Umwelt Bundes Amt
Für Mensch und Umwelt

Merkblatt über die Besten Verfügbare Techniken in der

Eisen- und Stahlerzeugung

nach der Industrie-Emissionen-Richtlinie 2010/75/EU

März 2012

mit ausgewählten Kapiteln in deutscher Übersetzung

Umweltbundesamt
(German Federal Environment Agency)
National Focal Point - IPPC
Wörlitzer Platz 1
D-06844 Dessau
Tel.: +49 (0)340 2103-0
Fax: + 49 (0)340 2103-2285
E-Mail: nfp-ippc@uba.de (Subject: NFP-IPPC)

Das Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit hat sich dazu bereit erklärt, die Verfügbarkeit der für die Genehmigungsbehörden wesentlichen Kapitel der überarbeiteten BVT-Merkblätter in deutscher Sprache organisatorisch und finanziell solange sicherzustellen, wie die EU-Kommission nicht die Übersetzung der Merkblätter in alle Amtssprachen vornimmt. Es beauftragte das Umweltbundesamt (UBA) in seiner Funktion als nationale Koordinierungsstelle für die BVT-Arbeiten mit der Organisation und fachlichen Begleitung dieser Übersetzungsarbeiten.

In dem vorliegenden Dokument wurden aus dem von der Europäischen Kommission veröffentlichten BVT-Merkblatt „Eisen- und Stahlerzeugung“ diejenigen Kapitel übersetzt, die für die Bestimmung der Besten Verfügbaren Techniken in Deutschland relevant sind (namentlich die Kapitel 2, 3.3, 5.3, 6.3, 7.3, 8.3, 10, 11 und 12).

Die nicht übersetzen Kapitel liegen in diesem Dokument in der englischsprachigen Originalfassung vor. Diese englischsprachigen Teile des Dokumentes enthalten weitere Informationen (u.a. Emissionssituation der Branche, Technikbeschreibungen etc.), die nicht übersetzt wurden. In Ausnahmefällen gibt es in der deutschen Übersetzung Verweise auf nicht übersetzte Textpassagen. Die deutsche Übersetzung sollte daher immer in Verbindung mit dem englischen Text verwendet werden.

Das Kapitel 8.3 „BVT-Schlussfolgerungen“ entspricht der offiziellen Übersetzung der Entscheidung der Europäischen Kommission über die BVT-Schlussfolgerungen für die Eisen- und Stahlerzeugung, in dessen Prüfung Deutschland, Luxemburg und Österreich eingebunden waren.

Die Übersetzungen der weiteren Kapitel wurden ebenfalls sorgfältig erstellt und fachlich durch das Umweltbundesamt und Fachleute der Bundesländer geprüft. Diese deutschen Übersetzungen stellen keine rechtsverbindliche Übersetzung des englischen Originaltextes dar. Bei Zweifelsfragen muss deshalb immer auf die von der Kommission veröffentlichte englischsprachige Version zurückgegriffen werden.

Dieses Dokument ist auf der Homepage des Umweltbundesamtes unter (http://www.bvt.umweltbundesamt.de/kurzue.htm) abrufbar.

Durchführung der Übersetzung in die deutsche Sprache:

Christian Lehmann, Dessau-Roßlau
Katja Kraus, Berlin
Paula Kraus, Berlin
Sebastian Plickert, Berlin

Auftrag des JRC-IPTS ist es, kundenorientierte Unterstützung für die Politikgestaltung der EU zu leisten, indem sie wissenschaftsbasierte Antworten auf politische Fragestellungen erarbeitet, die sowohl eine sozio-ökonomische als auch eine technisch-wissenschaftliche Dimension haben.

Danksagungen

Dieser Bericht wurde vom Europäischen IVU-Büro (*engl.* European Integrated Pollution Prevention and Control Bureau, *abgekürzt* EIPPCB) im Institut für Prospektive Technologische Studien (*engl.* Institute for Prospective Technological Studies – IPTS) des Gemeinsamen Forschungszentrums der Europäischen Kommission (*engl.* Joint Research Centre – JRC) unter der Leitung von Serge Roudier (Leiter des EIPPCB) und Luis Delgado (Leiter der Abteilung "Nachhaltige Produktion und Konsum" – *engl.* Sustainable Production and Consumption Unit) erarbeitet.

Der hauptsächliche Bearbeiter dieses BVT-Merkblatts im EIPPCB war Herr Rainer Remus. Herrn Miguel Aguado-Monsonet hat mit dieser Überarbeitung begonnen.

Dieser Bericht wurde im Rahmen der Umsetzung der Industrie-Emissionen-Richtlinie (2010/75/EU) erarbeitet und ist das Ergebnis des Informationsaustauschs gemäß Artikel 13 der Richtlinie in Bezug auf die Eisen- und Stahlerzeugung.

Wesentliche Beitragende zu dem Informationsaustausch waren:

- die folgenden EU-Mitgliedsstaaten: Österreich, Belgien, Tschechische Republik, Dänemark, Finnland, Frankreich, Deutschland, Italien, Luxemburg, die Niederlande, Polen, Schweden, das Vereinigte Königreich
- Norwegen
- Eurofer, als der Industrieverband, der die Mehrheit der europäischen Stahlerzeuger vertritt
- Ökopol, als Vertreter für die europäischen Umweltverbände.

Weiterhin wurden Informationen von mehreren Unternehmen des Anlagenbaus aus Deutschland, Italien und der Schweiz bereitgestellt.

Das gesamte Team des EIPPCB lieferte Beiträge und beteiligte sich an der Qualitätssicherung.

Dieses Dokument ist Teil einer Serie der nachfolgend genannten Dokumente (derzeit liegen jedoch noch nicht für alle Dokumente Entwürfe vor):

Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken für … [englische Titel]	**Kürzel**
Ceramic Manufacturing Industry	CER
Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector	CWW
Emissions from Storage	EFS
Energy Efficiency	ENE
Ferrous Metals Processing Industry	FMP
Food, Drink and Milk Industries	FDM
Industrial Cooling Systems	ICS
Intensive Rearing of Poultry and Pigs	IRPP
Iron and Steel Production	*IS*
Large Combustion Plants	LCP
Large Volume Inorganic Chemicals – Ammonia, Acids and Fertilisers Industries	LVIC-AAF
Large Volume Inorganic Chemicals – Solids and Others industry	LVIC-S
Large Volume Organic Chemical Industry	LVOC
Management of Tailings and Waste-rock in Mining Activities	MTWR
Manufacture of Glass	GLS
Manufacture of Organic Fine Chemicals	OFC
Non-ferrous Metals Industries	NFM
Production of Cement, Lime and Magnesium Oxide	CLM
Production of Chlor-alkali	CAK
Production of Polymers	POL
Production of Speciality Inorganic Chemicals	SIC
Pulp and Paper Industry	PP
Refining of Mineral Oil and Gas	REF
Slaughterhouses and Animals By-products Industries	SA
Smitheries and Foundries Industry	SF
Surface Treatment of Metals and Plastics	STM
Surface Treatment Using Organic Solvents	STS
Tanning of Hides and Skins	TAN
Textiles Industry	TXT
Waste Incineration	WI
Waste Treatments Industries	WT
Wood and Wood Products Preservation with Chemicals	WPC
Wood-based Panels Production	WBP
Merkblatt über …	
Economics and Cross-media Effects	ECM
General Principles of Monitoring	MON

Elektronische Fassungen der Entwürfe und der fertiggestellten Dokumente sind öffentlich und können unter http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/ heruntergeladen werden, unter http://www.bvt.umweltbundesamt.de/kurzue.htm auch in deutscher Teilübersetzung.

VORWORT

1. Status dieses Dokuments

Sofern nicht anders angegeben, beziehen sich alle Verweise auf „die Richtlinie“ im vorliegenden Dokument auf die Richtlinie 2010/75/EU des Europäischen Parlaments und des Rates über Industrieemissionen (integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung; Neufassung).

Das ursprüngliche Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken (BVT) für die Eisen- und Stahlerzeugung wurde von der Europäischen Kommission im Jahr 2001 verabschiedet. Die Überarbeitung begann im November 2005.

Dieses BVT-Merkblatt für die Eisen- und Stahlerzeugung ist Teil einer Reihe, in der die Ergebnisse eines Informationsaustauschs zwischen den EU-Mitgliedsstaaten, den betreffenden Industriezweigen, sich für den Umweltschutz einsetzenden Nichtregierungsorganisationen sowie der Kommission über die besten verfügbaren Techniken (BVT) präsentiert werden. Er dient gemäß Art. 13 (1) der Richtlinie dazu, BVT-Merkblätter zu erstellen, zu überprüfen und erforderlichenfalls zu aktualisieren. Gemäß Artikel 13 (6) der Richtlinie wird dieses Dokument von der Europäischen Kommission veröffentlicht.

Entsprechend Artikel 13 (5) der Richtlinie wurde der Durchführungsbeschluss der Kommission (2012/135/EU) über Schlussfolgerungen zu den besten verfügbaren Techniken (BVT) für die Eisen- und Stahlerzeugung – wie in Kapitel 9 dieses Dokuments enthalten – am 28. Februar 2012 verabschiedet und am 8. März 2012 veröffentlicht ([1]).

2. Beteiligte am Informationsaustausch

Wie in Artikel 13 (3) der Richtlinie gefordert, hat die Kommission ein Forum zur Förderung des Informationsaustauschs eingerichtet, welches sich aus Vertretern der Mitgliedsstaaten, der betreffenden Industriezweige und der sich für den Umweltschutz einsetzenden Nichtregierungsorganisationen zusammensetzt (Beschluss der Kommission vom 16. Mai 2011 zur Einrichtung eines Forums für den Informationsaustausch gemäß Artikel 13 der Richtlinie 2010/75/EU über Industrieemissionen (2011/C 146/03; ABl. C 146 vom 17.5.2011, S. 3).

Die Mitglieder des Forums haben technische Experten für die Technische Arbeitsgruppe (*engl.* TWG) nominiert, die bei der Erstellung dieses Dokuments als wichtigste Quelle für Informationen diente. Die Arbeit der TWG wurde vom Europäischen IVU-Büro (*engl.* IPPC Bureau; Teil der gemeinsamen Forschungsstelle JRC der Kommission) geleitet.

3. Struktur und Inhalt dieses Dokuments

Im Folgenden wird beschrieben, welche Art von Informationen die einzelnen Kapitel des Dokuments enthalten.

Kapitel 1 liefert allgemeine Informationen über die Eisen- und Stahlindustrie.

Kapitel 2 liefert Information und Daten über allgemeine industrielle Verfahren und Techniken, die in diesem Sektor eingesetzt werden. Dies sind Querschnittsfragen oder besondere Tätigkeiten, die nicht mit den spezifischen Prozessen der Eisen- und Stahlerzeugung zusammenhängen.

Kapitel 3 bis 8 liefern die nachfolgend genannten Informationen zu den einzelnen Prozessstufen der Eisen- und Stahlerzeugung (Sinteranlagen, Pelletieranlagen, Kokereien, Hochöfen, Sauer-

([1]) ABl. L 70 vom 8.3.2012, S. 63

stoffblasstahlerzeugung einschließlich Gießen und Elektrostahlerzeugung einschließlich Gießen). Das *X* steht im folgenden für die entsprechenden Kapitelnummern 3 bis 8:

Unterkapitel *X*.1 informiert über die angewendeten Verfahren und Techniken

Unterkapitel *X*.2 liefert Daten und Informationen zur Umweltleistung von Anlagen dieses Sektors, die zum Zeitpunkt der Dokumenterstellung in Betrieb waren, in Hinblick auf die derzeitigen Emissionen, die Art der Rohmaterialien und ihre Verbräuche, den Wasser- und Energieverbrauch sowie den Anfall an Abfällen.

Unterkapitel *X*.3 beschreibt im Detail die bei der Bestimmung der BVT für diese Prozessstufe zu erwägenden Techniken zur Vermeidung oder – soweit dies nicht praktikabel ist – zur Verminderung der mit dem Anlagenbetrieb verbundenen Umweltbelastungen. Diese Informationen beinhalten, soweit relevant, die Umweltleistungswerte (z. B. Emissions- und Verbrauchswerte), die durch die Anwendung der Techniken erreicht werden können, die zugrundeliegenden Überwachungsverfahren, die Kosten und die medienübergreifenden Effekte, die mit diesen Techniken verbunden sind.

Kapitel 9 präsentiert die Schlussfolgerungen zu den besten verfügbaren Techniken (BVT) für die Eisen- und Stahlerzeugung entsprechend der Definition in Artikel 3 (12) der Richtlinie.

Kapitel 10 liefert Informationen zu alternativen Verfahren der Eisengewinnung, die bereits industriell angewendet werden.

Kapitel 11 enthält Informationen zu den „in Entwicklung befindlichen Techniken “ entsprechend der Definition in Artikel 3 (12) der Richtlinie.

Schlussbemerkungen und Empfehlungen für die zukünftige Arbeit sind Gegenstand von Kapitel 12.

4. Verwendete Informationsquellen und die Ableitung der BVT

Dieses Dokument basiert auf Informationen, die aus einer Vielzahl von Quellen stammen, insbesondere aus der Technische Arbeitsgruppe (TWG), die speziell für den Informationsaustausch nach Artikel 13 der Richtlinie eingerichtet wurde. Die Informationen wurden vom Europäischen IVU-Büro (EIPPCB; Teil der Gemeinsamen Forschungsstelle der Kommission) zusammengetragen und bewertet, welche die Arbeiten zur Ermittlung der BVT nach den Prinzipien von Sachverstand, Transparenz und Neutralität geleitet hat. Die Beiträge der TWG und aller anderen Beteiligten werden dankbar anerkannt.

Die BVT-Schlussfolgerungen wurden in einem iterativen Prozess abgeleitet, welcher folgende Schritte umfasste:

- Identifizierung der wesentlichsten Umweltprobleme des Sektors an Hand der zwei wichtigsten Prozessrouten zur Stahlerzeugung – der Prozessroute über Sinter-/Pelletieranlage, Kokerei, Hochofen und Sauerstoffblasstahlkonverter sowie der Elektrolichtbogenofenroute. Die wesentlichsten Umweltprobleme, bei denen aus Umweltschutzgründen Handlungsbedarf besteht, sind die Luftemissionen und der Energieverbrauch;
- Sichtung der relevantesten Techniken, die auf diese Umweltprobleme abzielen;
- Identifizierung der besten Umweltleistungswerte auf Basis der in der Europäischen Union oder weltweit verfügbaren Daten;
- Prüfung der Bedingungen, unter denen diese Umweltleistungswerte erreicht wurden, z. B. der Kosten, der medienübergreifenden Effekte und der wesentlichen Triebkräfte für die Einführung dieser Techniken;
- Auswahl der Besten Verfügbaren Techniken (BVT) für diesen Sektor entsprechend Artikel 3 (10) und Anhang III der Richtlinie, der damit assoziierten Emissionswerte (und anderer Umweltleistungswerte) sowie der zugrundeliegenden Überwachungsverfahren.

Expertenurteile durch das Europäische IVU-Büro und die TWG spielten eine wesentliche Rolle in jedem dieser Schritte und haben bestimmt, wie die Informationen hier präsentiert werden.

Soweit verfügbar, wurden zu den Beschreibungen der Techniken in den Unterkapiteln *X*.3 auch Kostendaten geliefert. Diese Daten geben eine grobe Einschätzung der Höhe der Kosten und der Kostenvorteile wider. Die tatsächlichen Kosten und der Kostenvorteile einer Anwendung dieser Techniken können allerdings stark von der spezifischen Situation der betreffenden Anlage abhängen, welche im Rahmen dieses Dokument nicht vollständig beurteilt werden kann. Soweit Kostendaten nicht vorhanden sind, wurde aus Beobachtungen bestehender Anlagen auf die ökonomische Verfügbarkeit der Techniken geschlussfolgert.

5. Überarbeitung der BVT-Merkblätter

BVT ist ein dynamisches Konzept und also die Überarbeitung der BVT-Merkblätter ein kontinuierlicher Prozess. Zum Beispiel können neue Maßnahmen und Techniken aufkommen, Technologie und Wissenschaft sich kontinuierlich weiter entwickeln und neue oder weiter entwickelte Verfahren erfolgreich in der Industrie angewendet werden. Um solche Entwicklungen und deren Konsequenzen für BVT widerspiegeln zu können, wird dieses Dokument in regelmäßigen Abständen überprüft und, soweit erforderlich, aktualisiert.

6. Kontaktadresse

Stellungnahmen und Vorschläge sollten über die nachfolgende Adresse an das Europäische IVU-Büro im Institut für technologische Zukunftsforschung (IPTS) geschickt werden:

European Commission
Institute for Prospective Technological Studies
European IPPC Bureau
Edificio Expo
c/ Inca Garcilaso, 3
E-41092 Seville, Spain

Telefon: +34 95 4488 284
Fax: +34 95 4488 426
E-Mail: JRC-IPTS-EIPPCB@ec.europa.eu
Internet: http://eippcb.jrc.ec.europa.eu

Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken in der Eisen- und Stahlerzeugung

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
	VORWORT	**PREFACE**	**I**
	ANWENDUNGSBEREICH	**SCOPE**	**XXV**
1	**GENERAL INFORMATION**	**ALLGEMEINE INFORMATIONEN**	**1**
1.1	**Steel production in Europe and worldwide**	**Stahlerzeugung in Europa und weltweit**	**1**
1.2	**Geographical distribution of iron and steel production in the EU**	**Geografische Verteilung der Eisen- und Stahlerzeugung in der EU**	**3**
1.3	**Economics and employment in the EU iron and steel industry**	**Ökonomie und Beschäftigung in der Eisen- und Stahlindustrie der EU**	**8**
1.4	**Steelmaking process**	**Produktionsrouten zur Stahlerzeugung**	**9**
1.5	**Main environmental issues in the production of iron and steel**	**Wesentliche Umweltaspekte der Eisen- und Stahlerzeugung**	**12**
2	**ALLGEMEINE VERFAHREN UND TECHNIKEN**	**GENERAL PROCESSES AND TECHNIQUES**	**18**
2.1	**Energiemanagement in der Stahlindustrie**	**Energy management in the steelmaking industry**	**19**
2.1.1	Energieflüsse und Prozessgasnutzung in integrierten Stahlwerken	Energy flow and process gas utilisation in integrated steelworks	19
2.1.2	Dampf- und Wärmemanagement in integrierten Stahlwerken	Steam and heat management in integrated steelworks	22
2.1.3	Energieflüsse in Elektrostahlwerken	Energy flow in EAF steelmaking	23
2.2	**Kraftwerke in integrierten Stahlwerken**	**Power plants in iron and steel works**	**25**
2.2.1	Angewendete Verfahren und Techniken	Applied processes and techniques	25
2.2.2	Derzeitige Emissions- und Verbrauchswerte	Current emission and consumption level	28
2.2.2.1	Luftemissionen	Emissions to air	29
2.2.2.1.1	*Minderung der Staubemissionen*	*Abatement of dust emissions*	*29*
2.2.2.1.2	*Minderung der SO_2-Emissionen*	*Abatement of SO_2 emissions*	*29*
2.2.2.1.3	*Minderung der Kohlenmonoxid- (CO) Emissionen*	*Abatement of carbon monoxide (CO) emissions*	*30*
2.2.2.1.4	*Minderung der NO_x -Emissionen*	*Abatement of NO_X emissions*	*30*
2.3	**Materialmanagement**	**Materials management**	**32**
2.3.1	Lagerung und Handling der eingesetzten Materialien	Storage and handling of input materials	33
2.3.2	Management von Produktionsrückständen	Management of production residues	36
2.3.2.1	Interne Verwendung von Rückständen im integrierten Stahlwerk	Internal use of integrated steelworks residues	38
2.3.2.2	Externe Verwendung von Rückständen aus integrierten Stahlwerken	External applications of integrated steelworks residues	39
2.3.2.3	Ablagerung von Rückständen aus integrierten Stahlwerken	Disposal of integrated steelworks residues	39
2.4	**Wasser- und Abwassermanagement**	**Water and waste water management**	**40**
2.5	**Allgemeine Techniken, die bei der Bestimmung der BVT zu erwägen sind**	**General techniques to consider in the determination of BAT**	**45**
2.5.1	Umweltmanagementsysteme	Environmental management systems	47
2.5.2	Energiemanagement	Energy management	50

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
2.5.2.1	Techniken zur Verbesserung der Energieeffizienz	Techniques to improve energy efficiency	50
2.5.2.2	Techniken zur Optimierung der Prozessgasnutzung	Techniques to optimise process gas utilisation	51
2.5.2.3	Techniken zur Verbesserung der Wärmerückgewinnung	Techniques to improve heat recovery	52
2.5.2.4	Drehzahlgeregelte Pumpen und Gebläse	Frequency-controlled pumps and fans	55
2.5.3	Minderung der NO_x-Emissionen aus mit Prozessgasen betriebenen Feuerungsanlagen	Reduction of NO_X in process gas-fired power plants	57
2.5.3.1	Minderung der NO_x-Emissionen durch Primärmaßnahmen	Reduction of NO_X by primary measures	57
2.5.3.2	Minderung der NO_x-Emissionen durch Sekundärmaßnahmen	Reduction of NO_X by secondary measures	59
2.5.3.2.1	*NO_x-Minderung durch selektive katalytische Reduktion (SCR)*	*NO_X reduction by selective catalytic reduction (SCR)*	*59*
2.5.3.2.2	*NO_x–Minderung durch nicht-selektive katalytische Reduktion (SNCR)*	*NO_X reduction by selective non-catalytic reduction (SNCR)*	*61*
2.5.4	Materialmanagement	Material management	62
2.5.4.1	Techniken zur Verbesserung der Schrottnutzung	Techniques to improve the use of scrap	62
2.5.4.2	Techniken zur Minderung diffuser Emissions aus der Lagerung, dem Handling, Transport und Abmischen von Schüttgütern	Techniques to reduce diffuse emissions from materials storage, handling, transport and blending	64
2.5.4.3	Techniken zur Minderung von Abwasseremissionen aus dem Handling, Vermengen und Mischen der Rohstoffe	Techniques to control releases to water from raw materials handling, blending and mixing	67
2.5.4.4	Spezialisierte Verwertungsanlagen für eisenhaltige Rückstände	Specialised recycling facilities for iron-rich residues	68
2.5.4.4.1	*OxyCup® -Schachtofen*	*OxyCup® shaft furnace*	*68*
2.5.4.4.2	*DK-Verfahren*	*DK process*	*69*
2.5.4.4.3	*Schmelzreduktions-Verfahren*	*Smelting reduction processes*	*70*
2.5.4.4.4	*Kalt gebundene Pellets/Briketts*	*Cold bonded pellets/briquettes*	*74*
2.5.5	Anlagenüberwachung in Eisen- und Stahlwerken	Monitoring in iron and steel plants	76
2.5.5.1	Kontinierliche Überwachung der Prozessparameter und der Luftemissionen	Continuous parameter and air emissions monitoring	76
2.5.5.2	Beispiele für die kontinuierliche Überwachung gefasster Luftemissionen	Examples of continuous monitoring of ducted air emissions	78
2.5.5.2.1	*Kontinuierliche Messung der Staubemissionen aus der Sekundärentstaubung von Sauerstoff-blasstahlwerken*	*Continuous measurement of dust emissions from secondary dedusting systems in basic oxygen furnaces*	*78*
2.5.5.2.2	*Kontinuierliche Überwachung der nachge-schalteten Gewebefilter in Elektrostahlwerken*	*Continuous monitoring of downstream bag filters in EAF plants*	*80*
2.5.5.3	Überwachung der Prozessgase	Monitoring of process gases	81
2.5.5.4	Diskontinuierliche Messungen von gefassten Emissionen	Discontinuous monitoring of ducted air emissions	82
2.5.5.5	Überwachung der PCDD/F-Emissionens	Monitoring of PCDD/F	84
2.5.5.6	Überwachung von diffusen und flüchtigen Emissionen	Monitoring of diffuse and fugitive emissions	86
2.5.5.6.1	*Direkte oder quasi-direkte Messungen*	*Direct or quasi-direct measurement*	*86*
2.5.5.6.2	*Indirekte Messungen*	*Indirect measurements*	*87*
2.5.5.6.3	*Emissionsberechnung mit Hilfe von Emissionsfaktoren*	*Calculation of emissions with emissions factors*	*89*
2.5.5.7	Überwachung von Abwassereinleitungen	Monitoring the discharge of waste water	90
2.5.6	Lärmminderung	Reduction of noise	90
3	**SINTER PLANTS**	**SINTERANLAGEN**	**91**
3.1	**Applied processes and techniques**	**Angewandte Verfahren und Techniken**	**91**

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
3.1.1	Purpose of the sinter process	Zweck des Sinterprozesses	91
3.1.2	Blending and mixing of raw materials	Vermengen und Mischen der Rohmaterialien	91
3.1.3	Sinter strand operation	Betrieb des Sinterbands	93
3.1.4	Hot sinter screening and cooling	Siebung und Kühlung des heißen Sinters	95
3.2	**Current emission and consumption levels**	**Aktuelle Emissions- und Verbrauchswerte**	**96**
3.2.1	Mass stream overview and input/output data	Überblick über die eingesetzten und die den Prozess verlassenden Stoffströme	96
3.2.2	Environmental issues for sinter making process	Umweltprobleme bei der Sintererzeugung	100
3.2.2.1	Emissions to air	Luftemissionen	100
3.2.2.1.1	*Dust emissions from the handling, crushing, screening and conveying of sinter feedstock and products*	*Staubemissionen aus dem Handling, der Zerkleinerung, Siebung und dem Transport der Rohmaterialien und des Sinters*	*100*
3.2.2.1.2	*Off-gas emissions from the sinter strand*	*Abgasemissionen vom Sinterband*	*100*
3.2.2.1.2.1	*Dust*	*Staub*	*101*
3.2.2.1.2.2	*Heavy metals*	*Schwermetalle*	*102*
3.2.2.1.2.3	*Alkali chlorides*	*Alkalichloride*	*103*
3.2.2.1.2.4	*Sulphur oxides (SO_x)*	*Schwefeloxide (SO_x)*	*103*
3.2.2.1.2.5	*Fluorides*	*Fluoride*	*107*
3.2.2.1.2.6	*Nitrogen oxides (NO_x)*	*Stickoxide (NO_x)*	*108*
3.2.2.1.2.7	*Other inorganic compounds*	*Weitere anorganische Verbindungen*	*108*
3.2.2.1.2.8	*Hydrocarbons*	*Kohlenwasserstoffe*	*109*
3.2.2.1.2.9	*Polychlorinated dibenzo-p-dioxins and furans (PCDD/F)*	*Polychlorierte Dibenzo-p-Dioxine und Furane (PCDD/F)*	*110*
3.2.2.1.2.10	*Polychlorinated Biphenyls (PCB)*	*Polychlorierte Biphenyle (PCB)*	*113*
3.2.2.1.2.11	*Further organohalogen compounds*	*Weitere halogenierte Kohlenwasserstoffe*	*114*
3.2.2.1.2.12	*Polycyclic aromatic hydrocarbons (PAH)*	*Polyzyklische aromatische Kohlenwasserstoffe (PAK)*	*114*
3.2.2.1.2.13	*Plumes*	*Rauchschwaden*	*115*
3.2.2.1.3	*Dust emissions from sinter cooling*	*Staubemissionen aus der Sinterkühlung*	*115*
3.2.2.2	Waste water	Abwasser	116
3.2.2.3	Process residues such as waste and by-products	Prozessrückstände wie Abfälle und Nebenprodukte	116
3.2.2.4	Energy consumption	Energieverbrauch	116
3.2.2.5	Noise	Lärm	117
3.3	**Bei der Bestimmung der BVT für Sinteranlagen zu erwägende Techniken**	**Techniques to consider in the determination of BAT for sinter plants**	**118**
3.3.1	Prozessoptimierung	Process optimisation	120
3.3.2	Minderungstechniken für Luftemissionen aus Sinteranlagen	Abatement techniques for emissions into air from sinter plants	121
3.3.2.1	Hochentwickelte Elektrofilter (E-Filter)	Advanced electrostatic precipitator (ESP)	121
3.3.2.1.1	*Minderung der PCDD/F-Emissionen mittels E-Filter und Additiven*	*Reduction of PCDD/F by means of ESPs and additives*	*129*
3.3.2.2	Gewebefilter – kombinierte oder integrierte Minderung von festen und gasförmigen Schadstoffen	Bag filter – combined or integrated reduction of solid and gaseous pollutants	131
3.3.2.3	Zyklone	Cyclones	143
3.3.2.4	Feine Nasswäscher	Fine wet scrubbers	144
3.3.2.5	Minderung der VOC-Emissionen	Reduction of VOC emissions	149
3.3.2.5.1	*Begrenzung des Gehalts an flüchtigen Kohlenwasserstoffen in der Sinter-Rohmischung*	*Lowering the content of volatile hydrocarbons in the sinter feed*	*149*
3.3.2.5.2	*„Top layer“-Sinterverfahren*	*Top layer sintering*	*150*
3.3.2.6	Minderung der PCDD/F-Emissionen	Reduction of PCDD/F	151
3.3.2.6.1	*Unterdrückung der Bildung von PCDD/F durch Zugabe von Stickstoffverbindungen in die Sintermischung*	*Suppression of PCDD/F formation by addition of nitrogen compounds in the sinter mix*	*151*
3.3.2.7	Minderung der SO_2-Emissionen	Reduction of SO_2	153

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
3.3.2.7.1	*Primäre Maßnahmen zur Minderung der SO_2-Emissionen aus dem Sinterprozess*	*Primary measures for reduced SO_2 emissions from the sinter process*	*153*
3.3.2.7.2	*Nasse Entschwefelungsverfahren*	*Wet desulphurisation*	*154*
3.3.2.7.3	*Aktivkohleverfahren mit Aktivkohle-Regenerierung zur Entschwefelung und NO_x-Minderung*	*Regenerative activated carbon (RAC) process for desulphurisation and reduction of NO_X*	*158*
3.3.2.8	Minderung der NO_x-Emissionen	Reduction of NO_X	162
3.3.2.8.1	*Primäre Maßnahmen zur Minderung der NO_x-Emissionen*	*Primary measures for reduced NO_X emissions*	*162*
3.3.2.8.2	*Selektive katalytische Reduktion (SCR-Verfahren)*	*Selective catalytic reduction (SCR)*	*162*
3.3.3	Erfassung und Minderung der Staubemissionen aus sekundären Quellen	Collection and abatement of dust emissions from secondary sources	165
3.3.4	Verwendung von Prozessrückständen wie Abfällen und Nebenprodukten in der Sinteranlage	Use of production residues such as waste and by-products in the sinter plant	167
3.3.5	Abwärmenutzung im Sinterprozess	Heat recovery in the sinter process	169
3.3.5.1	Nutzung der Abwärme aus dem Sinterprozess und der Sinterkühlung	Heat recovery from sintering and sinter cooling	169
3.3.5.2	Teilweise Abgasrückführung	Partial recycling of waste gas	171
3.3.5.2.1	*Teilweise Rückführung des Abgases vom gesamten Sinterband*	*Partial recycling of waste gas from the whole strand*	*173*
3.3.5.2.2	*Rückführung des Abgases von der hinteren Hälfte des Sinterbands in Verbindung mit einem Wärmeaustausch*	*Recycling of waste gas from the end sinter strand combined with heat exchange*	*177*
3.3.5.2.3	*Rückführung des Abgases aus einem hinteren Teil des Sinterbands sowie der Abluft des Sinterkühlers*	*Recycling of waste gas from part of the end sinter strand and use of waste gas from the sinter cooler*	*179*
3.3.5.2.4	*Abschnittsweise Abgasrückführung auf andere Abschnitte des Sinterbands*	*Recycling of parts of waste gas to other parts of the sinter strand*	*183*
4	**PELLETISATION PLANTS**	**PELLETIERUNGSANLAGEN**	**187**
4.1	**Applied processes and techniques**	**Angewandte Verfahren und Techniken**	**187**
4.1.1	Grinding and drying/dewatering	Mahlung und Trocknung	188
4.1.2	Green ball preparation	Herstellung der Grünpellets	188
4.1.3	Induration	Härtung	189
4.1.3.1	The straight grate process	Wanderrost-Verfahren	190
4.1.3.2	The grate kiln process	Wanderrost-Drehrohrofen-Verfahren	190
4.1.4	Screening and handling	Siebung und Handling	191
4.2	**Current emission and consumption levels**	**Aktuelle Emissions- und Verbrauchswerte**	**192**
4.2.1	Mass stream overview and input/output data	Überblick über die eingesetzten und die den Prozess verlassenden Stoffströme	192
4.2.2	Environmental issues for the pellet-making process	Umweltaspekte der Pelleterzeugung	194
4.2.2.1	Emissions to air	Luftemissionen	194
4.2.2.2	Water flows	Abwasser	195
4.2.2.3	Process residues such as wastes and by-products	Prozessrückstände wie Abfälle und Nebenprodukte	196
4.2.2.4	Energy consumption	Energieverbrauch	196
4.2.2.5	Noise	Lärm	196
4.3	**Techniques to consider in the determination of BAT for pelletisation plants**	**Bei der Bestimmung der BVT für Pelletierungsanlagen zu erwägende Techniken**	**197**

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
4.3.1	Electrostatic precipitation at the grinding mills (dry grinding)	Einsatz von Elektrofiltern in den Mahlanlagen (Trockenmahlung)	198
4.3.2	Individual or combined reduction of solid and gaseous pollutants from the drying and induration zone	Individuelle oder kombinierte Minderung von festen und gasförmigen Schadstoffen aus der Trocknungs- und der Härtungszone	199
4.3.3	Gas suspension absorber (GSA)	Flugstromabsorption	200
4.3.4	Process-integrated NO_x abatement	Prozessintegrierte NO_X-Minderung	201
4.3.5	Selective catalytic reduction (SCR)	Selektive katalytische Reduktion (SCR-Verfahren)	202
4.3.6	Pellet plant water treatment	Behandlung des Abwassers aus der Pelletierungsanlage	203
4.3.7	Arsenic removal plant	Arsenfällung	204
4.3.8	Recovery of sensible heat from the induration strand	Nutzung der Abwärme aus dem Härtungsprozess	206
5	**COKE OVEN PLANTS**	**KOKEREIEN**	**207**
5.1	**Applied processes and techniques**	**Angewandte Verfahren und Techniken**	**208**
5.1.1	Coal handling and preparation	Handling und Vorbehandlung der Kohle	209
5.1.2	Coke oven battery operations	Betrieb der Koksofenbatterie	211
5.1.2.1	Coal charging	Ofenfüllung	211
5.1.2.2	Heating/firing of the chambers	Heizen der Ofenkammern	212
5.1.2.3	Coking	Verkokung	213
5.1.2.4	Coke pushing	Koksdrücken	214
5.1.2.5	Coke quenching	Kokslöschung	215
5.1.3	Coke handling and preparation	Koksaufbereitung und -handling	215
5.1.4	Coke oven gas treatment	Behandlung des Kokereigases	215
5.1.4.1	Collection and treatment of coke oven gas (COG) with the recovery of by-products	Erfassung und Aufbereitung des Kokereigases zur Kohlenwertstoffgewinnung	216
5.1.4.2	Gas cooling	Gaskühlung	219
5.1.4.3	Tar recovery from the coke oven gas	Gewinnung von Teer aus dem Kokereigas	220
5.1.4.4	Desulphurisation of coke oven gas	Entschwefelung des Kokereigases	220
5.1.4.5	Recovery of ammonia from the coke oven gas	Gewinnung von Ammoniak aus dem Kokereigas	221
5.1.4.6	Recovery of light oil from coke oven gas	Gewinnung von Leichtöl aus dem Kokereigas	221
5.1.5	Water flows from coke oven and by-product plants	Abwasser aus Koksofenbatterie und Kohlenwertstoffanlage	221
5.2	**Current emission and consumption levels**	**Aktuelle Emissions- und Verbrauchswerte**	**224**
5.2.1	Mass stream overview and input and output data	Überblick über die eingesetzten und die den Prozess verlassenden Stoffströme	224
5.2.2	Environmental issues for the coke-making process	Umweltaspekte der Kokserzeugung	226
5.2.2.1	Emissions to air	Luftemissionen	226
5.2.2.2	Water usage and waste water	Abwasser	231
5.2.2.3	Process residues from coke oven plants	Prozessrückstände aus Kokereien	234
5.2.2.4	Energy demand	Energieverbrauch	235
5.2.2.5	Soil pollution	Bodenverunreinigungen	235
5.3	**Bei der Bestimmung der BVT für Kokereien zu erwägende Techniken**	**Techniques to consider in the determination of BAT**	**236**
5.3.1	Kohleaufbereitung	Coal preparation	238
5.3.2	Minimierung der Emissionen aus der Ofenbefüllung	Minimising oven charging emissions	239

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
5.3.3	Abdichtung der Steigrohre und Fülllöcher	Sealing of ascension pipes and charging holes	240
5.3.4	Gleichmäßiger und ungestörter Betrieb der Kokerei	Smooth and undisturbed operation of the coke oven plant	242
5.3.5	Wartung der Koksöfen	Maintenance of coke ovens	244
5.3.6	Größere Koksofenkammern	Larger coke oven chambers	246
5.3.7	Verbesserung der Ofentür- und Rahmendichtungen	Improvement of oven door and frame seals	247
5.3.8	Reinigen der Ofentür- und Rahmendichtungen	Cleaning of oven doors and frame seals	248
5.3.9	Aufrechterhaltung einer ungestörten Gasströmung im Koksofen	Maintaining free gas flow in the coke oven	249
5.3.10	Variable Druckregulierung der Öfen während der Verkokung	Variable pressure regulation of ovens during the coking process	250
5.3.11	„Heat-Recovery“-Koksöfen	Heat recovery coking	252
5.3.12	Minderung der Emissionen aus der Koksofenunterfeuerung	Emissions reduction at coke oven firing	256
5.3.12.1	Minimierung von Leckagen zwischen den Koksofenkammern und den Heizkammern	Minimising leakage between coke oven chambers and heating chambers	256
5.3.12.2	Minderung der NO_x-Emissionen durch Primärmaßnahmen	Reduction of NO_X by primary measures	257
5.3.12.3	Minderung der NO_x-Emissionen durch Sekundärmaßnahmen	Reduction of NO_X by secondary measures	259
5.3.12.4	Minderung der SO_2-Emissionen durch Entschwefelung des Koksofengases	Reduction of SO_2 by coke oven gas desulphurisation	260
5.3.13	Minderung der Emissionen beim Koksdrücken	Emission reduction during coke pushing	267
5.3.14	Kokstrockenkühlung (KTK)	Coke dry quenching	270
5.3.15	Nasslöschverfahren	Coke wet quenching	272
5.3.15.1	Konventionelles Nasslöschverfahren	Conventional wet quenching	272
5.3.15.2	CSQ -Nasslöschverfahren	Coke stabilisation quenching	274
5.3.16	Minderung der Emissionen aus dem Handling des erzeugten Kokses	Emissions reduction in coke handling	276
5.3.17	Rohrförderbandsystem	Closed belt conveyors	276
5.3.18	Gasdichter Betrieb der Kohlenwertstoffanlage	Gas-tight operation of the gas treatment plant	278
5.3.19	Abscheidung von Teer (und PAK) aus dem Ablauf der Destillation	Removing tar (and PAH) from still effluent	279
5.3.20	Strippen von Ammoniak aus dem Abwasser	Stripping of ammonia from the waste water	280
5.3.21	Abwasserbehandlung	Waste water treatment	281
6	**BLAST FURNACES**	**HOCHÖFEN**	**290**
6.1	**Applied processes**	**Angewandte Verfahren und Techniken**	**290**
6.1.1	Burden preparation	Möllervorbereitung	292
6.1.2	Conveying and charging of raw materials	Möllertransport und Begichtung	292
6.1.3	Blast furnace operation	Betrieb des Hochofens	293
6.1.3.1	Reducing agents application	Einsatz von Reduktionsmitteln	294
6.1.4	Hot stoves operation	Betrieb der Winderhitzer	296
6.1.5	Casting	Abstich	297
6.1.6	Slag cooling and processing	Abkühlung und Behandlung der Schlacke	297
6.1.6.1	Slag granulation processing	Schlackengranulation	298
6.1.6.2	Slag pelletising process	Schlackenpelletierung	301

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
6.1.6.3	Slag pit process	Verwendung von Schlackengruben	301
6.2	**Current emission and consumption levels**	**Aktuelle Emissions- und Verbrauchswerte**	**302**
6.2.1	Mass stream overview and input/output data	Überblick über die eingesetzten und die den Prozess verlassenden Stoffströme	302
6.2.2	Environmental issues for the blast furnace process	Umweltaspekte des Hochofenprozesses	306
6.2.2.1	Emissions to Air	Luftemissionen	307
6.2.2.2	Waste water	Abwasser	311
6.2.2.3	Process residues such as wastes and by-products	Prozessrückstände wie Abfälle und Nebenprodukte	313
6.2.2.4	Energy and reductant demand	Energie- und Reduktionsmittelbedarf	315
6.2.2.5	Noise emissions	Lärmemissionen	316
6.3	**Bei der Bestimmung der BVT für Hochöfen zu erwägende Techniken**	**Techniques to consider in the determination of BAT**	**317**
6.3.1	Entstaubung der Hochofengießhalle (Abstichlöcher, Abstichrinnen, Fuchs, Befüllung der Torpedopfannen)	Cast house dedusting (tap holes, runners, skimmers, torpedo ladle charging points)	319
6.3.2	Rauchunterdrückung in der Hochofengießhalle	Fume suppression during hot metal charging	322
6.3.3	Einsatz von teerfreien Gießrinnenauskleidungen	Use of tar-free runner linings	325
6.3.4	Reinigung des Hochofengases	Blast furnace gas treatment	326
6.3.5	Gaserfassung aus dem Gichtverschluss	Gas recovery system for top hopper release	327
6.3.6	Behandlung und Wiederverwendung des Waschwassers aus der Hochofengaswäsche	Treatment and reuse of scrubbing water	331
6.3.7	Hydrozyklonierung von Hochofenschlamm	Hydrocyclonage of blast furnace sludge	334
6.3.8	Kondensation der Dämpfe aus der Schlackenbehandlung	Condensation of fume from slag processing	335
6.3.9	Einsatz hochwertiger Erze	Use of high quality ores	337
6.3.10	Verbesserung der Energieeffizienz des Hochofens	Increase of energy efficiency in blast furnaces	338
6.3.11	Rückgewinnung und Verwendung des Hochofengases	Recovery and use of blast furnace gas	339
6.3.12	Direkteinblasung von Reduktionsmitteln	Direct injection of reducing agents	339
6.3.12.1	Einblasung von Kohle	Coal injection	341
6.3.12.2	Oxy-Öl-Eindüsung	Oxy-oil injection	343
6.3.12.3	Eindüsung von Gas	Gas injection	344
6.3.12.4	Einblasung von Kunststoffen	Plastic injection	346
6.3.12.5	Direkteinblasung von Altöl, Altfett und Emulsionen als Reduktionsmittel sowie von festen eisenhaltigen Rückständen	Direct injection of used oils, fats and emulsions as reducing agents and of solid iron residues	348
6.3.13	Energierückgewinnung aus der Entspannung des Gichtgas	Energy recovery from top gas pressure	350
6.3.14	Energieeinsparungen in den Winderhitzern	Energy savings at the hot stoves	351
7	**BASIC OXYGEN STEELMAKING AND CASTING**	**SAUERSTOFFBLASSTAHLERZEUGUNG EINSCHLIEßLICH GIEßEN**	**354**
7.1	**Applied processes and techniques**	**Angewandte Verfahren und Techniken**	**355**
7.1.1	Transport and storage of hot metal	Transport und Lagerung des Roheisens	355
7.1.2	Pretreatment of hot metal	Vorbehandlung des Roheisens	356
7.1.3	Oxidation in the basic oxygen furnace	Oxidation im Blasstahlkonverter	357

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
7.1.4	Secondary metallurgy	Sekundärmetallurgie	362
7.1.5	Casting	Gießverfahren	364
7.1.5.1	Continuous casting	Strangguss	364
7.1.5.2	Near net shape casting	Endabmessungsnahe Gießverfahren	365
7.1.5.3	Ingot casting	Blockguss	366
7.2	**Current emission and consumption levels**	**Aktuelle Emissions- und Verbrauchswerte**	**367**
7.2.1	Mass stream overview and input/output data	Überblick über die eingesetzten und die den Prozess verlassenden Stoffströme	367
7.2.2	Environmental issues for basic oxygen steelmaking	Umweltaspekte der Sauerstoffblasstahl-erzeugung	370
7.2.2.1	Emissions to Air	Luftemissionen	370
7.2.2.1.1	*Emissions from hot metal pretreatment*	*Emissionen aus der Vorbehandlung des Roheisens*	*371*
7.2.2.1.2	*Emissions from BOF operations*	*Emissionen aus dem Betrieb des Blasstahlkonverters*	*371*
7.2.2.1.3	*Other emission sources in the BOF process including secondary metallurgy and continuous casting*	*Weitere Emissionsquellen in der Blasstahl-erzeugung wie die Sekundärmetallurgie und der Strangguss*	*375*
7.2.2.1.4	*Diffuse emissions from the BOF processes*	*Diffuse Emissionen aus der Blasstahl-erzeugung*	*375*
7.2.2.2	Waste water	Abwasser	376
7.2.2.3	Process residues such as wastes and by-products	Prozessrückstände wie Abfälle und Nebenprodukte	377
7.2.2.4	Energy consumption	Energieverbrauch	383
7.3	**Bei der Bestimmung der BVT für die Blas-stahlerzeugung zu erwägende Techniken**	**Techniques to consider in the determination of BAT**	**384**
7.3.1	Primärentstaubung	Primary dedusting	386
7.3.2	Sekundärentstaubung	Secondary dedusting	388
7.3.2.1	Erfassung und Reinigung der Sekundäremissionen	Collection and abatement of secondary emissions	388
7.3.2.2	Staubminderung bei der Vorbehandlung des Roheisens	Dust abatement from hot metal pretreatment	396
7.3.2.3	Staubminderung beim Block- oder Strangguss	Dust abatement for ingot and continuous casting	399
7.3.2.4	Allgemeine Techniken zur Vermeidung und Verminderung diffuser und flüchtiger Sekundäremissionen	General techniques to prevent or control diffuse and fugitive secondary emissions	400
7.3.3	Behandlung des Abwasser aus der Nassentstaubung	Treatment of waste water from wet dedusting	402
7.3.4	Behandlung des Abwassers aus der Stranggussanlage	Treatment of waste water from continuous casting	403
7.3.5	Heißbrikettierung und Verwertung des Staubs in Verbindung mit einer Erzeugung zinkreicher Pellets zur externer Verwendung	Dust hot briquetting and recycling with recovery of high zinc concentrated pellets for external reuse	405
7.3.6	Senkung des Zinkgehalts im eingesetzten Schrott	Lowering the zinc content of scrap	408
7.3.7	Energetische Nutzung des Konvertergases	Energy recovery from the BOF gas	409
7.3.8	Unterbrechungsfreie Probenahme und Analyse des Stahls	Online sampling and steel analysis	412
7.3.9	Verbesserung der Energieeffizienz des Stahlwerks durch Automatisierung	Increased energy efficiency in the steel shop by automatisation	413
7.3.10	Direkter Abstich des Blasstahlkonverters	Direct tapping from BOF	417

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
7.3.11	Endabmessungsnahe Bandgießverfahren	Near net shape strip casting	418
8	**ELECTRIC ARC FURNACE STEELMAKING AND CASTING**	**ELEKTROSTAHLERZEUGUNG EINSCHLIEßLICH GIEßEN**	**422**
8.1	**Applied processes and techniques**	**Angewandte Verfahren und Techniken**	**422**
8.1.1	Raw materials handling and storage	Handling und Lagerung der Rohmaterialien	424
8.1.2	Scrap preheating	Schrottvorwärmung	425
8.1.3	Charging	Chargierung	425
8.1.4	Electric arc furnace melting and refining	Schmelzvorgang und Raffination im Elektrolichtbogenofen	426
8.1.5	Steel and slag tapping	Abstich des Stahls und der Schlacke	426
8.1.6	Secondary metallurgy	Sekundärmetallurgie	427
8.1.7	Slag handling and processing	Handling und Aufbereitung der Schlacke	428
8.1.8	Casting	Gießverfahren	429
8.2	**Present consumption and emission levels**	**Aktuelle Emissions- und Verbrauchswerte**	**430**
8.2.1	Mass stream overview and input/output data	Überblick über die eingesetzten und die den Prozess verlassenden Stoffströme	430
8.2.2	Environmental issues for electric arc furnace steelmaking process	Umweltaspekte der Elektrostahlerzeugung	432
8.2.2.1	Emissions to air	Luftemissionen	432
8.2.2.1.1	*Collection of primary emissions*	*Erfassung der primären Abgasemissionen*	*432*
8.2.2.1.2	*Collection of secondary emissions*	*Erfassung der sekundären Abgasemissionen*	*432*
8.2.2.1.3	*Primary and secondary emissions and treatment*	*Primäre und sekundäre Abgase und ihre Behandlung*	*434*
8.2.2.1.4	*Emissions from secondary metallurgy processes and continuous casting*	*Emissionen aus sekundärmetallurgischen Prozessen und dem Strangguss*	*441*
8.2.2.1.5	*Emissions from scrap preheating*	*Emissionen aus der Schrottvorwärmung*	*441*
8.2.2.1.6	*Emissions from slag processing*	*Emissionen aus der Schlackenaufbereitung*	*441*
8.2.2.2	Waste water	Abwasser	442
8.2.2.3	Process residues such as wastes and by-products	Prozessrückstände wie Abfälle und Nebenprodukte	443
8.2.2.3.1	*Slags from production of carbon steel/low alloyed steel/high alloyed steel*	*Schlacken aus der Erzeugung von Karbonstahl, niedrig- und hochlegierten Stählen*	*443*
8.2.2.3.2	*Dusts from off-gas treatment*	*In der Abgasbehandlung abgeschiedener Staub*	*445*
8.2.2.3.3	*Refractory bricks*	*Feuerfestmaterialien*	*446*
8.2.2.4	Energy consumption	Energieverbrauch	447
8.2.2.5	Noise emissions	Lärmemissionen	447
8.2.2.6	Soil contamination	Bodenverunreinigungen	448
8.3	**Bei der Bestimmung der BVT für die Elektrostahlerzeugung zu erwägende Techniken**	**Techniques to consider in the determination of BAT**	**449**
8.3.1	Optimierung des Elektrolichtbogenofen-Prozesses	EAF process optimisation	451
8.3.2	Schrottvorwärmung	Scrap preheating	453
8.3.3	Minderung der Staubemissionen bei der Schlackenbehandlung	Reducing of dust emissions from slag processing	459
8.3.4	Fortschrittliche Systeme zur Erfassung der Abgasemissionen	Advanced emission collection systems	460
8.3.5	Minderungstechniken für Primär- und Sekundäremissionen in die Luft aus Elektrolichtbogenöfen	Abatement techniques for primary and secondary emissions to air from electric arc furnaces	462

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
8.3.5.1	Staubminderung durch Gewebefilter und Elektrofilter	Dust abatement by means of a bag filter and an electrostatic precipitator	463
8.3.5.2	Minderung der PCDD/F-Emissionen durch Nachverbrennung und Quenchen in Kombination mit einem Gewebefilter	Reduction of PCDD/F by means of post-combustion and quenching in combination with a bag filter	466
8.3.5.3	Minderung der PCDD/F-Emissionen durch Adsorption in Kombination mit einem Gewebefilter	Reduction of PCDD/F by means of adsorbent materials in combination with bag filters	470
8.3.6	Behandlung des Abwassers aus dem Strangguss	Treatment of waste water from continuous casting	474
8.3.7	Geschlossener Kühlwasserkreislauf	Closed loop water cooling system	475
8.3.8	Rückgewinnung von Schwermetallen aus dem Elektroofenstaub	EAF dust processing for the recovery of heavy metals	476
8.3.9	Recycling von Schlacken aus der Erzeugung von Elektrostahl	EAF slag processing	477
8.3.10	Behandlung der Schlacken aus der Erzeugung von hochlegiertem Stahl und Edelstahl	Treatment of high alloyed and stainless steel EAF slags	480
8.3.11	Endabmessungsnahe Gießverfahren	Near net shape strip casting	481
8.3.12	Techniken zur Lärmminderung	Techniques to prevent noise emissions	481
9	**BVT-SCHLUSSFOLGERUNGEN FÜR DIE EISEN- UND STAHLERZEUGUNG**	**BAT CONCLUSIONS FOR IRON AND STEEL PRODUCTION**	**483**
9.1	**Allgemeine BVT-Schlussfolgerungen**	**General BAT Conclusions**	**485**
9.1.1	Umweltmanagementsysteme	Environmental management systems	485
9.1.2	Energiemanagement	Energy management	486
9.1.3	Materialmanagement	Material management	488
9.1.4	Management von Prozessrückständen wie Nebenprodukten und Abfällen	Management of process residues such as by-products and waste	489
9.1.5	Diffuse Staubemissionen aus der Materiallagerung, der Handhabung und dem Transport von Rohmaterialien und (Zwischen-) Produkten	Diffuse dust emissions from materials storage, handling and transport of raw materials and (intermediate) products	490
9.1.6	Wasser- und Abwasserbewirtschaftung	Water and waste water management	493
9.1.7	Überwachung	Monitoring	493
9.1.8	Stilllegung	Decommissioning	495
9.1.9	Lärm	Noise	496
9.2	**BVT-Schlussfolgerungen für Sinteranlagen**	**BAT Conclusions For Sinter Plants**	**497**
9.3	**BVT-Schlussfolgerungen für Pelletieranlagen**	**BAT Conclusions For Pelletisation Plants**	**504**
9.4	**BVT-Schlussfolgerungen für Kokereien**	**BAT Conclusions For Coke Oven Plants**	**507**
9.5	**BVT-Schlussfolgerungen für Hochöfen**	**BAT Conclusions For Blast Furnaces**	**513**
9.6	**BVT-Schlussfolgerungen für die Sauerstoffblasstahlerzeugung einschließlich Gießen**	**BAT Conclusions For Basic Oxygen Steelmaking And Casting**	**517**
9.7	**BVT-Schlussfolgerungen für die Elektrostahlerzeugung einschließlich Gießen**	**BAT Conclusions For Electric Arc Furnace Steelmaking And Casting**	**522**
10	**ALTERNATIVE IRONMAKING TECHNIQUES**	**ALTERNATIVE VERFAHREN ZUR EISENERZEUGUNG**	**526**

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
10.1	**Direct reduction (DR)**	**Direktreduktionsverfahren**	**528**
10.2	**Smelting reduction (SR)**	**Schmelzreduktionsverfahren**	**531**
10.2.1	Corex and Finex processes	Corex- und Finex-Verfahren	531
10.2.2	Processes under development	In der Entwicklung befindliche Verfahren	534
10.3	**Comparison of the conventional blast furnace route with the direct reduction and smelting reduction route**	**Vergleich der konventionellen Hochofenroute mit den Produktionsrouten der Direkt- und der Schmelzreduktion**	**538**
11	**IN ENTWICKLUNG BEFINDLICHE TECHNIKEN**	**EMERGING TECHNIQUES**	**542**
11.1	**Allgemeine in Entwicklung befindliche Techniken**	**General emerging techniques**	**543**
11.1.1	CO_2-Minderungsstrategien (ULCOS Projekt)	Carbon dioxide mitigation strategies (ULCOS project)	543
11.1.1.1	Hochofen mit Gichtgasrückführung	Top gas recycling blast furnace	543
11.1.1.2	Einsatz von kohlenstoffarmen Brennstoffen und Reduktionsmitteln	Carbon-lean fuels and reducing agents	545
11.1.1.3	Einsatz von Biomasse	Biomass	546
11.1.2	CO_2-Abscheidung und -speicherung	CO_2 capture and storage	546
11.1.3	Keramische Filter zur Minderung von Staub und Stickoxiden in Abgasströmen	Ceramic filters for the abatement of both particles and nitrogen oxides from gas streams	548
11.1.4	Verbrennung und Verwertung von trockenen Filterstäuben	Burning and recycling of dry waste dust	549
11.2	**In Entwicklung befindliche Techniken für Sinteranlagen**	**Emerging techniques for sinter plants**	**552**
11.2.1	Einsatz von mit Kohlenstoff inprägnierten Kunststoffen zur PCDD/F-Adsorption	Use of carbon impregnated plastics for PCDD/F adsorption	552
11.2.2	Hemmung der PCDD/F-Neubildung durch Zugabe von Stickstoffverbindungen in das Abgas	Suppression of PCDD/F formation by addition of nitrogen compounds to the flue-gas	552
11.2.3	Quenchen des Sinterabgases	Quenching	554
11.3	**In Entwicklung befindliche Techniken für Kokereien**	**Emerging techniques for coke ovens**	**555**
11.3.1	„Superkoksofen“	Super coke oven	555
11.3.2	Druckregelung am einzelnen Koksofen	Single oven pressure control technique	556
11.3.3	Alternative Verwendungen von Koksofengas	Alternatives in coke oven gas utilisation	559
11.4	**In Entwicklung befindliche Techniken für Hochöfen**	**Emerging techniques for blast furnaces**	**561**
11.4.1	Minderung der CO-Emissionen aus Winderhitzern mit interner Verbrennungskammer	Reduction of CO emissions from hot stoves with an internal combustion chamber	561
11.4.2	Wärmerückgewinnung aus Schlacken	Slag heat recovery	561
11.4.3	Einblasen von Abfallstoffen in den Hochofen	Injection of waste in blast furnaces	561
11.5	**In Entwicklung befindliche Techniken für die Sauerstoffblasstahlerzeugung einschließlich Gießen**	**Emerging techniques for BOF and casting**	**562**
11.5.1	Verbesserung der Konverterschlackenqualität für eine breitere Nutzung	Improvement of BOF slag stability for extended use	562

Nr.	Kapitel (vorliegende Sprachfassung)	Kapitel (engl./dt. Übersetzung des Titels)	Seite
11.5.2	Verbesserung der Reingas-Staubwerte von Nasswäschern in Blasstahlwerken durch deren Umbau zu Hydro-Hybrid-Filtern	Improving clean gas dust content in wet scrubber-based BOF plants by upgrading to Hydro Hybrid Filters	562
11.5.3	Wirbelhaube zur Sekundärentstaubung	Whirl hood for secondary dedusting	564
11.5.4	Verwertung der Pfannenschlacken und des Feuerfest-Ausbruchs aus Sauerstoffblas- und Elektrostahlwerken	Recycling of BOF and EAF ladle slags as a flux agent in electric steelmaking	564
11.6	**In Entwicklung befindliche Techniken für Elektrolichtbogenöfen**	**Emerging techniques for EAF**	**566**
11.6.1	Contiarc-Ofen	Contiarc furnace	566
11.6.2	Intermetallische Gewebefilter zur Minimierung der Staub-, PCDD/F- und Schwermetallemissionen	Intermetallic bag filter to minimise emissions of dust, PCDD/F and heavy metals	567
11.6.3	Verwertung von Altreifen in Elektrolichtbogenöfen	Recovery of old tyres in EAF	568
11.6.4	Nutzung von Pfannenschlacken als Flussmittel bei der Elektrostahlerzeugung	Recycling of (BOF and EAF) slags as a flux agent in electric steelmaking	568
12	**SCHLUSSBEMERKUNGEN UND EMPFEHLUNGEN**	**CONCLUDING REMARKS AND RECOMMENDATIONS FOR FUTURE WORK**	**569**
	QUELLENANGABEN		**574**
	GLOSSAR		**590**
I.	**Allgemeine Betrachtungen**	**General considerations**	**590**
II.	**Währungseinheiten**	**Monetary units**	**590**
III.	**ISO-Länderbezeichnungen**	**ISO country codes**	**591**
IV.	**Präfixe von Maßeinheiten**	**Unit prefixes**	**591**
V.	**Maßeinheiten**	**Units**	**591**
VI.	**Chemische Elemente**	**Chemical elements**	**592**
VII.	**Abkürzungen und Definitionen**	**Acronyms and definitions**	**592**
13	**ANNEXES**	**ANHÄNGE**	**598**
13.1	**Annex I. Determination of some environmentally sensitive elements in waste water**	**Bestimmung einiger umweltschädlicher Stoffe im Abwasser**	**598**
13.2	**Annex II. Dioxin emissions**	**Dioxinemissionen**	**600**
13.3	**Annex III. WHO-12 PCB**	**Dioxinähnliche PCB laut WHO**	**602**
13.4	**Annex IV. Example of mass flow thresholds for continuous monitoring**	**Beispielhafte Schwellenwerte für eine kontinuierliche Emissionsüberwachung**	**603**
13.5	**Annex V. Example of template for compiling environmental data in the iron and steel sector**	**Beispielformular für die Erhebung von Umweltdaten in der Eisen- und Stahlindustrie**	**604**

Abbildungsverzeichnis

Figure 1.1: Crude steel production in Europe and worldwide since 1870 1
Figure 1.2: Steel production by electric arc furnace and oxygen steel in the EU from 1996 – 2006 2
Figure 1.3: Geographical distribution of integrated steelworks in the European Union 3
Figure 1.4: Crude steel production methods 9
Figure 1.5: Aerial view of an integrated steelworks located near the coast 10
Figure 1.6: Overview of the process routes of an integrated steelworks 11
Figure 1.7: Overview of the inputs and outputs for the manufacture of iron and steel in the EU-27 in 2006 12
Abbildung 2.1: Fließbild einer typischen Gasnutzung bei der integrierten Erzeugung von Sinter-, Koks- und Roheisen 19
Abbildung 2.2: Beispiel für die Energieflüsse in einem integrierten Stahlwerk 20
Abbildung 2.3: Beispiel für die Verwendung des Kokereigases in einem integrierten Stahlwerk 21
Abbildung 2.4: Beispiel für die Energieflüsse von Hochofen- und Konvertergas in einem integrierten Stahlwerk 22
Abbildung 2.5: Beispiel der Dampferzeugung und Abwärmenutzung in einem integrierten Stahlwerk 24
Abbildung 2.6: Ansicht eines Kraftwerks in einem integrierten Stahlwerk 25
Abbildung 2.7: Typisches Kessel/Generator-System (40 MW_e) 26
Abbildung 2.8: Beispiel für ein Kessel/Generator-System mit Nacherhitzung (85 MW_e) 27
Abbildung 2.9: Beispiel einer Gasturbine (38 MW_e) und Dampfturbine (30 MW_e) als GuD-Anlage mit Kraft-Wärme-Kopplung 28
Abbildung 2.10: Fließbild der typischen Materialumsätze in einem integrierten Stahlwerk 34
Abbildung 2.11: Beispiel für das Management von Produktionsrückständen wie Nebenprodukten und Abfällen in einem integrierten Stahlwerk 37
Abbildung 2.12: Beispiel für das Wassermanagement eines integrierten Stahlwerks an einem Standort mit hoher Verfügbarkeit von Frischwasser 41
Abbildung 2.13: Beispiel für das Wassermanagement eines integrierten Stahlwerks mit getrennten Wasserkreisläufen 43
Abbildung 2.14: Beispiel für das Wassermanagement eines integrierten Stahlwerks bei Verwendung eines Kaskadensystems 44
Abbildung 2.15: Konzept der kontinuierlichen Verbesserungen in einem Umweltmanagementsystem 47
Abbildung 2.16: Katalytischer NO_x-Konverter 60
Abbildung 2.17: Staubwerte aus der Sekundärentstaubung, angegeben als wöchentliche Mittelwerte 79
Figure 3.1: Photograph of a sinter strand with the charging facility (drums or chutes) and the ignition canopy at the starting end 91
Figure 3.2: Schematic diagram of a sinter plant showing the main emission points 93
Figure 3.3: Schematic diagram of temperature and reaction zones in a sintering process six minutes after ignition 95
Figure 3.4: Mass stream overview of a sinter plant 96
Figure 3.5: Typical emissions profiles of CO_2, CO, O_2 and H_2O in the waste gas (single windboxes) along the sinter strand 100
Figure 3.6: Grain size and weight distribution of dust from various sinter strands 101
Figure 3.7: Distribution of temperature and concentration of gas compounds in the exhaust gas from the windboxes 104
Figure 3.8: Typical emission profile of SO_2 and NO_x in the waste gas (individual windboxes) and the temperature profile along the sinter strand 105
Figure 3.9: Weighted average composition of sinter for plants participating in the European Blast Furnace Committee data exchange 106
Figure 3.10: Influence of sinter basicity (CaO/SiO_2) on specific dust resistivity 107
Figure 3.11: Relationship between sinter feed basicity and fluoride emissions 108
Figure 3.12: PCDD/F and temperature profile in the waste gas along the sinter strand 112
Abbildung 3.13: Einfluss des Alkalieneintrags in den Sinterprozess auf die Staubemissionen hinter dem E-Filter der Sinteranlage der Voestalpine Stahl GmbH in Donawitz (Österreich) 122
Abbildung 3.14: Mittels E-Filter erreichte Staubkonzentrationen im Reingas eines Sinterbands in Abhängigkeit von der Verminderung des Chloreintrags 123

Abbildung 3.15: Vereinfachtes Fließbild eines hinter E-Filter oder Zyklon angeordneten Gewebefilters ... 133
Abbildung 3.16: Fließbild einer Sinteranlage mit dem SIMETAL MEROS®-System ... 133
Abbildung 3.17: Tagesmittelwerte der Staubemissionen von einem mit Gewebefilter ausgestattetem Sinterband von Januar 2008 bis Oktober 2009 ... 136
Abbildung 3.18: Reinigung des Abgases einer Sinteranlage mit dem AIRFINE-System ... 144
Abbildung 3.19: Aktivkohleverfahren mit Aktivkohle-Regenerierung (RAC-Verfahren) ... 158
Abbildung 3.20: Nutzung der Abwärme der Abluft vom Sinterkühler ... 169
Abbildung 3.21: Abgedecktes Sinterband beim EOS-Verfahren ... 174
Abbildung 3.22: Verfahrensschema des „Emission optimised Sintering (EOS)“-Verfahrens ... 174
Abbildung 3.23: LEEP-Sinterverfahren (Low emission and energy optimised sinter process), entwickelt von den Hüttenwerken Krupp Mannesmann ... 177
Abbildung 3.24: Fließbild des EPOSINT-Abgasrückführungsverfahrens am Sinterband Nr. 5 der Voestalpine in Linz (Österreich) ... 180
Abbildung 3.25: Fließbild der selektiven Abgasrückführung in der Sinteranlage Nr. 3 der Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Tobata (Japan) ... 183
Figure 4.1: Balling drum as part of a pelletisation plant where the green pellets are formed ... 187
Figure 4.2: Schematic of the pelletisation plant in the Netherlands ... 188
Figure 4.3: Schematic of a pelletisation plant with wet grinding ... 189
Figure 4.4: Schematic of the straight grate process ... 190
Figure 4.5: Schematic of the grate kiln process ... 191
Figure 4.6: Mass stream overview of a pelletisation plant ... 192
Figure 4.7: Process flow diagram of an arsenic removal plant ... 204
Figure 5.1: Photograph of the coke oven plant in Duisburg-Schwelgern, Germany ... 208
Figure 5.2: Typical flow diagram of a coke oven plant showing emissions sources ... 210
Figure 5.3: Schematic diagram of a coke oven battery showing the main emission sources ... 211
Figure 5.4: Diagram of coal charging of a coke oven chamber using a charging car showing the emissions points ... 212
Figure 5.5: Schematic diagram of a coke oven heating system showing the emissions points ... 213
Figure 5.6: Schematic diagram of a coke oven chamber showing possible emissions points during coking (indicated by arrows) ... 214
Figure 5.7: Pushing of carbonised coke from the coke oven into a quenching car showing the emissions points ... 215
Figure 5.8: Typical scheme of a COG treatment plant with the recovery of by-products ... 218
Figure 5.9: Schematic diagram of example water flows in a coke oven plant ... 219
Figure 5.10: Mass stream overview of a coke oven plant ... 224
Figure 5.11: Example for the annual energy demand/balance of a coke oven plant in an integrated iron and steel works ... 235
Abbildung 5.12: Steigrohr einer Koksofenkammer ... 241
Abbildung 5.13: Aufbau des PROven® Systems ... 251
Abbildung 5.14: Jewell-Thompson Öfen in einer „Heat-Recovery“-Kokerei ... 253
Abbildung 5.15: Wesentliche Merkmale der Heat-Recovery-Koksöfen im Vergleich zu Koksöfen, bei denen Kokereigas gewonnen wird ... 254
Abbildung 5.16: Flussdiagramm einer Koksofengas-Entschwefelungsanlage nach dem ASK-Verfahren, die 1997 installiert wurde ... 263
Abbildung 5.17: Beispiel für ein Stauberfassungssystem beim Koksdrücken ... 268
Abbildung 5.18: Schema einer Kokstrockenkühlungs-Anlage ... 270
Abbildung 5.19: Schematischer Aufbau eines Löschturms mit Umlenkabscheidern zur Emissionsminderung ... 273
Abbildung 5.20: Beispiel einer Rohrförderbandanlage ... 277
Abbildung 5.21: Beispiel für eine typische biologische Abwasserbehandlung mit Nitrifikations- und Denitrifikations-Stufe ... 282
Abbildung 5.22: Beispiel einer biologischen Behandlungsanlage mit Vor-Nitrifikation, Nitrifikation und Denitrifikation ... 283
Abbildung 5.23: Grundriss der biologischen Abwasserbehandlungsanlage von Corus, IJmuiden (Niederlande) ... 285
Abbildung 5.24: Luftaufnahme der biologischen Abwasserbehandlungsanlage von Corus, IJmuiden (Niederlande) ... 285
Figure 6.1: General view of two blast furnaces with three hot stoves each and the stack for the waste gas from the hot stoves ... 290
Figure 6.2: Simplified scheme of a blast furnace ... 291
Figure 6.3: Average consumption of reducing agents of the blast furnaces in Germany ... 294
Figure 6.4: Reducing agent consumption in blast furnaces in the world in 2006 ... 295

Figure 6.5: Cross-section of hot stoves (‘cowpers’) with an internal and external combustion chamber 296
Figure 6.6: Summary of control methods and flow sheet for liquid BF slags 299
Figure 6.7: Example of a granulation of slag from the blast furnace in the open circuit process 300
Figure 6.8: Granulation of slag from the blast furnace in the INBA process 300
Figure 6.9: Mass stream overview of a blast furnace 302
Figure 6.10: General process layout of a blast furnace with indication of the individual operations and the input and output mass streams 303
Figure 6.11: Schematic diagram of water management at a blast furnace 311
Figure 6.12: Fate of dust and sludge from BF gas treatment in the EU 314
Figure 6.13: Final use of blast furnace slag in the EU 315
Abbildung 6.14: Tagesmittelwerte der Staubemissionen aus der Gießhallenentstaubung an den Abstichlöchern und -rinnen der Hochöfen von Voestalpine, Linz (Österreich). 321
Abbildung 6.15: Staubbildung in Abhängigkeit vom Massenstrom an Roheisen sowie von der Anwendung der Stickstoffinertisierung bei der Befüllung der Torpedopfanne 323
Abbildung 6.16: Staubunterdrückung durch Inertgas bei der Befüllung einer Torpedopfanne mit Roheisen 323
Abbildung 6.17: Vergleich der Investitions-, Energie- und Wartungskosten für die Rauchunterdrückungsanlage von ArcelorMittal in Bremen, Deutschland 324
Abbildung 6.18: Fließbild eines glockenlosen Glockenverschlusses mit primärem und sekundärem Druckausgleich ohne Gaserfassung 328
Abbildung 6.19: Fließbild eines glockenlosen Gichtverschlusses mit Druckausgleich, Druckablass und Gaserfassung 329
Abbildung 6.20: Beispiel eines Verfahrens zur Cyanidentfernng aus dem Waschwasser der Hochofengaswäsche 332
Abbildung 6.21: Anlage zur Granulation der Hochofenschlacke mit Dampfkondensation 336
Abbildung 6.22: Koksverbrauch und Einblasraten von 26 Hochöfen 340
Abbildung 6.23: Beispiel für die Ausgestaltung der Eindüsung von Kokereigas 345
Abbildung 6.24: Vereinfachtes Fließbild einer Direkteinblasung von flüssigen Abfällen in den Hochofen 348
Figure 7.1: Basic oxygen furnace at the moment of charging hot metal 354
Figure 7.2: The sequence of oxygen steelmaking indicating the individual emission sources 355
Figure 7.3: Basic oxygen steelmaking converter 358
Figure 7.4: Cutaway model of a OBM (Q-BOP) converter 358
Figure 7.5: Schematic of a combined blowing converter system with top-blowing 359
Figure 7.6: Treatments of BOF slag 361
Figure 7.7: Overview of secondary metallurgy operations and cleaning during tapping 363
Figure 7.8: Scheme of a continuous casting plant with a soaking furnace and a rolling mill with hot charging 364
Figure 7.9: Mass stream overview of a basic oxygen steelmaking plant 367
Figure 7.10: General process layout of basic oxygen steelmaking indicating the individual operations and the input and output mass streams 368
Figure 7.11: BOF gas collection in the case of suppressed combustion 373
Figure 7.12: Fate of slag from hot metal desulphurisation in the EU 378
Figure 7.13: Use of steel slags in Europe in 2004 380
Figure 7.14: Fate of dust from dry BOF gas treatment 381
Figure 7.15: Use of dust/sludge and mill scale from oxygen steelmaking 382
Abbildung 7.16: Erfassung von Sekundäremissionen bei der Chargierung von Roheisen und Schrott in den Blasstahlkonverter 390
Abbildung 7.17: Spezifischer Energieverbrauch für die Entstaubung verschiedener Quellen in integrierten Stahlwerken 393
Abbildung 7.18: Beispiel eines Sekundärentstaubungssystems mit drei separaten Gebläsen und Filtern zur Behandlung der Abgase aus einer Vielzahl von Emissionsquellen 395
Abbildung 7.19: Tagesmittelwerte der Sekundärentstaubungseinheiten 2.1 und 2.2 an den Blasstahlkonvertern der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) 396
Abbildung 7.20: Entstaubung bei einer Anlage zur Entschwefelung von flüssigem Roheisen 397
Abbildung 7.21: Tagesmittelwerte der Sekundärentstaubungseinheit 1 am Blasstahlkonverter der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) 398
Abbildung 7.22: Anlage zur Brikettierung von Staub aus Oxygenstahlwerken 406
Abbildung 7.23: Schematischer Überblick über Maßnahmen zur Optimierung der Verwertung von Stäuben aus Blasstahlwerken 407
Abbildung 7.25: Automatisches Pfannendeckelsystem 414

Abbildung 7.26: Wesentliche Elemente eines automatischen Abstichsystems 415
Abbildung 7.27: Mögliche Klassifikation von Bandgießverfahren 419
Abbildung 7.28: Vergleich der mit den verschiedenen Gießverfahren verbundenen Primärenergieverbräuche und CO_2-Emissionen (Vergleich von Anlagen in industriellem Maßstab) 420
Figure 8.1: Electric arc furnace plant 422
Figure 8.2: Electric arc furnace charging 423
Figure 8.3: Overview of the processes related to electric arc furnace steelmaking 424
Figure 8.4: Block diagram of possible secondary metallurgy/ladle treatments for different grades of steel (carbon, stainless or high alloyed) 427
Figure 8.5: Material flow of a stainless steel melt shop with an Argon oxygen decarburisation converter 428
Figure 8.6: Mass stream overview of an electric arc furnace 430
Figure 8.7: Collection systems at EAF 433
Figure 8.8: Percentage of existing dust collection system in 51 EAF in the EU 434
Figure 8.9: Distribution of PCDD/F homologues in the off-gas of a twin shell EAF with scrap preheating before and after abatement 438
Figure 8.10: Correlation of PCDD/F emissions and temperature of the off-gas after abatement in a bag filter of an EAF 438
Figure 8.11: Correlation of residual dust content and PCDD/F concentrations after abatement in a bag filter in the off-gas of an EAF at temperatures below 85 °C 439
Figure 8.12: Correlation of water vapour and residual dust content after abatement in a bag filter in the off-gas of an EAF 439
Figure 8.13: PCDD/F emissions from EAF as I-TEQ and WHO-TEQ including dioxin-like PCB 440
Figure 8.14: Utilisation of EAF dust 446
Abbildung 8.15: Schematische Darstellung des CONSTEEL-Verfahrens 454
Abbildung 8.16: Anzahl der Vorwärmsysteme für Elektrolichtbogenöfen 459
Abbildung 8.17: Tagesmittelwerte der Staubemissionen einer Elektrolichtbogenofenanlage über drei Jahre 464
Abbildung 8.18: Nachverbrennung des Primärabgases aus einem Elektrolichtbogenofen mit nachfolgender Quenche 467
Abbildung 8.19: Jahresmittelwerte der Dioxinkonzentrationen aus zwei Elektrolichtbogenöfen mit Nachverbrennung und Quenche (1997 – 2000) 468
Abbildung 8.20: Fließbild einer Anlage zur Eindüsung von Adsorbentien 471
Abbildung 8.21: Verfahrensfließbild einer Anlage zur Schlackenaufbereitung 478
Figure 10.1: Past, present and future routes for alternative ironmaking and steelmaking processes 527
Abbildung 11.1: Schematische Darstellung des Hochofens mit Gichtgasrückführung in Kombination mit einer CO_2-Abscheidung und optionalen Speicherung 544
Abbildung 11.2: Verfahrensfließbild eines SCOPE 21 Superkoksofens 556
Abbildung 11.3: SOPRECO-Ventil 557
Abbildung 11.4: SOPRECO-System 558
Abbildung 11.5: Ventile des Typs SOPRECO „Model 2“ an einer per Stampfverfahren befüllten Ofenbatterie 559
Figure 13.1: IUPAC numbering system and positional nomenclature of PCB 602

Tabellenverzeichnis

Table 1.1: Number and production of sinter and pelletisation installations in the EU-27 4
Table 1.2: Production of coke in the EU-27 4
Table 1.3: Number and production of blast furnace installations in the EU-27....5
Table 1.4: Number and production of basic oxygen furnace installations in different EU countries 5
Table 1.5: Number and production of EAF steelmaking installations in the EU-27 6
Table 1.6: Number and production of continuous casting installations in the EU-27 6
Table 1.7: Development of employment in the iron and steel industry in the EU from 1996 to 2004....8
Table 1.8: First table showing potential release routes for prescribed substances and other substances that may cause environmental harm 15
Table 1.9: Second table showing potential release routes for prescribed substances and other substances that may cause environmental harm 16
Table 1.10: Third table showing potential emission releases from prescribed substances and other substances that may cause environmental harm 17
Tabelle 2.1: Wirkungsgrad von gasbefeuerten Kesseln bei Einsatz von heizwertarmen Gasen....26
Tabelle 2.2: Wirkungsgrade von kombinierten Gas- und Dampfturbinen (GuD) bei Einsatz von heizwertarmen Gasen aus integrierten Stahlwerken 28
Tabelle 2.3: Erreichte Emissionswerte von mit Prozessgasen aus integrierten Stahlwerken befeuert befeuerten Kesseln und Turbinen 29
Tabelle 2.4: SO_2–Emissionen von fünf mit Prozessgasen befeuerten Kraftwerken in Österreich 30
Tabelle 2.5: Typische Zusammensetzungen der Prozessgase aus integrierten Stahlwerken 30
Tabelle 2.6: Typische NO_x–Emissionswerte beim Einsatz von Kokereigas im Kraftwerk 31
Tabelle 2.7: Verbleib der Stahlwerksschlacken in Europa 38
Tabelle 2.8: Vergleich der erforderlichen Wasserentnahmen für ein integriertes Stahlwerk mit Durchlaufkühlsystemen gegenüber Systemen mit weitgehender Kreislaufführung 42
Tabelle 2.9: Struktur der Informationen zu allen beschriebenen Maßnahmen/Techniken 46
Tabelle 2.10: Beispiel einer prozessgasbefeuerten KWK-Anlage mit Wärme- und Stromabgabe an eine Kommune....55
Tabelle 2.11: Mit Primärmaßnahmen erreichte NO_x-Minderungsraten....58
Tabelle 2.12: Leistungsdaten von fünf mit Prozessgasen betriebenen Feuerungsanlagen, die die SCR-Technik anwenden 60
Tabelle 2.13: Betriebsdaten der Primus®-Anlage in Differdange mit einem nominalen Durchsatz von 10 Tonnen pro Stunde 72
Tabelle 2.14: Erreichte Reingaswerte in den direkt erfassten Abgasströmen aus dem Primus®-Etagenofen und dem Elektrolichtbogenofen....72
Tabelle 2.15: Erreichte Reingaswerte in den über Doghouses erfassten Abgasen aus dem Primus®-Etagenofen und dem Elektrolichtbogenofen 73
Tabelle 2.16: Kontinuierlich gemessene Luftemissionen am Beispiel der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich)....77
Tabelle 2.17: Genehmigungsauflagen hinsichtlich der Überwachung der Prozessgase am Beispiel der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) 81
Tabelle 2.18: Beispiele für Messmethoden für die diskontinuierliche Emissionsüberwachung....83
Tabelle 2.19: Gesamtkosten für eine PCDD/F-Messung gemäß EN 1948....85
Tabelle 2.20: Häufigkeit der Überwachung der PCDD/F-Emissionen aus der Metallindustrie in verschiedenen Mitgliedsstaaten....86
Table 3.1: Examples of characteristics of coke breeze used in sinter plants....92
Table 3.2: Input raw materials for sinter production in the EU–25 for 2004....97
Table 3.3: Input data from 1999 from five sinter plants in four different EU Member States (Austria, Belgium, Germany and the Netherlands) 97
Table 3.4: Averaged maximum and minimum emissions concentrations in the sinter strand waste gas after abatement for sinter production in the EU-25 in 2004....98
Table 3.5: Ranges for point source air emissions for particulate emissions for the main individual operations of a sinter plant (excluding the main waste gas stack)....99
Table 3.6: Dust emissions from secondary dedusting in three EU sinter plants....99
Table 3.7: Ranges found in the elementary analysis of sinter dust....102
Table 3.8: Soluble chloride contents in sinter feed materials 103
Table 3.9: PCDD/F concentrations of raw materials, mixed materials and produced sinter 111

Table 3.10: Total concentrations of PCDD and PCDF homologue groups in wind leg samples 113
Table 3.11: PCB emissions from sinter plants 114
Table 3.12: PCB congeners found in waste gases from sinter plants 114
Tabelle 3.13: Struktur der Informationen zu allen in diesem Unterkapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken 119
Tabelle 3.14: Leistungswerte der E-Filter der Sinteranlagen von ArcelorMittal Gent (Belgien) in 2008 124
Tabelle 3.15: Mit E-Filtern erreichte Emissionswerte aus der Sinterbandentstaubung von drei deutschen Sinteranlagen 125
Tabelle 3.16: Betriebs- und Kostendaten zu MEEP und ESCS-Elektrofiltern, die zur Abgasreinigung in Sinteranlagen betrieben werden 128
Tabelle 3.17: Leistungswerte von drei mit Gewebefiltern ausgestatteten Sinterbandanlagen 134
Tabelle 3.18: Erreichte Emissionskonzentrationen im Abgas der Bandentstaubung von fünf Sinteranlagen in der EU 135
Tabelle 3.19: Eigenschaften verschiedener Absorbtions- und Adsorbtionsmaterialien 137
Tabelle 3.20: Typische Betriebswerte bei der Verwendung von Natriumbicarbonat oder Kalkhydrat als Additiv 138
Tabelle 3.21: Beispiele für die Kosten von an Sinteranlagen betriebenen Gewebefiltern 139
Tabelle 3.22: Betriebs- und Kostendaten von Gewebefiltern in Sinteranlagen 141
Tabelle 3.23: Erreichte Luftemissionswerte des bei Corus, IJmuiden (Niederlande) eingesetzten AIRFINE-Systems 146
Tabelle 3.24: Erreichte Konzentrationswerte im behandelten Abwasser aus der Abgaswäsche nach Grobentstaubung mittels E-Filter bei Corus, IJmuiden (Niederlande) und dessen Aufkommen (Werte aus 2004) 147
Tabelle 3.25: Betriebsdaten der Anlage von Corus, IJmuiden 147
Tabelle 3.26: Kostenschätzung für eine Nassentschwefelung in Kombination mit einer SCR-Anlage 156
Tabelle 3.27: Nassentschwefelunganlagen in Sinteranlagen 156
Tabelle 3.28: Betriebs- und Kostendaten von drei Sinteranlagen mit nasser Entschwefelung 157
Tabelle 3.29: Konzentrationen einzelner Abgaskomponenten 159
Tabelle 3.30: Erreichbare Leistungswerte einer Sinteranlage bei Anwendung von Aktivkohle 159
Tabelle 3.31: Kostenschätzung für eine Aktivkohleanlage 161
Tabelle 3.32: Techniken der teilweisen Abgasrückführung, die in diesem Abschnitt beschrieben werden 172
Tabelle 3.33: Vergleich der Eigenschaften und Emissionswerte zwischen dem konventionellen und dem EOS-Sinterverfahren an Sinterbändern von Corus in IJmuiden (Niederlande) 174
Tabelle 3.34: Mit dem Emission Optimised Sintering (EOS)-Verfahren erreichte Emissionsminderungen (bezogen auf die emittierten Frachten) bei Corus in IJmuiden (Niederlande) 175
Tabelle 3.35: Einige Umweltvorteile des LEEP-Verfahrens gegenüber dem konventionellen Sinterprozess 178
Tabelle 3.36: Hauptsächliche Umweltvorteile der Anwendung der abschnittsweisen Abgasrückführungstechnik 181
Tabelle 3.37: Betriebsdaten einer Sinteranlage vor und nach Installation der abschnittweisen Abgasrückführung (in 2007 wurde das Airfine-Verfahren zur Abgasreinigung eingesetzt) 181
Tabelle 3.38: Charakteristische Eigenschaften der Abgasströme bei Einsatz der abschnittsweisen Abgasrückführung in der Sinteranlage Nr. 3 der Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Tobata (Japan) 184
Tabelle 3.39: Vergleich der Abgaszusammensetzung vor und nach der Einführung der abschnittsweisen Abgasrückführung in der Sinteranlage Nr. 3 der Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Tobata (Japan) 185
Table 4.1: Input/output data from three pellet plant sites in the EU-25 193
Table 4.2: Operational data from the Malmberget and Kiruna (Sweden) water treatment 195
Table 4.3: Information breakdown for each technique described in this section 197
Table 4.4: Performance data of a gas suspension absorber (GSA) 200
Table 4.5: Operational data from the arsenic removal plant (2007) 205
Table 5.1: Raw coke oven gas yield and composition 216
Table 5.2: Input and output data from coke oven plants in different EU Member States from 2005 complemented by other references 225
Table 5.3: 2004 output data from a Polish coke oven 226

Table 5.4: Factors for diffuse or fugitive emissions to air caused by battery operation of coke oven plants 228
Table 5.5: Directed emissions concentrations from coke oven plants in Germany and the Czech Republic 229
Table 5.6: Estimation of emissions from COG flaring 229
Table 5.7: Emissions factors for directed emissions from coke quenching towers 230
Table 5.8: Emissions factors for fugitive emissions from by-product plants 230
Table 5.9: Influent and effluent concentrations and some aspects of waste water treatment systems with the predenitrification-nitrification system 233
Table 5.10: Composition of waste water of two wet oxidative desulphurisation processes 234
Table 5.11: Main waste/residues from coke oven plants 234
Tabelle 5.12: Struktur der Informationen zu allen in diesem Unterkapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken 237
Tabelle 5.13: Referenzanlagen für emissionsarme Koksofenfüllsysteme 240
Tabelle 5.14: Charakteristische Merkmale verschiedener Größen von Koksöfen 246
Tabelle 5.15: Minderung der PAK-Emissionen durch variable Druckregulierung der Öfen 252
Tabelle 5.16: Emissionen aus einer Heat-Recovery-Kokerei einschließlich der Befüllung und dem Koksdrücken (ohne Abgasbehandlung) 255
Tabelle 5.17: Entschwefelungsverfahren für Koksofengas und ihre wesentlichen Merkmale 262
Tabelle 5.18: Typische Betriebs- und Investitionskosten der beiden hauptsächlich in Europa genutzten Entschwefelungsverfahren für Koksofengas (ASK und Stretford-Prozess), bezogen auf eine Gasmenge von 42.000 Nm^3/h mit 6 g H_2S /Nm^3 und 6 g NH_3/Nm^3 266
Tabelle 5.19: Beispielanlagen zu den Entschwefelungsverfahren für Koksofengas 267
Tabelle 5.20: Staubemissionen aus dem CSQ-Löschturm 275
Tabelle 5.21: Technische Daten einer Rohrförderbandanlage in einer Kokerei in Deutschland 277
Tabelle 5.22: Zusammensetzung der einzelnen Abwasserströme bei Corus in IJmuiden (Niederlande) (2007) 284
Tabelle 5.23: Ablaufkonzentrationen und spezifische Emissionsfrachten von bei Kokereien in Europa betriebenen aeroben Belebtschlammanlagen 286
Tabelle 5.24: Einlauf- und Ablaufkonzentrationen sowie einige Kenndaten von vier Abwasserbehandlungsanlagen von Kokereien mit Vor-Denitrifikation und Nitrifikation 287
Tabelle 5.25: Ablaufwerte der biologischen Abwasserbehandlungsanlage von Corus, IJmuiden (Niederlande), in der das Abwasser aus der Kokerei, den Hochöfen und der Sinteranlage gemeinsam behandelt wird, im Jahr 2007 288
Table 6.1: Input data from blast furnaces in different EU member states 304
Table 6.2: Blast furnace output data for 2004 305
Table 6.3: Emissions from coal preparation for injection 305
Table 6.4: Emissions from the charging zone 305
Table 6.5: Emission to air from BF cast house (end-of-pipe) 306
Table 6.6: Emission to air for slag granulation in blast furnaces 306
Table 6.7: Raw blast furnace gas composition (before treatment) 308
Table 6.8: Blast furnace gas composition (after two-stage treatment) 308
Table 6.9: Emission concentrations from hot stoves 309
Table 6.10: Emission concentrations from the BF cast house and burden dedusting 310
Table 6.11: Composition of waste water from BF gas scrubbing before treatment 312
Table 6.12: Pollutant concentrations and emission factors for waste water from blast furnace slag granulation 313
Table 6.13: Typical composition in (wt-%) of dry coarse dust from BF gas treatment 314
Table 6.14: Typical composition in (wt-%) of sludge from BF gas treatment 314
Table 6.15: Chemical composition in (wt-%) of blast furnace slag for basicity below and above 1.0 and other examples 315
Table 6.16: Example of energy input/output of a blast furnace with high top pressure using coal injection and top gas pressure recovery in 1986 316
Tabelle 6.17: Struktur der Informationen zu allen in diesem Unterkapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken 318
Tabelle 6.18: Emissionswerte im Abgas der Möllerungs- und Gießhallenentstaubung 320
Tabelle 6.19: Emissionen aus teerfreien Gießrinnenauskleidungen 325
Tabelle 6.20: Betriebsbedingungen des Hochofens A der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) 329
Tabelle 6.21: Minderung der diffusen Emissionen am Hochofen A der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) durch die Gaserfassung am Gichtverschluss 330

Tabelle 6.22: Betriebsdaten aus sieben deutschen Schlammkontaktanlagen zur Behandlung des Hochofengas-Waschwassers ... 331
Tabelle 6.23: Ablaufkonzentrationen im Abwasser aus der Hochofengaswäsche nach der Behandlung bei ArcelorMittal in Bremen (Deutschland) ... 333
Tabelle 6.24: Beispielhafte Zinkgehalte eines hydrozyklonierten Hochofenschlamms ... 335
Tabelle 6.25: Vergleich des verbleibenden Koksverbrauchs mit dem gesamten Kohlenverbrauch bei verschiedenen Einblasraten von pulverisierter Kohle ... 340
Tabelle 6.26: Bei verschiedenen Hochöfen eingesetzte Reduktionsmittel ... 341
Tabelle 6.27: Anforderungen der Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich) an die Zusammensetzung der in den Hochofen eingeblasenen Kunststoffe ... 347
Tabelle 6.28: Einblasraten und Austauschverhältnisse verschiedener Materialien, die in die Windformen eingeblasen werden ... 349
Table 7.1: Main chemical reactions taking place during the oxidation process ... 357
Table 7.2: Types, number and rated capacities of basic oxygen furnaces (oxygen converters) in operation in the EU ... 359
Table 7.3: Input/output-data from 21 existing basic oxygen steelmaking plants in different EU Member States ... 369
Table 7.4: Other air pollutants ... 370
Table 7.5: Composition and characteristics of BOF gas ... 372
Table 7.6: Specific emission values to air from a basic oxygen furnace with suppressed combustion after abatement, if there is no other indication ... 374
Table 7.7: Measurements of roof dust emissions from basic oxygen steelmaking ... 376
Table 7.8: Kind and specific quantity of solid residues resulting from oxygen steelmaking ... 377
Table 7.9: Production of BOF and secondary steel slags ... 378
Table 7.10: Chemical composition of slag from hot metal desulphurisation ... 378
Table 7.11: Examples of chemical composition of BOF slags ... 379
Table 7.12: Three examples of the range of mineral constituents of converter slags ... 379
Table 7.13: Major mineral constituents of secondary metallurgical slags ... 380
Table 7.14: Range for the chemical composition of secondary steelmaking slags ... 381
Table 7.15: Composition of coarse and fine dust and sludge ... 381
Table 7.16: Composition of mill scale ... 382
Tabelle 7.17: Struktur der Informationen zu allen in diesem Unterkapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken ... 385
Tabelle 7.18: Erreichte Emissionskonzentrationen bei Anwendung von nassen Abgasreinigungstechniken ... 387
Tabelle 7.19: Angaben zu eingesetzten Sekundärentstaubungssystemen und zu den Emissionen bei Chargierung und Abstich ... 391
Tabelle 7.20: Erreichbare Stauberfassungsgrade in den Sekundärabgasen von Sauerstoffblasstahlwerken ... 392
Tabelle 7.21: Erreichte Emissionswerte aus der Sekundärentstaubung von Sauerstoffblasstahlwerken ... 392
Tabelle 7.22: Technische Kenndaten der Einheiten 2.1 und 2.2 der Sekundärentstaubung an den Blasstahlkonvertern der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) ... 394
Tabelle 7.23: Erreichte Emissionswerte zweier Gießanlagen, die mit Gewebefiltern ausgestattet sind ... 400
Tabelle 7.24: Beispiele für die spezifischen Abwasseremissionen aus Nassentstaubungssystemen in Blasstahlwerken ... 402
Tabelle 7.25: Überblick über spezifische Abwasseremissionen aus der Direktkühlung in Stranggussanlagen ... 404
Tabelle 7.26: Beispiele für Schadstoffkonzentrationen im behandelten Abwasser aus der Stranggussanlage des Blasstahlwerks von ArcelorMittal in Bremen (Deutschland) ... 404
Tabelle 7.27: Vorteile und Nachteile der unterdrückten Verbrennung unter besonderer Berücksichtigung der Konvertergasnutzung ... 411
Tabelle 7.28: Dampferzeugung in Sauerstoffblasstahlwerken der Thyssen Stahl AG[116] ... 411
Table 8.1: Input/output data for electric arc furnaces within the EU ... 431
Table 8.2: Systems for the collection of emissions from EAF plants ... 433
Table 8.3: Air emissions concentrations from the EAF process after abatement ... 435
Table 8.4: Specific and annual emissions of PCDD/F and PCB to air from Swedish EAF steel plants ... 441
Table 8.5: Emissions from different parts of the secondary metallurgy after abatement ... 441
Table 8.6: Kind and specific quantity of solid wastes/by-products from electric arc furnace steelmaking ... 443

Table 8.7: Chemical composition of EAF slag from the production of carbon/low alloy steel and stainless/high alloy steel 444
Table 8.8: Fate of EAF slags in the EU 444
Table 8.9: Concentrations and annual mass flows of PCDD/F and PCB in slag from steel plants using scrap as a raw material 445
Table 8.10: Chemical composition of EAF dusts from the production of carbon steel/low alloyed steel and high alloyed steel/stainless steel 445
Table 8.11: Concentrations and annual mass flows of PCDD/F and PCB in dust from four steel plants using scrap as a raw material 446
Table 8.12: Example of annual amount of spent refractory material in one installation 447
Tabelle 8.13: Struktur der Informationen zu allen in diesem Unterkapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken 450
Tabelle 8.14: Emissionsmessungen an einer Anlage über einen Zeitraum von acht Jahren 455
Tabelle 8.15: Betriebsdaten für ausgewählte Schrottvorwärmsysteme an Elektrolichtbogenöfen 457
Tabelle 8.16: Vergleich der Staubemissionen eines Stahlwerkes vor und nach der Anlagenertüchtigung (ein Stahlwerk in Deutschland) 462
Tabelle 8.17: Tagesmittelwerte der Staubemissionen dreier Elektrolichtbogenofenanlagen über drei Jahre (2004 – 2006) 464
Tabelle 8.18: Reingaskonzentrationen für Staub- und Schwermetallemissionen aus neun Elektrolichtbogenofenanlagen 465
Tabelle 8.19: Referenzanlagen für Entstaubungstechniken 466
Tabelle 8.20: Staub-, PAH- und PCDD/F-Konzentrationen im Reingas von sieben Elektrolichtbogenofenanlagen in Deutschland und Österreich 468
Tabelle 8.21: Kenn- und Leistungsdaten der Nachverbrennung mit schneller Kühlung an vier deutschen Elektrolichtbogenöfen 469
Tabelle 8.22: PCDD/F-Minderung durch Eindüsung von pulverisiertem aktiviertem Braunkohlenkoks 472
Tabelle 8.23: Fortschritt in der PCDD/F-Minderung nach der Installation eines zweiten Kohlenstoffeindüsungssystems 472
Tabelle 8.24: Eigenschaften von verschiedenen Adsorbentien und adsorbierenden Materialien 473
Tabelle 8.25: Zusammensetzung der Abwasserströme aus der Direktkühlung bei BSW in Kehl (Deutschland) nach der Abwasserbehandlung (2008) 475
Table 10.1: World production of DRI 528
Table 10.2: Characteristics of commercially available direct reduction processes 529
Table 10.3: Relevant performance data of the Corex plant at Iscor's Pretoria Works, South Africa (shutdown and dismantled in 1998) 532
Table 10.4: Overview of Corex and Finex sites 533
Table 10.5: Characteristics of the smelting reduction processes under development 534
Table 10.6: Comparison of the conventional blast furnace route with the direct reduction and smelting routes for ironmaking 539
Tabelle 12.1: Abweichende Standpunkte 571
Table 13.1: Detection limits for some environmentally sensitive elements in waste water 598
Table 13.2: Monitoring modes of PCDD/F 600
Table 13.3: Table of toxic equivalency factors for WHO-12 PCB congeners 602
Table 13.4: Example of template for compiling environmental data in the IS sector 604

ANWENDUNGSBEREICH

Diese BVT-Schlussfolgerungen beziehen sich auf die folgenden, in Anhang I der Richtlinie 2010/75/EU genannten Tätigkeiten:

- Tätigkeit 1.3: Erzeugung von Koks
- Tätigkeit 2.1: Rösten oder Sintern von Metallerz einschließlich sulfidischer Erze
- Tätigkeit 2.2: Herstellung von Roheisen oder Stahl (Primär- oder Sekundärschmelzung) einschließlich Stranggießen mit einer Kapazität von mehr als 2,5 t pro Stunde

Die BVT-Schlussfolgerungen umfassen insbesondere folgende Prozesse:

- Verladung, Entladung und Transport der Rohstoffe (Schüttgüter)
- Mischen der Rohstoffe
- Sintern und Pelletieren von Eisenerz
- Herstellung von Koks aus Kokskohle
- Erzeugung von flüssigem Roheisen im Hochofen einschließlich Schlackenbehandlung
- Erzeugung und Frischen von Stahl im Sauerstoffblaskonverter einschließlich vorgelagerter Pfannenentschwefelung und nachgelagerter Pfannenmetallurgie und Schlackenbehandlung
- Erzeugung von Stahl im Elektrolichtbogenofen einschließlich nachgelagerter Pfannenmetallurgie und Schlackenbehandlung
- Stranggießen (Dünnbrammen-/Dünnbandgießen und Gießen von Blechen (endkonturnahes Gießen))

Diese BVT-Schlussfolgerungen behandeln nicht die folgenden Tätigkeiten:

- die Herstellung von Kalk in Öfen, die im BVT-Merkblatt für die Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie (CLM) behandelt wird
- die Aufbereitung von Stäuben zur Rückgewinnung von Nichteisenmetallen (z. B. Staub aus Elektrolichtbogenöfen) und die Herstellung von Eisenlegierungen, die im BVT-Merkblatt für die Nichteisenmetallindustrie (NFM) behandelt werden
- Schwefelsäureanlagen in Kokereien, die im BVT-Merkblatt für die Herstellung anorganischer Grundchemikalien: Ammoniak, Säuren und Düngemittel (LVIC-AAF) behandelt werden.

Folgende andere Merkblätter sind für die in diesen BVT-Schlussfolgerungen behandelten Tätigkeiten relevant:

BVT-Merkblatt	Tätigkeit
BVT-Merkblatt für Großfeuerungsanlagen (LCP)	Feuerungsanlagen mit einer Feuerungswärmeleistung von 50 MW und mehr
BVT-Merkblatt für die Eisenmetallverarbeitung (FMP)	Nachgelagerte Prozesse der Stahlerzeugung wie Walzen, Beizen, Beschichten usw.
	Stranggießen zum Dünnbrammen-/Dünnbandgießen und Gießen von Blechen (endkonturnahes Gießen)
BVT-Merkblatt für Emissionen aus der Lagerung (EFS)	Lagerung und Transport
BVT-Merkblatt für industrielle Kühlsysteme (ICS)	Kühlsysteme
Allgemeine Überwachungsgrundsätze	Überwachung der Emissions- und Verbrauchswerte
BVT-Merkblatt für Energieeffizienz (ENE)	Allgemeine Energieeffizienz
BVT-Merkblatt zu ökonomischen und medienübergreifenden Effekten (ECM)	Ökonomische und medienübergreifende Effekte von Techniken

Dieses BVT-Merkblatt beinhaltet neue Abschnitte zu mit Prozessgasen betriebenen Kraftwerken in integrierten Stahlwerken. Die zugesandten Informationen über Luftemissionen dieser Anlagen wurden allerdings nicht als ausreichend angesehen, um mit BVT assoziierte Emissionswerte für Staub, SO_2 NO_x and CO feststellen zu können. Dies sollte Gegenstand eines speziellen Kapitels im überarbeiteten BVT-Merkblatts für Großfeuerungsanlagen (*engl.* LCP BREF) [282, EC 2006] sein.

Der Anwendungsbereich dieses BVT-Merkblatts erstreckt sich nicht auf Sachverhalte, die ausschließlich die Arbeitssicherheit oder die Sicherheit von Produkten betreffen, weil diese nicht Gegenstand der Richtlinie sind. Diese Sachverhalte werden nur in dort angesprochen, wo sie sich auf Sachverhalte auswirken, die Gegenstand der Richtlinie sind.

1 GENERAL INFORMATION

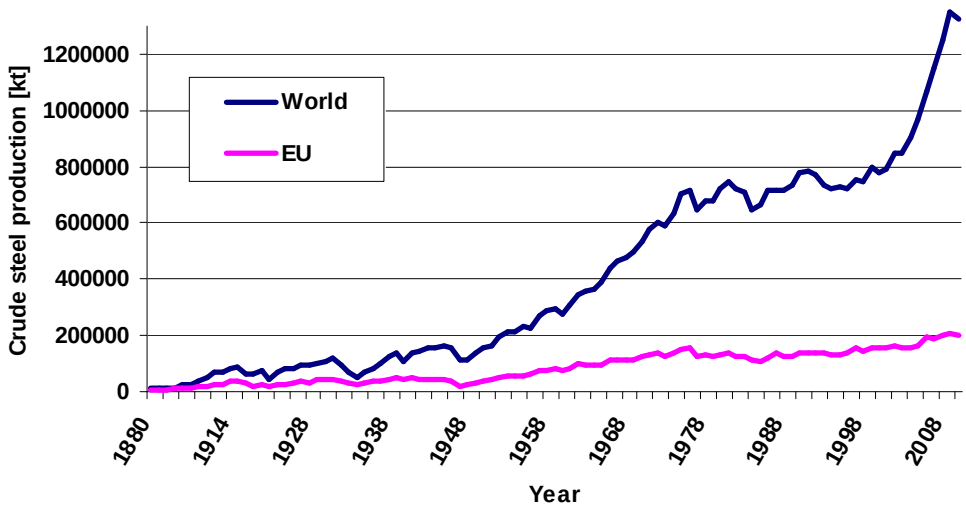
1.1 Steel production in Europe and worldwide

[92, Lüngen 1995], [131, Stat Stahl 1997], [250, EC 2006], www.worldsteel.org.

Iron and steel have both played an important role in the development of human civilisation over several millennia and have found uses in agriculture, construction, the generation and distribution of power, the manufacturing of machinery and equipment, in the household and in medicine.

Together with coal and cotton, iron and steel were the principal materials upon which the industrial revolution was based. Technical developments from the early eighteenth century onwards allowed dramatic increases in output, for example by replacing relatively scarce charcoal with hard coal/lignite and coke and by the development of the puddling process for converting hot metal into steel.

The world steel production has increased considerably since 2000 and exceeded 1000 million tonnes for the first time in 2004. In 2006 world steel production rose to a world total of more than 1200 million tonnes (see Figure 1.1). The main reason is that the steel production in China increased from 127 million tonnes to 421 million tonnes in 2006.



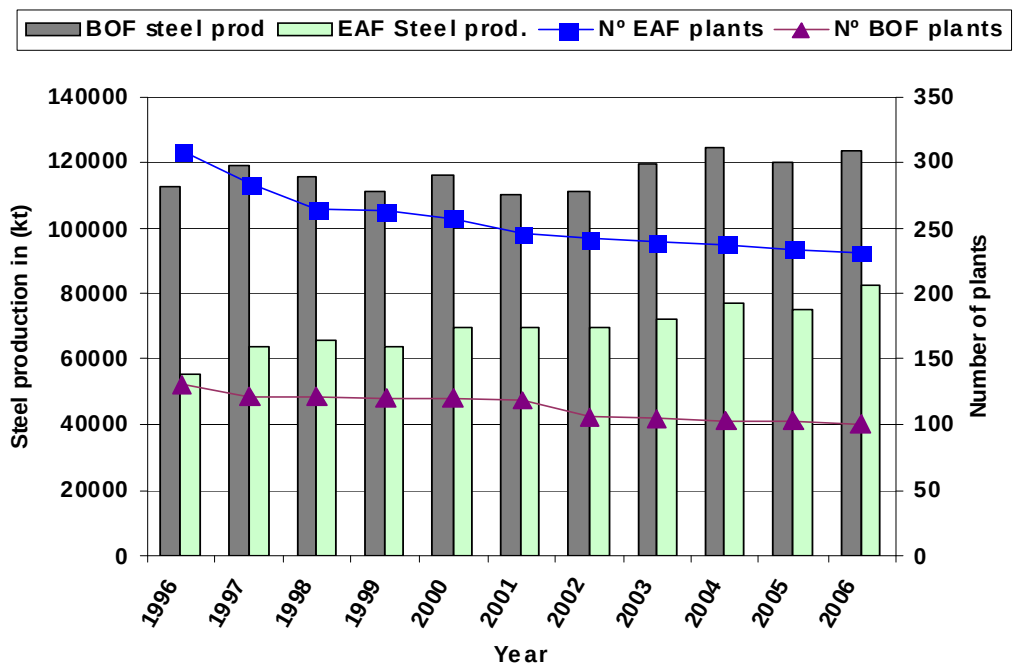
Source: [286, Stahl 2008]
NB: Iron production in million of tonnes per year

Figure 1.1: Crude steel production in Europe and worldwide since 1870

EU production of crude steel grew at a rate of 1.2 % per year between 1985 and 1994 in terms of volume. Growth was more rapid in the three years from 1986 – 1989 (3.7 % per year). Subsequently, production in the EU-12 declined from 140 million tonnes to 132 million tonnes in 1992 and 1993, before recovering to reach 139 million tonnes in 1994 and 143 million tonnes in 1995. The entry of Austria, Finland and Sweden into the EU brought EU production of crude steel up to 156 million tonnes in 1995. Since the year 2000, the crude steel production has increased worldwide. In 2006, the production of crude steel in the EU was 198 million tonnes, compared with Russia at 120 million tonnes and Japan, the US and China at 116, 99 and 421 million tonnes, respectively.

Figure 1.1 also shows how the European share of the world steel production has steadily declined, falling to a level of 21 % in 1970. Since the oil crisis of 1974 – 75, production was virtually stagnant worldwide until the middle of the 1990s, with Europe being particularly affected. With 198 million tonnes in 2008, the production of crude steel in the EU was 15 % of the world production [286, Stahl 2008].

Figure 1.2 shows how the production of oxygen steel remained fairly steady, whereas electric arc furnace steel production gradually increased. The share of total steel production of the latter reached 41.8 % in 2006. Nevertheless, the blast furnace/basic oxygen furnace route is predicted to remain the dominant means of steel production, at least in the medium term.



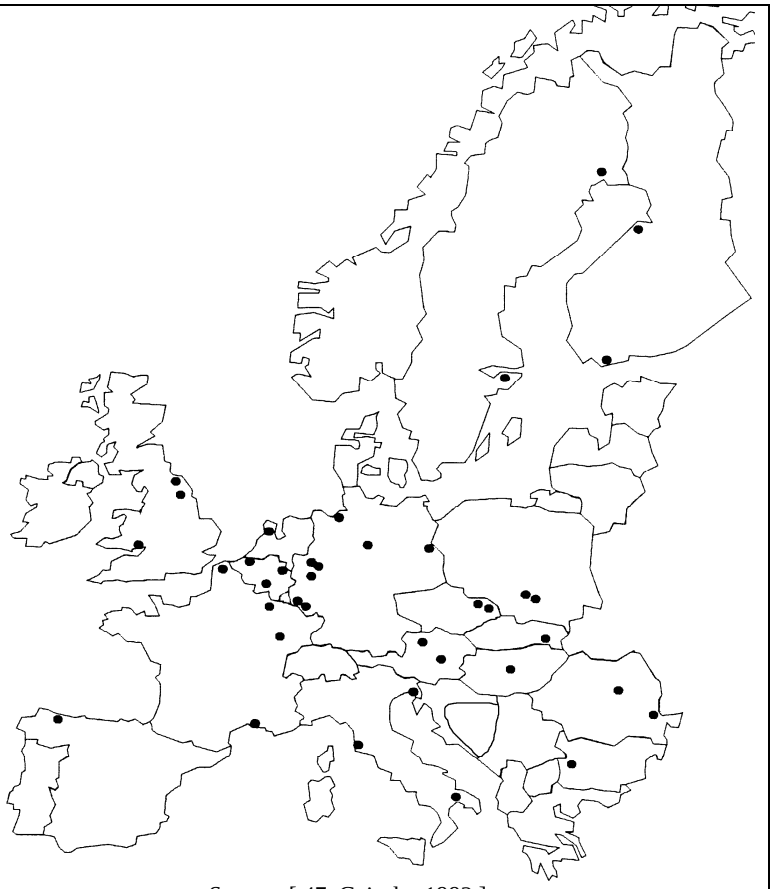
Source: [286, Stahl 2008]

Figure 1.2: Steel production by electric arc furnace and oxygen steel in the EU from 1996 – 2006

1.2 Geographical distribution of iron and steel production in the EU

[200, Commission 2001] [205, Cleary et al. 2005] [207, Ameling et al. 2004] [208, Lindfors et al. 2006] [209, EC 2005] [240, UKEA 2004] [288, IA 2006] [318, Eurofer 2007] [366, Dornseiffer et al. 2007] [403, Poland 2007]

The locations of integrated steelworks in the EU-27 are shown in Figure 1.3, in which the concentration of steelworks along the coal belt in Central Europe is clearly visible. Nevertheless, there are integrated steelworks located in most of the Member States. Electric arc furnaces are not included in Figure 1.3.



Source: [47, Geiseler 1992]

Figure 1.3: Geographical distribution of integrated steelworks in the European Union

Table 1.1 to Table 1.6 show the distribution of plants by capacities and other characteristics in the EU-27. In order to give a comprehensive overview, countries without a relevant production are not listed.

Table 1.1: Number and production of sinter and pelletisation installations in the EU-27

EU-27 sinter and pelletisation plants						
EU Member State	**Number of iron ore sintering plants**	**Number of iron ore sinter strands**	**Strand surface (m^2)**	**Production (kt/yr)**	**Number of pelletisation plants**	**Production (kt/yr)**
Austria	2	2	342	3500		
Belgium	4	5	1405	15 300		
Czech Republic ([1])	2	9	735	6 500		
Germany	8	12	2 282	29 400		
Spain	1	2	481	5 400		
Finland	1	3	225	2 700		
France ([2])	5	6	2 013	23 765		
Hungary	2	2	100	900		
Italy	2	7	962	11 500		
Netherlands	1	3	354	4 400	1	4 900 (1)
Poland	2	4	1 161	9 000		
Slovakia ([1])	1	4	440	4 100		
Sweden	0				5	22 150 (2)
United Kingdom	3	4	1 328	13 700		
Total	34	63	11 828	130 165	6	27 050

NB: — Data for 2005
— ([1]) Data for 2007
— ([2]) Data for 2008

Source: [140, Eurofer 2009] [208, Lindfors et al. 2006] [209, EC 2005] [234, Poland 2007] [240, UKEA 2004] [318, Eurofer 2007].

Table 1.2: Production of coke in the EU-27

EU-27 coke ovens	
EU Member States	**Production (kt/yr)**
Austria	1 360
Belgium	2 714
Bulgaria	615
Czech Republic	3 231
Germany	8 250
Spain	2 747
Finland	870
France	4 290
Hungary	913
Italy	4 580
Netherlands	2 160
Poland	9 599
Romania	1 804
Sweden	1 182
Slovakia	1 749
United Kingdom	4 276
Total	50 340

NB: Data from 2006.

Source:[156, Coke oven manager association 2008] [286, Stahl 2008].

Table 1.3: Number and production of blast furnace installations in the EU-27

EU-27 blast furnaces		
EU Member State	**Number of blast furnace installa-tions**	**Production (kt/yr)**
Austria	6	5 547
Belgium	4	7 516
Bulgaria	3	1 147
Czech Republic	6	6 185 ([1])
Germany	18	30 360
Spain	2	3 432
Finland	3	3 158
France	10	13 013
Hungary	2	1 336
Italy	6	11 492
Netherlands	2	5 417
Poland	7	5 333
Romania	4	3 975
Sweden	3	3 577
Slovakia	3	4 100 ([1])
United Kingdom	7	10 696
Total	86	116 284
NB: Data from 2006. *Source:* [286, Stahl 2008]; except ([1]) [372, Czech TWG member 2008].		

Table 1.4: Number and production of basic oxygen furnace installations in different EU countries

EU-27 basic oxygen furnaces		
EU Member State	**Number of basic oxygen installations**	**Production (kt/yr)**
Austria	5	6 487
Belgium	8	8 172
Bulgaria	3	1 155
Czech Republic	4	6 283
Germany	21	32 550
Spain	5	3 601
Finland	8	3 454
France	7	12 242
Hungary	2	1 650
Italy	9	11 823
Netherlands	3	6 223
Poland	6	5 766
Romania	5	4 374
Sweden	3	3 585
Slovakia	4	4 715
United Kingdom	8	11 203
Total	101	123 283
NB: Data from 2006. *Source:* [286, Stahl 2008].		

Table 1.5: Number and production of EAF steelmaking installations in the EU-27

EU-27 electric arc furnace steelmaking		
EU Member State	**Number of EAF installations**	**Production (kt/yr)**
Austria	3	643
Belgium	7	3458
Bulgaria	6	696
Czech Republic	16	578
Germany	42	14674
Greece	7	2416
Spain	28	14790
Finland	3	1600
France	25	7610
Hungary	2	439
Italy	44	19794
Luxembourg	3	2802
Latvia	–	3
Netherlands	2	150
Poland	12	4241
Portugal	2	1400
Romania	7	1889
Sweden	8	1881
Slovenia	3	628
Slovakia	1	378
United Kingdom	10	2666
Total	231	82736
NB: Data from 2006. *Source:* [286, Stahl 2008].		

Table 1.6: Number and production of continuous casting installations in the EU-27

EU-27 continuous casting	
EU Member State	**Production (kt/yr)**
Austria	6836
Belgium	11631
Bulgaria	1227
Czech Republic	6145
Germany	45497
Estonia	0
Greece	2416
Spain	18278
Finland	5029
France	18984
Hungary	2085
Italy	30170
Luxembourg	2802
Latvia	548
Netherlands	6213
Poland	8248
Portugal	1380
Romania	5450
Sweden	4779
Slovenia	520
Slovakia	5081
United Kingdom	13652
Total	196971
NB: Data from 2006. *Source:* [286, Stahl 2008].	

The 1990s were not marked by a mass introduction of radical new technologies in the EU. Rather, the classical methods of production had been refined at various stages (blast furnaces, steelworks, etc.) and were rendered much more efficient through improvements all along the production chain. These improvements allowed significant reductions in energy use and pollution, whilst increasing product quality.

1.3 Economics and employment in the EU iron and steel industry

[27, EC Panorama 1997] [28, ECSC 1951] [200, Commission 2001] [250, EC 2006] [286, Stahl 2008] [291, EC 2006] [292, DGENTR 2007] [293, DGENTR 2007]

The globalisation of the world economy has had a profound effect on the steel industry and continues to do so. The industry is undergoing intensive structural changes. This was characterised during the 1990s and 2000s by the development of new concepts in steelworking (e.g. mini-electric steel mills, new concepts for electric arc furnaces, new casting techniques and direct or smelting reduction techniques). Highly competitive market conditions may accelerate this structural change and encourage consolidation in the steel industry. This is evident from the growing number of alliances, cooperative ventures and takeovers. The development of continuous casting had an extremely positive effect on the economics of the steel industry in the 1970s and 1980s.

Steel is a key sector for Europe's economy and competitiveness. With a production of 198 million tonnes, the EU-27 accounted for 15 % of the world steel production in 2008. The annual turnover in the EU steel sector is approximately EUR 150 000 million and the sector employs approximately 440 000 people [184, European Union 2009]. Table 1.7 shows the evolution in employment in the EU-15 during 1996 and 2004.

Table 1.7: Development of employment in the iron and steel industry in the EU from 1996 to 2004

Iron and steel industry in the EU-development of employment from 1996 to 2004 in EU-15		
EU Member State	**Number of workers and employees in 1996**	**Number of workers and employees in 2004**
Austria	12 651	11 000
Belgium	22 638	17 700
Germany	114 305	92 660
Denmark	1 170	400
Greece	2 006	2 000
Spain	22 955	21 600
Finland	7 210	8 400
France	38 106	37 000
Ireland	375	NA
Italy	36 226	39 150
Luxembourg	5 196	4 100
Netherlands	12 211	10 400
Portugal	2 231	1 100
Sweden	13 648	18 800
United Kingdom	36 527	20 950
Total	327 455	285 260

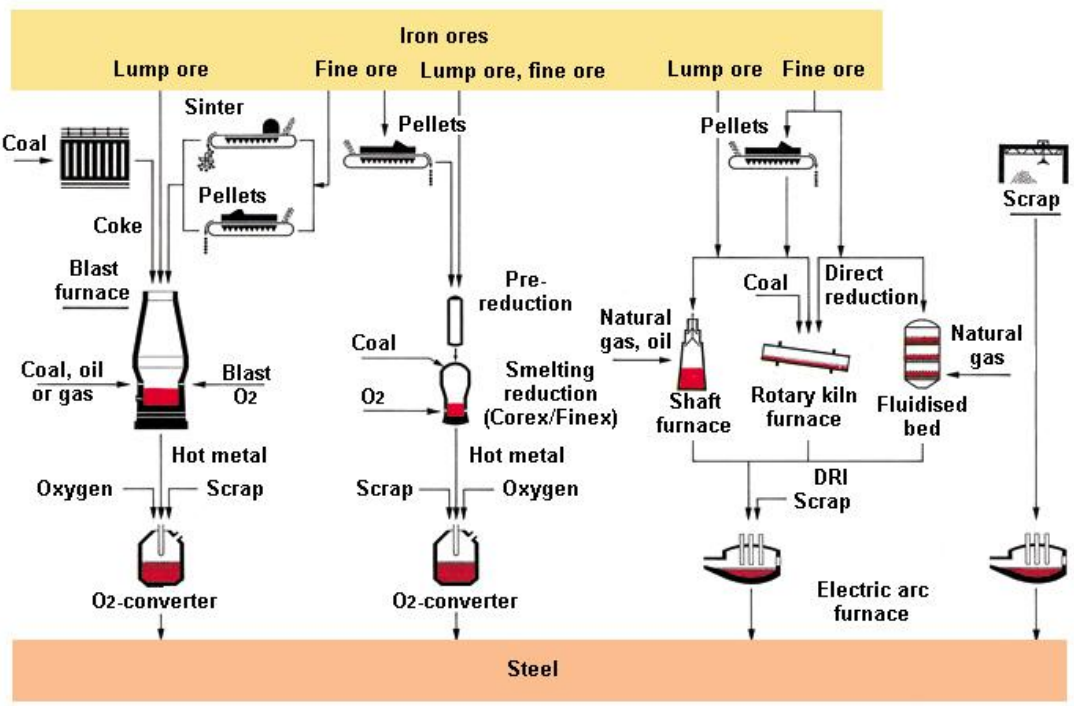
NB: NA = Data not available
Source: [286, Stahl 2008].

1.4 Steelmaking process

[60, Hille et al. 1997] [200, Commission 2001]

Four routes are currently used worldwide for the production of steel: the classic blast furnace/basic oxygen furnace route, the direct melting of scrap (electric arc furnace), smelting reduction and direct reduction (see Figure 1.4).

In 2006, the steel production in the EU-27 was based on the blast furnace/basic oxygen route (approximately 59.8 %) and the electric arc furnace (EAF) route (approximately 40.2 %) (see Table 1.4 and Table 1.5). The percentage of world crude steel production via direct reduction (DR) was about 6.8 % in 2006 which corresponds to 59.8 million tonnes direct reduced iron (DRI). Taking into consideration scheduled DRI production sites, the world DRI production will increase to 80 million tonnes by 2010. In Europe, the production of DRI was limited to 704.000 tonnes in 2006 (58.0000 tonnes in Germany and 12.4000 tonnes Sweden), which represented approximately 1.5 % of world output. Consumption of DRI in EAF steelmaking was reported to be 1.523 million tonnes per year in the EU-27 in 2006.



Source: [312, Dr. Michael Degner et al. 2008]

Figure 1.4: Crude steel production methods

By the end of 2007, a total of six smelting reduction plants were in operation, representing an annual aggregate capacity of 7.45 million tonnes hot metal. In the EU-27, there are no smelting reduction units on a commercial scale. These routes are therefore not described here, but will be mentioned in Chapter 10 'Alternative ironmaking techniques'.

Integrated steelworks

Of the four steelmaking routes described above, the classic blast furnace/basic oxygen furnace route is by far the most complex, taking place in large industrial complexes known as integrated steelworks, covering areas up to several square kilometres (see Figure 1.5). Integrated steelworks are characterised by networks of interdependent material and energy flows between the various production units, most of which are covered in this document (sinter plants, pelletisation plants, coke oven plants, blast furnaces and basic oxygen steelmaking plants with subsequent

casting). Before describing these individual types of plants in detail, an overview of the interdependencies mentioned will be given.

Source: [200, Commission 2001]

Figure 1.5: Aerial view of an integrated steelworks located near the coast

Process overview

The process routes of an integrated steelworks considered in this BREF are shown in Figure 1.6. This figure gives a schematic view of the main material inputs and outputs of process-related emissions and residues for each stage of the process route.

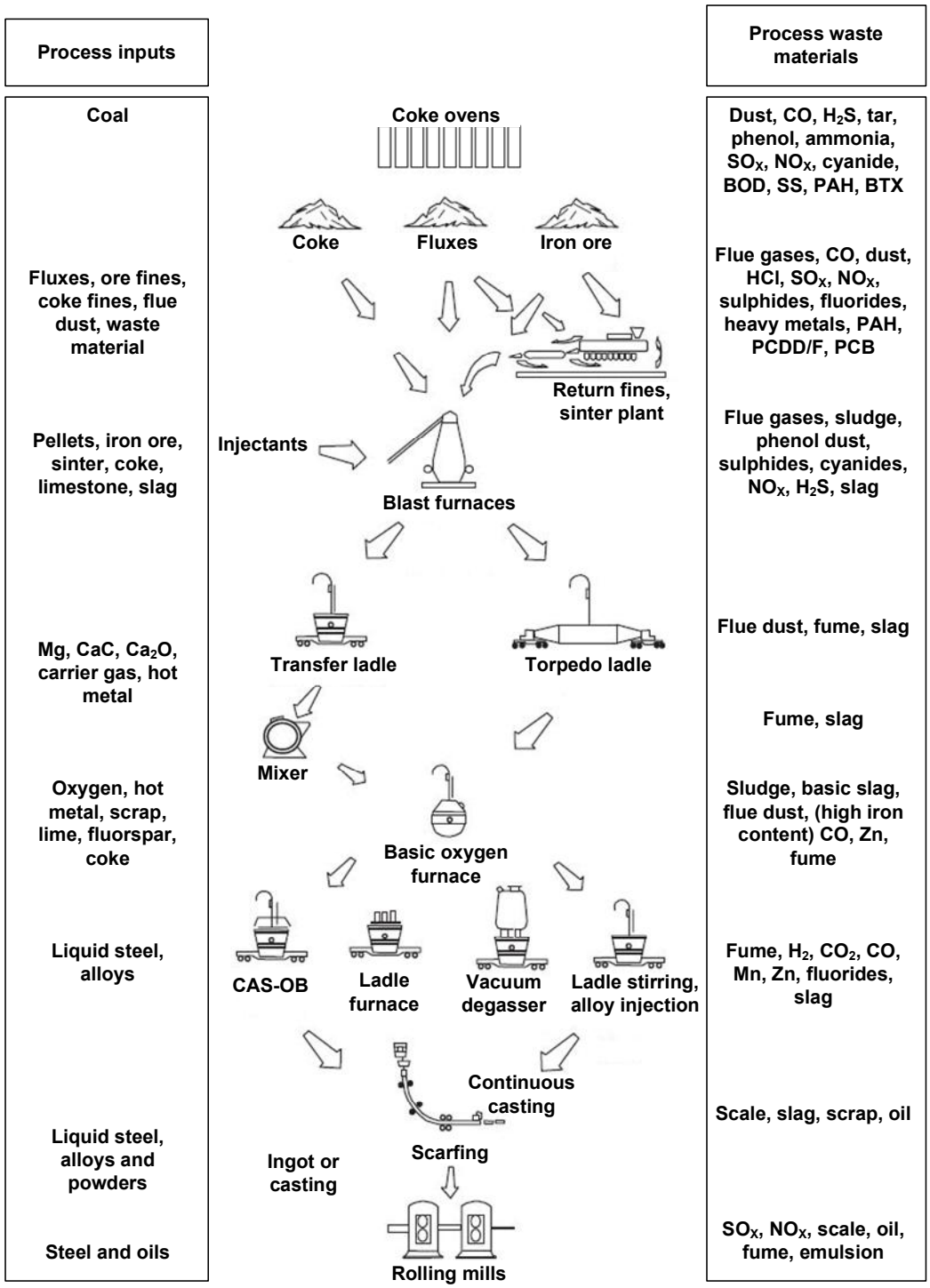
In an integrated steelworks, the blast furnace is the main operational unit where the primary reduction of oxide ores takes place leading to liquid iron, also called 'hot metal'. Modern high-performance blast furnaces require physical and metallurgical preparation of the burden. The two types of iron ore preparation plants are the sinter plants and the pellet plants. Pellets are nearly always made from one well-defined iron ore or concentrate at the mine and are transported in this form. In Europe, there is only one integrated steelworks also operating a pelletisation plant. Sinter is generally produced at the ironworks from pre-designed mixtures of fine ores, residues and additives.

The main reducing agents in a blast furnace are coke and pulverised coal forming carbon monoxide and hydrogen which reduce the iron oxides. Coke and coal also partly act as a fuel.

Coke is produced from coal by means of dry distillation in a coke oven and has better physical and chemical characteristics than coal. In many cases, additional reducing agents/fuels are supplied by the injection of oil, natural gas and (in a few cases) plastics. A hot blast provides the necessary oxygen to form the carbon monoxide (CO), which is the basic reducing agent for the iron oxides.

The blast furnace is charged from the top with a burden. This consists of alternate layers of coke and a mixture of sinter and/or pellets, lump ore and fluxes. In the furnace, the iron ore is increasingly reduced and liquid iron and slag are collected at the bottom of the furnace, where they are tapped from.

The slag from the blast furnace is granulated, pelletised, or tapped into slag pits. The slag granules or pellets are usually sold to cement manufacturing companies. Slag from pits can also be used in road construction.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 1.6: Overview of the process routes of an integrated steelworks

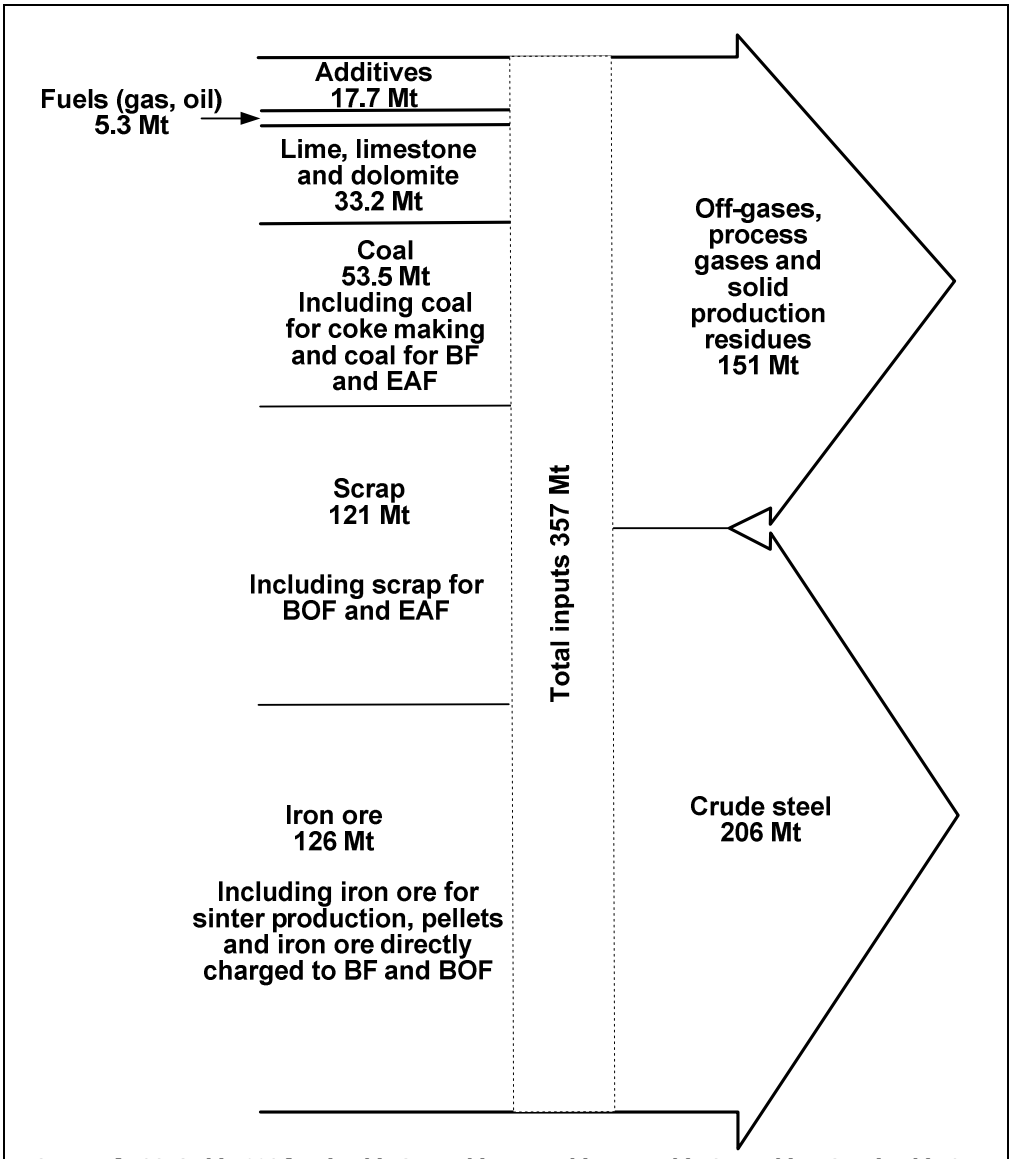
The liquid iron from the blast furnace (hot metal) is transported to a basic oxygen furnace, where the carbon content (approximately 4 %) is lowered to less than 1 %, thereby resulting in steel. Upstream ladle desulphurisation of the hot metal and downstream ladle metallurgy of the steel is generally applied in order to produce steel with the required quality. On leaving the basic oxygen furnace, the liquid steel is cast either into ingots or by means of continuous casting. In some cases vacuum degassing is applied in order to further improve the quality of the steel.

Casting products, whether ingots, slabs, billets or blooms, are subsequently processed in rolling mills and product finishing lines in order to prepare them for the market.

1.5 Main environmental issues in the production of iron and steel

[200, Commission 2001] [240, UKEA 2004] [246, EC 2005] [289, EC 2007] [389, Briggs et al. 2004]

The iron and steel industry is highly intensive in both materials and energy. Figure 1.7 presents a simplified input/output scheme illustrating and numbering the most important mass streams together with the quantity of crude steel produced in the EU-27 in 2006. The overview does not include raw material mining, water and gaseous inputs other than fuels and recycling activities. The figure illustrates that almost half of the input ends up as off-gases, process gases and solid production residues.



Source: [286, Stahl 2008] and Table 3.2, Table 4.1, Table 5.2, Table 6.2, Table 7.3 and Table 8.1

Figure 1.7: Overview of the inputs and outputs for the manufacture of iron and steel in the EU-27 in 2006

Following the two most important steelmaking process routes via the sinter/pellet plant/coke oven/blast furnace/basic oxygen converter and the electric arc furnace, the key environmental issues for action in response to environmental concerns can be summarised below:

- Sinter plants

Sinter, as a product of an agglomeration process of materials which contain iron, represents a major part of the burden of blast furnaces. The main stack emissions of sinter plants account for up to 50 % of the total dust emissions from an integrated steelworks. Other relevant pollutants in the off-gas emissions from the sinter strand and the cooler are heavy metals, SO_2, HCl, HF, PAH and persistent organic pollutants (such as PCB and PCDD/F). Furthermore, the recovery of sensible heat and the utilisation of solid wastes are severe issues. Environmental benefits are linked to this process with the recycling of iron-rich solid by-products of downstream processes and the potential for heat recovery.

- Pelletisation plants

Pelletisation is another process used to agglomerate materials which contain iron where emissions to air dominate the environmental issues. Other main issues in pellet plants are the use of sensible heat, the treatment of waste water and the internal utilisation of process residues.

- Coke oven plants

A coke plant consists of one or more coke oven batteries with a coke oven firing system (underfiring) and the process gas treatment unit where emissions to air are the most significant. The main point source for emissions to air is the waste gas from underfiring. Additionally, many of the emissions are diffuse emissions from various sources such as the unloading, storage, handling, crushing and blending (preparation) of coal, the leakages from lids and adherences onto frames, oven and leveller doors, the ascension pipes and charging holes of coal into and the pushing of coke out of the chambers, and finally, coke quenching and coke grading (crushing and screening), transport, handling and storage. Diffuse/fugitive VOC emissions to air can occur from coke oven batteries and diffuse/fugitive ammonia and BTX emissions from by-products plants which all have the potential to create odour nuisances. Dust and SO_2 emissions at coke oven plants and other plants where coke oven gas is used as a fuel is a concern. Thus the desulphurisation of coke oven gas is a measure of high priority for minimising these emissions. Waste water disposal is another major issue for coke oven plants. Optimised management of coke oven gas and its use in other processes of integrated plants allow energy savings and minimise air emissions.

- Blast furnace plants

Significant emissions to all media occur where the blast furnace process for producing hot metals from materials which contain iron are used. Because of the high input of reducing agents (mainly coke and coal), this process consumes most of the overall energy input of an integrated steelworks. Relevant emissions to all media occur and these are described in detail. The main environmental issues are dust, waste water from blast furnace gas scrubbing, emissions from slag treatment such as SO_2 and H_2S which can lead to odour nuisances, dusts and sludge, and finally, the minimisation of energy consumption.

- Basic oxygen furnace plants

Emissions to air from various sources such as primary and secondary dedusting, hot metal pretreatment and secondary steelmaking and various solid process residues are the main environmental issues in oxygen steelmaking. In addition, waste water arises from wet dedusting (when applied) and from continuous casting. Particular attention should be paid to diffuse dust emissions which occur when secondary emission collecting systems are insufficient.

- Electric arc furnace plants

The direct smelting of materials which contain iron (mainly scrap) is usually performed in electric arc furnaces which need considerable amounts of electrical energy and causes substantial emissions to air and solid process residues such as wastes and by-products (mainly filter dust and slag). The emissions to air from the furnace consist of a wide range of inorganic compounds (iron oxide dust and heavy metals) and organic compounds such as persistent organic pollutants (e.g. PCB and PCDD/F).

Energy consumption

Energy consumption in iron and steel making is considerable. CO_2 as a greenhouse gas is generated when energy is consumed. There are many emissions points of CO_2 in the iron and steel processes and they are related to three main factors: a) providing the sufficient temperature in order to carry out the chemical reactions and physical treatment needed, b) providing a reductant (mainly CO) to the system in order to reduce the iron oxide, and c) providing the power and steam necessary to run the steelworks.

The specific energy consumption for steel production in electric arc furnaces in Europe is on average about 1.8 GJ/t liquid steel. Considering the efficiency of energy supply, primary energy consumption will be considerably higher. Additionally there is a fossil fuel input of about 0.5 GJ/t liquid steel on average (according to Table 8.1).

Specifically, because the CO_2 which is generated when energy is consumed is a greenhouse gas (GHG), energy savings have undergone a major change in purpose, and are now considered part of the solution to the problem of global warming which is a global-scale environmental issue.

As mentioned in the IPCC Climate Change Synthesis Report 2007, there is no unique option for climate change mitigating policies. The solution is rather a sequence of mitigating options for the stabilisation of atmospheric greenhouse gas concentrations [40, IPCC 2007].

Regarding iron and steel making, the CO_2 emissions depend very much on the types and amounts of reducing agents (e.g. coke, coal, and oil) used in the blast furnace (see Sections 6.1.3.1 and 6.2.2.4). For this reason, the steel industry has actively implemented a variety of measures to reduce the energy consumption in general and emissions of GHG such as CO_2 in particular. Extensive efforts have been made to reduce the reducing agent demand close to the stoichiometric minimum demand (see Section 6.3). Since 1980 the specific energy demand has been reduced from 23 GJ/t of liquid steel to approximately 18 GJ/t liquid steel in 2004 for modern integrated steelworks [35, Dr. Luengen, H.B. 2005].

The energy consumption has been constantly reduced by introducing energy-saving equipment in steel manufacturing processes and improving the efficiency of energy conversion facilities such as power plants. Energy-saving equipment includes waste energy recovery equipment. Another measure is the optimisation of energy consumption and costs by the implementation of a total energy management system. All of these measures are covered in this document.

To a certain extent, direct reduction (DR) can be an option to reduce CO_2 emissions (see Section 10.1).

Additionally, beyond energy savings and efficiency improvements, carbon dioxide mitigation projects are being developed to capture and store CO_2 which are also covered in this document (see Sections 11.1.1 and 11.1.2)

Other issues

Other relevant issues covered in this document are nuisance by odour and noise emissions which can be quite considerable for certain processes.

Matters of concern for the iron and steel industry not covered by this document are local soil pollution and groundwater pollution.

Table 1.8 to Table 1.10 provide a detailed overview of the releases in the different parts of the iron and steel making processes.

Table 1.8: First table showing potential release routes for prescribed substances and other substances that may cause environmental harm

→ SOURCES RELEASES ↓	Raw material handling	Sinter plant: flue-gas cleaning	Sinter plant: secondary emissions	Pellet plants	Coal pulverisation	Hot blast stoves	Stockhouse	Blast furnace primary gas cleaning	Cast-house	Desulphurisation	BOF: blowing (primary emissions)	BOF: charging/tapping (secondary emissions)	EAF: charging	EAF: melting and refining	EAF: steel and slag tapping
Oxides of sulphur		A		A		A			A	A	A		A	A	
Oxides of nitrogen		A		A		A							A	A	
Carbon dioxide		A		A		A		A		A	A	A	A	A	
Carbon monoxide		A		A		A		A		A	A		A	A	
Hydrogen chloride		A		A								A	A		
Hydrogen fluoride		A		A										A	
Hydrogen sulphide								A							
Ammonia								w							
Oxides of iron	Aw	A	A	A			A	A	A	A	A	A	A	A	A
Alkali metals		A	A	A				A	A	AL	A	A			
Alkaline earth metals		A	A	A			A	A	A	AL	A	A			
Metal oxide particulates	Aw	A	A	A			A	A	A	A	A	A			
Non-metallic particulates	Aw	A	A	A	A		A	A	A	A	A	A			
Metallic iron												A			
Inorganic fluorides			A	A				A			A	A			
Hydrogen cyanide								w							
Cadmium and cadmium oxide	W	A		A				A			A	A	A	A	
Zinc, lead and their oxides	w	A		A				A			A	A	A	A	
Other metals and their oxides	Aw		A	A									A	A	A
Phosphorus compounds								wl			Awl				
Sulphur										l	A				
Carbon								A				A			
Other inorganic chemicals	A W												A	A	
Oils and greases	w														
Slag								Ll			Ll			Ll	Ll
Sludges								wLl		Ll	wLl				
Refractory waste	Aw														
PCDD/F		A		a								A	A	A	
PAH		A												A	
PCB		A												A	
Volatile organic compounds		A		a				A				A		A	

NB: — Main polluting substances: A = Release to air
W = Release to water
L = Release to land

— Other substances: a = Release to air
w = Release to water
l = Release to land

— Substances include their compounds except where a separate reference to the compound is made. Releases to air may also be released to land or water, depending upon the abatement technique employed, e.g. via collected dusts, sludges or liquors.

Table 1.9: Second table showing potential release routes for prescribed substances and other substances that may cause environmental harm

→ SOURCES RELEASES ↓	EAF: furnace and ladle lining repairs	Alloying	Ladle treatment	Reladling and recarburisation	Degassing	Decarburisation	Electroslag remelting	Vacuum induction melting	Induction melting	Ferrous alloy powders	Continuous casting	Ingot casting	Scarfing	Slag processing	Skull burning
Oxides of sulphur		A	A						A					A	
Oxides of nitrogen			A						A						
Carbon dioxide			A	A		A			A				A		
Carbon monoxide			A	A		A			A						
Hydrogen chloride															
Hydrogen fluoride			A				A								
Hydrogen sulphide														A	
Ammonia															
Oxides of iron	Al	A	A	A		A	l		A		Awl	Al	Awl	wl	Al
Alkali metals														wL	AL
Alkaline earth metals														wL	AL
Metal oxide particulates											Awl	Al	Awl	wl	Al
Non-metallic particulates														wl	
Metallic iron	Al									A				wl	
Inorganic fluorides	Al	A													
Hydrogen cyanide	ALl	A													
Cadmium and Cadmium oxide					Wl	A	l								
Zinc, lead and their oxides					wl	A	l				Awl	Al	Awl		Al
Other metals and their oxides			A	A	wLl	A	Ll			A	Awl		Awl		ALl
Phosphorus compounds			A												
Sulphur														wl	
Carbon															
Other inorganic chemicals	Al	ALl	A												
Oils and greases											w				
Slag waste	Al		Ll	ALl	l	Ll		Ll	Ll		Ll	Ll		Ll	Ll
Sludges													wl		
Refractory waste	ALl				l	Ll	Ll	Ll	Ll		Ll	Ll		Ll	
PCDD/F															
Volatile organic compounds															

NB: — Main polluting substances: A = Release to air
W = Release to water
L = Release to land

— Other substances: a = Release to air
w = Release to water
l = Release to land

— Substances include their compounds except where a separate reference to the compound is made. Releases to air may also be released to land or water, depending upon the abatement technique employed, e.g. via collected dusts, sludges or liquors.

Table 1.10: Third table showing potential emission releases from prescribed substances and other substances that may cause environmental harm

→ SOURCES RELEASES ↓	Charging emissions	Tops leakage	Door leakage	Pushing emissions	Coke oven flue-gas (battery stack)	Emergency venting	Emergency flaring	Ammonia incinerator tail gas	Effluent treatment discharge	Effluent treatment sludge	Sulphur and scrubber liquor removal and desulphurisation	Decanters and storage tank vents
Particulates	A	A	A	A	A	A	A	A				
Sulphur dioxide				A	A		A	A				
Hydrogen sulphide		A	A	A		A						A
Oxides of nitrogen				A	A		A	A				
BTX		A	A	A		A					A	A
PAH	a	a	A	A		A						a
VOC	A	A	A	A	a						A	A
Phenols		A	A	A		A					A	A
Methane	A	A	A	A		A						A
Carbon monoxide	A	A	A	A	A	A						
Tar fume		A	A	A		A	A	A				
Hydrogen cyanide		A	A	A		A						A
Suspended solids									w			
Ammonia	A	A	A	A		A			w			
Cyanide									w			
SCN									w			
Metals									W	l	l	
Sulphur											l	

NB: — Main polluting substances: A = Release to air
W = Release to water
L = Release to land

— Other substances: a = Release to air
w = Release to water
l = Release to land

— Substances include their compounds except where a separate reference to the compound is made. Releases to air may also be released to land or water, depending upon the abatement technique employed, e.g. via collected dusts, sludges or liquors.

Source: [240, UKEA 2004] *Additions:* [110, Brouhon 2008] [318, Eurofer 2007].

Table 13.4 in Section 13.5 Annex V is an example of a template for compiling relevant environmental data in the iron and steel sector.

2 ALLGEMEINE VERFAHREN UND TECHNIKEN

Die schematische Übersicht in **Figure 1.6** zeigt die verschiedenen Prozessschritte in einem integrierten Stahlwerk. Die einzelnen Prozessschritte sind durch die Materialströme sowohl der Produkte als auch der Rückstände (Walzzunder, Filterstaub, Schlämme aus der Hochofengas- oder Konvertergaswäsche etc.), des Wassers (gemeinsame Behandlung verschiedener Abwasserströme, kaskadenartige Nutzung von Kühlwasser, etc.) und der Energie (Kokereigas, Hochofengas, Konvertergas, Dampf aus den Gichtgasentspannungsturbinen oder dem Konverterprozess etc.) verbunden. Diese Zusammenhänge sind entstanden, um die Emissionen zu mindern, die Produktivität zu optimieren und die Kosten zu senken.

Die Zusammenhänge zwischen den einzelnen Produktionsprozessen und -anlagen in Bezug auf Energie, Nebenprodukte/Rückstände, Luftemissionen und Wassergebrauch sind Gegenstand dieses Kapitels.

2.1 Energiemanagement in der Stahlindustrie

[241, Poland 2007] [277, Wiesenberger 2007] [281, Eurofer 2007] [375, IISI 1998]

Spezielle Aspekte des Energieverbrauchs werden in den jeweiligen prozessspezifischen Kapiteln (d. h. den Kapiteln 3 - 8) behandelt. Dieser Abschnitt dient dazu, die Zusammenhänge zwischen den verschiedenen Prozessen in integrierten Stahlwerken darzustellen.

2.1.1 Energieflüsse und Prozessgasnutzung in integrierten Stahlwerken

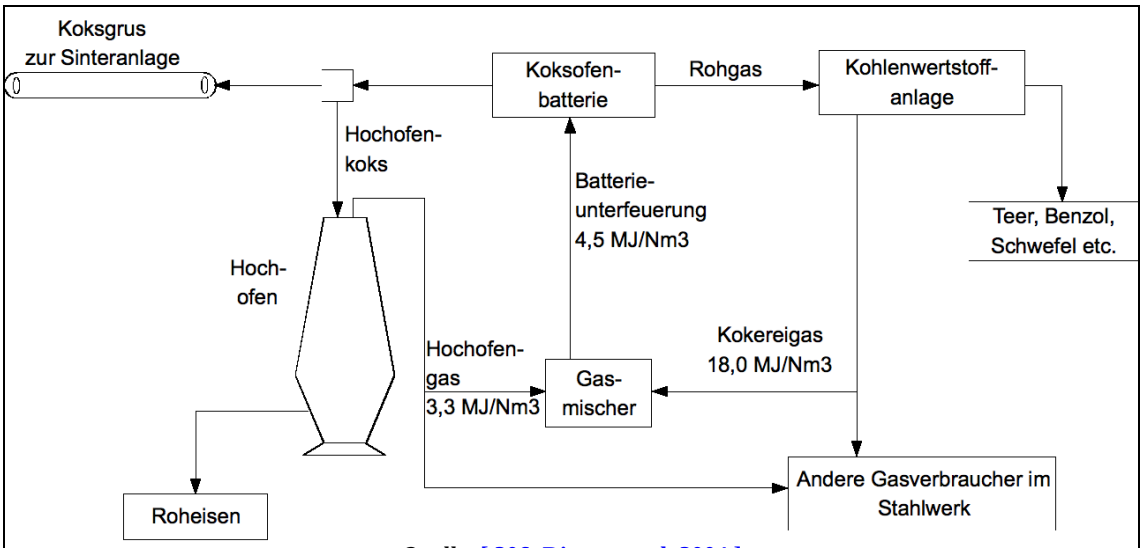
Die energetischen Zusammenhänge in integrierten Stahlwerken können komplex sein. Abbildung 2.2 veranschaulicht anhand eines Beispiels die Einsätze und anfallenden Mengen an Energieträgern und Reduktionsmitteln und ihr Zusammenwirken als interne Energieflüsse in einem integrierten Stahlwerk.

Bei den von außen bezogenen Energieträgern dominieren Kohle, Schweröl und, falls dieser extern zugekauft wird, Koks. Diese Energieträger werden hauptsächlich zur Erzeugung von Koks in der Kokerei sowie als Reduktionsmittel in den Hochöfen verwendet. Es ist üblich, in Hochöfen auch andere Reduktionsmittel wie Kohle, Teer oder Öl einzusetzen, welche auf der Blasformebene in den Hochofen eingeblasen werden. Altöl, Fette, verschiedene Gase (z. B. Kokereigas) und andere Kohlenwasserstoffe, beispielsweise Kunststoffabfälle, können ebenfalls in den Hochofen eingeblasen werden (siehe Abschnitt **6.3.12**).

Die Qualität (Heizwert und Reinheitsgrad) und das Volumen der verschiedenen Gase variieren stark und haben Einfluss darauf, wo diese Brennstoffe sinnvoll eingesetzt werden können. Zur Optimierung der Energieeffizienz ist es notwendig, die Brennstoffe jeweils in der dafür am Besten geeigneten Anlage einzusetzen.

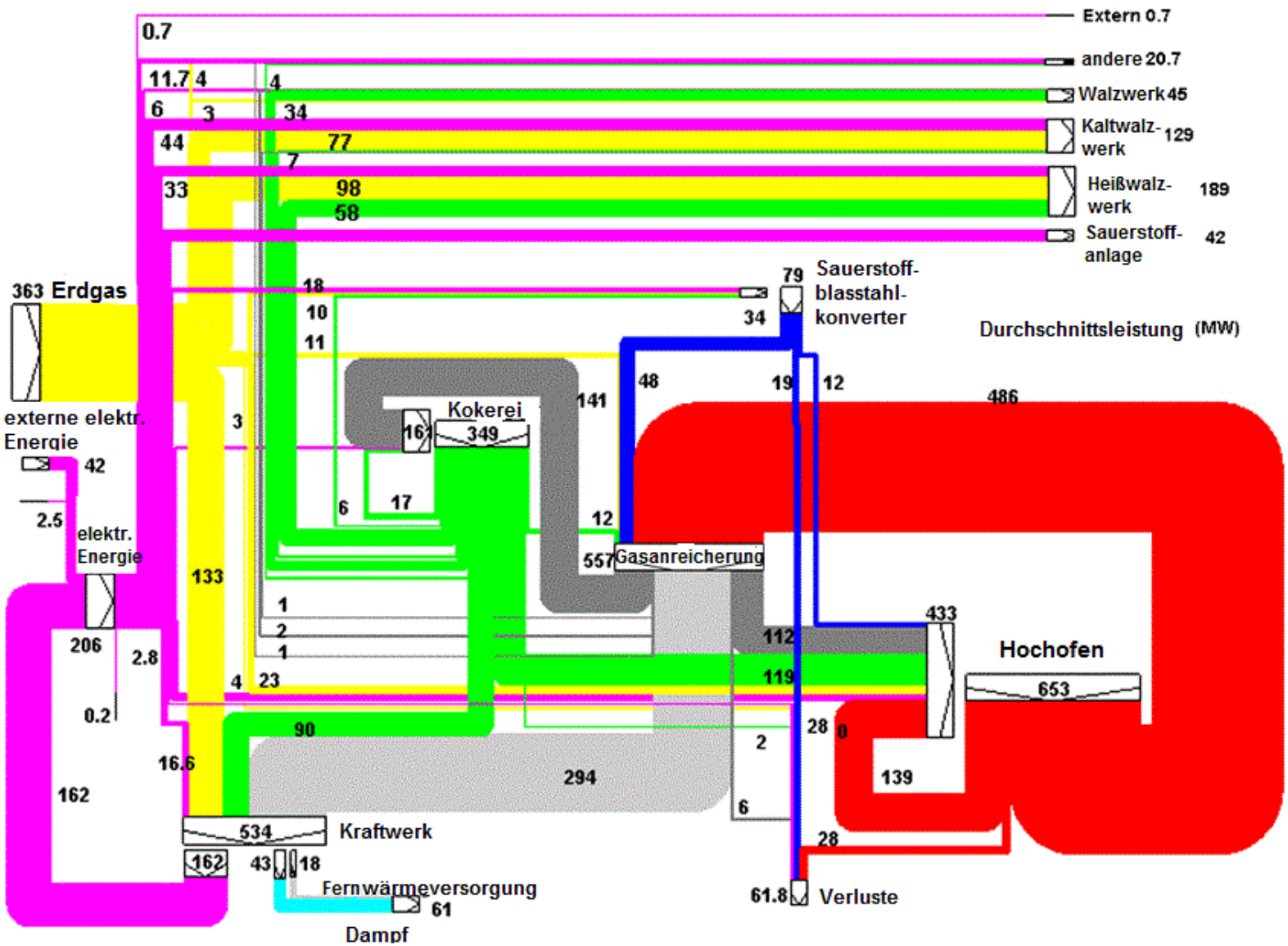
Hauptaufgabe des Energiemanagements in der Stahlindustrie ist die effiziente Verteilung und Verwendung der Prozessgase und der zugekauften Brennstoffe. Eine günstige Anordnung der einzelnen Anlagen kann die Erfüllung dieser Aufgabe vereinfachen.

Kokereigas, Hochofengas und Konvertergas bilden die Grundlage des Energiesystems eines integrierten Stahlwerks. Der größte Teil des Energiebedarfs wird mit diesen Gasen gedeckt; der restliche Teil muss durch zugekaufte Energie ausgeglichen werden, üblicherweise durch Strom und Erdgas. Diese Aspekte werden in Abbildung 2.1 und Abbildung 2.2 veranschaulicht.



Quelle: [206, Diemer et al. 2004]

Abbildung 2.1: Fließbild einer typischen Gasnutzung bei der integrierten Erzeugung von Sinter-, Koks- und Roheisen



Quelle: [281, Eurofer 2007]

Abbildung 2.2: Beispiel für die Energieflüsse in einem integrierten Stahlwerk

Brennstoffe in integrierten Stahlwerken

Kokereigas

Das Kokereigas, das während der Aufkohlung (Verkokung) gebildet wird, wird üblicherweise gereinigt, bevor es als Brennstoff eingesetzt wird. Die Reinigung beinhaltet die Entfernung von Teer, Naphtalin, Leichtöl und schwefelhaltigen Verbindungen sowie die Entfernung oder Zersetzung von Ammoniak (zu Wasserstoff und elementarem Stickstoff). Wie Abbildung 2.3 zeigt, gibt es in integrierten Stahlwerken verschiedene Möglichkeiten zur Verwendung des Kokereigases. Da dieses von allen Prozessgase den höchsten Heizwert aufweist, wird es üblicherweise genutzt, um den Heizwert anderer Prozessgase anzuheben, um diese in den Winderhitzern, den Wärmeöfen des Warmwalzwerks, in anderen Hochtemperaturprozessen oder zur Unterfeuerung des Koksofens nutzen zu können. Das überschüssige Kokereigas könnte als Ersatzreduktionsmittel im Hochofen (siehe Abschnitt **6.3.12.3**) oder auch in Kraftwerken genutzt werden. Ein Beispiel der Verwendung des Kokereigases in einem integrierten Stahlwerk zeigt Abbildung 2.3.

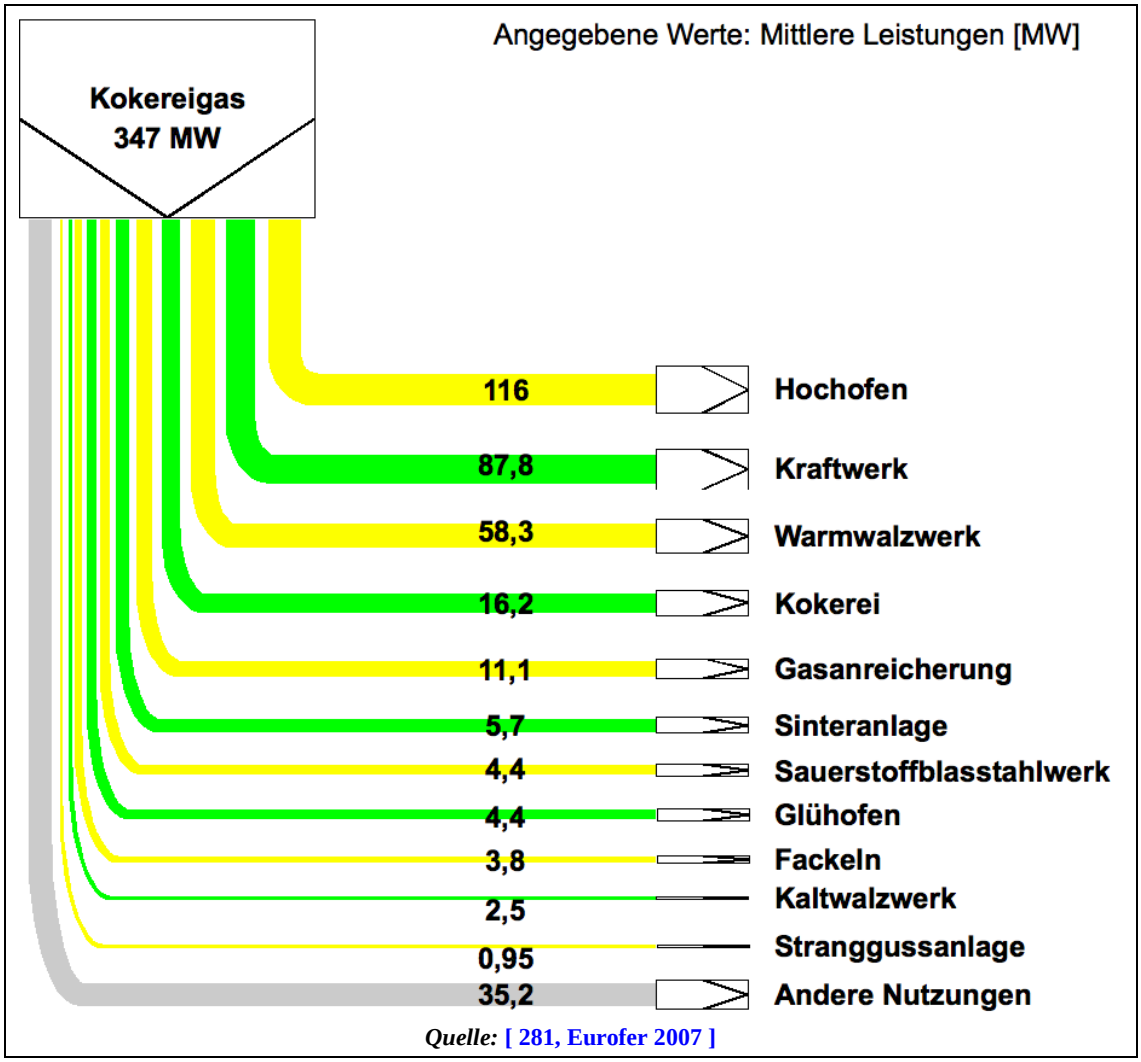


Abbildung 2.3: Beispiel für die Verwendung des Kokereigases in einem integrierten Stahlwerk

Hochofengas und Konvertergas

Hochofengas ist das Gas mit dem niedrigsten Heizwert und der geringsten Flammentemperatur. Deshalb wird es idealerweise bei Prozessen mit niedrigerer Temperatur wie den Winderhitzern am Hochofen und der Koksofen-Unterfeuerung genutzt. Die Winderhitzer können sogar ausschließlich mit Hochofengas befeuert werden. Das übrigbleibende Hochofengas kann im Kraftwerk zur Erzeugung von Strom und Prozessdampf verwendet werden. Konvertergas kann als

Anreicherungsgas fungieren, um den Heizwert des Hochofengases anzuheben. Ein Beispiel für die Energieflüsse von Hochofen- und Konvertergas in einem integrierten Stahlwerk zeigt Abbildung 2.4.

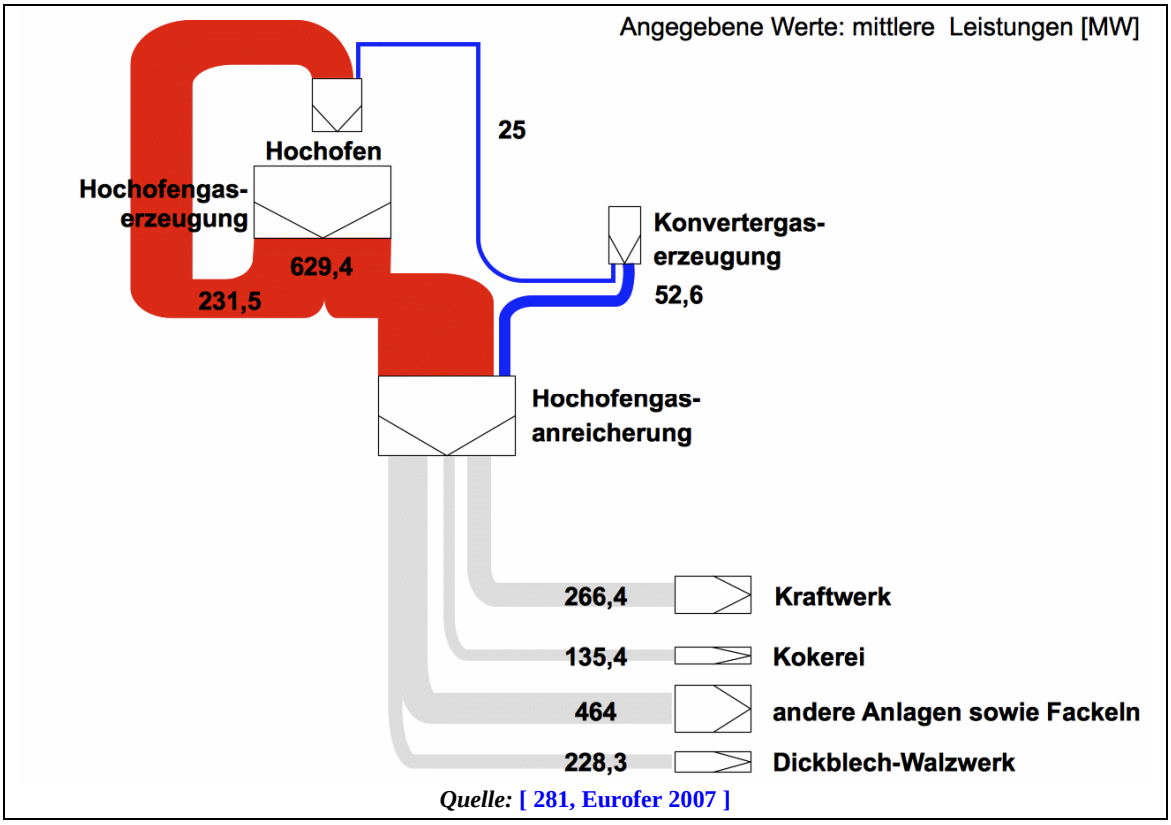


Abbildung 2.4: Beispiel für die Energieflüsse von Hochofen- und Konvertergas in einem integrierten Stahlwerk

Das Konvertergas, das beim Sauerstoffeinblasen in den Stahlkonverter entsteht, besteht hauptsächlich aus Kohlenmonoxid. Das Gas wird mittels Filter gereinigt oder gewaschen. Nach der Reinigung wird es in die Konvertergasanlage eingespeist. Diese Anlage besteht aus Kühlung, Vorrats-Gasbehälter und Pumpstation. Nach der Anreicherung des Hochofengases mit Konvertergas wird dieses im Walzwerk oder in einer Kraft-Wärme-Kopplungsanlage verbrannt.

2.1.2 Dampf- und Wärmemanagement in integrierten Stahlwerken

In integrierten Stahlwerken wird Dampf benötigt – sowohl für Heizzwecke als auch für spezifische Prozesse. Die bedeutendsten Dampfverbraucher sind Nutzungen am Hochofen, in der Kokerei (z. B. die Dampfturbine zur Gasabsaugung) sowie die Vakuumbehandlungsanlage im Stahlwerk. Für andere Betriebsvorgänge, die nicht Gegenstand dieses Dokument sind, wird ebenfalls Dampf benötigt, z. B. für Reinigungsprozesse in den Verzinkungs- und Glühanlagen sowie für die Vorbehandlung in Beizanlagen.

Soweit sinnvoll und möglich, sollte der Großteil des Dampfbedarfs durch Abwärmenutzung gedeckt werden können. Dafür stehen viele Wärmequellen wie die Gasreinigung der Kokerei (z. B. Schwefelsäureanlagen) und die Abhitzekessel der Blasstahlwerke mit unterdrückter Verbrennung zur Verfügung. Bei Prozessen im Warmwalzwerk (z. B. Verdampfungskühlung des Gestells von Hubbalkenöfen, Kessel in Stoßöfen) und der Nutzung von Wärmebehandlungsöfen (z. B. Kontiglühanlagen, Bandverzinkungsanlagen) kann ebenfalls Dampf erzeugt werden, diese sind jedoch nicht Gegenstand dieses BVT-Merkblatts. Idealerweise sollte der Dampf bei größtmöglicher Temperatur und größtmöglichem Druck erzeugt werden. Der Umfang der Abwärmenutzung wird hauptsächlich durch den kontinuierlichen Bedarf an Dampf bestimmt. In

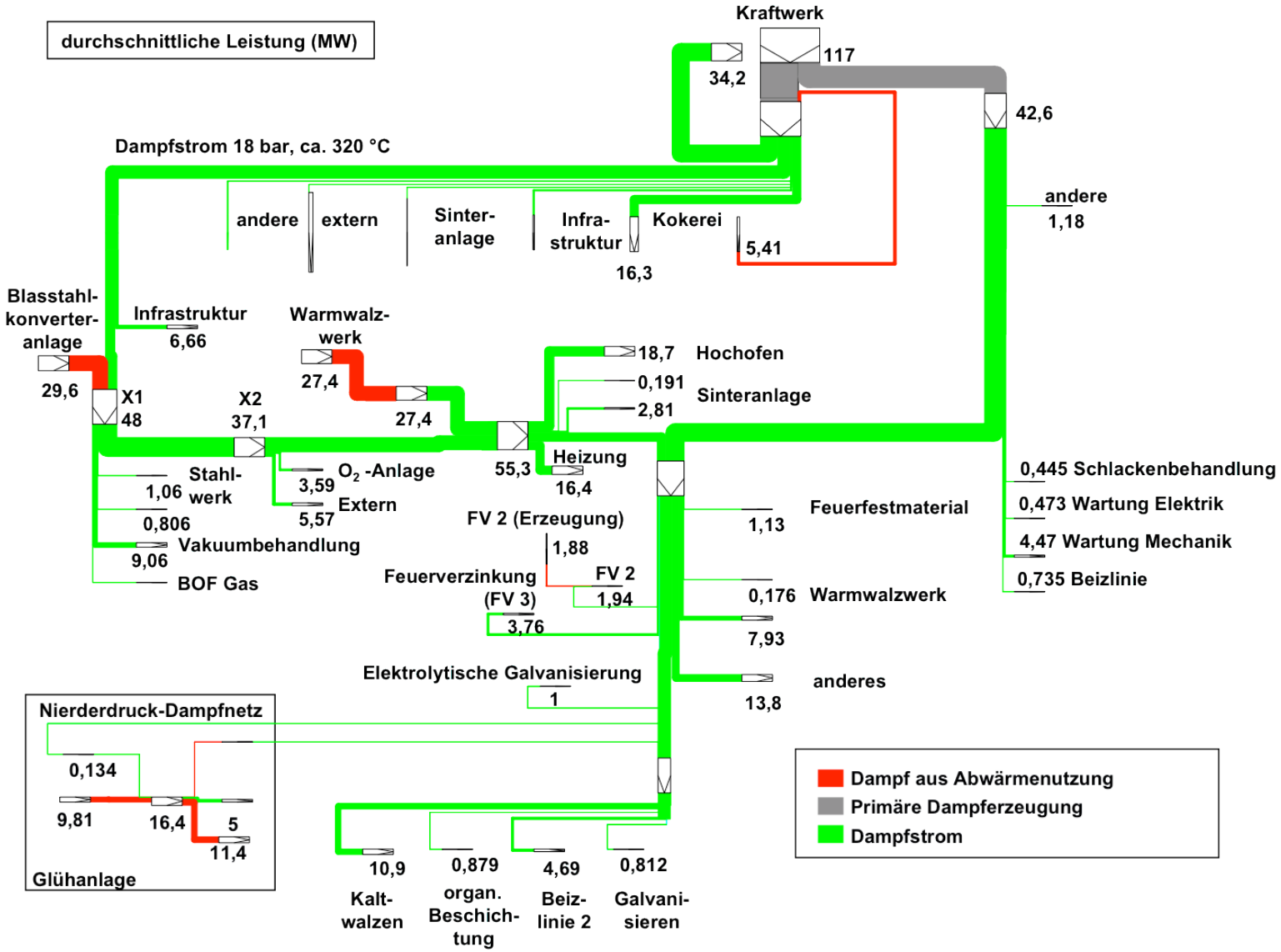
einigen Fällen wirkt sich die Einspeisung von Abwärme in das Fernwärmenetz positiv auf die Menge der zurückgewonnenen Wärme aus.

Um auch dann, wenn eine Anlage beispielsweise für Wartungszwecke abgeschaltet werden muss, eine geeignete Dampfversorgung zu gewährleisten, ist ein Reservesystem für die Dampferzeugung erforderlich. Diese Funktion kann in der Regel das Kraftwerk übernehmen, ebenso wie die Regelung des Drucks im Dampfnetz.

Das Dampfnetz kann auch zum Beheizen von Büros und Aufenthaltsräumen genutzt werden, und somit eine zusätzliche Heizanlage überflüssig machen. Ein Fließbild zur Dampferzeugung und Abwärmenutzung in einem integrierten Stahlwerk zeigt Abbildung 2.5.

2.1.3 Energieflüsse in Elektrostahlwerken

In Elektrostahlwerken können Abwärmenutzungsysteme dort eingesetzt werden, wo bisher Kühlsysteme betrieben werden. Abhängig von der Eignung verfügbarer Systeme und dem Wärmebedarf kann die Abwärme entweder für interne oder lokale externe Heizzwecke genutzt werden. Weitere Informationen dazu sind dem BVT-Merkblatt „industrielle Kühlsysteme“ (*engl.* Industrial Cooling Systems –ICS) zu entnehmen [41, European Commission 2001].



Quelle: [281, Eurofer 2007]
Anm.: Einige der in dieser Abbildung genannten Prozesse (z. B. Warmwalzwerk, Verzinkungslinien und Glühanlage) sind nicht Gegenstand dieses BVT-Merkblatts.

Abbildung 2.5: Beispiel der Dampferzeugung und Abwärmenutzung in einem integrierten Stahlwerk

2.2 Kraftwerke in integrierten Stahlwerken

An dieser Stelle ist auf das BVT-Merkblatt „Großfeuerungsanlagen“ (*engl.* Large Combustion Plants – LCP) zu verweisen [282, EC 2006]. Das BVT-Merkblatt „Großfeuerungsanlagen“ enthält ausführliche Informationen zu den angewendeten Techniken und Emissionsminderungsmaßnahmen in Großfeuerungsanlagen, die Regelbrennstoffe wie Erdgas einsetzen.

Kraftwerke (Abbildung 2.6 zeigt ein typisches Kraftwerk in einem integrierten Stahlwerk) spielen eine bedeutende Rolle in einem integrierten Stahlwerk, weil sie die überschüssigen Prozessgase nutzen und für alle Schlüsselprozesse den benötigten Dampf und Strom liefern. Da die eingesetzten Brennstoffe (Hochofengas, Kokereigas und Konvertergas) auch an anderen Stellen im integrierten Stahlwerks genutzt werden und also ggf. ersetzt werden müssen, setzen die meisten Kraftwerke der integrierten Stahlwerke auch zugekaufte Brennstoffe (zum Beispiel Öl und Erdgas) ein.

Das Kraftwerk kann sowohl Gase mit geringem als auch mit hohem Heizwert nutzen. Abhängig von der Energiesituation des Werks kann das Kraftwerk so betrieben werden, dass es Strom, Dampf und/oder Fernwärme erzeugt. Soweit angebracht und möglich kann zusätzlich mit Gichtgasentspannungsturbinen am Hochofen (siehe Abschnitt **6.3.13**) Strom erzeugt werden.

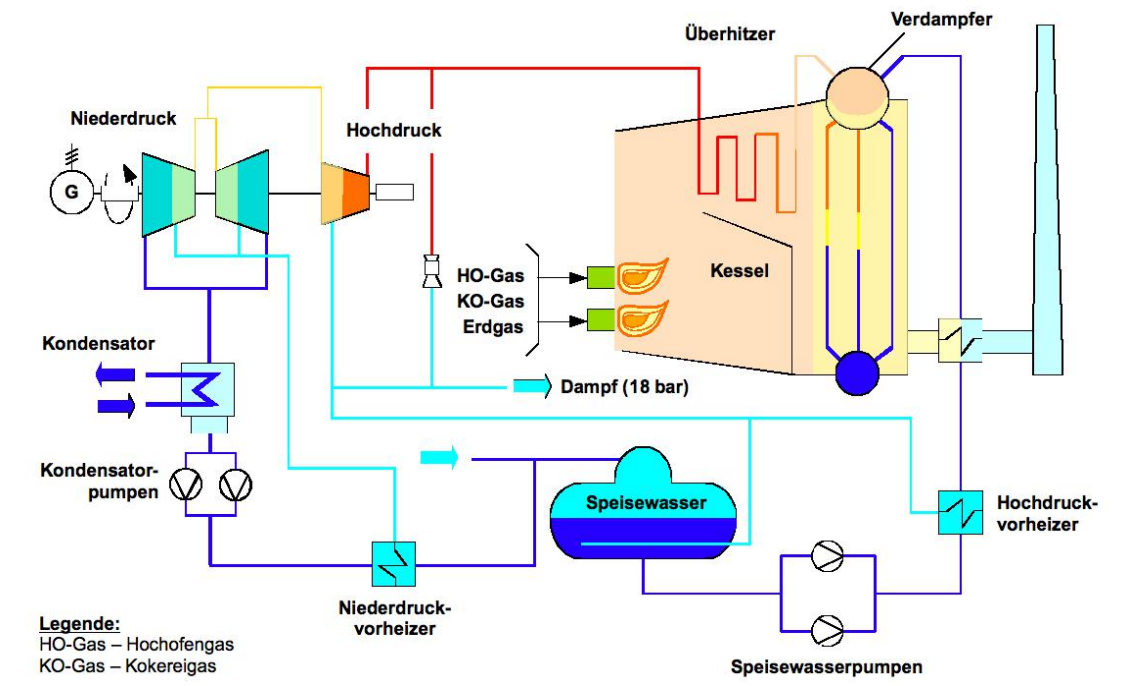
Quelle: **[281, Eurofer 2007]**

Abbildung 2.6: Ansicht eines Kraftwerks in einem integrierten Stahlwerk

2.2.1 Angewendete Verfahren und Techniken

Unter den vorgenannten Einschränkungen erfolgt die effiziente Nutzung der Prozessgase aus Eisen- und Stahlwerken im Kraftwerk erfolgt üblicherweise mittels gasbefeuerter Kessel oder Gasturbinen (in kombinierten Gas- und Dampfkraftwerken).

Gas-befeuerte Kessel
Abbildung 2.7 zeigt den typischen Aufbau eines Kraftwerks im Stahlwerk mit gasbefeuertem Kessel und Dampfturbine.



Quelle: [281, Eurofer 2007]

Abbildung 2.7: Typisches Kessel/Generator-System (40 MW_e)

Dieser relativ einfache Aufbau erreicht eine hohe Verfügbarkeit und ist so ausgelegt, dass er Prozessgase mit geringem Heizwert (vor allem Hochofengas) nutzen kann. Da von einem Gas mit niedrigem Heizwert für denselben Energieeintrag größere Volumenströme eingesetzt werden müssen als beispielsweise von Erdgas, ist auch das Abgasvolumen entsprechend größer. Weiterhin führt die Zugabe von Kokereigas zu höheren Abgastemperaturen[2]. Der Wirkungsgrad eines solchen Kraftwerks ist etwa um 15 – 20 % niedriger als bei einem gewöhnlichen Kraftwerk. Tabelle 2.1 und Tabelle 2.2 zeigen beispielhafte Wirkungsgrade für den Einsatz von heizwertarmen Gasen.

Tabelle 2.1: Wirkungsgrad von gasbefeuerten Kesseln bei Einsatz von heizwertarmen Gasen

Anlagenart	Elektrischer Wirkungsgrad (%)		Brennstoffausnutzung (%)
	Bestehende Anlagen	Neue Anlagen	Neue und bestehende Anlagen
gasbefeuerter Kessel	24 – 41	34 – 44 (1) 34 – 42 (2)	54 – 56 (2)

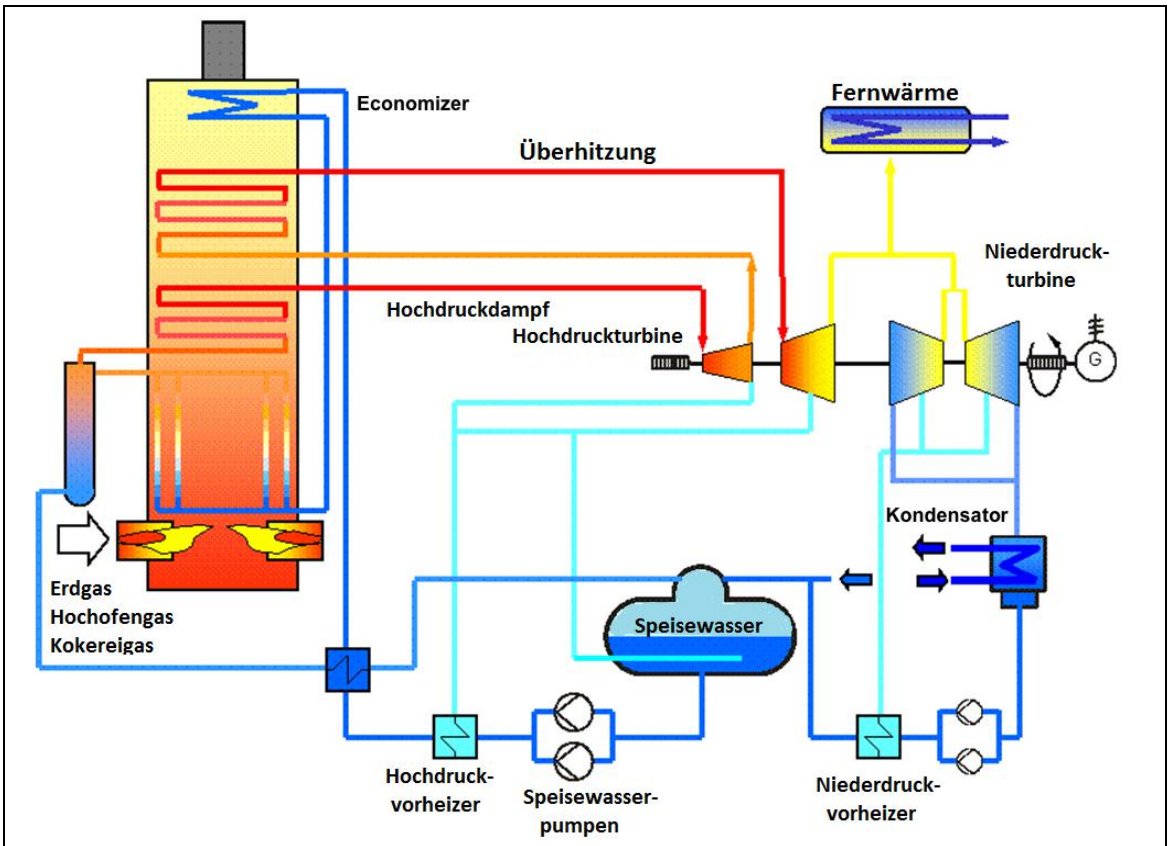
(1) Die höheren Werte stammen von überwiegend mit Erdgas befeuerten Anlagen mit ausschließlicher Stromerzeugung.
(2) Bei zusätzlicher Wärmeauskopplung (in Höhe von 40 MW) vermindert sich der obere Wert auf etwa 42 %. In diesem Fall liegt die Brennstoffausnutzung bei 54 – 56 %.

Quelle: [281, Eurofer 2007].

Die meisten Prozessgas-befeuerten Kraftwerke werden mit Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) betrieben. Das bezeichnet den Betrieb eines Wärmeerzeugers oder Kraftwerks, das gleichzeitig Strom und Wärme erzeugt. Der Brennstoffausnutzunggrad kann durch die Auskopplung von Wärme (für Industrieprozesse und/oder Fernwärme) bei der Stromerzeugung optimiert werden. Da an den meisten Standorten von integrierten Stahlwerken Wärme im Überschuss vorhanden ist, gibt es für die im Kraftwerk ausgekoppelte Wärme oftmals keinen werksinternen Bedarf. Wenn es auch keine privaten oder gewerblichen Nutzer für die ausgekoppelte Wärme gibt, werden die Kraftwerke so gefahren, dass die Stromerzeugung aus den Prozessgasen maximiert

[2] Anm. der Übersetzer: Vermutlich soll dies ein Hinweis sein, dass das Kraftwerk aufgrund der wechselnden Brennstoffe bei unterschiedlichen Temperaturen arbeiten muss (was sich nachteilig auf den insgesamt erreichten Wirkungsgrad auswirkt).

wird. Abbildung 2.8 zeigt das Beispiel eine größeren Kesselanlage mit Nacherhitzung und Wärmeauskopplung für das Fernwärmenetz.



Quelle: [281, Eurofer 2007]

Abbildung 2.8: Beispiel für ein Kessel/Generator-System mit Nacherhitzung (85 MW_e)

Gasturbinen

Üblicherweise werden in Europa wegen des geringen Heizwerts keine mit Prozessgasen befeuerten Gasturbinen betrieben. Desweiteren ergeben sich bei Einsatz dieser Brenngase vielfältige Probleme in Hinblick auf die Reinigung und den Betrieb der Anlagen.

Weitere Informationen zu diesem Thema sind dem BVT-Merkblatt „Großfeuerungsanlagen“ zu entnehmen [282, EC 2006].

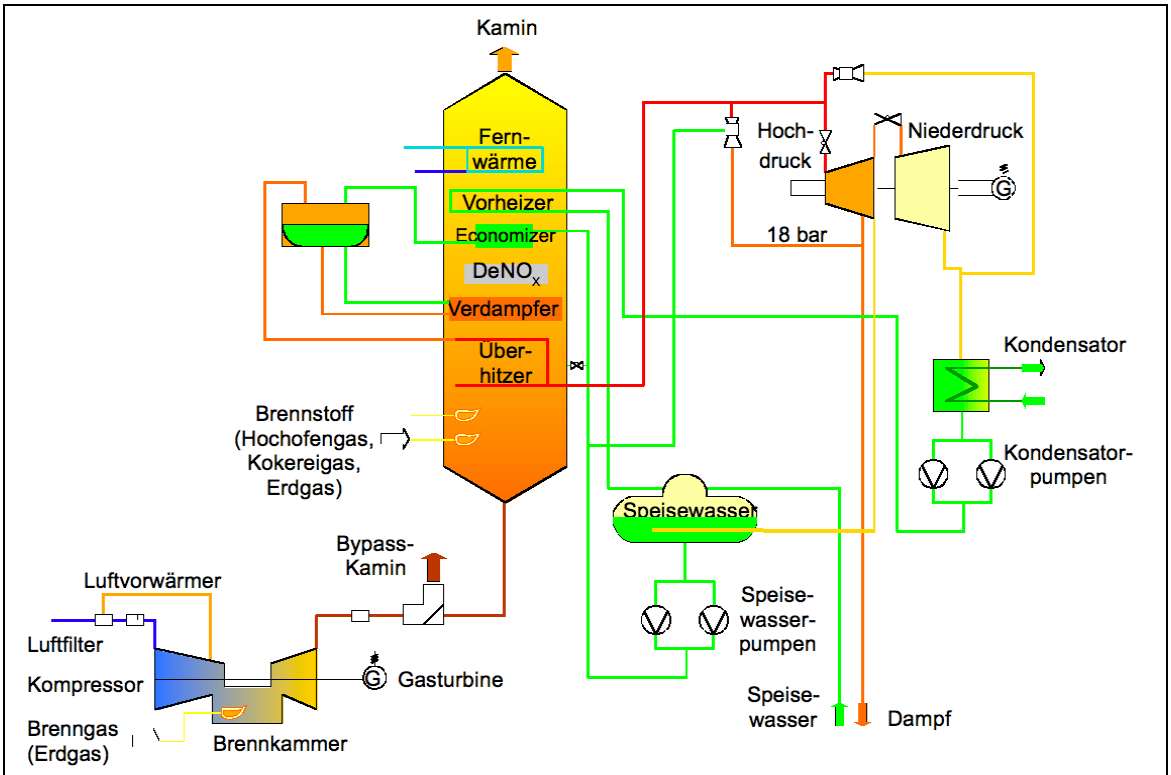
Prozessgase werden üblicherweise nicht bei einzeln betriebenen Gasturbinen eingesetzt. Das Gas der Wahl für Gasturbinen ist Erdgas. Um die Energieeffizienz zu verbessern, können diese Turbinen allerdings mit Abwärmenutzungskesseln gekoppelt werden, die zusätzlich mit Prozessgasen befeuert werden. Mit dieser Wärme kann Dampf erzeugt werden, der über eine Dampfturbine zusätzlichen Strom erzeugt. Eine solche Anlage wird Gas- und Dampfturbinen-Kraftwerk (GuD-Kraftwerk) oder kombinierte Gas- und Dampfturbine (GuD-Turbine) genannt. Sie kann in verschiedenen Betriebszuständen betrieben werden – nur zur Stromerzeugung oder mit Kraft-Wärme-Kopplung (KWK). In einer GuD-Anlage erfolgt die Stromerzeugung (hauptsächlich) über den Gasturbinen-Generator, und diese letzte Verfahrensstufe (d. h. die Dampfturbine) verbessert den elektrischen Wirkungsgrad.

Tabelle 2.2: Wirkungsgrade von kombinierten Gas- und Dampfturbinen (GuD) bei Einsatz von heizwertarmen Gasen aus integrierten Stahlwerken

Anlagen-/ Betriebsart	Elektrischer Wirkungsgrad (%)		Brennstoffausnutzung (%)
	bestehende Anlagen	neue Anlagen	neue und bestehende Anlagen
GuD-Turbine • nur Stromerzeugung	k.A.	k.A.	k.A.
• im KWK-Betrieb	46 (1)	k.A.	45 – 55 60 (2)

(1) bei maximaler Stromerzeugung
(2) bei maximaler Dampferzeugung
k.A. Es lagen keine Angaben vor.
Quelle: [281, Eurofer 2007].

Abbildung 2.9 zeigt eine Gasturbine mit Abwärmekessel und Zusatzfeuerung, die als GuD-Anlage mit Kraft-Wärme-Kopplung betrieben wird. In dieser Konfiguration kann ein elektrischer Wirkungsgrad von 46 % erreicht werden.



Quelle: [281, Eurofer 2007]

Abbildung 2.9: Beispiel einer Gasturbine (38 MW$_e$) und Dampfturbine (30 MW$_e$) als GuD-Anlage mit Kraft-Wärme-Kopplung

2.2.2 Derzeitige Emissions- und Verbrauchswerte

Kraftwerken in integrierten Stahlwerken haben einen niedrigeren Gesamtwirkungsgrad als gewöhnliche Kraftwerke und zeigen ein deutlich anderes Emissionsverhalten in Bezug auf SO_x, NO_x und Staub. Der Betrieb eines mit Hochofen- und Konvertergas oder Kokereigas befeuerten Kraftwerks im integrierten Stahlwerk hängt von der Produktionstätigkeit der gesamten Anlage ab. Wenn man dieses mit großen gewöhnlichen Kraftwerken vergleicht, die hinsichtlich der Stromerzeugung optimiert wurden, müssen die Schwankungen hinsichtlich Menge und Zusammensetzung des Brennstoffs berücksichtigt werden.

2.2.2.1 Luftemissionen

Tabelle 2.3 zeigt erreichte Emissionswerte von mehr als 20 Kraftwerken, die in integrierten Stahlwerken in Europa betrieben werden.

Tabelle 2.3: Erreichte Emissionswerte von mit Prozessgasen aus integrierten Stahlwerken befeuert befeuerten Kesseln und Turbinen

mg/Nm³	Jahresmittelwerte			
	NO_x	SO_2	CO	Staub
Mittelwert	87,9	97,7	7,7	6,4
Max.	190	305	33	31
Min.	14	1,1	0,8	0,8
Quelle: [220, Eurofer 2008].				

2.2.2.1.1 Minderung der Staubemissionen

Brennstoffe wie Hochofengas oder Konvertergas werden üblicherweise entstaubt, bevor sie eingesetzt werden. Kokereigas wird in der Kohlenwertstoffanlage gereinigt und dessen Staubgehalt vermindert. Staubbildende Stoffe wie Schwefel werden ebenfalls gemindert. Der Reststaubgehalt im Abgas nach der Verbrennung ist daher vergleichbar gering. Ohne weitere Minderungstechniken können Emissionskonzentrationen von 0,8 – 31 mg/Nm³ bei einem Bezugssauerstoffgehalt von 3 % für die Kessel und 15 % für die Turbinen erreicht werden. Die berichteten Jahresmittelwerte liegen im Mittel bei 6,4 mg/Nm³ (siehe Tabelle 2.3).

2.2.2.1.2 Minderung der SO_2-Emissionen

Üblicherweise enthält Kokereigas relevante Mengen an Schwefel, zumeist in Form von H_2S. Aus diesem Grund sollte das Kokereigas, bevor es als Brennstoff verwendet wird, entschwefelt werden. Durch nass-oxidative Entschwefelung kann der Schwefelgehalt sehr effektiv gemindert werden (siehe Abschnitt **5.3.12.4**)[3]. Nach der Verbrennung erfolgt keine weitere Behandlung des Abgases mehr.

Im Vergleich zur Verbrennung von Erdgas treten höhere SO_2-Emissionswerte auf. Die Emissionswerte von mit Prozessgasen befeuerten Kraftwerken in Österreich liegen im Bereich von 66 – 84 mg/Nm³ (Jahresmittelwerte), 120 – 140 mg/Nm³ (93 %-Perzentil der Halbstundenmittelwerte) oder 120 – 160 mg/Nm³ (97 %-Perzentil der Halbstundenmittelwerte). Alle Angaben beziehen sich auf einen Bezugssauerstoffgehalt von 3 % für die Kessel und 15 % für die Turbinen. Die Werte beinhalten alle Betriebszustände einschließlich der An- und Abfahrvorgänge [77, Austrian TWG member 2008].

Die Jahresmittelwerte der SO_2-Emissionen von mehr als 20 Kraftwerken/Kesselanlagen, die in integrierten Stahlwerken in Europa betrieben werden, liegen im Bereich von 1 bis rund 300 mg/Nm³ (siehe Tabelle 2.3).

Tabelle 2.4 zeigt SO_2-Emissionswerte im Abgas von fünf mit Prozessgasen befeuerten Kraftwerken in Österreich.

[3] Anm. der Übersetzer: Laut Abschnitt **5.3.12.4** werden aber in Europa zumeist absorptive Entschwefelungsverfahren eingesetzt.

Tabelle 2.4: SO_2–Emissionen von fünf mit Prozessgasen befeuerten Kraftwerken in Österreich

Anlageneinheit	SO_2 (mg/Nm³)		
	2005	2006	2007
Stromerzeuger 3 ([1])	81	89	103
Stromerzeuger 4 ([1])	91	112	114
Stromerzeuger 5 ([1])	89	95	98
Stromerzeuger 6 ([1])	92	94	78
Sammelschiene ([1])	89	77	85
Gas- und Dampfturbine ([2])	13	10	21

([1]) Bezugssauerstoffgehalt 3 %.
([2]) Bezugssauerstoffgehalt 15 %.
Anm.: Alle Angaben sind Jahresmittelwerte.

Quelle: **[32, Voestalpine Linz 2008].**

2.2.2.1.3 Minderung der Kohlenmonoxid- (CO) Emissionen

Das CO wird im Kraftwerk fast vollständig verbrennt, so dass ohne weitere Maßnahmen sehr niedrige Emissionswerte im Abgas erreicht werden können (siehe Tabelle 2.3).

2.2.2.1.4 Minderung der NO_x -Emissionen

Der NO_x-Wert hängt stark von der Effizienz der Anlage, dem Stickstoffgehalt des Brennstoffs und dem jeweiligen Sauerstoffgehalt des Abgases ab. Tabelle 2.5 zeigt typische Zusammensetzungen der Prozessgase aus integrierten Stahlwerken.

Tabelle 2.5: Typische Zusammensetzungen der Prozessgase aus integrierten Stahlwerken

Parameter	Einheit	Hochofengas		Kokereigas		Konvertergas
		Min.	Max.	Min.	Max.	Mittel
CO	Vol.-%	19	27	3,4	5,8	60,9
H_2	Vol.-%	1	8	36,1	61,7	4,3
CO_2	Vol.-%	16	26	1	5,4	17,2
N_2	Vol.-%	44	58	1,5	6	15,5
CH_4	Vol.-%			15,7	27	0,1
C_xH_y	Vol.-%			1,4	2,4	
unterer Heizwert	kJ/Nm³	2.600	4.000	9.000	19.000	8.184
Staubgehalt	mg/Nm³	0	10			
Schwefel gesamt	mg/Nm³		170	100	800	

Entstehungsmechanismus (allgemein)
Stickstoffoxide (NO_x) entstehen bei Hochtemperatur-Verbrennungsprozessen durch Oxidation des in der Verbrennungsluft oder dem Brennstoff enthaltenen Stickstoffs. Meistens wird Stickstoffmonoxid (NO) gebildet, während Stickstoffdioxid (NO_2) erst nach der Verbrennung bei ausreichendem Sauerstoffgehalt im Abgas oder der Atmosphäre entsteht. Da letztlich das gesamte NO in NO_2 umgewandelt wird, werden die NO_x-Gesamtemissionen üblicherweise als NO_2 (in mg/Nm³) angegeben.

Grundsätzlich kann ja nach Temperatur und Konzentration, Aufenthaltszeit im Ofen und Brennstoffart zwischen der Bildung von thermischem und von brennstoffbedingtem NO_x unterschieden werden. Die Bildung von thermischem NO_x beginnt bei 1300 °C und steigt mit steigender Temperatur stark an.

- **Hochofengas**

Aufgrund der vergleichsweise niedrigen Flammentemperatur bei der Verbrennung von Hochofengas findet keine relevante thermische NO_x-Bildung statt. Die Menge des bei der Verbrennung von Hochofengas entstehenden NO_x wird durch den Gehalt an Stickstoffverbindungen bestimmt. Die brennstoffbedingte NO_x-Bildung führt zu Emissionswerten im Abgas von 40 – 90 mg/Nm³ im Tagesmittel (bezogen auf 3 % O_2, ohne Minderungsmaßnahmen).

- **Kokereigas**

Brennstoffbedingtes NO_x stammt aus der Oxidation von Ammoniak und organischen Stickstoffverbindungen, wie diese z. B. im Kokereigas enthalten sind. Aufgrund des hohes Gehalts an Ammoniak und organischem Stickstoff im Kokereigas wird brennstoffbedingtes NO_x gebildet. Zudem entsteht bei der Verbrennung des heizwertreicheren Kokereigases (wie bei Erdgas) aufgrund der höheren Temperaturen deutlich mehr temperaturbedingtes NO_x.

Tabelle 2.6 zeigt den Zusammenhang zwischen dem Gehalt an Stickstoffverbindungen im Kokereigas und den NO_x-Emissionswerten im Abgas des Kraftwerks (ohne Primärmaßnahmen).

Tabelle 2.6: Typische NO_x–Emissionswerte beim Einsatz von Kokereigas im Kraftwerk

Parameter	Min.	Max.	Einheit
N-Gehalt im Kokereigas	200	800	mg/Nm³
brennstoffbedingtes NO_x	90	320	mg/Nm³
temperaturbedingtes NO_x	150	120	mg/Nm³
Gesamtes NO_x	240	440	mg/Nm³
Anm.: Tagesmittelwerte. *Quelle:* [140, Eurofer 2009].			

In integrierten Stahlwerken wird das Kokereigas oft mit Hochofengas und Konvertergas gemischt, was aus den vorgenannten Gründen zu niedrigeren Emissionswerten führt. Kokereigas kann in beliebigem Mischungsverhältnis (0 – 100 %) mit Hochofengas und Konvertergas im Kraftwerk eingesetzt werden.

2.3 Materialmanagement

[200, Commission 2001] [271, Luo 2007] [241, Poland 2007] [243, Eurofer 2007] [260, Germany 2007] [273, Eurofer 2007] [274, Eurofer et al. 1999] [363, Eurofer 2007] [365, Eurofer 2007]

Integrierte Stahlwerke sind große komplexe Standorte und sehr materialintensiv. In einem Werk, das 3 bis 5 Millionen Tonnen Stahl pro Jahr erzeugt, werden 8 bis 12 Millionen Tonnen an Rohmaterialien wie Erz, Pellets, Schrott, Kohle, Kalk, Kalkstein, Additive, Hilfsstoffe und Prozessrückstände wie Nebenprodukte und Abfälle sowie in einigen Fällen auch Schweröl und Plastik umgesetzt.

Diese Materialien werden üblicherweise mit Schüttguttransporten über Straße, Schiene oder Wasser zum Werk transportiert. Diese Materialien und die Zwischenprodukte, wie Koks und Sintergut, werden auf Lagerplätzen oder in Silos gelagert und üblicherweise mittels Förderbändern zu den einzelnen Verarbeitungsanlagen transportiert. Abbildung 2.10 zeigt ein Fließbild der typischen Materialumsätze in einem integrierten Stahlwerk.

Integrierte Stahlwerke zeichnen sind durch ein hohes Niveau an Ressourceneffizienz aus, das durch Anwendung fortschrittlicher Techniken hinsichtlich eines gut organisierten und durchdachten Materialmanagements erreicht wird.

Aus Umweltschutzsicht können die Lagerung und das Handling großer Mengen an Feststoffen zu erheblichen Staubemissionen führen. Ein Teil der Staubemissionen werden als Feinstaub (PM_{10}) freigesetzt. Während der PM_{10}-Anteil im Reingas bei gefassten Emissionsquellen zwischen 90 und 99 % liegt, ist der Anteil von PM_{10} an den Staubemissionen aus der Schüttgutlagerung und dem Handling in der Regel viel geringer [3, Remus, R. 1998] [83, Ehrlich, C. et al 2007].

In der Nachbarschaft großer Stahlwerke (z. B. in Deutschland, den Niederlanden, Belgien und Großbritannien) gab und gibt es Probleme, die Luftqualitätsstandards der EU hinsichtlich PM_{10} einzuhalten. Bei Überprüfung der Quellen von PM_{10} an Standorten großer integrierter Stahlwerke in Großbritannien wurde festgestellt, dass die Emissionen aus hohen Kaminen keinen wesentlichen Beitrag zu den lokalen Luftqualitätswerten leisten. Im Gegensatz dazu wurden bei einem integrierten Werk in Flandern (Belgien) die Beiträge aus bodennahen diffusen Quellen als erheblich identifiziert. Diese Studie basiert auf einer Vielzahl an Messpunkten für Luftqualität, Windrichtung und -stärke sowie deren Auswertung mittels Triangulation und Schadstoff-Windrosen [198, Mensink, C. et al 2007] [199, Mark et al. 2006].

Der Fokus dieses BVT-Merkblatts liegt auf den Hauptprozessen der Eisen- und Stahlerzeugung. Es ist allerdings klar, dass Nebenprozesse an diesen Standorten ebenfalls umweltrelevante Quellen von Staub und PM_{10} sein können und deshalb die Betreiber die besten verfügbaren Techniken anwenden müssen, um die Emissionen aus diesen – im allgemeinen diffusen – Quellen zu minimieren. Das BVT-Merkblatt „Emissionen aus der Lagerung“ (*engl.* emissions from storage – EFS) [283, EC 2006] deckt viele dieser Bereiche im Detail ab, so dass sehr empfohlen wird, sich in diesem Dokument über die Details zu informieren.

In diesem Abschnitt werden allgemeine Techniken zur Minderung der Staubemissionen aus der Lagerung, dem Handling und Transport von Materialien beschrieben. Die wichtigsten diffusen – und in der Regel bodennahen – Emissionsquellen für Staub und PM_{10} in einem integrierten Stahlwerk sind u.a.

bei den eingesetzten Materialien

- die Entladung von Schiffen, Lastkähnen, Zügen oder LKWs
- Förderbänder
- Lagerhalden
- die Möllervorbereitung einschließlich Mischen

- Transporte
- Straßen und Schienenwege auf dem Anlagengelände
- unversiegeltes, nicht überdachtes Gelände.

bei den erzeugten Materialien

- die Verarbeitung und der Transport von Prozessrückständen
- die Lagerung von Prozessrückständen
- Ladevorgänge von Prozessrückständen wie Nebenprodukten und Abfällen.

Informationen zu anderen diffusen bodennahen Quellen als der Lagerung, dem Handling und Transport der Materialien sind den entsprechenden Abschnitten der nachfolgenden Kapitel zu entnehmen. Dies betrifft z. B. die Vor-Ort-Aufbereitung von Prozessrückständen oder die üblicherweise als Sekundäremissionen bezeichneten Emissionen aufgrund einer unzureichenden Absaugung bei Zerkleinerungs-, Sieb-, Chargier-, Schmelz- und Abstichvorgängen.

2.3.1 Lagerung und Handling der eingesetzten Materialien

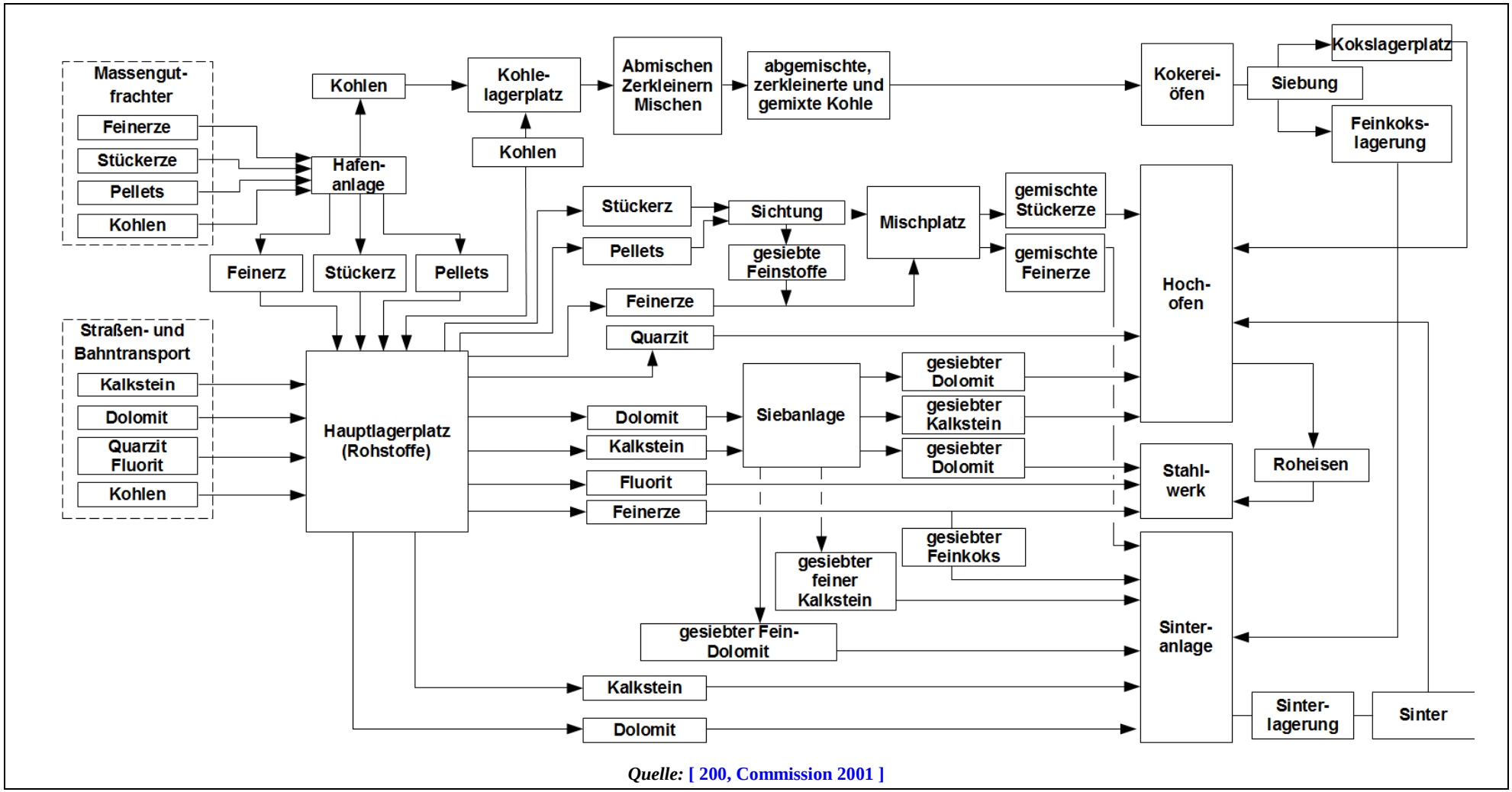
Schwebstaub von Lagerplätzen und Förderbändern, einschließlich der Übergabestellen, kann eine wesentliche Emissionsquelle sein. Wenn Material, das auslaugbare Stoffe oder Kohlenwasserstoffe enthält, z. B. Walzzunder oder Schrotte, auf unbefestigten Lagerplätzen gelagert wird, sollte auf mögliche Verschmutzungen des Bodens, des Grund- oder Ablaufwassers geachtet werden. In einigen Ländern darf Material mit auslaugfähigen Bestandteilen nur auf Flächen mit adäquatem Bodenschutz gelagert werden. Abbildung 2.10 zeigt ein Fließbild der typischen Materialumsätze in einem integrierten Stahlwerk.

Handling der Eisenerze
Die integrierten Stahlwerke in Europa verwenden im Allgemeinen Eisenerze verschiedener Herkunft, die in großer Menge per Massengutfrachter in die EU eingeführt werden. Bei an der Küste gelegenen Stahlwerken kann die Entladung direkt in das primäre Erzlager erfolgen, während die Erze für die anderen Stahlwerke auf Zwischenlager entladen werden, von wo aus sie mittels Lastkähnen, Schienen- oder Straßentransport zu den Stahlwerken transportiert werden. Einige Stahlwerke werden auch direkt aus Minen mit Erz beliefert, was ebenso mittels Lastkähnen, Schienen- oder Straßentransporten erfolgt. Es wird darauf geachtet, dass gegenseitige Verunreinigungen der Erze im primären Erzlager und ein unabsichtliches Vermischen der Erze mit Flussmitteln und insbesondere mit der Kohle vermieden werden, da eine Verunreinigung der Kohle mit Eisenoxiden schädlich für das Feuerfestmauerwerk des Koksofens sein kann. Durch eine geeignete Kombination von Techniken wird Sorge getragen, dass diffuse Staubemissionen aus den Prozessen des Materialhandlings vermieden werden.

Das Feinerz wird dann entweder mit anderen Materialien wie den Flussmitteln, Koksgrus und Kreislaufmaterialien auf einem sekundären Lagerplatz vermischt oder – im Falle der Bandmischung – den Mischsilos an der Sinter- oder Pelletanlage zugeführt. Das Mischen erfolgt, um eine gleichmäßige Qualität der Einsatzmaterialien bei der Verarbeitung und letztlich im Hochofen aufrecht zu erhalten. Die Mischerzhalden werden mit speziell ausgelegten Vorrichtungen und Förderbändern aufgesetzt bzw. abgetragen.

Importierte, direkt im Hochofen einsetzbare eisenhaltige Rohstoffe (d. h. Eisenerzmulm[4] und Pellets) werden nach dem Abtrag aus dem primären Erzlager im Allgemein gesiebt, und nur das Überkorn den Begichtungsbehältern am Hochofen zugeführt, während die zu kleinen Erzstücke in die Sinteranlage eingesetzt werden. [240, UKEA 2004]

[4] Anm. der Übersetzer: Eisenerzmulm (*engl.* 'rubble (iron) ore‘) ist ein besonderes, silikatfreies Eisenerz aus Brasilien. Möglicherweise liegt hier aber auch ein Wortfehler vor, und stattdessen war Stückerz (*engl.* 'lump ore') gemeint.



Quelle: [200, Commission 2001]

Abbildung 2.10: Fließbild der typischen Materialumsätze in einem integrierten Stahlwerk

Schrottplätze und Handling von Schrotten
Die europäische Stahlschrottsortenliste wurde zwischen den meisten Unternehmen in der EU-27, die im Bereich des Recyclings und der Verarbeitung von Eisenschrotten tätig sind, vereinbart. Diese Sortenliste klassifiziert den Schrott in sechs Kategorien: Altschrott, neuer unbeschichteter Schrott mit niedrigem Fremdstoffgehalt, Schredderschrott, Stahlspäne, Schrott mit höherem Fremdstoffgehalt und zerkleinerter Schrott aus der Müllverbrennung. Die Spezifikationen berücksichtigen auch Umwelt-, Gesundheits- und Arbeitsschutzaspekte, z. B. die Gehalte an gefährlichen, entflammbaren und explosiven Stoffen, an Cu, Sn, Cr, Ni, Mo, S und P sowie radioaktiven Stoffen [53, BDSV 2009]. Diese Definition der Schrottsorten umfasst aber nur auf Schrotte aus unlegiertem Kohlenstoffstahl-Schrott, die in der Stahlindustrie als Rohstoff eingesetzt werden.

Metallschrotte werden üblicherweise im Freien auf großen, nicht überdachten und oft nicht befestigten Flächen gelagert. Der Eisenschrott wird mit Magneten oder Greifern in Körbe geladen. Durch dieses Handling wird der Eintrag von Fremdstoffen, nicht-magnetischen Materialien wie Steinen, Holz oder Nichteisenmetallen in den Prozess minimiert.

Bei einigen Schrottsorten und -qualitäten können sich während der Lagerung und dem Handling Fremdstoffe sowie Schwermetalle und Kohlenwasserstoffe am Boden ansammeln.

Je nach Art und Qualität des verarbeiteten Schrotts können auch beim Handling (z. B. Land- und Entladevorgängen) unter bestimmten Wetterbedingungen anorganische (Staub) oder organische Emissionen (z. B. aus ölhaltigen Spänen) entstehen.

Weiterhin können einige Arten des Schrotthandlings zu erhöhten Lärmemissionen führen.

Handling der Flussmittel
Die Flussmittel werden zur Verwendung in der Sinteranlage z. B. durch Hammerbrecher gebrochen und auf eine Körnigkeit von 0 – 4 mm gesiebt. Sie können aber auch gleich in der benötigten Körnigkeit zugekauft werden.

Handling der Materialien/Abfälle aus anderen Industriebranchen in einem integrierten Stahlwerk
Integrierte Stahlwerk können Abfälle aus anderen Industriebranchen annehmen, z. B. Altöle und -fette, Kalk, Öl-/Wasser-Emulsionen oder Kunststoffabfälle. Der in diesen Materialien enthaltene Kohlenstoff oder das Eisen können in den Hochöfen oder Koksöfen genutzt werden. Es ist zum Beispiel möglich, diese als Reduktionsmittel auf der Blasformebene in den Hochofen einzublasen.

Radioaktivität im Schrott
[51, UN ECE 2006] [215, BSS 2007] [260, Germany 2007] [373, Eurofer 2007]
Die Kontrolle der eingesetzten Schrotte auf Radioaktivität ist eine wichtige Aufgabe, der sich eine Expertengruppe der Europäischen Wirtschaftskommission der Vereinten Nationen (UNECE) im Detail widmet. Diese UNECE-Expertengruppe erarbeitete in 2006 einen Rahmen von Empfehlungen und Beispielen für einen guten Umgang mit dieser Problematik, der – soweit möglich – auf bestehenden nationalen, regionalen und internationalen Instrumenten und Standards sowie auf nationalen Erfahrungen beruht. Wesentliche Arbeitsergebnisse sind[5]:

- Empfehlungen für Überwachungverfahren sowie Aktionspläne in Hinblick auf radioaktiven Metallschrott (*engl.* Recommendations on Monitoring and Response Procedures for Radioactive Scrap Metal, 2006)
- Internationale Strategien für Schulungen und den Aufbau institutioneller Strukturen, die für die Überwachung sowie die Aktionspläne benötigt werden (*engl.* International Training and Capacity Building Strategy for Monitoring and Response Procedures, 2007)

[5] Anm. der Übersetzer: Die Veröffentlichung ist nur in englischer Sprache verfügbar.

- Bericht über die Verbesserung des Umgangs mit Strahlenschutzaspekten beim Recycling von Metallschrott (*engl.* Report on the Improvement of the Management of Radiation Protection Aspects in the Recycling of Metal Scrap), ISBN 92-1-116789-2 (2002).

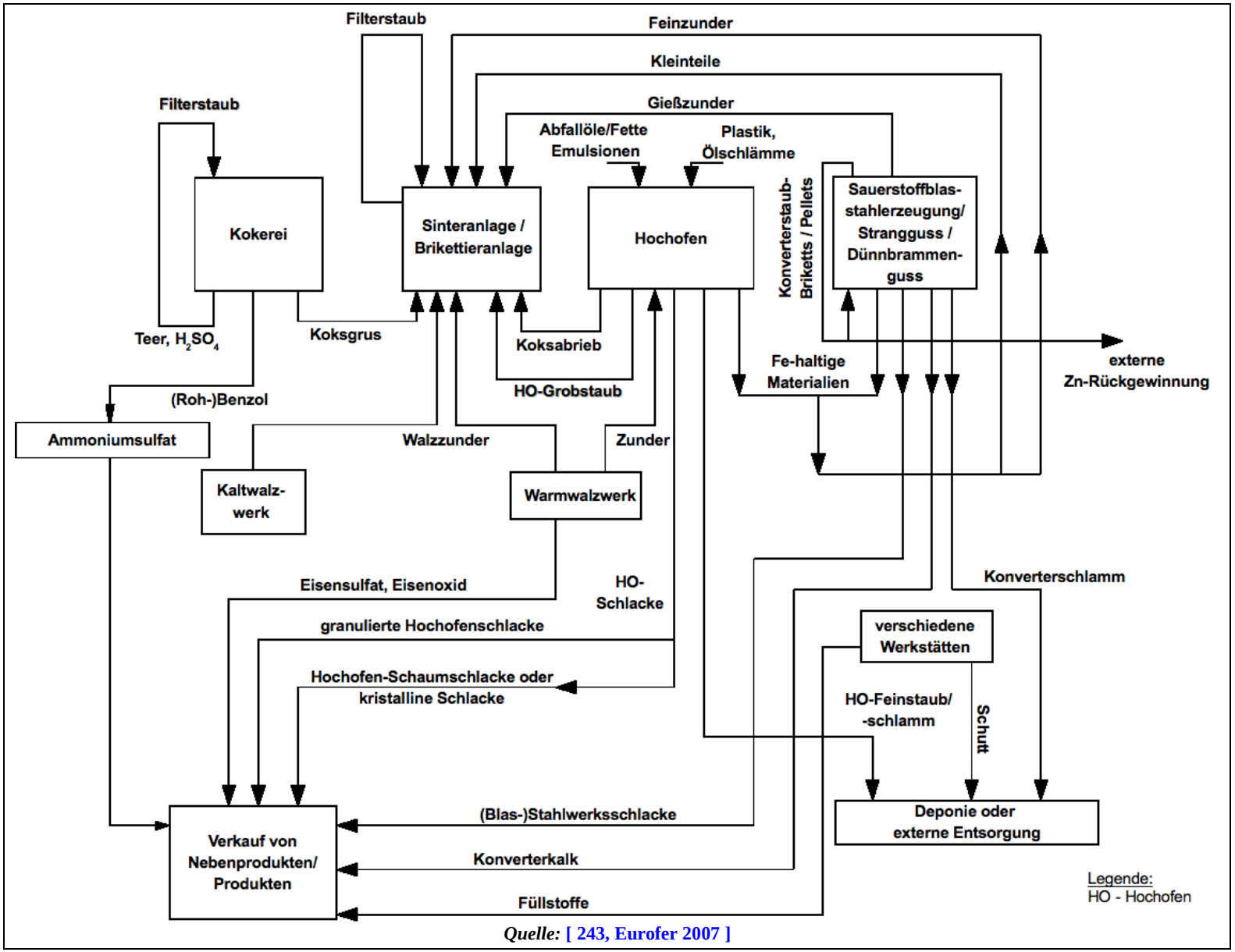
Diese Richtlinien stellen die Referenz dar, wie mit diesem Problem umzugehen ist, welches nicht nur die Stahlindustrie, sondern alle daran beteiligten Akteure von der Verwaltung bis zu den Unternehmen der Schrottsammlung und -aufbereitung betrifft (www.unece.org/trans/radiation/radiation.html).

2.3.2 Management von Produktionsrückständen

Bei der integrierten Stahlerzeugung wird neben dem Hauptprodukt Stahl eine ganze Reihe weiterer Materialien erzeugt. Die anderen Erzeugnisse aus den Prozessen zur Stahlerzeugung sind Hochofenschlacke, verschiedene Stahlschlacken, Ammoniumsulfat, Schwefel oder Schwefelsäure aus der Entschwefelung des Kokereigases; Koksteer, Kokspech und (Roh-) Benzol aus der Kohlenwertstoffanlage der Kokerei und andere Materialien wie Eisenschrott.

Einige dieser Materialien werden vorwiegend als Rohmaterial in anderen Industriesektoren verwendet. Durch Prozessoptimierung sowie die Maximierung der internen Rückführung von Kohlenstoff- und eisenhaltigen Stäuben, wird der Anfall an überschüssigen, nicht für interne Prozesse nutzbaren Rückständen minimiert. Für solche Materialien wurde eine Reihe von Nutzungsoptionen – einschließlich diverser Verwertungsverfahren – entwickelt. Dies führt zu einem relativ kleinen Anteil an Rückständen, die beseitigt werden müssen. Zusätzlich zu den in den internen Prozessen anfallenden Rückständen nehmen die integrierten Stahlwerke auch Rückstände, einschließlich Abfällen, von anderen Anlagen und Industriebranchen an.

Abbildung 2.11 zeigt ein typisches Beispiel des Managements von Produktionsrückständen und Abfällen in einem integrierten Stahlwerk.



Quelle: [243, Eurofer 2007]

Abbildung 2.11: Beispiel für das Management von Produktionsrückständen wie Nebenprodukten und Abfällen in einem integrierten Stahlwerk

2.3.2.1 Interne Verwendung von Rückständen im integrierten Stahlwerk

Die meisten der in einem integrierten Stahlwerk anfallenden Rückstände haben einen hohen Gehalt an Eisen, Kohlenstoff, Calcium und anderen nützlichen Bestandteilen und können Primärrohstoffe wie Eisenerz, Kohle, Schlackebildner, Schweröl und Koks ersetzen. Tatsächlich ist das Handling von Rückständen in integrierten Stahlwerken durch die Anwendung fortschrittlicher integrierter Prozesstechniken gekennzeichnet, die so gestaltet sind, dass die in den Rückständen enthaltenen nützlichen Bestandteile so weit wie möglich im Prozess der Stahlerzeugung zurück gehalten werden.

Die Zuordnung der Rückstände zu Materialgruppen (z. B. nach der chemischen Zusammensetzung, der Partikelgröße oder des Ölgehalts) und deren separate Erfassung sind notwendige Voraussetzungen, um eine geeignete Verwendung der Rückstände im Stahlwerk – ohne negative Auswirkungen auf die Produktivität, die Produktqualität oder den Umweltschutz – zu gewährleisten.

Die eisenhaltige Fraktion der verschiedenen Arten von Rohschlacke, die eisen- und kohlenstoffhaltigen Stäube und Schlämme aus der Abgasreinigung, das Altöl, der Neuschrott und Zunder können in die Sinteranlage, Pelletesierungsanlage, die Koksöfen, Hochöfen oder das Sauerstoffblasstahlwerk zurückgeführt werden. Das Feinmaterial wird tendenziell der Sinteranlage zugeführt, während gröberes Material öfter in den Hochofen oder das Sauerstoffblasstahlwerk zurückgeführt wird. Um bestimmte Fraktionen in den Hochofen oder das Sauerstoffblasstahlwerk zurück zu führen, werden häufig Brikettieranlagen eingesetzt, die alle Arten von feinkörnigen Rückständen in einem kalt gepressten Ziegel/Brikett zu vereinen. Letztere sind leichter zu handhaben und können an anderer Stelle im Prozess genutzt werden. Insbesondere können die Stäube und die Schlämme aus dem Stahlwerk brikettiert oder pelletisiert und anschließend im Stahlwerk verwendet werden, wenn der Fremdstoffgehalt (alles außer Eisen) nicht allzu groß ist.

In Abschnitt **2.5.4.4** werden spezielle Recyclinganlagen für eisenreiche Rückstände beschrieben. Einige dieser Anlagen ermöglichen die direkte Rückgewinnung von flüssigem Eisen, andere dienen zur Vorbehandlung der Rückstände für das Recycling im Hochofen oder Elektrolichtbogenofen. Bei hohen Konzentrationen an unerwünschten Stoffen wie Alkalien, Schwermetallen und Mineralöl sind dem Recycling der eisenreichen Rückstände Grenzen gesetzt.

Tabelle 2.7 zeigt eine Übersicht über den Verbleib der Stahlwerksschlacken in Europa.[6]

Tabelle 2.7: Verbleib der Stahlwerksschlacken in Europa

Verbleib der Stahlwerksschlacken([1])	Anteil (%)	Menge (kt/a)
Zementherstellung	1	152
Straßenbau	45	6.840
Wasserbau	3	456
Düngemittel	3	456
Interne Wiederverwendung	14	2.128
Zwischenlagerung	17	2.584
Deponierung	11	1.672
Andere	6	912
Gesamt	100	15.200

([1]) 'Stahlwerksschlacke' ist der Oberbegriff für Schlacke aus Sauerstoffblasstahlkonvertern, aus der Sekundärmetallurgie und aus Elektrolichtbogenöfen.
Anm.: Die Angaben stammen aus dem Jahr 2004 und beziehen sich auf 12 EU-Mitgliedsstaaten (AT, BE, DE, DK, ES, FR, FI, LU, NL, UK, SE, SK).
Quelle: [174, Euroslag 2006].

[6] Anm. der Übersetzer: Da nur 14% der Stahlwerksschlacken intern wiederverwendet werden, passt die Tabelle u.E. nicht in dieses Kapitel.

2.3.2.2 Externe Verwendung von Rückständen aus integrierten Stahlwerken

Bei der Reinigung des Konverter- und des Hochofengases fallen zinkreiche Schlacken und Stäube an. Deren Zinkgehalt ist aber für eine wirtschaftliche Nutzung meist nicht hoch genug. Da nur ein Teil der Schlämme und Stäube verwertet werden kann, gibt es in fast allen Eisen- und Stahlwerken große Lager an zinkreichen Schlämmen und Abfällen.

Wenn die anfallenden Stäube und Schlämme einen ausreichenden Gehalt an Nichteisenmetallen haben, so dass ihre Nutzbarkeit in technischer und wirtschaftlicher Hinsicht sichergestellt ist, können einige Nichteisenmetalle in externen Metallerzeugungs- und Recyclinganlagen zurückgewonnen werden. Zum Beispiel können Stäube aus der Stahlerzeugung mit angereichertem Zinkgehalt anstelle von Zinkerz als Rohstoff in der Zinkindustrie eingesetzt werden.

2.3.2.3 Ablagerung von Rückständen aus integrierten Stahlwerken

Ein kleiner Teil des gesamten Aufkommens an Rückständen in integrierten Stahlwerken sind nicht wirtschaftlich nutzbar (weder intern, noch innerhalb des Standorts oder extern). Somit ist eine Ablagerung in gewissem Maße unumgänglich. Folgende Materialien müssen üblicherweise abgelagert werden:

- feine Stäube und Schlämme aus der Reinigung des Hochofengases
- Feuerfestausbruch aus der Abstichrinne des Hochofens
- feine Stäube aus der Wäsche des Konvertergases (falls eine Nassreinigung erfolgt)
- in einigen Fällen der Staub aus dem letzten Feld des Elektrofilters, aus dem Gewebefilter oder dem Wäscher zur Sinterbandentstaubung, wenn dieser hohe Gehalte an Alkalichloriden und Schwermetallchloriden enthält.

Viele integrierte Stahlwerke haben eigene, interne ordnungsgemäße Abfalldeponien, während andere Werke auf externe Abfalldeponien angewiesen sind. In jedem Fall müssen die Abfalldeponien für die Annahme dieser speziellen Abfälle amtlich zugelassen sein.

2.4 Wasser- und Abwassermanagement

[200, Commission 2001] [279, IISI 2002] [316, Eurofer 2009]

In integrierten Stahlwerken wird Wasser z. B. zur direkten und indirekte Kühlung, zur Reinigung von Gasen, zur Entzunderung und zu Waschvorgängen wie der nassen Abgasreinigung verwendet.

Das Wasser kann in verschiedenartigen Systemen genutzt werden: in vollständig geschlossenen, halb geschlossenen oder offenen Kreisläufen. Es gibt nur wenige Anlagen mit vollständig geschlossenem Kreislauf. Geschlossene Kreisläufe können u.a. bei Kühlkreisläufen mit entmineralisiertem oder enthärtetem Wasser in bestimmten Anlagenteilen betrieben werden, z. B. bei den Stranggusskokillen oder den Kesseln von Kraftwerken, die im Allgemeinen mittels Wasser/Wasser-Wärmetauscher gekühlt werden. In diesen Fällen gibt es einen zweiten Wasserkreislauf als halb geschlossenes System mit einem Kühlturm.

Nachfolgend drei Beispiele, wo halb geschlossene Systeme verwendet werden:

- in Kühltürmen: Um die Salzkonzentration im Wasserkreislauf in Grenzen zu halten, ist es notwendig, einen kleinen Teilstrom abzuleiten. So werden ein Ausfällen der Salze und daraus folgende Korrosionsprobleme und mögliche Leckagen verhindert.
- die Kreislaufführung des Abwassers nach einer Behandlung für andere Zwecke, die geringere Anforderungen an die Qualität des Wassers stellen als dessen erste Verwendung[7]. (Da sich einige unerwünschte Substanzen anreichern können, wird eine kleine Menge Wasser ausgeschleust vor der endgültigen Ableitung einer Abwasserbehandlungsanlage zugeführt. Diese Menge muss durch Auffüllung mit Frischwasser ersetzt werden.)[8]
- für Prozesswässer, die in einem geschlossenen Kreislauf geführt werden können. Da sich einige unerwünschte Substanzen im Kreislauf anreichern können, wird ein kleiner Teilstrom einer Abwasserbehandlungsanlage zugeführt, bevor er endgültig abgeleitet wird. Diese Menge muss durch Auffüllung mit Frischwasser ersetzt werden.

Das Wassermanagement in einem integrierten Stahlwerk hängt hauptsächlich von den örtlichen Gegebenheiten ab, vor allem von der Verfügbarkeit von Frischwasser und dessen Qualität sowie von den lokalen rechtlichen Anforderungen.[9]

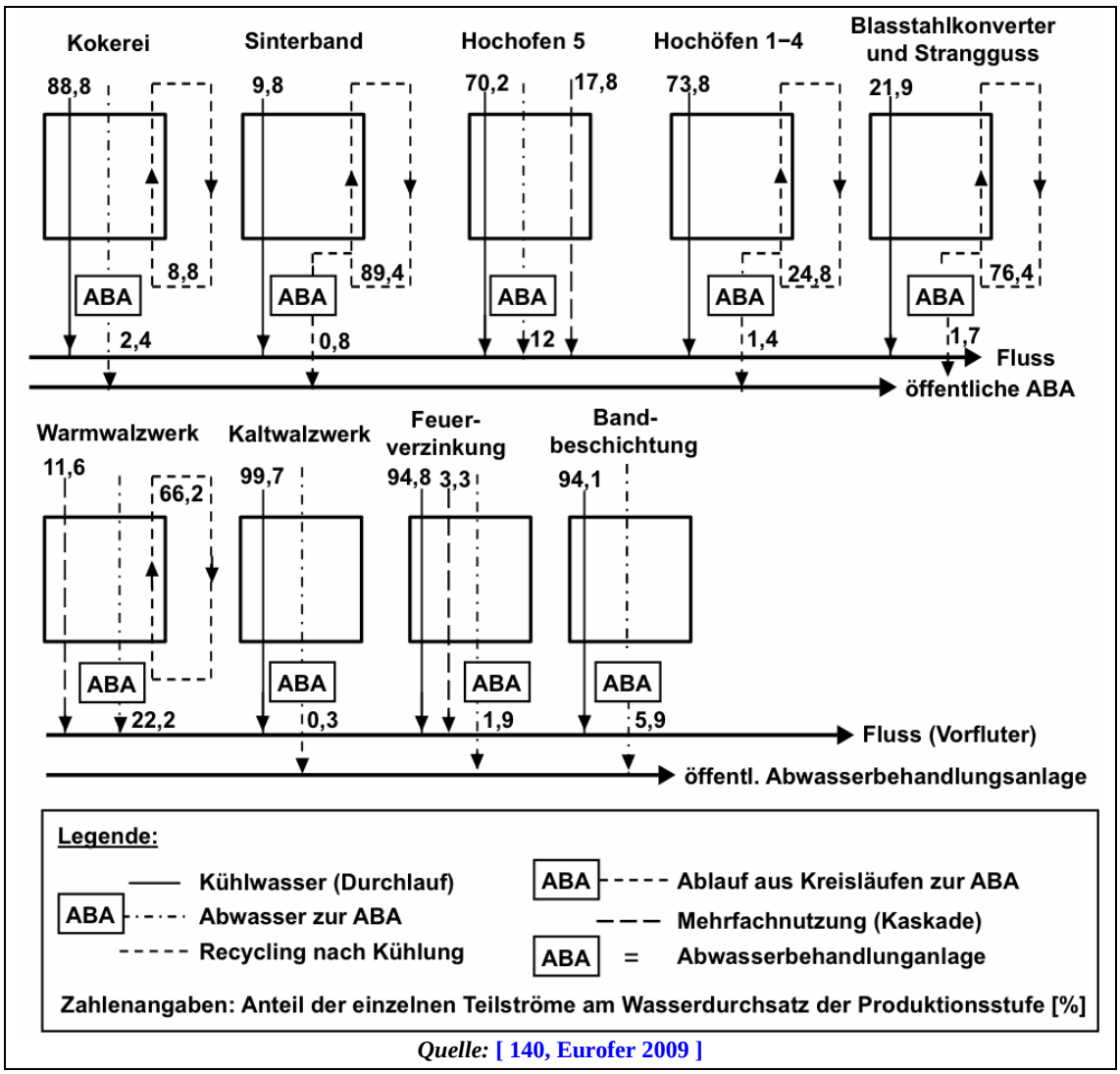
Abbildung 2.12 zeigt ein Beispiel für das Wassermanagement einschließlich der Abwasserbehandlung in einem integrierten Stahlwerk mit nahezu unbegrenzter Verfügbarkeit von Frischwasser. Letzteres erklärt die Verwendung von Durchlaufkühlsystemen, die zu einer spezifischen Wasserentnahme von mehr als 100 – 200 m^3 pro Tonne Stahl führen. Das gilt auch für andere Werke, die nahe an großen Gewässern, z. B. großen Flüssen liegen.

---

[7] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist dieser Satz unvollständig; jedenfalls ergibt er unserem Verständnis nach keinen Sinn. Möglicherweise sollte das Beispiel lauten, dass ein Teil des Abwassers nach einer Behandlung im Kreislauf geführt und das restliche Abwasser für andere Zwecke genutzt wird, die vergleichsweise geringere Anforderungen an die Wasserqualität stellen. Durch eine solche „Kaskadennutzung“ wird der Wasserverbrauch insgesamt deutlich gesenkt, auch wenn für den Prozess mit den höchsten Anforderungen an die Wasserqualität weiterhin eine (geringe) Frischwasserzufuhr benötigt wird.

[8] Anm. der Übersetzer: Diese beiden Sätze, die fast wortgleich auch beim nächsten Beispiel wiederzufinden sind, ergeben in diesem Kontext u.E. nach keinen Sinn. Vermutlich ein Übertragungsfehler; daher haben wir sie in Klammern gesetzt.

[9] Anm. der Übersetzer: Ein weiterer wesentlicher Einflussfaktor ist die Aufnahmekapazität des Vorfluters in Hinblick auf den Abwasservolumenstrom, dessen Temperatur, Schadstofffracht etc.



Quelle: [140, Eurofer 2009]

Abbildung 2.12: Beispiel für das Wassermanagement eines integrierten Stahlwerks an einem Standort mit hoher Verfügbarkeit von Frischwasser

Eine Triebkraft für stetige Verbesserungen hinsichtlich der Wasserentnahme und -ableitung sind die Kosten. Die Kosten für die Abwasserbehandlung sowie die Ableitung des Abwassers – gemäß der Gebühren für Wassereinleitungen in das öffentliche Kanalnetz – können erheblich sein. Ein weiterer kostenrelevanter Faktor ist, dass das aus Gewässern entnommene Wasser je nach Wasserqualität für viele Anwendungen aufbereitet werden muss, bevor es verwendet werden kann. Außerdem wird für das Pumpen so großer Wasserströme eine große Menge an Strom benötigt.

Aus diesen Gründen wurde der Wasserverbrauch seit 1980 kontinuierlich gesenkt.

Insbesondere an Standorten, wo nur wenig Frischwasser verfügbar ist und der Wasserbedarf aus Grundwasser oder Quellwasser gespeist werden soll, kann die Notwendigkeit zur Senkung des Wasserverbrauchs groß sein. In diesen Fällen kann der spezifische Wasserverbrauch kleiner als 5 m^3 pro Tonne Stahl und die Komplexität des Wasser/Abwasser-Systems viel größer sein.

Tabelle 2.8 liefert einen Vergleich der erforderlichen Wasserentnahme für ein typisches integriertes Stahlwerk mit Durchlaufkühlsystemen gegenüber Systemen mit weitgehender Kreislaufführung. Die weitgehende Wiederverwendung des Wassers in direkten und indirekten Kühlsystemen senkt die gesamte Wasserentnahme auf 2,4 % der erforderlichen Menge für ein Durchlaufsystem.

Tabelle 2.8: Vergleich der erforderlichen Wasserentnahmen für ein integriertes Stahlwerk mit Durchlaufkühlsystemen gegenüber Systemen mit weitgehender Kreislaufführung

Wasser-verwendung	Wasser-qualität	Wasserentnahme			
		Durchlaufkühlsysteme		Systeme mit weitgehender Kreislaufführung	
		(m^3/min)	(% gesamt)	(m^3/min)	(% gesamt)
Indirektkühlung	normal	675	70,7	7,4	32
Direktkühlung	normal	265	27,8	6,2	26,8
Prozesswasser	gering	7,7	0,8	5,1	22,1
Trinkwasser	hoch	1,5	0,2	1,5	6,5
Verdampfungsverluste		4,8	0,5	2,9	12,6
Gesamt		954	100	23,1	100

Anm.: Es ist nicht bekannt, ob diese Angaben auch die Wasserentnahme für nachgelagerte, nicht in diesem Dokument behandelte Produktionsstufen mit beinhalten, z. B. die Wasserentnahme für Walzprozesse.
Quelle: [279, IISI 2002].

Die folgenden zwei Abbildungen zeigen weitere Beispiele anhand zweier integrierter Stahlwerke mit unterschiedlichen Gesamtsystemen: Während bei dem in Abbildung 2.13 gezeigten System aufgrund der räumlichen Anordnung der Anlagenteile mehrere separate Wasserkreisläufe betrieben werden, erfolgt bei Abbildung 2.14 eine Kaskadennutzung des Abwassers (entgegen der Prozessabfolge bei der Stahlerzeugung, d. h. vom Kaltwalzwerk zum Hochofen).

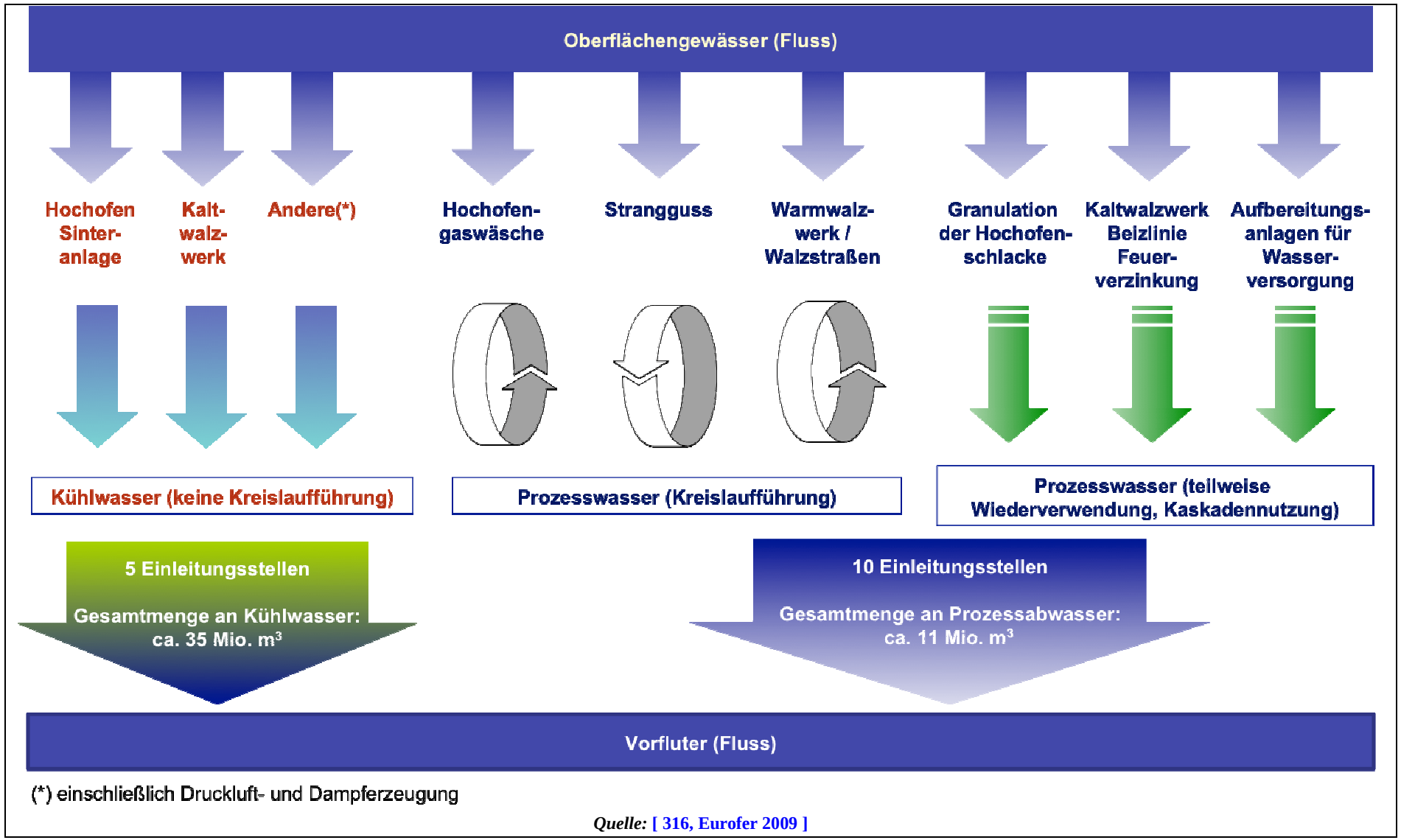
Bei der in Abbildung 2.13 abgebildeten Beispielanlage betrug die Gesamtmenge an Wasser im Jahre 2005 fast 1,2 Milliarden m^3/Jahr.[10] Die Wiederverwendungsrate betrug in diesem Fall 97,2 %, so dass nur 2,8 % des Wasserbedarfs mit Frischwasser gedeckt werden musste. Als Abwasser eingeleitet wurden sogar nur 1,2 %, der Rest von etwa 1,6 % waren Verluste.

Im Ergebnis betrug die Wasserentnahme nur etwa 3,16 m^3 pro Tonne Rohstahl.

Folgende Techniken führten im vorgenannten Fall zur Senkung des Frischwasserverbrauchs und des Anfalls an Abwasser:

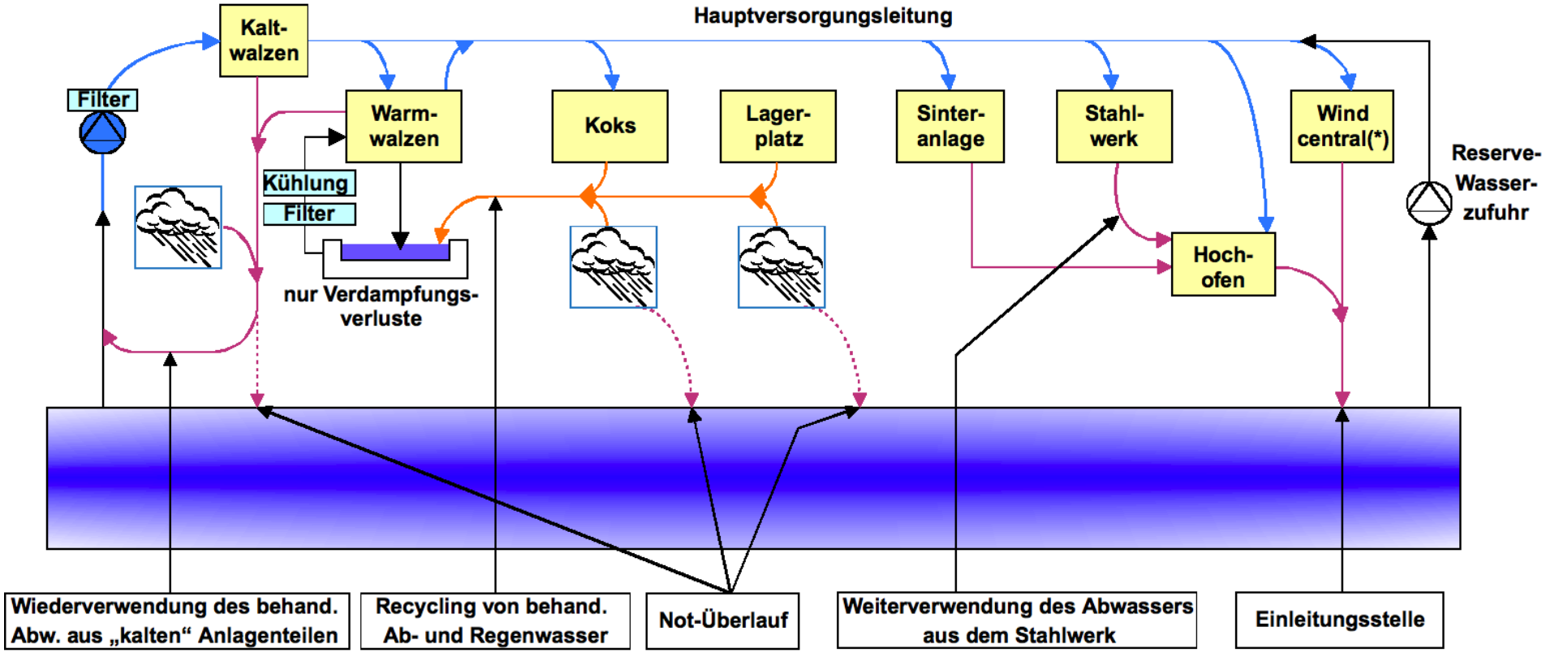
- Vermeidung des Einsatzes von Trinkwasser in den Produktionslinien
- Steigerung der Anzahl und/oder der Kapazität der Wasserkreislaufsystemen beim Neubau oder der Modernisierung/Ertüchtigung vorhandener Anlagen
- Zentralisierung der Verteilung von ankommendem Frischwasser
- Kaskadennutzung des Wassers bis einzelnen Wasserparameter ihr gesetzliches oder technisches Limit erreichten
- Weiterverwendung von Wässern in anderen Anlagen, wenn nur ein einzelner Wasserparameter betroffen und eine weitere Nutzung möglich ist
- Getrennthaltung von behandeltem und unbehandeltem Abwasser. Durch diese Maßnahme ist es möglich, das Abwasser auf unterschiedlichen Wegen und damit zu angemessenen Kosten zu entsorgen.
- Verwendung von Regenwasser, soweit möglich.

[10] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist der Gesamtvolumenstrom aller Wassernutzungen gemeint, in den das im Kreislauf geführte oder anderweitig weiter verwendete Wasser jeweils mehrfach eingeht.



Quelle: [316, Eurofer 2009]

Abbildung 2.13: Beispiel für das Wassermanagement eines integrierten Stahlwerks mit getrennten Wasserkreisläufen



(*) Anm. der Übersetzer: Möglicherweise ein Wortfehler in der englischen Fassung dieser Abbildung; im Kontext der Wasserverwendung in einem integrierten Stahlwerk ist dieser Begriff nicht gebräuchlich. Es könnte die Druckluft- und Dampferzeugung gemeint sein, dann stellt sich aber die Frage, warum deren Abwasser nicht weiter genutzt wird.

Quelle: [316, Eurofer 2009]

Abbildung 2.14: Beispiel für das Wassermanagement eines integrierten Stahlwerks bei Verwendung eines Kaskadensystems

2.5 Allgemeine Techniken, die bei der Bestimmung der BVT zu erwägen sind

In diesem Unterkapitel werden Maßnahmen/Techniken (oder deren Kombinationen) sowie damit verbundene Überwachungsmaßnahmen beschrieben, bei denen angenommen wird, dass diese ein hohes Umweltschutzpotenzial für die in diesem Dokument behandelten Tätigkeiten haben.

Dieses Unterkapitel beinhaltet Umweltmanagementsysteme, prozessintegrierte sowie nachgeschaltete Techniken. Abfallvermeidung und -entsorgung sowie Verfahren zur Abfallminimierung und zum Recycling werden ebenfalls betrachtet. Weiterhin werden Maßnahmen/Techniken zur Senkung des Verbrauchs an Rohmaterialien, Wasser und Energie behandelt.

Anhang III der Richtlinie nennt eine Reihe von Kriterien, die bei der Bestimmung der BVT in Betracht zu ziehen sind. Die Informationen in diesem Unterkapitel zielen auf diese Kriterien ab. Soweit möglich, wird zur Gliederung der zu jeder Maßnahme/Technik zusammengetragenen Informationen die in Tabelle 2.9 beschriebene einheitliche Struktur verwendet, um einen Vergleich der Maßnahmen/Techniken und eine objektive Bewertung gemäß der Definition von BVT in der Richtlinie zu ermöglichen.

Dieses Unterkapitel enthält nicht notwendigerweise eine abschließende Liste aller Maßnahmen/Techniken, die in dieser Branche angewendet werden können – es mögen weitere Techniken existieren oder entwickelt werden, die bei der Bestimmung der BVT für eine einzelne Anlage in Erwägung kommen können.

Tabelle 2.9: Struktur der Informationen zu allen beschriebenen Maßnahmen/Techniken

Betrachtete Aspekte	Enthaltene Informationen
Beschreibung	Technische Beschreibung der Maßnahme/Technik, soweit zweckmäßig auch mit Hilfe von Abbildungen, Schemata, Diagrammen etc.
Erreichte Umweltentlastungseffekte	Hauptsächliche Umweltvorteile (einschließlich Energie-, Wasser- und Rohmaterialeinsparungen sowie Steigerungen der Produktivität und der Energieeffizienz), die durch die Maßnahme/Technik erreicht werden
Medienübergreifende Effekte	Hauptsächliche Nebeneffekte und Nachteile für andere Umweltmedien, die durch die Anwendung dieser Maßnahme/Technik verursacht werden, einschließlich des Vergleichs einzelner Umweltwirkungen (quantifizierten Vor- und Nachteilen, soweit verfügbar) mit denen anderer Maßnahmen/Techniken, um die Effekte dieser Maßnahme/Technik auf die Umwelt als Ganzes bewerten zu können. Dieses kann folgende Aspekte betreffen: • Verbrauch an Rohmaterialien und Wasser • Energieverbrauch und Beitrag zur Klimaveränderung • Schädigungspotenzial für die Ozonschicht • Photochemisches Ozonbildungspotenzial • Versauerungspotenzial durch Luftemissionen • Staubbelastung der Luft (einschließlich Feinstpartikeln und Metallen) • Eutrophierung von Land und Gewässern durch Luft- oder Wasseremissionen • Sauerstoffzehrungspotential im Wasser • persistente, giftige oder bioakkumulierende Stoffe in Luft oder Wasser (einschließlich Metallen und -verbindungen) • Erzeugung oder Vermeidung von Rückständen/Abfällen • Möglichkeiten zur Wiederverwendung und -verwertung von Rückständen/Abfällen • Lärm und/oder Gerüche • Störfallrisiko
Betriebsdaten	Aktuelle Leistungswerte (unter Angabe der Referenzbedingungen, Überwachungszeiträume und der verwendeten Messmethoden) zu Emissionswerten, Verbrauchsdaten (Rohmaterialien, Wasser, Energie) und der Menge der anfallenden Abfälle. Andere relevante Informationen, wie diese Technik zu betreiben, zu warten und zu überwachen ist.
Anwendbarkeit	Beschreibung der Arten von Anlagen, bei denen die Maßnahme/Technik angewendet – oder nicht angewendet – werden kann, sowie von Beschränkungen ihrer Anwendbarkeit in speziellen Fällen, z. B. aufgrund des Alters der Anlage (neue oder bestehende Anlage), ihrer Kapazität (groß oder klein), der bereits installierten Techniken oder der Art und Qualität ihrer Produkte.
Wirtschaftliche Aspekte	Informationen zu Kosten (Investitions- sowie Betriebskosten) und möglichen Einsparungen (z. B. reduzierter Rohmaterial- oder Energieverbrauch, Entsorgungskosten) oder zusätzlichen Erlösen, einschließlich der Erläuterung wie diese Kosten, Einsparungen und Erlöse berechnet oder geschätzt wurden. Einschließlich relevanter Informationen für den Neubau oder die Ertüchtigung bestehender Anlagen. Dies soll ermöglichen, die gesamte ökonomische Dimension dieser Technik zu erkennen.
Auslöser für die Umsetzung	Lokale Bedingungen, Anforderungen (z. B. gesetzliche, Sicherheitsmaßnahmen) oder nicht umweltbezogene Gründe (z. B. Steigerung der Produktivität oder der Produktqualität), die zur Umsetzung dieser Maßnahme/Technik geführt oder diese befördert haben.
Referenzanlagen	Verweis auf die Anlage(n), in denen die Maßnahme/Technik umgesetzt wurde, über die Informationen bereitgestellt und beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden. Angaben zur Verbreitung der Anwendung dieser Maßnahme/Technik in Europa oder weltweit.
Referenzliteratur	Literatur oder anderes Referenzmaterial (z. B. Bücher, Berichte, Studien, Internetseiten), die beim Schreiben dieses Unterkapitels verwendet wurden und die detailliertere Informationen über diese Maßnahme/Technik enthalten.

2.5.1 Umweltmanagementsysteme

Beschreibung
Die Richtlinie definiert „Techniken“ (als Teil der Definition von „Besten verfügbaren Techniken“) als „sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlage geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt wird“.

In diesem Sinne ist ein Umweltmanagementsystem (UMS) eine Technik, die es Betreibern von Anlagen ermöglicht, Umweltaspekte auf systematische und nachweisbare Weise anzugehen. UMS sind, wenn sie ein fester Bestandteil der gesamten Managementstrategie und des Betriebsablaufs einer Anlage sind, höchst effektiv und effizient.

Das UMS lenkt die Aufmerksamkeit des Betreibers auf die Umweltleistung der Anlage. Im Einzelnen geschieht dies durch die Anwendung klarer Vorgehensweisen für normale sowie für außerüblicherweisee Betriebszustände und durch die Zuweisung entsprechender Zuständigkeiten.

Alle effektiven UMS beinhalten das Konzept der kontinuierlichen Verbesserungen, in dem Sinne, dass das Umweltmanagement ein fortlaufender Prozess ist und kein Projekt, das zukünftig zu einem Abschluss kommt. Es gibt vielfältige Prozessmodelle; die meisten UMS basieren jedoch auf einem Zyklus des Planens, Umsetzens, Überprüfens und Handelns, wie er auch in anderen Bereichen des Unternehmensmanagements angewendet wird. Dieser Kreislauf ist ein reiteratives dynamisches Modell, der Abschluss eines Zyklus nahtlos in den Beginn des nächsten Zyklus übergeht (siehe Abbildung 2.15).

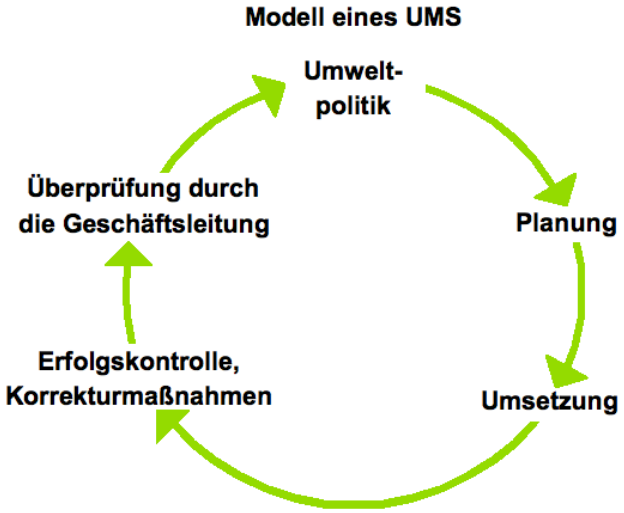


Abbildung 2.15: Konzept der kontinuierlichen Verbesserungen in einem Umweltmanagementsystem

Ein UMS kann eine standardisierte oder eine nicht-standardisierte („kundenspezifische“) Form haben. Die Anwendung und Weiterführung international anerkannter Standardsysteme wie EN ISO 14001:2004 kann dem UMS eine höhere Glaubwürdigkeit verleihen, insbesondere wenn es einer ordnungsgemäßen externen Überprüfung unterzogen wird. EMAS bietet durch die Beteiligung der Öffentlichkeit in Form der Umwelterklärung und der Mechanismen zur Einhaltung der umweltrechtlichen Vorschriften zusätzliche Glaubwürdigkeit. Allerdings können nicht-standardisierte UMS im Prinzip genauso effektiv sein, sofern sie sachgerecht konzipiert und umgesetzt werden.

Während sowohl die standardisierten (EN ISO 14001:2004 und EMAS) als auch die nicht standardisierten UMS grundsätzlich die *Organisation* (d. h. das Unternehmen) als die betrachtete

Einheit sehen, hat das vorliegende Dokument eine engeren Ansatz, der nicht alle Aktivitäten des Unternehmens, z. B. hinsichtlich Produkten und Dienstleistungen, mit einbezieht, da sich die IE-Richtlinie ausschließlich auf *Anlagen* bezieht.

Ein UMS kann die folgenden Elemente enthalten:

1. Unterstützung durch die Unternehmensleitung, einschließlich der obersten Leitungsebene
2. Festlegung einer Umweltpolitik durch die Unternehmensleitung, die eine kontinuierliche Verbesserung der Anlage beinhaltet
3. Planung und Festlegung der erforderlichen Verfahrensabläufe, Ziele und Vorgaben, in Verbindung mit einer entsprechenden Finanzplanung und Investitionen
4. Umsetzung der Verfahrensabläufe unter besonderer Berücksichtigung von:

   (a) Strukturen und Verantwortlichkeiten
   (b) Schulung, Sensibilisierung und Kompetenz
   (c) Kommunikation
   (d) Einbeziehung der Mitarbeiter
   (e) Dokumentation
   (f) effizienter Prozesssteuerung
   (g) Wartungs- und Instandhaltungsroutinen
   (h) Vorbereitung auf Notfälle und Reaktionen im Notfall
   (i) Gewährleistung der Einhaltung der umweltrechtlichen Vorschriften;

5. Erfolgskontrolle und Korrekturmaßnahmen unter besonderer Berücksichtigung von:

   (a) Anlagenüberwachung und Messungen (siehe auch „Merkblatt zu den allgemeinen Prinzipien der Anlagenüberwachung“) [42, EC 2003].
   (b) Korrektur- und vorsorgenden Maßnahmen,
   (c) der Führung und Vorhaltung von Aufzeichnungen/Berichten,
   (d) unabhängigen betriebsinternen und -externen Revisionen (soweit praktikabel) zur Feststellung, ob das UMS den Vorgaben entspricht, ordnungsgemäß eingeführt wurde und betrieben wird;

6. Überprüfung des UMS und seiner fortdauernden Eignung, Angemessenheit und Wirksamkeit durch die Unternehmensleitung;
7. Erstellung einer regelmäßigen Umwelterklärung;
8. Validierung durch eine Zertifizierungsstelle oder einen externen UMS-Prüfer;
9. Verfolgung der Entwicklung umweltfreundlicher Technologien;
10. Berücksichtigung der Umweltauswirkungen einer zukünftigen Stilllegung der Anlage bereits bei der Planung neuer Anlagen und während deren Nutzung
11. regelmäßige Anwendung sektoraler Kennzahlen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Ein UMS fördert und unterstützt die kontinuierliche Verbesserung der Umweltleistung einer Anlage. Falls eine Anlage insgesamt bereits eine gute Umweltleistung aufweist, kann ein UMS dem Betreiber bei der Aufrechterhaltung des hohen Leistungsniveaus behilflich sein.

Medienübergreifende Effekte
Über medienübergreifende Effekte wurde nichts berichtet. Die systematische Analyse der anfänglichen Umweltwirkungen einer Anlage und des Potentials von Verbesserungen im Rahmen des UMS bilden die Grundlage für die Ermittlung optimaler Lösungen für alle Umweltmedien.

Betriebsdaten
Alle maßgeblichen Verbräuche (einschließlich Energie) und Emissionen werden durch den Betreiber in koordinierter Weise und unter Berücksichtigung der Finanzplanung und der Investitionszyklen kurz-, mittel- oder langfristig angegangen. Z. B. kann es sein, dass die kurzfristige

Einführung einer End-of-Pipe-Technik für den Betreiber langfristig einen höheren Energieverbrauch bedeutet, und die Investition in eine aus Umweltsicht bessere Gesamtlösung unnötig hinausgeschoben wird. Solche Fälle erfordern die Berücksichtigung der medienübergreifenden Aspekte. Eine Anleitung dazu und zu Kosten- sowie zu Kosten-Nutzen-Aspekten sind dem „Merkblatt zu ökonomischen und medienübergreifenden Effekten“ [185, European Commission 2006] sowie dem BVT-Merkblatt „ Energieeffizienz“ [48, EC 2008] zu entnehmen.

Anwendbarkeit
Die oben beschriebenen Elemente können normalerweise bei allen Anlagen im Geltungsbereich dieses Dokument angewendet werden. Der Umfang (z. B. Detaillierungsgrad) und der Charakter des UMS (standardisiert oder nicht-standardisiert) hängt von der Art, Größe und Komplexität der Anlage und dem Ausmaß ihrer möglichen Umweltwirkungen ab.

Wirtschaftliche Aspekte
Es ist schwierig, die Kosten und wirtschaftlichen Vorteile der Einführung und Weiterführung eines guten UMS genau abzuschätzen. Zudem ergeben sich manche wirtschaftlichen Vorteile erst aus der Anwendung eines UMS, wobei diese von Sektor zu Sektor sehr unterschiedlich ausfallen können.

Die externen Kosten, die mit einer Validierung des Systems verbunden sind, können mit Hilfe eines vom Internationalen Akkreditierungs-Forum (*engl.* International Accreditation Forum – http://www.iaf.nu) herausgegebenen Leitfadens abgeschätzt werden.[11]

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung eines UMS sind unter anderem:

- bessere Umweltleistung der Anlage,
- besserer Überblick über die Umweltwirkungen des Unternehmens, der hilfreich ist, um die Umweltanforderungen durch Kunden, Genehmigungsbehörden, Banken, Versicherungsunternehmen und andere Betroffene (z. B. Leute, die in der Nachbarschaft der Anlage wohnen oder arbeiten) zu erfüllen,
- bessere Grundlagen für die Entscheidungsfindung,
- höhere Motivation der Beschäftigten (z. B. können die Führungskräfte darauf vertrauen, dass Umweltwirkungen unter Kontrolle sind, und die Angestellten haben das Gefühl, dass sie für ein ökologisch verantwortungsbewusstes Unternehmen arbeiten),
- erweiterte Möglichkeiten zur Senkung der Betriebskosten und zur Verbesserung der Produktqualität,
- besseres Image des Unternehmens,
- geringere Haftungsrisiken, Versicherungskosten sowie Kosten aufgrund von Verstößen gegen Umweltauflagen.

Referenzanlagen
UMS werden EU-weit in vielen Anlagen eingesetzt.

Die meisten europäischen Stahlwerke haben ein zertifiziertes UMS, wobei ISO 14001 häufiger angewandt wird als EMAS. Einige Beispiele sind:

- Buderus Edelstahl GmbH, Wetzlar (Deutschland)
- Uddeholm Tooling AB, Hagfors (Schweden)
- Villares Metals SA, São Paolo (Brasilien)
- Böhler Edelstahl GmbH, Kapfenberg (Österreich)
- Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich)

[11] Anm. der Übersetzer: Dieser Absatz ist in der englischen Fassung versehentlich doppelt enthalten; die erste Fassung enthielt einen – mit der zweiten Fassung erledigten – redaktionellen Hinweis und wurde daher von uns ausgelassen.

- Voestalpine Stahl GmbH, Donawitz (Österreich)
- Riva Gruppe, Taranto (Italien)
- ArcelorMittal Dunkirk, Florange, Fos sur Mer (Frankreich)

Referenzliteratur
EMAS-Verordnung 1221/2009/EC. [396, Reg. 1221/2009]
EMAS-Webseite der Generaldirektion Umwelt der EU [397, DG Environment 2010]

EN ISO 14001: 2004
Internetseite der ISO 14000-Normengruppe [398, ISO 2004]
Technisches Komitee der ISO 14000. [398, ISO 2004]

2.5.2 Energiemanagement

2.5.2.1 Techniken zur Verbesserung der Energieeffizienz

Beschreibung
Auf die nachfolgenden speziellen und wichtigen Techniken ist im Hinblick auf die Verbesserung der Energieeffizienz in integrierten Stahlwerken hinzuweisen:

- Optimierung des Energieverbrauchs. Üblicherweise wirkt sich ein Wechsel des Energieträgers für einen Prozess im Stahlwerk auf mehrere andere Prozesse aus (z. B. kann der Einsatz von Kokereigas im Hochofen zu einem höheren Energieinhalt des Gichtgases führen). Optimierungsprogramme, die den gesamten Standort im Blick haben, können daher vorteilhafter sein als solche, die jeden Prozess als eine alleinstehende Einheit betrachten.
- Online-Überwachungssysteme. Diese werden häufig für die bedeutendsten Energieströme und Verbrennungsprozesse am Standort eingesetzt. Die Daten werden langfristig gespeichert, so dass typische Situationen analysiert werden können. Sehr wichtig ist die Online-Überwachung aller Gasfackeln. Dies ist die wichtigste Technik zur Senkung der Energieverluste über die Fackeln (und bei Verbrennungsprozessen)[12]. Kontinuierliche Überwachungssysteme für alle energiebezogenen Prozessparameter können eingesetzt werden, um die Prozesssteuerung zu optimieren, kurzfristige Wartungsmaßnahmen zu ermöglichen und so einen ungestörten Produktionsablauf zu erreichen.
- Berichts- und Analyse-Werkzeuge. Berichtswerkzeuge werden häufig eingesetzt, um die durchschnittlichen Energieverbräuche jedes einzelnen Prozesses zu erfassen. In Verbindung mit der Kostenüberwachung ist die Überwachung des Energieverbrauchs die Grundlage, den Energieverbrauch zu optimieren und die Kosten zu senken. Berichtssysteme für den Energieverbrauch ermöglichen, aktuelle Daten mit historischen Daten (z. B. in Form von Diagrammen) zu vergleichen.
- Zielwerte für spezifische Energieverbräuche. Für jeden Prozess können Zielwerte für den spezifischen Energieverbrauch festgelegt werden. Üblicherweise können dafür die berichteten Energieverbräuche benutzt werden, diese Werte sollten aber kritisch überprüft werden. Die Werte werden langfristig verglichen.
- Energie-Audits. Solche Audits werden im BVT-Merkblatt „Energieeffizienz“ als entscheidendes Werkzeug für das Energiemanagement benannt. Mit diesen Audits können auch kosteneffiziente Optionen für Energieeinsparungen identifiziert werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Ziel des Energiemanagements sollte es sein, die produktive Nutzung der in den Prozessen entstehenden Gase zu maximieren und dadurch den Bedarf an zusätzlichen Energieeinträgen in das System zu minimieren sowie den spezifischen Energieverbrauch im Rahmen der Grenzen des

[12] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach beruhen die letzten 3 Wörter auf einem Übertragungsfehler; sie wurden daher in Klammern gesetzt.

Systems zu optimieren. Um dieses Ziel zu erreichen, muss es ein entsprechendes System geben, dass auf einer Seite die technischen Möglichkeiten und Kosten und auf der anderen Seite die organisatorischen Aspekte berücksichtigt. Es wurde vielfach versucht, Energiemanagementssysteme zu beschreiben (z. B. im BVT-Merkblatt „Energieeffizienz“), daher wird in diesem Dokument auf die generellen Einzelheiten nicht eingegangen.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Es lagen keine Angaben vor.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzliteratur
[281, Eurofer 2007]

2.5.2.2 Techniken zur Optimierung der Prozessgasnutzung

Beschreibung
Zur Verbesserung der Energieeffizienz in integrierten Stahlwerken durch Optimierung der Prozessgasnutzung werden unter anderem folgende prozessintegrierte Techniken angewendet:

- Einsatz von Gasbehältern oder anderen adäquaten Systemen zur kurzfristigen Lagerung der entstehenden Prozessgase und zur Aufrechterhaltung ihres Drucks, um diese maximal nutzen zu können
- Erhöhung des Drucks im Gasverbundnetz, um Energieverluste über die Fackeln zu vermeiden und so den Nutzungsgrad der Prozessgase zu steigern, d. h. einen größeren Teil der Prozessgase einer Nutzung zuzuführen.
- Anreicherung der Prozessgase auf unterschiedliche Heizwerte je nach Verbraucher. Je nach Prozess werden für akzeptable Feuerungswirkungsgrade Gase mit unterschiedlichen Heizwerten benötigt. Je höher die geforderte Prozesstemperatur ist, umso höher muss der Anteil an hochkalorischem Gas sein.
- Nutzung der Prozessgase zur Befeuerung der Wärmeöfen[13], um so viel Prozessgas wie möglich zu nutzen und den Bedarf an zugekauftem Erdgas oder Strom zu senken.
- Einsatz eines computergesteuerten Regelungssystems für die Heizwerte
- Erfassung der Temperaturen von Kokereigas und Abgasen[14] und Nutzung ihres Wärmeinhalts
- geeignete Dimensionierung der Einrichtungen zur Erfassung und Aufbereitung Prozessgase, insbesondere in Hinblick auf die Variabilität[15] der Prozessgase.

[13] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach sind hiermit die Wärmeöfen der Walzwerke gemeint.

[14] Anm. der Übersetzer: Vermutlich waren hier die anderen Prozessgase gemeint, da die Nutzung der Abgaswärme unserem Verständnis nach nicht unter die Überschrift „Optimierung der Prozessgasnutzung“ gehört.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Durch Anwendung der vorgenannten Techniken kann der spezifische Energieverbrauch für die Stahlerzeugung in integrierten Stahlwerken gesenkt werden.

Die Energieeffizienz kann durch gute Steuerung der Verbrennungsbedingungen verbessert werden, wodurch letztendlich auch die Luftemissionen vermindert werden.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Der spezifische Energieverbrauch hängt vom Umfang der Prozesse, der Produktqualität und der Art der Anlage ab (z. B. vom Ausmaß der Vakuumbehandlungen im Sauerstoffblasstahlwerk, von der Glühtemperatur und der Produktdicke). Jedes integrierte Stahlwerk und seine Komponenten haben ein unterschiedliches Produktspektrum, eine andere Prozesskonfiguration, eine andere Rohstoffstrategie etc. und deshalb einen spezifischen Energiebedarf. Bei der Betrachtung des spezifischen Energieverbrauchs müssen auch die klimatischen Bedingungen berücksichtigt werden.[16]

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzliteratur
[242, Caughlin 2007] [281, Eurofer 2007]

2.5.2.3 Techniken zur Verbesserung der Wärmerückgewinnung

Beschreibung
Zur Verbesserung der Energieeffizienz in integrierten Stahlwerken durch verbesserte Wärmerückgewinnung werden unter anderem folgende prozessintegrierte Techniken angewendet:

- Rückgewinnung von Abwärme mittels Wärmetauschern und Abführung der Wärme zu anderen Teilen des Stahlwerks oder in ein Fernwärmenetz (falls es in der Umgebung geeignete Nutzer gibt)
- Installation von Dampfkesseln oder vergleichbaren Systemen an großen Wärmeöfen (die Öfen können einen Teil des Dampfbedarfs abdecken)
- Vorheizung der Verbrennungsluft von Öfen und anderen Feuerungsanlagen zur Brennstoffeinsparung; unter Berücksichtigung nachteiliger Auswirkungen wie des Anstiegs von NO_x im Abgas
- Isolation von Dampf- und Heißwasserleitungen
- Wärmerückgewinnung aus Produkten, z. B. aus dem Sinter

[15] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist die Variabilität der Prozessgase in Hinblick auf deren Aufkommen und Zusammensetzung gemeint.

[16] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach beschränken sich die Ausführungen auf die Begründung, weshalb der spezifische Energieverbrauch von Stahlwerk zu Stahlwerk unterschiedlich sein kann, liefern jedoch keine Aussage zur Anwendbarkeit der genannten Techniken zur Optimierung der Prozessgasnutzung.

- Verwendung von Wärmepumpen (und Solaranlagen)[17], wenn Stahl gekühlt werden muss
- Einsatz von Abhitzekesseln bei Öfen mit hohen Temperaturen
- Anwendung von Verdampfungs- oder Verdichtungskühlung bei einem Wärneaustausch mittels Standardwärmetauscher
- Einsatz von Gichtgasentspannungsturbinen, um aus der kinetischen Energie des im Hochofen gebildeten Gases Strom zu erzeugen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Fernwärme ist eine sichere, wirtschaftliche Heizmethode, die nur wenig Wartung beim Kunden erfordert.

Durch Anwendung der vorgenannten Techniken kann der spezifische Energiebedarf für die Stahlerzeugung in integrierten Stahlwerken gesenkt werden. Wenn die Fernwärmeerzeugung den Ersatz fossiler Brennstoffe ersetzt, können Emissionen an CO_2 und anderen Schadstoffen vermieden werden.

Ein bedeutender Vorteil von Fernwärmesystemen ist die Reinheit und die große Temperaturdifferenz des zirkulierenden Wassers. Vor diesem Hintergrund ist es möglich, die Wärmeerzeugung und spezielle Lösungen zur Prozesskühlung miteinander zu verbinden.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
In einem öffentlichen Fernwärmesystem wird die thermische Energie über geschlossene Rohrleitungen zu den Heizanlagen von Gebäuden und anderen Betriebsstätten sowie zur Erwärmung von Brauchwasser geleitet. Der Verbraucher erhält die Wärme immer über einen Wärmetauscher. Jedes dieser Gebäude hat gleichartige Anschlüsse, z. B. an das Stromnetz, das Gasnetz, das Trink- und das Abwassernetz.

Fernwärmenetze sind in den Großstädten der Nordischen Länder und Russlands und zunehmend auch in den Städten Zentraleuropas weit verbreitet. In größeren Städten wird die Wärme in großen Heizkraftwerken mit Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) erzeugt. In einigen Siedlungen wird die Wärme in separaten Kesselanlagen durch Verbrennung von festen Brennstoffen, Schweröl, Erdgas oder Biomasse erzeugt.

Die Vorlauftemperatur der Fernwärmenetze wird in einen Bereich von 75 – 120 °C eingestellt. Die Temperatur des Rücklaufwassers liegt im Bereich von 40 – 45 °C.

Eine spezielle Eigenschaft eines industriellen Fernwärmesystems liegt in der nötigen Optimierung und Steuerung. Wenn etwa 90 % des jährlichen Wärmebedarfs durch die Abwärme aus verschiedenen Prozessen gedeckt wird, ist es einigermaßen schwierig, die Wärmelasten immer optimal aufzuteilen und die Temperaturen und Drücke an allen Produktionsstellen zu steuern. Wenn die industrielle Abwärme einen Großteil der Wärme für das örtliche Fernwärmenetz liefert, ist zur Sicherstellung der Wärmeversorgung eventuell ein Reservesystem erforderlich.

Anwendbarkeit
Diese Methode[18] wird vor allem von den Stahlwerken angewendet, die eine vergleichbare Kühltechnik einsetzen.

---

[17] Anm. der Übersetzer: Die Nennung von Solaranlagen in diesem Zusammenhang beruht u. E. auf einem Missvertständnis; laut der Originalquelle [208], aus der dieser Satz wortwörtlich übernommen wurde, diente die Solaranlage im Stahlwerk von OVAKO in Hofors (Schweden) unserem Verständnis nach lediglich zur Dampferzeugung – in Ergänzung zur Dampferzeugung aus der Kühlung des Stahls mittels Wärmepumpe; mit der Kühlung des Stahls hatte die Solaranlage dagegen nichts zu tun.

[18] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist mit „Methode“ die Fernwämeerzeugung gemeint.

Die gemeinsame Erzeugung von Wärme- und Strom (KWK) ist bei allen Eisen- und Stahlwerken anwendbar, die nahe an städtischen Gebieten mit einem entsprechenden Wärmebedarf liegen.

Der spezifische Energieverbrauch hängt vom Umfang der Prozesse, der Produktqualität und der Art der Anlage ab (z. B. vom Ausmaß der Vakuumbehandlungen im Sauerstoffblasstahlwerk, von der Glühtemperatur und der Produktdicke). Jedes integrierte Stahlwerk und seine Komponenten haben ein unterschiedliches Produktspektrum, eine andere Prozesskonfiguration, eine andere Rohstoffstrategie etc. und deshalb einen spezifischen Energiebedarf. Bei der Betrachtung des spezifischen Energieverbrauchs müssen auch die klimatischen Bedingungen berücksichtigt werden.[19]

Wirtschaftliche Aspekte
Der Verkauf von Abwärme kann lukrativ sein.

Der Aufbau eines Fernwärmenetzes ist vergleichsweise günstig, wenn die üblicherweise verwendeten Techniken eingesetzt werden. So war das in Raahe (Finnland) errichtete System für die Raahe Steel Works extrem profitabel und hat zudem zu extrem günstigen Fernwärmetarifen für die Endverbraucher in der Stadt Raahe geführt. Es haben sich im Umfeld neue Industrien angesiedelt, die die Fernwärme nutzen.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung von Wärmerückgewinnungssystemen sind die Einsparung von Primärbrennstoffen und die damit verbundene Minderung der CO_2-Emissionen und anderer Umweltwirkungen. Auslöser für die Umsetzung einer kombinierten Wärme- und Stromerzeugung (KWK) sind die Umweltvorteile, ein verbesserter Hochofenbetrieb und die Vermeidung hoher Investitionskosten[20].

Referenzanlagen
An der Referenzanlage Marienhütte in Graz (Österreich) werden etwa 40 GWh pro Jahr aus dem Elektrolichtbogenofen (mit einer Kapazität von 35 t pro Charge) zurückgewonnen und in das Fernwärmenetz eingespeist (Stand 2005). Fernwärme wird auch von Ovako in Hofors, SSAB in Luleå (beides in Schweden) und an der Sinteranlage von Ruukki in Finnland produziert.

Bei SSAB Lulekraft in Luleå (Schweden) wird in einer Kraft-Wärme-Kopplungsanlage Fernwärme erzeugt. Im gesamten Jahr 2003 wurden 12.995 GWh Warmwasser in das lokale Fernwärmenetz eingespeist. Etwa 4,5 Mio. t CO_2 wären entstanden, wenn die gleiche Wärmemenge mit Schweröl erzeugt worden wäre (bei Annahme eines Wirkungsgrads von 90 % und spezifischen CO_2-Emissionen von 0,0879 t CO_2/GJ). Unter den gleichen Annahmen können die vermiedenen Emissionen an NO_x und SO_x auf etwa 1800 bzw. 600 Tonnen geschätzt werden. Die erzeugte Strommenge deckt den Bedarf des schwedischen Stahlblecherzeugers SSAB Tunnplåt AB; es verbleibt zudem ein Überschuss, der anderswo genutzt werden kann. Die erzeugte Wärme deckt den gesamten Bedarf an Fernwärme in Luleå, wo es 22.000 Wohnungen gibt. Die überschüssige Energie wird zudem von einer örtlichen Biomasseanlage genutzt.

Die Gesamtmenge der von einer anderen Anlage[21] abgegebenen Energie im Jahr 2004 ist Tabelle 2.10 zu entnehmen.

---

[19] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach beschränken sich die Ausführungen auf die Begründung, weshalb der spezifische Energieverbrauch von Stahlwerk zu Stahlwerk unterschiedlich sein kann, liefern jedoch keine Aussage zur Anwendbarkeit der genannten Techniken zur Verbesserung der Wärmerückgewinnung.

[20] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach bleibt offen, worauf sich die letzten beiden Stichworte beziehen.

[21] Anm. der Übersetzer: Laut der Originalquelle [208] handelt es sich um die überwiegend mit angereichertem Hochofengas befeuerterte KWK-Anlage in Luleå (Schweden).

Tabelle 2.10: Beispiel einer prozessgasbefeuerten KWK-Anlage mit Wärme- und Stromabgabe an eine Kommune

Brennstoffeinsatz (GWh)		abgegebene Energie (GWh)	
Prozessgase	2.075	Abgabe von Warmwasser ins Fernwärmenetz	751
Öl	82	abgegebener Strom	613
		abgegebener Dampf	27
		abgegebenes Gas für Trocknungszwecke	81
		gesamte abgegebene Energie	1.472
Quelle: [208, Lindfors et al. 2006].			

Die Anlage der Hofors Energi AB in Schweden gibt insgesamt etwa 130 GWh pro Jahr an das Stahlwerk von OVAKO in Hofors (Schweden) und an die Gemeinde Hofors ab; ein Drittel davon in Form von Dampf, der Rest in Form von heißem Wasser. Die Abwärmenutzung führt zu einer weiteren[22] Einsparung von 4000 m^3 Öl pro Jahr. Insgesamt wurden die CO_2-Emissionen bei OVAKO Hofors um 23.000 Tonnen pro Jahr gemindert.

Ein Ergebnis der Zusammenarbeit von OVAKO Hofors und Hofors Energi AB ist die Versorgung der Gemeinde mit Fernwärme, wodurch der Ölverbrauch der Häuser in Hofors um 4000 m^3 Öl pro Jahr gesenkt wurde. Das bedeutet eine weitere Minderung der CO_2-Emisisonen um 11.000 Tonnen pro Jahr.

Die städtische Fernwärme, die an Raahen Energia (Finnland) geliefert wird, beträgt 160.000 MWh/a, wodurch 18.000 t Schweröl pro Jahr ersetzt werden. Eine ähnliche Energiemenge wird beim Stahlwerk in Raahe in Form von Brennstoff, Dampf und Strom eingespart, die sonst (ohne Fernwärmesystem und Abwärmenutzung) zur Wärmeerzeugung benötigt worden wäre. Desweiteren wurde der Energieverbrauch des Stahlwerks so gesenkt, dass es möglich wurde, Abwärme an Raahen Energia zu verkaufen.

Ein anderes Beispiel ist die Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich), die 139 GWh/a an Fernwärme erzeugt.

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006] [277, Wiesenberger 2007] [281, Eurofer 2007]

2.5.2.4 Drehzahlgeregelte Pumpen und Gebläse

Beschreibung
Bei Analysen der zur Versorgung von Industriegebieten mit Fernwärme eingesetzten Pumpen zeigt sich oft, dass alle Pumpen kontinuierlich mit großer Leistung laufen, auch wenn häufig nur eine geringe Pumpleistung benötigt wird.

Die meisten modernen Pumpen und Gebläse können frequenzgesteuert laufen und so auf eine beliebige Drehzahl (U/min) eingestellt werden, mit der der vorgesehene Volumenstrom erreicht wird. Die Verwendung von frequenzgesteuerten Pumpen und Gebläsen sowie drehzahlvariablen Antrieben ermöglicht eine bessere und schnellere Einstellung der Wasser- und Abgasvolumenströme entsprechend der jeweiligen Prozessbedingungen. Die Optimierungsmaßnahmen zusätzlicher Systeme beinhalten unter anderem:

- eine komplette Trennung der Pumpen vom Hauptnetz, wenn sie abgeschaltet sind
- die Ersetzung vorhandener durch kleinere, hocheffiziente Pumpen
- die Installation hocheffizienter Motoren.

[22] Anm. der Übersetzer: Laut der Originalquelle [208] bezieht sich das „weitere“ darauf, dass der Ölverbrauch bei OVAKO bereits durch die Dampferzeugung mittels Biobrennstoffen um 4.000 m^3 gesenkt wurde.

Die größten Energieeinsparungen werden erreicht, wenn die energieverbrauchenden Systeme als Ganzes optimiert werden, anstatt die Komponenten der einzelnen Systeme isoliert zu betrachten. Diese Maßnahme fokussiert deshalb auf eine Systemanalyse. Ein Pumpensystems beinhaltet z. B. folgende Komponenten: einen drehzahlvariablen Antrieb, einen Elektromotor, ein Getriebe, eine Pumpe und Rohleitungen sowie Mess- und Regelvorrichtungen. Maßnahmen zur Optimierung des Energieeinsatzes müssen für jedes Pumpensystem individuell entwickelt und aus ökonomischer Sicht bewertet werden. Es ist wichtig, die geforderten Parameter (Druck, Durchflussrate, Temperaturniveau usw.), die vorhandenen Betriebsparameter sowie die Systemkomponenten für jedes System individuell zu analysieren. Die Feineinstellung aller Komponenten und ihres Zusammenspiels gehören auch zum Optimierungsplan. So wird gewährleistet, dass die bestmögliche Gesamteffizienz des Systems und den effizientesten Energieeinsatz Schritt für Schritt ermittelt wird.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Änderungen führen zu erheblichen Einsparungen an elektrischer Energie sowie zu geringeren Wartungskosten und selteneren Produktionsstörungen.

Die Maßnahmen zur Effizienzsteigerung spielen auch eine bedeutende Rolle in Hinblick auf den Klimawandel. Bei SSAB Oxelösund AB (Schweden) betragen die Einsparungen an elektrischer Energie 3,2 GWh pro Jahr. Das entspricht einer CO_2-Minderung von etwa 250 t/a.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Technik kann z. B. beim Sauerstofblasstahl (LD)-Prozess in Bezug auf das Abwasser der Abgasreinigung, das Kühlwasser der Absaughaube und der Lanze, den Abgasgebläsen und ähnlichen Ausrüstungsteilen angewendet werden. Da, wo die Zuverlässigkeit der Pumpen von herausragender Bedeutung für die Sicherheit des Prozesses ist, können frequenzgesteuerte Pumpen nicht eingesetzt werden. Da die Pumpentechnologie eine in Industrie und Produktion weit verbreitete interdisziplinäre Technik ist, können viele verschiedene Firmen von diesen Erfahrungen profitieren.

Wirtschaftliche Aspekte
Durch eine Systemoptimierung kann der Energieverbrauch eines elektromotorischen Systems um 30 % und mehr gesenkt werden. Die Minderung der Energiekosten bedeutet üblicherweise, dass die Investitionen sich innerhalb von 2 oder 3 Jahren amortisiert haben, mit einer Rentabilität zwischen 30 und 50 %.

Pumpensysteme mit optimiertem Energieverbrauch haben eine längere Lebensdauer und eine höhere Anlagenverfügbarkeit. Außerdem sinken durch die geringere mechanische Belastung auch die Wartungskosten.

Folgende Energieeinsparungen und Effizienzparameter wurden bei der Fernwärmeanlage der Ulm GmbH in Ulm (Deutschland) erreicht:

- Energieeinsparung: 64 % oder 325.000 kWh/a
- Kostenersparnis: 32.500 €/a
- Investitionskosten: 67.000 €
- Amortisationszeit: 2,1 Jahre
- Rentabilität: 48 %.

Bei SSAB Oxelösund (Schweden) übersteigt das Gesamteinsparpotential für notwendige Änderungen 55.000 € pro Jahr – allein an jährlichen Energieeinsparungen (bei einem Preis von

0,033 €/kWh). In diesem Fall kann ein Teil der Einsparungen ohne Investitionen erreicht werden. Es sind noch weitere Energieeinsparungen möglich, allerdings in diesem Fall nur in Verbindung mit Investitionen.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung waren hauptsächlich wirtschaftliche Vorteile.

Referenzanlagen
Die Technik wird bei der SSAB Oxelösund AB (Schweden) angewendet.
Die Fernwärme Ulm GmbH in Ulm (Deutschland) betreibt eine mit Abfällen befeuerte Heizanlage und eine Spitzenlast-Heizanlage in Ulm im Donautal, mit der das Wohngebiet von Wiblingen (Deutschland) versorgt wird.

Referenzliteratur
[34, dena 2007] [208, Lindfors et al. 2006]

2.5.3 Minderung der NO_x-Emissionen aus mit Prozessgasen betriebenen Feuerungsanlagen

Generell können zur Minderung der NO_x-Emissionen primäre und sekundäre Maßnahmen angewendet werden. Sekundärmaßnahmen wirken sich sowohl auf das thermische als auch das brennstoffbedingte NO_x aus.

2.5.3.1 Minderung der NO_x-Emissionen durch Primärmaßnahmen

Beschreibung
Mit Primärmaßnahmen können nur die thermischen NO_x-Emissionen gemindert werden. Folgende Primärmaßnahmen können einzeln oder in Kombination angewendet werden:

- Einsatz von Low-NO_x-Brennern
- Abgasrückführung
- Eindüsung von Oberluft zur Nachverbrennung bei Einsatz von Brennern mit unterstöchiometrischer Luftzufuhr
- Zugabe von „reduzierenden“ Brennstoffen
- gestufte Luftzufuhr
- gestufte Brennstoffzufuhr.

Alle genannten Maßnahmen senken die Verbrennungstemperatur und den Sauerstoff-Partialdruck. Das Ergebnis sind erheblich niedrigere NO_x-Emissionen. Die Verbrennungstemperatur hängt vom Energiegehalt des eingesetzten Gases ab. Je mehr Abgas (ohne brennbare Inhaltsstoffe) dem Prozessgas zugemischt wird, desto niedriger ist die Temperatur.

<u>Einsatz von Low-NO_x-Brennern in Verbindung mit einer Abgasrückführung</u>
Das ist eine der effektivsten Minderungsmaßnahmen, die gemeinsam mit einer sorgfältig abgestimmten Verbrennungstechnik eingesetzt werden sollte.

Durch Verwendung von Low-NO_x-Brennern mit zusätzlicher externer Abgasrückführung können Werte von 80 – 90 mg/Nm^3 an thermischem NO_x (Tagesmittelwert) erreicht werden. Bei der Verbrennung von Kokereigas in Kombination mit Erdgas (ohne Hochofengas) sind Tagesmittelwerte von etwa 90 mg/Nm^3 erreichbar.

Durch Einbau sowohl von Low-NO_x-Brennern als auch einer Abgasrückführung sind Minderungsraten von 40 % möglich. Wenn lediglich Low-NO_x-Brenner eingesetzt werden, kann eine

NO_x-Minderung von 30 % erreicht werden; wird lediglich die Abgasrückführung angewendet, kann eine NO_x-Minderung von 15 % erreicht werden.

Aufgrund der Summierung von thermischem und brennstoffbedingtem NO_x werden durch den Einsatz von Primärmaßnahmen bei typischer Zusammensetzung des Kokereigases Tagesmittelwerte von etwa 210 mg/Nm^3 erreicht.

Andere Prozessparameter haben noch komplexere Einflüsse auf die NO_x-Emissionen, z. B.

- Ofenlast (Teillast/Volllast)
- gleichzeitige Verbrennung von Hochofengas (geringere Verbrennungstemperatur)
- Luftzufuhr von oben.

Eindüsung von Oberluft als Zusatzmaßnahme
Bei Einsatz von Low-NO_x-Brennern mit Abgasrückführung wird zusätzlich Oberluft zur Nachverbrennung eingedüst; bei bestehenden Anlagen ist dies aber weniger effizient.

Eindüsung von Oberluft als alternative Maßnahme
Eine Option wäre die Kombination aus Low-NO_x-Brenner und Abgasrückführung. Eine andere Option der Abgasnachverbrennung ist es, einen Brenner mit unterstöchiometrischer Luftzufuhr einzusetzen und die für die vollständige Verbrennung benötigte Luft anschließend zuzuführen. Im Vergleich zur ersten Option wird so nur ein Drittel der NO_x-Minderung erreicht.[23] Zudem können technische Probleme auftreten, wenn die zur vollständigen Verbrennung benötigte Luft kontinuierlich in die Brennkammer eingedüst wird, weil dadurch der CO-Gehalt in Wandnähe ansteigen kann, was zur Korrosion führt.

Zufuhr von „reduzierendem“ Brennstoff
Eine andere Möglichkeit der NO_x-Minderung ist die Eindüsung von reduzierend wirkendem Brennstoff – zum Beispiel einer Mischung aus rückgeführtem Abgas und Erdgas – zwischen der letzten Brennerstufe und der Zuführung der Oberluft. Das ist aber nicht effizient, wenn gleichzeitig Low-NO_x-Brenner eingesetzt werden.

Gestufte Luftzufuhr
Um die Flamme herum werden verschiedene Brennzonen mit unterschiedlichem Sauerstoffgehalt geschaffen. Folglich wird der Verbrennungsbereich vergrößert und die Verweilzeit in der Flamme verlängert. Die gestufte Luftzufuhr kann direkt im Brenner oder auch in der Brennkammer erfolgen.

Gestufte Brennstoffzufuhr
Analog zur gestuften Luftzufuhr wird der Brennstoff in üblicherweise zwei Stufen in die Brennkammer eingebracht. Das Ergebnis hinsichtlich der NO_x-Minderung ist vergleichbar.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Mit diesen Maßnahmen können die in Tabelle 2.11 genannten NO_x-Minderungsraten erreicht werden.

Tabelle 2.11: Mit Primärmaßnahmen erreichte NO_x-Minderungsraten

angewendete Primärmaßnahme	NO_x-Minderungsrate (%)
Low-NO_x-Brenner	28
Abgasrückführung	13
Eindüsung von Oberluft zur Nachverbrennung bei Einsatz von Brennern mit unterstöchiometrischer Luftzufuhr	23
Zufuhr von „reduzierendem“ Brennstoff	13
Low-NO_x-Brenner und Abgasrückführung	38

[23] Anm. der Übersetzer: Laut Tabelle 2.11 ist die NO_x-Minderung bei dieser Option nur um etwa 1/3 geringer als beim Einsatz von Low-NO_x-Brennern mit Abgasrückführung.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Primäre oder prozessintegrierte Maßnahmen wie die Installation von Low-NO_x-Brennern können bei neuen und bei grunderneuerten Großfeuerungsanlagen in der Eisen- und Stahlindustrie angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Kraftwerke der Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich) und von TKS, Duisburg-Huckingen (Deutschland)

Referenzliteratur
[140, Eurofer 2009] [281, Eurofer 2007] Weitere Informationen zur NO_x-Minderung durch Primärmaßnahmen können dem BVT-Merkblatt „ Großfeuerungsanlagen“ (*engl.* Large Combustion Plants BREF) [282, EC 2006] entnommen werden.

2.5.3.2 Minderung der NO_x-Emissionen durch Sekundärmaßnahmen

2.5.3.2.1 NO_x-Minderung durch selektive katalytische Reduktion (SCR)

Beschreibung
In das Abgas wird Ammoniak eingedüst, welches das NO_x in molekularen Stickstoff (N_2) und Wasser (H_2O) umwandelt. Es wird eine Temperatur über 320 °C benötigt, um die Bildung von Ammoniaksalzen zu verhindern, die den Katalysator zusetzen könnten. Abbildung 2.16 zeigt eine typische Konfiguration eines katalytischen NO_x-Konverters.

Je nach Anordnung des Katalysators in der Anlage werden es drei Optionen unterschieden:

- High-Dust-Verfahren
- Low-Dust-Verfahren
- Reingas-Verfahren.

Beim High-Dust-Verfahren befindet sich der Katalysator zwischen der Speisewasservorwärmung (Economiser) und dem Luftvorwärmer. Die notwendige Katalysatortemperatur liegt im Bereich von 300 – 400 °C. Aufgrund der großen Bandbreite der eingesetzten Gase ist bei einem Kraftwerk eines integrierten Stahlwerks keine stabile Temperatur gegeben.

Eine High-Dust-Anlage benötigt viel Platz, da das gesamte Abgas bei fast 350 °C behandelt werden muss. Das Abgas durchströmt den außerhalb des Feuerraums befindlichen Katalysator und muss dorthin zurückgeführt werden. Normalerweise ist die NO_x-Konzentration so gering (etwa 100 mg/Nm^3), dass das NH_3 ohne stationären Mischer schwer mit dem Abgas zu mischen ist. Weiterhin wird der im Abgas enthaltene Schwefel im kalten Teil des Luftvorwärmers in Schwefeltrioxid (SO_3) umgewandelt, welches den Ausgang des Luftvorwärmers verstopfen kann. Ein anderer Nachteil dieses Verfahrens ist der hohe Staubgehalt.

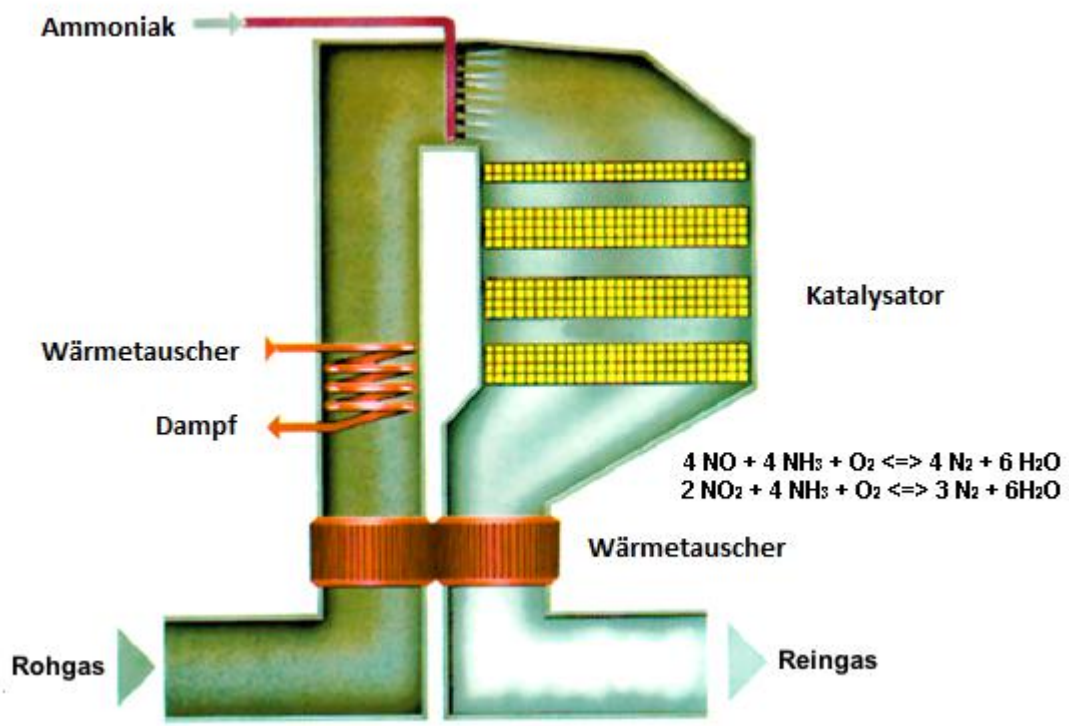


Abbildung 2.16: Katalytischer NO_x-Konverter

Beim Low-Dust- oder Reingas-Verfahren verlässt das Abgas den Prozess nach dem Staubfilter (z. B. Elektrofilter) mit einer Temperatur von nur 50 – 130 °C. Das Abgas ist nahezu staubfrei, es muss aber wieder aufgeheizt werden, bevor es den Katalysator durchströmen kann. Das kann durch Heizanlagen, Zusatzbrenner oder Dampf erfolgen, führt aber zu einer Verschlechterung des Wirkungsgrades.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Wie Tabelle 2.12 zu entnehmen ist, können die NO_x-Emissionen im Abgas mit der SCR-Technik im Jahresmittel auf Konzentrationswerte unter 80 mg/Nm^3 gesenkt werden.

Tabelle 2.12: Leistungsdaten von fünf mit Prozessgasen betriebenen Feuerungsanlagen, die die SCR-Technik anwenden

Anlage	NO_x (mg/Nm^3)		
	2005	2006	2007
Kraftwerksblock 3	28	21	18
Kraftwerksblock 4	36	24	25
Kraftwerksblock 5	29	17	23
Kraftwerksblock 6	71	76	66
Verteilerschiene	69	66	46
Gas- und Dampf-Turbine ([1])	15	16	17

([1]) Bezugssauerstoffgehalt: 15 %.

Anm: Angegebene Werte sind Jahresmittelwerte und beziehen sich auf einen Sauerstoffgehalt von 3 %.

Quelle: [32, Voestalpine Linz 2008].

Medienübergreifende Effekte

Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die SCR-Technik ist bei neuen und bei bestehenden Anlagen anwendbar. Um negative medienübergreifende Effekte zu verhindern (Energie- und Chemikalienverbrauch, zusätzliche Investitionskosten[24]), sollte die SCR-Technik mit Primärmaßnahmen kombiniert werden.

Die Nachrüstung bestehender Anlagen mit Sekundärmaßnahmen zur NO_x-Minderung kann schwierig sein. Insbesondere für den Einbau einer SCR-Anlage wird ausreichend Platz benötigt.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich)
TKS, Duisburg-Hamborn (Deutschland)

Referenzliteratur
[32, Voestalpine Linz 2008] [140, Eurofer 2009] [277, Wiesenberger 2007]

Weitere Informationen zur SCR-Technik sind den BVT-Merkblättern „Großfeuerungsanlagen“ [282, EC 2006], „Abfallverbrennung“ [285, EC 2006] sowie „Zement-, Kalk- und Magensiumoxidindustrie“ [212, EC CLM BREF 2009] zu entnehmen.

2.5.3.2.2 NO_x–Minderung durch nicht-selektive katalytische Reduktion (SNCR)

Beschreibung
Eine andere Technik zur Minderung der NO_x-Emissionen ist die nicht-selektive katalytische Reduktion (SNCR). Für dies ist kein Katalysator erforderlich, aber eine höhere Temperatur von etwa 900 bis 1000 °C. Der Investitionsbedarf für eine SNCR-Anlage ist normalerweise kleiner als für eine SCR-Anlage (insbesondere wenn die Abgastemperatur hoch genug ist). Aufgrund der thermischen NO_x-Bildung in diesem Temperaturbereich ist aber der Verbrauch an Reduktionsmittel (z. B. von NH_3-Lösung) höher. Die Zugabe von Reduktionsmittel sollte in mehreren Stufen erfolgen, genau in dem Bereich, in dem die optimalen Temperaturen gegeben sind. Das mag schwierig zu kontrollieren sein, muss aber sorgfältig auf den Prozess abgestimmt werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Es lagen keine Angaben vor.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Es wurden keine Informationen zur Anwendung der SNCR-Technik in prozessgasbefeuerten Kraftwerken übermittelt.

[24] Anm. der Übersetzer: Letzteres ist kein medienübergreifender Effekt im Sinne der IE-Richtlinie.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzliteratur
[140, Eurofer 2009]. Weitere Informationen zur SCR-Technik sind den BVT-Merkblättern „Großfeuerungsanlagen“ [282, EC 2006], „Abfallverbrennung“ [285, EC 2006] sowie „Zement-, Kalk- und Magensiumoxidindustrie“ [212, EC CLM BREF 2009] zu entnehmen.

2.5.4 Materialmanagement

2.5.4.1 Techniken zur Verbesserung der Schrottnutzung

Beschreibung
Für das Elektrolichtbogenofen- und das Sauerstoffblasstahlkonverter-Verfahren werden je nach Rezeptur und Stahlgüten unterschiedliche Arten von Eisenschrott benötigt. Aus diesem Grunde sollten zugekaufte sowie intern anfallende und recycelte Schrotte separat gelagert werden. Schrotte werden nach ihrem Gewicht, ihrer Stückigkeit und chemischen Zusammensetzung unterschieden. Auf dem Schrott-Anlieferplatz gibt es getrennte Bunker für jede Art von Schrott.

Es gibt verschiedene Techniken, die einem Betreiber helfen, zur Verarbeitung ungeeignete Schrotte zurückzuweisen, z. B. aufgrund ihres Schwermetallgehaltes oder anderer nicht erwünschter oder gefährlicher Inhaltsstoffe. Einige dieser Techniken unterstützen den Betreiber bei der Kategorisierung des einzusetzenden Schrotts. Die Schärfe, mit der die Kategorisierung erfolgt, ist entscheidend für die nachfolgende Verarbeitung (z. B. im Elektrolichtbogenofen oder Sauerstoffblasstahlkonverter). Fehler bei der entsprechenden Sichtung und bei der Anwendung der Annahmekriterien können zu unerwarteten Emissionsverläufen führen.

Es gibt unter anderem folgende Techniken zur Verbesserung der Schrottnutzung:

- Festlegung von dem Produktionsprofil entsprechenden Annahmekriterien für den Schrottankauf
- gute Kenntnis der Schrottzusammensetzung durch genaue Überwachung der Schrotterkunft; in Ausnahmefällen kann eine Schmelzprobe helfen, die Schrottzusammensetzung zu bestimmen
- Vorhandensein geeigneter Einrichtungen zur Annahme und Überprüfung der Lieferungen
- Anwendung von Verfahren, Schrotte zurückzuweisen, der nicht zur Verwendung in der Anlage geeignet sind
- Getrennthaltung des Schrotts nach verschiedenen Kriterien (z. B. Stückigkeit, Legierungsgehalt, Sauberkeitsgrad); Lagerung von Schrotten, die möglicherweise Schadstoffe in den Boden freisetzen, auf undurchlässigen Flächen mit einem Drainage- und Ablaufsammelsystem; letzteres kann bei Vorhandensein eines Dachs ggf. nicht erforderlich sein
- Zusammenstellen der Chargen für die einzelnen Schmelzvorgänge auf Basis der Kenntnisse über die Schrottzusammensetzung, um jeweils die für die zu erzeugende Stahlsorte am besten geeigneten Schrotte einzusetzen (das ist in einigen Fällen unabdingbar, um einen Eintrag von unerwünschten Elementen zu verhindern, in anderen Fällen, um die im Schrott enthaltenen Legierungselemente, die für die zu erzeugende Stahlsorte benötigt werden, zu nutzen)
- direkte Rückführung der intern anfallenden Schrotte zum Schrottlager zwecks Recycling

- Vorhandensein eines Betriebs- und Managementplans
- Sortierung des Schrotts, um das Risikos eines Eintrags von gefährlichen oder Fremdstoffen (insbesondere von PCB, Ölen und Fetten) zu minimieren. Das erfolgt normalerweise durch den Schrottlieferanten, aber aus Sicherheitsgründen inspizieren die Betreiber alle Schrottlieferungen in verschlossenen Containern[25]. Dabei kann gleichzeitig – soweit möglich – eine Überprüfung auf Schadstoffe erfolgen. Zudem kann eine Überprüfung auf kleine Kunststoffmengen (z. B. kunststoffbeschichtete Teile) erforderlich sein.
- Kontrolle hinsichtlich Radioaktivität (siehe Abschnitt **2.3.1**)
- Die EU-Richtlinien 2000/53/EG über Altfahrzeuge sowie 2002/96/EC über Elektro- und Elektronikaltgeräte verpflichten die Aufbereiter von Schrotten zur Entfernung quecksilberhaltiger Komponenten. Mit den folgenden beiden Maßnahmen kann die Umsetzung dieser Anforderung unterstützt werden:
  - Vertragliche Fixierung der Abwesenheit von Quecksilber beim Schrotteinkauf
  - Zurückweisung von Schrotten, der sichtbare[26] elektronische Bauteile und Baugruppen enthält.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Je genauer die Schrottqualität bekannt ist, desto besser können spontane Emissionen vorausgesehen werden. Durch den Ausschluss von quecksilberhaltigem Schrott werden die Quecksilberemissionen gemindert.

Mit einigen der oben genannten Techniken kann der maximale Schrotteinsatz im Blasstahlkonverter von 200 kg/t Stahl auf 250 kg/t Stahl erhöht werden. Ein höherer Schrotteinsatz im Blasstahlkonverter führt insgesamt zu einer besseren Umweltbilanz und Energieeffizeinz.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Techniken können generell bei allen Elektro- und Sauerstoffblasstahlwerken angewendet werden, die ihre Schrotte auf der Basis der Schüttdichten und chemischen Analyse klassifizieren müssen.[27]

Wirtschaftliche Aspekte
Das vollständige Recycling aller anlagenintern anfallenden Schrotte und die Steigerung der eingesetzten Schrottmengen können zu Kosteneinsparungen führen. Eine Steigerung der Stahlproduktion bedeutet einen geringeren Zukauf an Brammen und erhöht so die Profitabilität.[28]

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung war, dass einige der genannten Techniken zur Steigerung der Stahlerzeugung, zu Kosteneinsparungen oder zur Minderung von Umweltbelastungen beitragen.

Referenzanlagen
Stahlwerk von Ruukki in Raahe (Finnland).

---

[25] Anm. der Übersetzer: Möglicherweise war hier auch die Annahmekontrolle hinsichtlich geschlossener Behältnisse (z. B. Stahlfässern) im Schrott gemeint; diese sind bei vielen Werken aus Sicherheitsgründen von der Annahme ausgeschlossen.

[26] Anm. der Übersetzer: Vermutlich sind Schrotte gemeint, die augenscheinlich elektronische Bauteile enthalten.

[27] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach trifft letztere Bedingung auf alle Elektro- und Sauerstoffblasstahlwerke zu, so dass sie für die Anwendbarkeit der Techniken keine Bedeutung hat.

[28] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach bezieht sich dieser Satz auf Anlagen, die zur besseren Auslastung ihrer Weiterverarbeitungskapazitäten durch Anwendung oben genannter Techniken die Schrotteinsatzquote und damit ihre Stahlproduktion steigern konnten; für andere Techniken und unter anderen Rahmenbedingungen ist dieser Satz nicht relevant.

Die meisten der beschriebenen Techniken sind allgemeine Praxis bei den Elektro- und Sauerstoffblasstahlwerken in allen europäischen Ländern.

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006] [240, UKEA 2004] [278, J-P.Birat et al. 2002] [260, Germany 2007] [273, Eurofer 2007] [280, Aguado-Monsonet 2007] [394, Colletta et al. 2002]

2.5.4.2 Techniken zur Minderung diffuser Emissions aus der Lagerung, dem Handling, Transport und Abmischen von Schüttgütern

Beschreibung
Die meisten dieser Themen werden im BVT-Merkblatt „Lagerung gefährlicher Subtanzen und staubender Güter“ (*engl.* Emissions from Storage BREF) [283, EC 2006] im Detail behandelt, daher wird dringend empfohlen, auf die detaillierten Informationen in diesem Dokument zurückzugreifen.

In integrierten und Elektrostahlwerken können bei Lade- und Entladevorgängen, beim Handling und bei Transporten diffuse Primäremissionen entstehen. Sekundäre Staubemissionen entstehen z. B. durch Wiederaufwirbelung staubiger Materialien von Lagerflächen oder Abfalllagern und durch verkehrsbedingte Staubaufwirbelungen von Fahrwegen sowie von verschmutzen Fahrzeugreifen und Karosserien.

Diffuse Emissionen können auch bei den eigentlichen Produktionsprozessen entstehen. Informationen zu geringfügigen Quellen diffuser Emissionen (jenseits von Materiallagerung, -handling und -transporten), z. B. der anlageninternen Aufbereitung von Rückständen oder zu Emissionen aufgrund einer unzureichenden Abgaserfassung bei Zerkleinerung-, Sichtungs-, Beschickungs-, Schmelz- und Abstichvorgängen, sind entsprechenden Abschnitten in den nachfolgenden Kapiteln dieses Dokuments zu entnehmen. Diese diffusen Emissionen werden üblicherweise als Sekundärabgase bezeichnet.

Im Folgenden werden Schlüsseltechniken zur Minimierung diffuser Emissionen aus den vorgenannten Quellen der Eisen- und Stahlwerke genannt.

Generell sollten folgende Techniken angewendet werden:

- Betrieb des Stahlwerks mit einem Umweltmanagementsysten (UMS). Innerhalb des UMS sollte ein Aktionsplan zur Minderung diffuser Staubemissionen aufgestellt werden.
- In Betracht ziehen einer temporären Unterbrechung von bestimmten Tätigkeiten, wenn sie als PM_{10}-Quellen identifiziert wurden, die zu hohen Messwerten in der Umgebung führen. Das setzt voraus, dass ausreichend PM_{10}-Messtellen vorhanden sind, bei denen zudem Windrichtung und -Stärke erfasst werden, um die Hauptquellen des Feinstaubs mittels Triangulierung identifizieren zu können.

Folgende Techniken kommen zur Vermeidung von Staubfreisetzungen aus dem Handling und Transport von Schüttgütern in Betracht:

- Ausrichtung von langen Lagerhalden nach der vorherrschenden Windrichtung
- Bau von Windbarrieren oder Nutzung des natürliches Geländeprofils als Windschutz
- Überwachung und Einstellung des Feuchtegehalts der gelieferten Materialien
- Sorgfältige Betrachtung aller Betriebsvorgänge, um überflüssige Materialbewegungen und unnötig lange Fallwege zu vermeiden
- Geeignete Umschließung von Förderbändern und Aufgabetrichtern etc.
- Einsatz von Beregnungsanlagen zur Staubminderung, ggf. mit Additiven wie Latex, wenn angebracht
- Strenge Wartungsstandards für die Anlagen und Ausrüstungen

- Hohe Standards für Ordnung und Sicherheit, insbesondere hinsichtlich der Reinigung und Befeuchtung von Fahrwegen
- Einsatz von mobilen wie stationären Absaugungseinrichtungen
- Staubunterdrückung oder -absaugung in Verbindung mit dem Einsatz von Gewebefiltern zur Staubminderung bei relevanten Staubquellen
- Einsatz von emissionsarmen Reinigungsfahrzeugen für die regelmäßige Reinigung befestigter Fahrwege.

Für die Anlieferung, Lagerung und Entnahme von Materialien kommen folgende Techniken in Betracht:

- Vollständige Einfassung von Entladetrichtern mittels Bauwerken, die für staubende Materialien mit Absaugvorrichtungen und Filtern ausgestattet sind, oder Ausrüstung der Trichter mit Staublamellen und Anschluss der Entladegitter an ein Absaugungs- und Entstaubungssystem
- Begrenzung der Fallhöhen auf maximal 0,5 m, soweit möglich
- Einsatz von Beregnungsanlagen (bevorzugt mit wiederverwendetem Wasser) zur Staubunterdrückung
- Ausstattung der Lagerbehälter mit Filtern zur Staubminderung, soweit erforderlich
- Einsatz vollständig geschlossener Vorrichtungen zur Materialentnahme aus Behältern
- soweit erforderlich, Lagerung des Schrotts auf überdachten und asphaltierten Flächen, um das Risiko von Bodenverunreinigungen zu senken (durch eine Just-in-time-Anlieferung des Schrotts können die Größe des Schrottlagers und damit die Emissionen minimiert werden)
- Vermeidung unnötiger Umschichtungen von Lagerhalden
- Begrenzung der Höhe und geeignete Profilierung der Lagerhalden
- bevorzugte Lagerung von Materialien in Gebäuden oder Vorratsbehältern – an Stelle von offenen Halden, soweit die zu lagernden Mengen dies erlauben
- Gewährung von Windschutz durch das natürliche Geländeprofil, die Anlage von Erdwällen oder die Anpflanzung von hohem Gras oder immergrünen Bäumen im offenen Gelände. Letzteres hat nicht nur ästhetische Vorteile, diese Vegetation kann auch Staub abscheiden, ohne langfristig Schaden zu nehmen
- Schutzbepflanzung von Abfall- und Schlackenhalden
- Begrünung des Standortes durch Abdeckung unbenutzter Flächen mit Bodenmaterial und Anpflanzung von Gras, Büschen oder anderer bodenbedeckender Vegetation, welche die Staubverwehungen aus diesen Flächen minimiert
- Befeuchtung der Oberflächen[29] unter Einsatz langfristig staubbindender Stoffe
- Abdecken der Halden mit Planen oder Beschichtungen (z. B. aus Latex) zur Minimierung von Staubverwehungen
- Nutzung von Stützwänden in Materiallagern, um die dem Wind ausgesetzte Oberfläche zu verkleinern
- Soweit erforderlich, Nutzung von undurchlässigen Oberflächen aus Beton mit einem Entwässerungssystem[30].

Bei wasserseitiger Anlieferung von Brenn- und Rohstoffen, die zu relevanten Staubfreisetzungen führen können, kommen folgende Techniken in Betracht:

- Verwendung von selbstlöschenden Schiffen oder von geschlossenen Stetigförderern. Andernfalls sollte der durch die Entladegreifer erzeugte Staub durch eine Kombination der folgenden Maßnahmen minimiert werden: geeigneter Feuchtegehalt des angelieferten

[29] Anm. der Übersetzer: Vermutlich sind die Oberflächen von Lagerhalden gemeint.

[30] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist hiermit die Überdachung von Lagerflächen mittels Beton gemeint. Alternativ könnten auch undurchlässige Lagerflächen aus Beton gemeint sein, was im Gegensatz zu den vorherigen Anstrichen nicht zur Minderung diffuser Staubemissionen, sondern zur Vermeidung diffuser Schadstoffeinträge in den Boden dienen würde.

Materials, Minimierung der Fallhöhen und Einsatz von Wassersprühern oder Wasserschleiern an der Öffnung des Entladebunkers

- Bei der Befeuchtung von Erzen oder Flussmittels sollte auf den Einsatz von Seewasser verzichtet werden, da das in der Sinteranlage zu Ablagerungen von Natriumchlorid im Elektrofilter führen kann. Ein erhöhter Chloreintrag in die Rohstoffe kann auch zu steigenden Emissionen (z. B. von PCDD/F) führen und verhindern, dass Filterstäube in die Sinteranlage zurückgeführt werden können.
- Lagerung von Pulverkohle, Kalk und Calciumcarbid in geschlossenen Silos in Verbindung mit pneumatischen Fördersystemen, oder Lagerung und Transport dieser Stoffe in abgedichteten Transportsäcken (diese Stoffe sind sehr leicht verwehbar und müssen trocken gelagert werden)

Für die Entladung von Zügen oder LKWs kommen folgende Techniken in Betracht:

- Falls erforderlich, sollten spezielle, überwiegend geschlossene Entladevorrichtungen eingesetzt werden.

Für leicht verwehbare Materialien, die zu relevanten Staubfreisetzungen führen können, kommen folgende Techniken in Betracht:

- Verwendung von Übergabestellen, Rüttelsieben, Zerkleinerern, Trichtern und ähnlichem mit vollständiger Kapselung und einem Entstaubungssystem mit Gewebefilter
- Bevorzugte Verwendung von zentralen oder lokalen Absaugvorrichtungen, anstatt verschüttetes Material abzuspülen, da so nur ein Umweltmedium betroffen ist und die Wiederverwendung des verschütteten Materials vereinfacht wird

Für das Handling und die Aufbereitung der Schlacke kommen folgende Techniken in Betracht:

- Feuchthalten der Halden mit (granulierter)[31] Schlacke, weil beim Handling und Transport von trockener Hochofen- oder Stahlwerksschlacke höhere Staubemissionen auftreten können
- Verwenden von gekapselten Schlackebrechern, die mit einer effektiven Absaugung in Verbindung mit einem Gewebefilter ausgerüstet sind.

Für das Handling von Schrott kommen folgende Techniken in Betracht:

- Ausstattung der Schrottlagerplätze mit Dächern und/oder betonierten Untergründen, um verkehrsbedingte Staubaufwirbelungen zu minimieren.

Für Materialtransporte kommen folgende Techniken in Betracht:

- Minimierung der Zugangspunkte von öffentlichen Straßen
- Einsatz von Reifenreinigungsanlagen, um Verschleppungen von Schlamm und Staub auf öffentliche Straßen zu vermeiden
- Befestigung der Fahrwege mittels Asphalt oder Beton sowie Reinigung der Fahrwege, um die Entstehung von Staubwolken beim Transport der Materialen zu minimieren
- Beschränkung der Fahrzeugbewegungen auf durch Zäune oder Wälle bzw. Böschungen aus Schlacke abgegrenzte Fahrwege
- Befeuchtung staubiger Fahrwege mittels Wasser, z. B. im Bereich der Schlackewirtschaft
- Sicherstellung, dass die Transportfahrzeuge nicht überladen werden, um Verschüttungen vorzubeugen
- Sicherstellung, dass das transportierte Material auf den Transportfahrzeugen abgedeckt ist
- Minimierung der Anzahl von Transportvorgängen

[31] Anm. der Übersetzer: Der zweite Teil des Satzes weist darauf hin, dass auch Halden von nicht granulierter Schlacke feucht gehalten werden sollten. Unserem Verständnis nach haben diese eine höhere Staubneigung als granulierte Schlacken.

- Verwendung von geschlossenen oder gekapselten Förderbändern
- Verwendung von Rohrförderern, wo möglich, um Materialverluste durch Richtungsänderungen zu minimieren, die sonst bei der Übergabe von einem Förderband zum nächsten auftreten
- Anwendung bewährter Techniken zum Transport von flüssigem Roheisen oder Stahl sowie Handling der Pfannen
- Entstaubung der Übergabestellen der Förderbänder.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Der Umweltentlastungseffekt der Techniken zur Minderung diffuser Staubemissionen aus der Lagerung, dem Handling, Transport oder Mischen von Materialien ist die Vermeidung von Staubemissionen.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Es lagen keine Angaben vor.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Alle Eisen- und Stahlwerke im Vereinigten Königreich.[32]

Referenzliteratur
[31, Caughlin, R. 2009] [165, VDI/DIN 1999] [240, UKEA 2004] [283, EC 2006]

2.5.4.3 Techniken zur Minderung von Abwasseremissionen aus dem Handling, Vermengen und Mischen der Rohstoffe

Beschreibung
Ablaufendes Regenwasser aus allen offenen Bereichen, insbesondere aus den Erz-, Kohle- und Rohstofflagerflächen, kann Schwebstoffe enthalten. Dieses ablaufende Regenwasser sollte aufgefangen und die Schwebstoffe durch Absetzen oder andere Techniken abgeschieden werden. Es sollten Maßnahmen zur Überwachung der Qualität des aus den Lager- und Mischbereichen abgeleiteten Wassers ergriffen werden, wenn dessen Ableitung in der Nähe von potentiell empfindlichen Rezeptoren erfolgt.

Bereiche des Handlings und der Lagerung von Fremdschrott sind aufgrund der Auswaschung von Öl und Chemikalien durch das Regenwasser potentielle Quellen von belastetem Abwasser. Der Schrott sollte auf befestigten Flächen mit undurchlässiger Oberfläche und einem geeigneten Entwässerungssystem, einschließlich einer Ablaufsammelgrube vor der Ableitung, gelagert werden, sofern nicht belegt werden kann, dass das Umweltrisiko vernachlässigbar ist (z. B. wenn ausschließlich sauberer Schrott gelagert wird).

[32] Anm. der Übersetzer: Die angegebene Referenzliteratur weist darauf hin, dass dies auf für deutsche Stahlwerke zutrifft.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Der Umweltentlastungseffekt dieser Technik ist eine Minderung der Wasseremissionen.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Es lagen keine Angaben vor.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Alle Eisen- und Stahlwerke im Vereinigten Königreich.

Referenzliteratur
[240, UKEA 2004]

2.5.4.4 Spezialisierte Verwertungsanlagen für eisenhaltige Rückstände

2.5.4.4.1 OxyCup® -Schachtofen

Beschreibung
Eine integrierte OxyCup®-Anlage besteht aus drei modular betriebenen Teilen: Brikettierungsanlage, Möllerung und OxyCup®-Schachtofen. Der Prozess beginnt mit der Herstellung von Briketts und endet mit dem Transport des Roheisens zum Stahlwerk. Zur Herstellung der Briketts werden Schlämme und Stäube aus Entstaubungsanlagen, die Kohlenstoff, Eisen und Eisenoxid enthalten, zusammen mit anderen stückigen eisenhaltigen Materialien sowie Koks agglomeriert. Die Brikettierung ist ein kalter Prozess, bei dem Bindemittel und Wasser sowie Koksgrus den feinkörnigen Stoffen zugegegeben und zu Briketts gepresst, getrocknet und ausgehärtet werden. Die kalt gebundenen, selbst Reduktionsmittel enthaltenden Briketts werden dem Schachtofen von oben zugegeben, reduziert und zu flüssigem Eisen geschmolzen. Als Endprodukte werden Roheisen und Schlacke aus dem Ofen abgestochen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Meistens wird durch die interne Verwertung der Rückstände mittels eines OxyCup®-Schachtofens eine externe Behandlung oder die Deponierung der Rückstände ersetzt. Ein weiterer Vorteil dieses Verfahrens ist die Ähnlichkeit zu den eigentlichen Produktionseinrichtungen, die es gestattet, dass das entstehende Prozessgas und die Schlacke in die Infrastruktur des integrierten Stahlwerks eingebunden werden kann.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Im OxyCup® -Schachtofen in Duisburg-Hamborn (Deutschland) werden 170.000 Tonnen Roheisen pro Jahr erzeugt.

Anwendbarkeit
OxyCup® -Schachtöfen sind besonders für integrierte Stahlwerke geeignet. Dieser neue Prozess ist für die Verarbeitung aller Materialien wie stückigen Ofen- und Pfannenbären, aber auch feinkörnigen Stäuben und Schlämmen geeignet, die einen hinreichenden Gehalt an verwertbarem Kohlenstoff oder Eisen haben.

Wirtschaftliche Aspekte
Eine OxyCup® -Anlage stellt eine optimale Verbindung aus Umweltschutz und Wirtschaftlichkeit dar und liefert einen wertvollen Beitrag zur nachhaltigen Verbesserung der Ressourceneffizienz.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung war eine verbesserte Umweltleistung und Wirtschaftlichkeit vor dem Hintergrund stark gestiegener Preise für Rohstoffe, die externe Behandlung sowie die Deponierung von Rückständen.

Referenzanlagen
ThyssenKrupp Steel, Duisburg-Hamborn (Deutschland)

Referenzliteratur
[6, Volkhausen, W. 2008] [10, Kessler, K. 2005] [12, VDEh 2006]

2.5.4.4.2 DK-Verfahren

Beschreibung
Das DK-Verfahren besteht aus einer Sinteranlage und einem Hochofen. Der Prozess unterscheidet sich von der herkömmlichen Eisenerzeugung durch die Qualität der Rohstoffe, die eine andere Vorbehandlung benötigen. 80 % der beim DK-Verfahren verwendeten Rohstoffe bestehen aus Stäuben und Schlämmen aus Hochöfen und Sauerstoffblasstahlkonvertern sowie aus Walzzunder. Zusätzlich können und werden viele andere eisenhaltige Rückstände verwendet.

Der erste Schritt zur Vorbehandlung der Rohstoffe ist das Sintern. In diesem Prozess werden die Stäube, Schlämme und der Walzzunder für die Beschickung des Hochofens agglomeriert. Zum Agglomerieren werden die feinkörnigen Materialien mit Kalk und Koksgrus gemischt und als Schicht auf das umlaufende Sinterband aufgetragen. Ein in der Zündhaube befindlicher Gasbrenner entzündet den Koksgrus an der Oberfläche des Sinterbetts. Nach der Entzündung wandert die Verbrennungsfront (mit einer Temperatur von über 1300 °C) aufgrund des von unten anliegenden Saugdrucks durch das Sinterbett nach unten. Die Agglomeration ist beendet, wenn die Verbrennungsfront am Ende der Laufstecke des Sinterbands die Unterseite des Sinterbetts erreicht hat. Das Agglomerat wird vom Band abgeworfen und dem Kühler zugeführt.

Anschließend wird aus dem Sinter zusammen mit Koks (als Reduktionsmittel) im Hochofen ein spezielles Gießerei-Roheisen erzeugt. Das flüssige Eisen wird zu Roheisenmasseln gegossen und weltweit an Gießereien verkauft. Durch den hohen Zinkgehalt der im DK-Verfahren eingesetzten Rohstoffe (durchschnittlich 2 – 3 %) wird aus dem bei der Reinigung des Hochofengases anfallenden Schlamm ein reines Zinkkonzentrat gewonnen, das in der Zinkindustrie verwendet wird.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Das DK-Verfahren wird seit Beginn der 1980er Jahre angewandt, als die Anlage so umgestaltet wurde, dass sie Rückstände aus Stahlwerken verarbeiten kann. Seitdem wurden mehr als 5 Mio. Tonnen Rückstände verarbeitet, was einen erheblichen Beitrag zum Umweltschutz und zur Ressourceneffizienz bedeutet. Einen Beweis für die hohe Qualität des Verfahrens ist die Tatsache, dass weniger als 4 % der eingesetzten Reststoffe als Abfall deponiert werden müssen.

Medienübergreifende Effekte
Die metallurgischen Bedingungen beim Sinterprozess können zu PCDD/F-Emissionen im Abgas führen. Deshalb wird das Abgas mehrstufig behandelt.

Zink, Alkalien und Blei haben nachteilige Effekte auf den Betrieb des Hochofens, deshalb muss man ihnen besondere Aufmerksamkeit widmen. Sie führen zu einem höheren Koksverbrauch, der Bildung von Anhaftungen sowie zu einem stärkeren Verschleiß des Feuerfestmaterials.

Betriebsdaten
- verarbeitete Rückstände: 500.000 t/a
- Roheisenerzeugung: 300.000 t/a
- Anfall von Hochofenschlacke: 120.000 t/a
- Anfall von Zinkkonzentrat: 20.000 t/a

Anwendbarkeit
Der DK-Verfahren kann zur Verarbeitung von Stäuben und Schlämmen aus Blasstahlkonvertern und Hochöfen angewendet werden. Weiterhin können Walzzunder und weitere eisenhaltige Rückstände verwertet werden. Deren Zinkgehalt kann bis zu 10 % (durchschnittlich 2 – 3 %) betragen.

Wirtschaftliche Aspekte
Durch die Nutzung des Roheisens in der Gießereiindustrie sowie des Zinkkonzentrats in der Zinkindustrie ist eine hochwertige und dauerhafte Verwendung der erzeugten Produkte garantiert. Die Verwertung der Rückstände mit dem DK-Verfahren ersetzt deren Deponierung.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung war, die Deponierung von eisen- und zinkhaltigen Rückständen zu vermeiden und ihr Recycling voranzubringen.

Referenzanlagen
DK Recycling und Roheisen GmbH, Duisburg (Deutschland)

Referenzliteratur
[8, Endemann, G. 2008] [12, VDEh 2006] [17, Hillman, C. and Sassen, K.-J. 2006]

2.5.4.4.3 Schmelzreduktions-Verfahren

Beschreibung
Generell erfolgt bei der pyrometallurgischen Schmelzreduktion von Metallen aus oxidischen Rückständen eine Reduktion der relevanten Oxide (üblicherweise unter Verwendung von Kohlenstoff als Reduktionsmittel) und ein nachfolgendes Einschmelzen, um das Metall von den anderen Inhaltsstoffen abzutrenen, die die Schlacke bilden.

Es gibt zwei unterschiedliche Verfahrensvarianten (das Primus®- und das Redsmelt®-Verfahren), die nachfolgend beschrieben werden.

Die Primus®-Technik ist ein zweistufiges Verfahren, das einen Etagenofen (*engl.* multiple hearth furnace – MHF; die Primus® Vor-Reduktions-Einheit) zur Trocknung und Aufheizung des Materials sowie zum Starten des Reduktionsprozesses, mit einem Elektrolichtbogenofen (der Primus®-Schmelzeinheit) kombiniert, in dem die vollständige Reduktion des Eisens erfolgt, das Roheisen erschmolzen, die Schlacke gebildet und die Zinkentfernung abgeschlossen wird. Die Technik ermöglicht die Verarbeitung aller typischen Rückstände aus der Eisen- und Stahlerzeugung, die normalerweise nicht anlagenintern recycelt werden können, z. B. Stäube aus Elektrolichtbogenöfen, Schlämme aus Hochöfen und Stahlwerken sowie ölhaltige Walzzunderschlämme.

Der Etagenofen wird von oben mit einer Mischung aus Rückständen (ggf. in pelletierter Form, wenn sie sehr fein sind) und Kohle beschickt. Rotierende Greifarme durchmischen und transportieren das Aufgabegut, das von einer Herdebene auf die nächste fällt und dabei durch gegenläufig strömende Gas getrocknet, aufgeheizt und vorreduziert wird.

Der Kohlenstoff für den Reduktionsprozess sowie die benötigte Energie werden vollständig durch die eingesetzte hoch-flüchtige Kohle (Flammkohle) bereitgestellt.

Die nachfolgende Schmelzeinheit, ein speziell gestalteter Elektrolichtbogenofen, wird kontinuierlich über eine Schurre zwischen den Elektroden mit dem heißen Material beschickt. In diesem Elektroofen erfolgt die vollständige Reduktion des Eisens, das Schmelzen des Roheisens und der Schlacke sowie die vollständige Entzinkung. Zink und Blei gelangen in die Abgasbehandlung, wo sie als marktfähiges Zinkoxid-Konzentrat zurückgewonnen werden. Der Eisengehalt der Ausgangsmaterialien wird in Form von flüssigem Roheisen oder Roheisenblöcken zurückgewonnen. Die anfallende Schlacke ähnelt Hochofenschlacke und kann zum Straßenbau verwendet werden.

Beim Redsmelt®-Prozess werden die Rückstände zusammen mit dem als Reduktionsmittel dienenden Kohlenstoff (Anthrazit oder Magerkohle) pelletisiert, in einem einfachen Drehherdofen vorreduziert und dann in heißem Zustand dem Elektroofen zugeführt und geschmolzen.

Die Pellets werden gleichmäßig in einer dünnen Schicht über den Drehherd verteilt und während einer einzigen Umdrehung des Ofens verarbeitet, wobei Gasbrenner zur Energiezufuhr dienen. Auf diesen Vorreduktionsofen folgt der Elektrolichtbogenofen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Mit diesen Verfahren wird eine vollständige Rückgewinnung des Eisens, Zinks und Bleis erreicht und eine Schlacke erzeugt, die zum Straßenbau verwendet werden kann. So wird die Deponierung von diesen Prozessrückständen vermieden.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Die beiden Arten von Vorreduktionsöfen (Etagenofen und Drehherdofen) haben unterschiedliche Vorzüge.

Mit Etagenöfen können nasse und ölige Materialien sowie Materialien mit einem hohen Zinkgehalt verarbeitet werden; sie erfordern eine geringere Vorbehandlung des Materials und verbrauchen weniger Brennstoff. Die intensive Durchmischung der Einsatzstoffe während ihres Durchgangs durch den Etagenofen befördert ihre schnelle Aufheizung und maximiert dadurch die Produktivität des Prozesses. Die Metalloxide werden durch CO und H_2 vorreduziert. Die für den Vorreduktionsprozess benötigte Energie wird hauptsächlich durch die Verbrennung der flüchtigen Bestandteile der Kohle und durch die Nachverbrennung des bei der Vorreduktion entstehenden CO zur Verfügung gestellt. Tabelle 2.13 zeigt einige Betriebsdaten der Primus®-Anlage in Differdange (Luxemburg).

Die Primus®-Anlage bei Primorec S.A, Differdange (Luxemburg) besteht aus einem Etagenofen mit 8 Ebenen und einem Drei-Phasen-Wechselstrom-Schmelzofen, der zwecks Rückgewinnung von Zink mit einer vollständigen Abgasbehandlung ausgerüstet ist. Die Abgase aus dem Etagenofen und dem Elektrolichtbogenofen werden zusammengeführt und mittels Gewebefilter entstaubt. Die flüchtigen Metalle werden aus der Vorreduktions- und der Schmelzeinheit abgesaugt und im Gewebefilter abgeschieden. Nach Eindüsung von Kalk und Aktivkohle folgt eine zweite Reinigungsstufe, bevor das Abgas über den Kamin abgeführt wird. Tabelle 2.14 zeigt die im direkt erfassten Hauptabgasstrom erreichten Reingaswerte.

Tabelle 2.13: Betriebsdaten der Primus®-Anlage in Differdange mit einem nominalen Durchsatz von 10 Tonnen pro Stunde

	Wert	Einheit
Etagenofen (Vorreduktions-Einheit)		
Innendurchmesser des Ofens	7,7	m
Anzahl der Ofenherde (Etagen)	8	–
Betriebstemperatur	800 – 1000	°C
Kohleverbrauch	300	kg/t
Elektrolichtbogenofen (Schmelzeinheit)		
Innendurchmesser des Ofens	3,5	m
elektrische Leistung	10	MW_e
Betriebstemperatur	1500	°C
Stromverbrauch	800 – 900	kWh/t
Quelle: [140, Eurofer 2009].		

Tabelle 2.14: Erreichte Reingaswerte in den direkt erfassten Abgasströmen aus dem Primus®-Etagenofen und dem Elektrolichtbogenofen

Parameter	Einheit (1)	Mittelwert (2)
Abgasvolumenstrom	m^3/h	113.000
HCl	mg/m^3	1,30
HF	mg/m^3	0,09
CO	mg/m^3	295
NO_x als NO_2	mg/m^3	85
SO_2	mg/m^3	10
gesamter organischer Kohlenstoff	mg/m^3	6
Staub	mg/m^3	0,3
As	mg/m^3	<0,0027
Pb	mg/m^3	<0,0064
Cd	mg/m^3	<0,0008
Cr	mg/m^3	<0,0047
Co	mg/m^3	<0,0017
Cu	mg/m^3	<0,0108
Mn	mg/m^3	<0,0035
Ni	mg/m^3	<0,0019
Hg	mg/m^3	0,0621
V	mg/m^3	<0,0021
Zn	mg/m^3	<0,0567
Summe der Schwermetalle	mg/m^3	0,1534
PCDD/F (I-TEQ)	ng/m^3	0,0001
PAK (nach EPA)	$\mu g/m^3$	0,829
Summe der PCB (3)	$\mu g/m^3$	0,07

(1) Angaben bezogen auf das Abgasvolumen unter Normalbedingungen (273 K, 1013 mbar).
(2) Mittelwert aus drei Halbstundenmittelwerten.
(3) Summe der Kongenere PCB28, PCB52, PCB101, PCB118, PCB153, PCB138 und PCB180.

Anm.: Die Messwerte stammen aus November 2007.

Quelle: [139, GfA Münster-Roxel 2008].

Tabelle 2.15 zeigt die mittels Gewebefilter erreichten Reingaswerte in den über Doghouses erfassten Abgasen aus dem Etagen- und dem Elektrolichtbogenofen. Das gereinigte Abgas wird gemeinsam mit den gereinigten, direkt erfassten Abgasströmen über den Kamin abgeleitet.

Tabelle 2.15: Erreichte Reingaswerte in den über Doghouses erfassten Abgasen aus dem Primus®-Etagenofen und dem Elektrolichtbogenofen

Parameter	Einheit (1)	Mittelwert (2)
Abgasvolumenstrom	m^3/h	50.000
HCl	mg/m^3	1,06
HF	mg/m^3	0,02
CO	mg/m^3	37
NO_x als NO_2	mg/m^3	<4
SO_2	mg/m^3	9
gesamter organischer Kohlenstoff	mg/m^3	6
Staub	mg/m^3	<0,1
As	mg/m^3	<0,0060
Pb	mg/m^3	<0,0074
Cd	mg/m^3	<0,0007
Cr	mg/m^3	<0,0040
Co	mg/m^3	<0,0018
Cu	mg/m^3	<0,0111
Mn	mg/m^3	<0,24
Ni	mg/m^3	<0,0028
Hg	mg/m^3	0,0005
V	mg/m^3	<0,0028
Zn	mg/m^3	<0,044
Summe der Schwermetalle	mg/m^3	0,32
PCDD/F (I-TEQ)	ng/m^3	<0,00013
PAK (nach EPA)	$\mu g/m^3$	43,8
Summe der PCB (3)	$\mu g/m^3$	<0,07

(1) Angaben bezogen auf das Abgasvolumen unter Normalbedingungen (273 K, 1013 mbar).
(2) Mittelwert aus drei Halbstundenmittelwerten.
(3) Summe der Kongenere PCB28, PCB52, PCB101, PCB118, PCB153, PCB138, PCB180.

Anm: Die Messwerte stammen aus November 2007.

Quelle: [139, GfA Münster-Roxel 2008].

Ein Drehherdofen kann bei höheren Temperaturen arbeiten (da das Material nicht durchmischt wird, sind Verbackungen weniger problematisch), so dass ein höherer Metallisierungsgrad erreicht werden kann. Darüber hinaus sind Einheiten mit einer viel größeren Kapazität möglich, weil Drehherde mit sehr großem Durchmesser gebaut werden kann.

Anwendbarkeit

Mit dem Primus®-Verfahren können alle typischen Rückstände aus der Eisen- und Stahlerzeugung sowie Rückstände aus der Erzeugung von Nichteisenmetallen verarbeitet werden. Es kann von Betreibern kleiner sowie integrierter Stahlwerke angewendet werden, um die Kosten für die Abfallentsorgung zu senken und Rückstände effizient zu verwerten.

Wirtschaftliche Aspekte

Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung

Auslöser für die Umsetzung war, die Deponierung von eisen- und zinkhaltigen Rückständen zu vermeiden und ihr Recycling voranzubringen.

Referenzanlagen

- Primus®-Anlage von Primorec S.A, Differdange (Luxemburg), welche jährlich 60.000 Tonnen Staub aus Elektrolichtbogenöfen und 15.000 Tonnen Schlamm aus Walzwerken verarbeitet
- Die Dragon Steel Corporation (Taiwan) entschied sich für die Errichtung einer Primus® -Anlage mit einer Kapazität von 100.000 Tonnen pro Jahr zur Behandlung von Stäuben

aus Elektrolichtbogenöfen, Schlämmen aus Hochöfen sowie Walzzunder. Die Anlage ging im April 2009 in Betrieb.
- Mehrere Drehherdofen-Anlagen werden in Japan betrieben
- Die erste europäische Anlage[33] wird im Stahlwerk Luccini in Piombino (Italien) betrieben; sie verarbeitet jährlich 60.000 Tonnen Schlämme aus dem integrierten Stahlwerk. Die Anlage ging im Sommer 2009 in Betrieb. In dieser Anlage erfolgt der Schmelzvorgang im bestehenden Hochofen.

[139, GfA Münster-Roxel 2008] [140, Eurofer 2009]

Referenzliteratur
[12, VDEh 2006] [15, Both, I. et al 2008] [139, GfA Münster-Roxel 2008] [140, Eurofer 2009]

2.5.4.4.4 Kalt gebundene Pellets/Briketts

Beschreibung
In einigen integrierten Stahlwerken in Europa besteht der Hochofenmöller hauptsächlich aus angelieferten Pellets; Sinter wird nicht eingesetzt. Unter diesen Bedingungen kann beim Handling sowie bei Siebvorgängen feinkörniges Erz anfallen, welches, wenn es agglomeriert wird, wieder dem Eisenerzeugungsprozess zugeführt werden kann. Ein Weg, dieses Feinerz zusammen mit anderen im Werk anfallenden eisen- und kohlenstoffhaltigen Rückständen wieder der Eisenerzeugung zuzuführen, ist die Agglomeration dieser Stoffe mit kaltbindenden Techniken.

Üblicherweise besteht eine Kaltpelettierungs- bzw. -brikettierunganlage aus den folgenden Einheiten:

- Handling der Einsatzstoffe, Lagerung in Silos und Behältern sowie vorsorgliche Siebung
- Vortrocknung von Filterkuchen
- Mischung und Zudosierung des Bindemittels
- Pelettierung/Brikettierung mittels einer Presse oder Steinfertigungsmaschine
- Absiebung der Feinstoffe
- Aushärtungskammer und Lagerung der Briketts zur internen Verwendung.

Die verschiedenartigen Rückstände aus dem Eisen- und Stahlwerk sollten separat gelagert werden, um sie für die Briketterzeugung gezielt mischen zu können.

Je nach Art der erzeugten kaltgebunden Agglomerate werden unterschiedliche Rückstände eingesetzt. In einem Fall werden die kaltgebundenen Agglomerate aus kohlenstoffhaltigen Materialien wie Hochofengasstaub und Koksgrus hergestellt. Andere Brikettarten werden aus vorwiegend eisenhaltigen Materialien hergestellt, z. B. aus dem Abrieb der Pellets, aus feinkörnigem Schrott, Walzzunder oder anderen Rückständen wie Schlamm, Staub und Schlacke-Partikeln aus dem Blasstahlkonverter sowie Hochofenstaub.

Die Rückstände werden vermischt, ggf. Legierungselemente sowie Zement, gelöschter Kalk oder Melasse als Binder zugesetzt. Die homogenisierte Mischung wird in die Brikettierpresse oder die Steinfertigungsmaschine gegeben; die hergestellten Briketts werden mittels eines Rüttelsiebes abgesiebt. Anschließend werden die Briketts in die Aushärtungskammer überführt. Nach 24 Stunden Abbindezeit ist die Aushärtung der Briketts abgeschlossen. Die Briketts müssen, geschützt durch eine Abdeckung (Dach), mindestens drei Wochen weiter abbinden, um hochfeste Briketts zu erhalten.

[33] Anm. der Übersetzer: Gemeint ist: „Die erste europäische Drehherdofen-Anlage...“

Mit der Herstellung und Verwendung von zementgebundenen Briketts wurde etwa 1975 begonnen. Seit 1993 sind diese Briketts ein bedeutender Bestandteil des Hochofenmöllers in Schweden (etwa 40 – 50 kg/t Roheisen im Jahr 2004). Die Menge an verwendeten Briketts hängt stark von der Verfügbarkeit der Materialien vor Ort ab, es gab aber Fälle, bei denen der Möller mehr als 100 kg Briketts/t Roheisen enthielt. Steinfertigungsmaschinen werden seit 1993 von SSAB Tunnplåt und seit 1996 bei SSAB in Oxelösund (beides in Schweden) eingesetzt [208, Lindfors et al. 2006].

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Durch das Recycling der eisenhaltigen Materialien wird die Menge des zu deponierenden Materials verringert, wodurch Primärrohstoffe und Kosten für Deponierung oder Abfallbehandlung eingespart werden. Kaltgebundene Pellets/Briketts können Sinter oder Erz-Pellets aber nicht vollständig ersetzen.

Bei den kalt bindenden Techniken wird kein SO_x oder NO_x emittiert.

Medienübergreifende Effekte
Die Wiederverwertung der anlagenintern anfallenden Feinstoffe verringert den potentiellen Bedarf an Deponiekapazitäten sowie an primären Rohstoffen. Der bei der Brikettierung abgeschiedene Staub wird wieder in die Brikettierungsanlage zurückgeführt.[34]

Betriebsdaten
Beim Stahlwerk ILVA der Riva Gruppe in Taranto (Italien) wird das Abgas aus der Brikettierung mit Gewebefiltern entstaubt. Nach der Entstaubung werden Staubkonzentrationen von 10 – 20 mg/Nm^3 im Abgas erreicht.

Anwendbarkeit
Die Kaltbrikettierung kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden. Diese Technik könnte bei jedem integrierten Stahlwerk angewendet werden, eignet sich aber besonders für Werke ohne Sinteranlage. Die Brikettherstellung ist eine allgemein verbreitete Technik; die Verwendung der Briketts in der Hochofenmöllerung oder im Blasstahlkonverter ist unproblematisch und hat sich bewährt.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Rückgewinnung wertvoller Eisenmengen und die Vermeidung der mit der Deponierung verbundenen Kosten, sind starke wirtschaftliche Anreize für die Anwendung dieser Technik.

Die Gesamtinvestitionen für eine Kaltbrikettieranlage mit einer Kapazität von 150.000 t/a im Stahlwerk ILVA der Riva-Gruppe in Taranto (Italien) betrugen etwa 7 bis 8 Millionen Euro; hier werden die erzeugten Briketts im Blasstahlkonverter eingesetzt.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung waren Umweltvorteile, die Einsparung von Deponiefläche und der Kosten für die Deponierung sowie die vermiedenen Kosten einer Sinteranlage[35].

Referenzanlagen
Derzeit werden bei den drei nachfolgend genannten Stahlwerken Kaltbrikettierungsanlagen zwecks Rückführung der Rückstände in den Hochofen oder – im Fall des Stahlwerks ILVA – in den Blasstahlkonverter betrieben:

- SSAB Tunnplåt AB, Luleå (Schweden)

[34] Anm. der Übersetzer: U.E. sind dies keine nachteiligen Effekte für andere Umweltmedien, die hier anzugeben wären.

[35] Anm. der Übersetzer: Unserer Kenntnis nach beruht der Verzicht auf Sinteranlagen in den schwedischen Stahlwerken auf der besonderen Rohstoffsituation in Schweden (Nutzung einheimischer Erze, die ggf. vor Ort pelletiert werden). Auslöser für die Umsetzung der Kaltbrikettierungstechnik war daher, dass die eisenhaltigen Rückstände nicht – wie bei anderen Anlagen – in die Sinteranlage zurückgeführt und dort verwertet werden können. Eine (Wieder-)Errichtung von Sinteranlagen war u.E. nicht beabsichtigt, daher gab es keine „vermiedenen Kosten“, die die Umsetzung dieser Technik hätten auslösen können.

- SSAB Oxelösund AB (Schweden)
- Stahlwerk ILVA der Riva-Gruppe, Taranto (Italien).

Referenzliteratur
[29, EC Sinter/BF 1995] [208, Lindfors et al. 2006] [276, Italy 2007] [319, Eurofer 2007] [363, Eurofer 2007]

2.5.5 Anlagenüberwachung in Eisen- und Stahlwerken

[277, Wiesenberger 2007]

2.5.5.1 Kontinierliche Überwachung der Prozessparameter und der Luftemissionen

Beschreibung
In modernen Stahlwerken werden die meisten Prozesse überwacht und von Kontrollräumen aus mit Hilfe moderner computergesteuerter Systeme gesteuert. Um die Prozesse zu optimieren, die Energieeffizienz zu erhöhen und eine maximale Ausbeute zu erzielen, sollten die relevanten Prozessparameter kontinuierlich online gemessen und nachgestellt werden.

Eine zusätzliche kontinuierliche Überwachung der Emissionen aus relevanten Quellen ermöglicht eine genaue Quantifizierung der Emissionen und – bei unzureichender Wirksamkeit von Abgasreinigungstechniken – kurzfristige Gegenmaßnahmen.

Folgende wichtige Prozessparameter sollten bei den relevanten Emissionsquellen in der Eisen- und Stahlerzeugung kontinuierlich gemessen werden:

- Druck
- Temperatur
- Sauerstoffgehalt
- CO-Gehalt
- Materialeinsätze
- Ausstoß an Produkten und anderen Stoffen.

Zusätzliche Informationen zu kontinuierlichen Überwachungssystemen sind dem Referenzdokument über allgemeine Überwachungsgrundsätze (*engl.* Reference Document on General Principles of Monitoring – MON) [42, EC 2003] zu entnehmen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei unzureichender Wirksamkeit von Abgasreinigungstechniken können umgehend Gegenmaßnahmen eingeleitet werden. So können die Emissionen insgesamt gemindert werden. Eine kontinuierliche Überwachung ermöglicht eine genaue Quantifizierung der Emissionen aus relevanten Quellen.[36]

Medienübergreifende Effekte
Die kontinuierliche Überwachung ermöglicht Optimierungen der Produktionsprozesse, eine Minimierung des Energiebedarfs und eine Maximierung der Ausbeute.[37]

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

[36] Anm. der Übersetzer: Die Wiederholung dieses Satzes beruht vermutlich auf einem Übertragungsfehler; die Quantifizierung der Emissionen führt ja nur dann zur Umweltentlastung, wenn daraus zusätzliche Minderungsmaßnahmen resultieren.

[37] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach sind das keine hier zu nennenden nachteiligen Effekte für andere Umweltmedien.

Anwendbarkeit
An relevanten Emissionsquellen der Eisen- und Stahlwerke werden die wichtigsten Schadstoffe üblicherweise kontinuierlich überwacht. In Anhang IV, Abschnitt **13.4** werden beispielhafte Schwellenwerte für Massenströme genannt, anhand derer bestimmt werden kann, welche Emissionsquellen als relevant anzusehen sind.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Als Beispiel wird in Tabelle 2.16 dargestellt, welche Luftemissionen bei der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) kontinuierlich gemessen werden. In diesem Fall werden die Daten online an die lokalen Behörden übermittelt [26, Oberösterreichische Landesregierung 2004]. Auch in Deutschland werden alle relevanten Emissionswerte der Eisen- und Stahlwerke kontinuierlich überwacht und die Messergebnisse (Tagesmittelwerte oder Halbstundenmittelwerte, je nach Festlegung in der Genehmigung) in der Regel den lokal zuständigen Behörden online übermittelt [175, Eurofer 2009].

Tabelle 2.16: Kontinuierlich gemessene Luftemissionen am Beispiel der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich)

Anlage/ Anlagenteil	potentielle Emissionsquellen	relevante Schadstoffe						Bezugs-O_2-Gehalt
		Staub	NO_x	SO_2	CO	H_2S	HF	
		mg/Nm³						
Koksofen	H_2S im Kokereigas[38]					X (1)		
	Schwefelsäureanlage			X				
Sinteranlage (2)	Sinterband	X	X	X			X	
	Hallenentstaubung	X						
Hochöfen	Gießhallenentstaubung Hochöfen 5+6	X						
	Gießhallenentstaubung Hochofen A	X						
Sauerstoff-blasstahl-konverter	Entstaubungsanlage 1	X		X (3)				
	Sekundärentstaubung 2.1	X						
	Sekundärentstaubung 2.2	X						
Kraftwerk	Block 3		X	X	X			3 %
	Block 4		X	X	X			3 %
	Block 5		X	X	X			3 %
	Gas- und Dampfturbine		X	X	X			15 %
	Block 6		X	X				3 %

(1) Stundenmittelwerte.
(2) Gemäß der Anlagengenehmigung muss Quecksilber aufgrund lokaler Gegebenheiten (hoher Quecksilbergehalt des Erzes) kontinuierlich gemessen werden. Entsprechende Versuche sind noch nicht abgeschlossen.
(3) Im Juni 2007 war der bestehende Grenzwert Gegenstand einer Überprüfung. Die SO_2-Emissionen sollten kontinuierlich gemessen werden.

Anm.: – Stand Juni 2007. Diskontinuierlich gemessene Emissionen wurden in der Tabelle nicht berücksichtigt. Die Genehmigungsanforderungen können sich im Rahmen der (seinerzeit) laufenden Umweltverträglichkeitsprüfung (“Voestalpine L6“) noch ändern.
– Bei den mit einem „X“ markierten Parametern wurden Grenzwerte (als Halbstundenmittelwerte) festgesetzt

[38] Anm. der Übersetzer: Kokereigas ist unsrem Verständnis nach nur in sofern eine „potentielle Emissionsquelle“; als der H_2S-Gehalt des Kokereigases „potentiell“ bei der Verbrennung des Kokereigases zu SO_2-Emissionen führt.

In Vereinigten Königreich werden die Staubemissionen aus der Koksofen-Unterfeuerung kontinuierlich mit Hilfe mit Verdunklungsskalen (obscuring meters) überwacht, und die Staubemissionen aus Sinteranlagen kontinuierlich gemessen. Bei den Hochöfen ist die Überwachung der Kühlwasserströme von Bedeutung. Im Abgas der Winderhitzer werden die SO_x-, NO_x-, Staub- und CO-Emissionen gemessen. Zudem werden die Gießhallenemissionen überwacht.

Referenzliteratur
[26, Oberösterreichische Landesregierung 2004] [242, Caughlin 2007] [277, Wiesenberger 2007]

2.5.5.2 Beispiele für die kontinuierliche Überwachung gefasster Luftemissionen

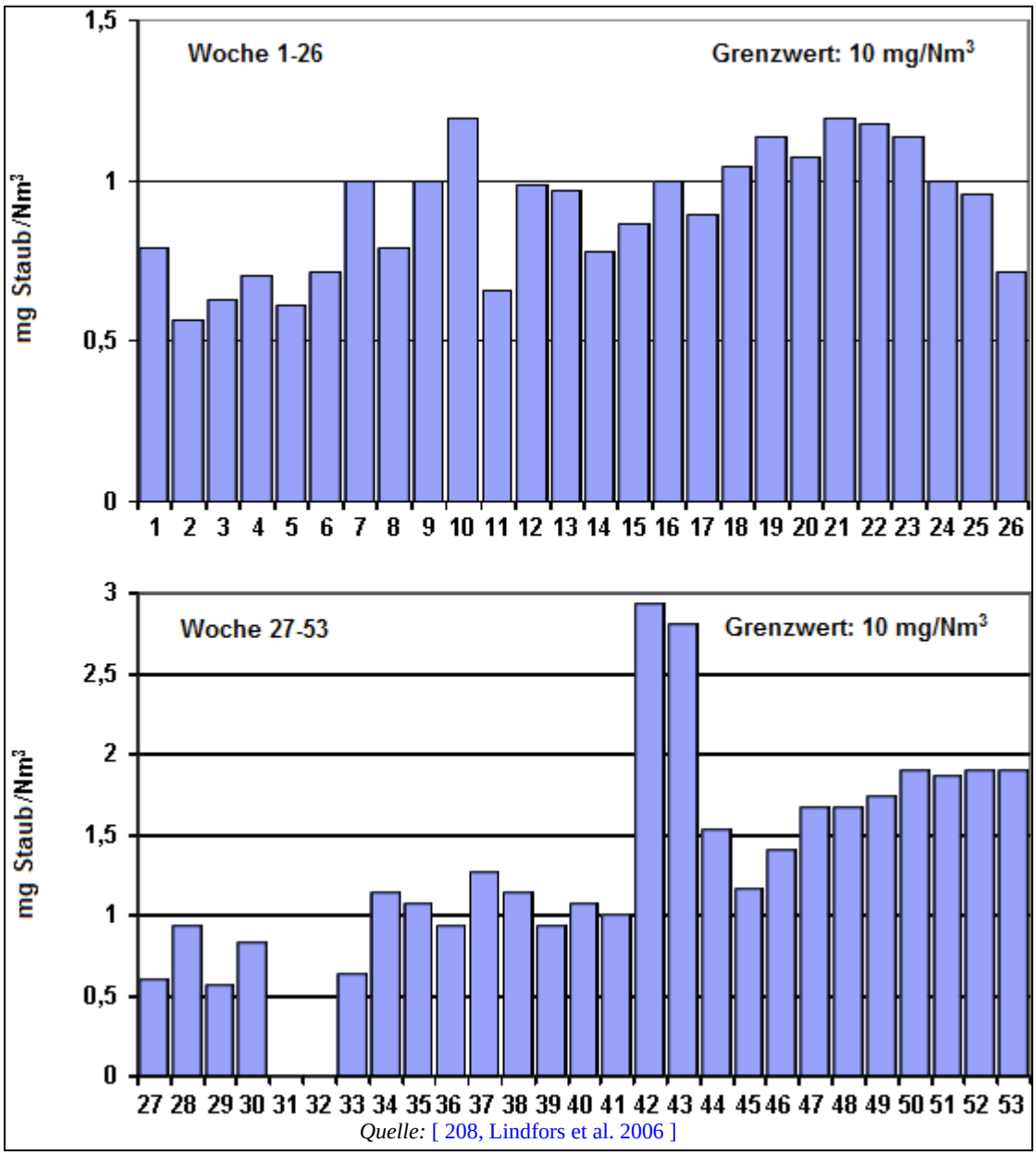
2.5.5.2.1 Kontinuierliche Messung der Staubemissionen aus der Sekundärentstaubung von Sauerstoffblasstahlwerken

Beschreibung
Das Überwachungssystem bei SSAB Oxelösund AB (Schweden) sieht eine kontinuierliche Überwachung der Leistung der Gewebefilter vor. Die Messergebnisse werden täglich, wöchentlich und monatlich berichtet. Der Betrieb des Blasstahlkonverters (Chargierung, Blasvorgang, Abstich) wird sehr eng überwacht.

Im Abgassystem der Sekundärentstaubung ist ein kontinuierliches Messsystem installiert. Es gibt zwei Messvorrichtungen zur Messung der Staubemissionen in den Abgaskanälen hinter dem sekundären Staubfilter und zwei weitere an den Dachöffnungen. Die Emissionen werden gravimetrisch gemessen (mg/Nm³). Die Anlage wird einmal pro Jahr durch eine Fremdfirma kalibriert. Die gesammelten Daten werden in der SSAB-eigenen Datenbank gespeichert. Die der Funktion der Gewebefilter wird durch die Betriebsführer von SSAB überwacht. Einmal jährlich erfolgt eine Überprüfung der Anlage. Zur Feststellung von Leckagen wird die Fluoreszenzmethode angewendet.

Die sekundären Staubemissionen aus dem LD-Konverter (Blasstahlkonverter) – außerhalb der primären Gaserfassung – werden ebenfalls eng überwacht. Die Emissionen werden separat für die drei Betriebsphasen Chargierung, Blasvorgang und die übrige Betriebszeit berichtet.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei unzureichender Wirksamkeit der Sekundärentstaubung können sofort Gegenmaßnahmen ergriffen werden. So werden die Emissionen insgesamt gemindert. Abbildung 2.17 zeigt den Jahresverlauf der mit dem Überwachungssystem erreichten wöchentlichen Mittelwerte.



Quelle: [208, Lindfors et al. 2006]

Abbildung 2.17: Staubwerte aus der Sekundärentstaubung, angegeben als wöchentliche Mittelwerte

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Die Anlagenkalibrierung für die zu messenden Parameter erfolgt jährlich. Die Kalibrierungszeit beträgt zwei Tage.

Anwendbarkeit
Die Technik ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
SSAB Oxelösund AB (Schweden).

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006]

2.5.5.2.2 Kontinuierliche Überwachung der nachgeschalteten Gewebefilter in Elektrostahlwerken

[208, Lindfors et al. 2006]

Beschreibung
Das Elektrostahlwerk von Ovako Imatra (Finnland) verfügt über eine Entstaubung der gesamten Produktionshalle sowie eine separate Entstaubung des Elektrolichtbogenofens. Die Filteranlage ist mit wirksamen Funkenfängern und Zyklonen ausgestattet. Der dort abgeschiedene Staub (>5 µm, 30 % des insgesamt anfallenden Staubs) wird zusammen mit dem Schrott dem Lichtbogenofen zugeführt. Die Hauptgebläse (mittlerer Volumenstrom 620.000 Nm^3/h) sind drehzahlgeregelt. Der Gewebefilter wurde konservativ (groß) dimensioniert (9.400 m^2) und besteht aus normalem Nadelfilz mit einer PTFE-Beschichtung. Die Gewebefilter werden mit einem Druckstoßsystem abgereinigt.

Die kontinuierliche Überwachung und sorgfältige Wartung des Gewebefilters erfolgt wie folgt:

- Die Staubemissionen werden ohne echte Kalibrierung überwacht. Es ist wichtig, jegliche Änderung des Emissionsniveaus festzustellen (so kann sofort festgestellt werden, wenn ein Filterschlauch ein Leck aufweist)
- Die kontinuierliche Überwachung erfolgt mit zwei unabhängigen Messinstrumenten:
  - einem tribometrischem Messsystem – SINTROL®
  - einem optischen Messsystem– SICK® [360, Sick-Maihak 2006]
- Alle zwei Wochen führt ein Beschäftigter eine dreistündige visuelle Überprüfung aller Filterschläuche auf Löcher durch Funkenschlag durch und bestimmt deren Größe. Die Reingasseite der Filterschläuche soll absolut sauber gehalten werden. Löcher von mehr als 1 mm Durchmesser können ohne Schwierigkeiten gefunden werden, so dass eine Anwendung der Fluoreszenz-Methode nicht erforderlich ist.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei unzureichender Wirksamkeit des Gewebefilters können umgehend Gegenmaßnahmen ergriffen werden. So werden die Emissionen insgesamt gemindert.

Medienübergreifende Effekte
Diese Maßnahmen tragen zu einer sauberen Umgebung innerhalb und außerhalb des Stahlwerkes bei.[39]

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Das Überwachungssystem kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen leicht angewendet werden. Bei großen Elektrostahlwerken sollte es angewendet werden. In Anhang IV, Abschnitt **13.4** werden beispielhafte Schwellenwerte für Massenströme genannt, anhand derer bestimmt werden kann, ob einer„großer Elektrolichtbogenofen“ als relevante Emissionsquelle anzusehen ist.

[39] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach sind das keine hier zu nennenden nachteiligen Effekte für andere Umweltmedien.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung waren die mit der Technik verbundenen Umweltentlastungseffekte.

Referenzanlagen
Stahlwerk von Ovako in Imatra (Finnland).

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006] [242, Caughlin 2007]

2.5.5.3 Überwachung der Prozessgase

Beschreibung
Bei der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) sieht der aufgrund der Umweltverträglichkeitsprüfung ergangene Genehmigungbescheid eine Überwachung der Prozessgase entsprechend der nachfolgenden Tabelle 2.17 vor. Die Daten werden regelmäßig an die örtlichen Behörden übermittelt.

Tabelle 2.17: Genehmigungsauflagen hinsichtlich der Überwachung der Prozessgase am Beispiel der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich)

Parameter	Hochofengas (1)		Kokereigas (1)		Konvertergas (1)	
	kontinuierlich (2)	diskontinuierlich	kontinuierlich (2)	diskontinuierlich	kontinuierlich (2)	diskontinuierlich
H_2	x		x		x	
CO	x		x		x	
CO_2	x		x		x	
Kohlenwasserstoffe			x (3)			
N, chemisch gebunden			x (3)			
Cl, gesamt	x (3)					
S, gesamt	x (3)		x (3)		x (3)	
Hg		x (4)		x (4)		
Pb		x (4)		x (4)		x (4)
Cr		x (4)		x (4)		x (4)
Cd		x (4)		x (4)		x (4)
Ni		x (4)		x (4)		x (4)
F, gesamt		x (4)				
Gesamtstaub		x (1) (5)		x (4)		x (4)

(1) Ohne Festsetzung von Grenzwerten (Stand Juni 2007).
(2) Kontinuierliche Messungen sind nur unter der Bedingung durchzuführen, dass zugelassene Messinstrumente am Markt verfügbar sind (Stand Juni 2007) [26, Oberösterreichische Landesregierung 2004].
(3) Zum Zeitpunkt Juni 2007 war keine kontinuierliche Messtechnik für Cl (gesamt) und N (chemisch gebunden) verfügbar. Hinsichtlich der Kohlenwasserstoffe werden CH_4 und höhere Kohlenwasserstoffe kontinuierlich gemessen. Methoden zur kontinuierlichen Messung von S (gesamt) befinden noch in Entwicklung. Für die diskontinuierliche Messung dieser Parameter wurden schadstoffspezifisch Messintervalle festgelegt (in der Regel monatlich) [26, Oberösterreichische Landesregierung 2004]
(4) Die Gehalte an Schwermetallen (Hg, Pb, Cr, Cd, Ni), Staub und Fluoriden sind diskontinuierlich zu messen, in der Regel vier mal pro Jahr (Stand Juni 2007).
(5) Im Fall der Eindüsung von Kunststoffen, wie sie an einem Hochofen erfolgt, muss Gesamtstaub kontinuierlich gemessen werden. Hierzu finden derzeit noch Versuche statt.

Quelle: [26, Oberösterreichische Landesregierung 2004] [277, Wiesenberger 2007].

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Überwachung der Prozessgase liefert Informationen über die Zusammensetzung der Prozessgase und damit über die indirekten Emissionen, die bei der Verbrennung der Prozessgase entstehen, z. B. Staub-, Schwermetall- und SO_2-Emissionen.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Die Qualität (Heizwert und Reinheit) und das Volumen der verschiedenen Prozessgase unterscheiden sich erheblich, und diese Faktoren beeinflussen, wo diese Brennstoffe sinnvollerweise eingesetzt werden sollten. Um die Energieeffizienz zu verbessern, sollte jede Art von Brenngas in derjenigen Anlage eingesetzt werden, für die es am Besten geeignet ist. Aus diesem Grund sollten die Gase kontinuierlich analysiert werden.

Anwendbarkeit
Diese Technik wird als generell anwendbar angesehen.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich).

Referenzliteratur
[277, Wiesenberger 2007]

2.5.5.4 Diskontinuierliche Messungen von gefassten Emissionen

Beschreibung
Eine regelmäßige diskontinuierliche Überwachung an relevanten, gefassten Emissionsquellen erfolgt für folgende Schadstoffe (z. T. als Summenwert für diesen Schadstoff und seine relevanten chemischen Oxidationsstufen):

- Staub
- SO_2
- NO_x
- CO
- Schwermetalle wie Hg, Tl, Cd, As, Co, Ni, Se, Te, Pb, Cr, Cu, Mn, V, Sn
- TOC
- VOC
- NMVOC
- BTX
- H_2S
- HCl
- HF
- CN
- NH_3
- PCDD/F
- PAK (z. B. als Summe der 16 PAK nach US-EPA oder der 6 Borneff-PAK)
- PCB (z. B. als Summe der Ballschmiter-PCB, als Toxizitätsäquivalente (WHO-TEF) oder als PCB_{gesamt}).

Es ist allerdings auch möglich, TOC, NH_3, HCl, und HF kontinuierlich zu messen und kontinuierlich (über 1 bis 30 Tage) Proben zur PCDD/F- und PCB-Bestimmung zu ziehen.

Die Häufigkeit von Messungen variiert stark zwischen den Mitgliedsstaaten. Die erhaltenen Messwerte sollten als Mittelwert über den Probenahmezeitraum angesehen werden, welcher üblicherweise mindestens eine halbe Stunde beträgt. Bei PCDD/F beträgt der Probenahmezeitraum üblicherweise zwischen 6 und 8 Stunden.

Tabelle 2.18 nennt beispielhaft wichtige Messmethoden für die diskontinuierliche Emissionsüberwachung.

Tabelle 2.18: Beispiele für Messmethoden für die diskontinuierliche Emissionsüberwachung

Komponente im Abgas	Messmethode
Staub	EN 13284-1 (für Konzentrationen <50 mg/m^3) oder ISO 9096 (>20 mg/m^3) VDI 2066 Blatt 1 (für niedrige und hohe Konzentrationen) Ö-NORM M 5861 NF X 44-052
SO_2	EN 14791 (identisch mit VDI 2462 Blatt 3) VDI 2462 Blatt 1
NO_x als NO_2	EN 14972 VDI 2456, manuelles Verfahren
CO	EN 15058 VDI 2459, manuelles Verfahren
Metalle (As, Cd, Co, Cr, Cu, Hg, Mn, Ni, Pb, Sb, Se, Tl, V, Zn)	EN 14385 (identisch mit VDI 3868 Blatt 1)
TOC	EN 12619 (für niedrige Konzentrationen), EN 13526 (für hohe Konzentrationen), VDI 3481 Blatt 1, manuelles Verfahren
Hg	EN 13211
H_2S	VDI 3486 US EPA-Methode 11
HCl	EN 1911
HF	VDI 2470 Blatt 1 ISO 15713
NH_3	VDI 3496 (basierend auf EN 14791)
PCDD/F und PCB	EN 1948 VDI 3499 (zusätzlich, für höhere Konzentrationen)
PAK	VDI 3873 Blatt 1 ISO 11338
Quelle: [200, Commission 2001] [277, Wiesenberger 2007].	

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Es lagen keine Angaben vor.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Diskontinuierliche Messungen und die entsprechenden Messmethoden werden generell als anwendbar angesehen.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Diskontinuierliche Messungen von gefassten Emissionen erfolgen bei vielen Anlagen, z. B. bei der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) sowie bei deutschen Eisen- und Stahlwerken.

An Sinteranlagen in Vereinigten Königreich werden NO_x und SO_x vierteljährlich gemessen. Dioxinmessungen finden zwischen zwei- und viermal pro Jahr statt.

Referenzliteratur
[242, Caughlin 2007] [277, Wiesenberger 2007]

2.5.5.5 Überwachung der PCDD/F-Emissionens

Beschreibung
[209, EC 2005]
Zur Bestimmung der Abgasfrachten an Dioxinen und dioxinähnlichen PCB gibt es verschiedene Methoden. Die Probenahmebedingungen und die anzuwendenden Analysemethoden hängen vom jeweiligen Prozess und den Abgasparametern ab. Wesentliche Parameter sind:

- die Bandbreite der Dioxinkonzentrationen
- die Staubbeladung des Abgases
- der Temperaturbereich
- die Menge der Kohlenstoffpartikel im Abgas
- die Veränderlichkeit der Prozessbedingungen, z. B. aufgrund eines kontinuierlichen oder Chargen-Betriebs oder instationärer Betriebszustände
- das Potential von Emissions-Memory-Effekten[40].

Für Analysen mit manueller Probenahme ist die EN 1948 die relevante europäische Norm. Diese Norm beschreibt die Bestimmung der Massenkonzentrationen an Dioxinen und dioxinähnlichen PCB aus stationären Quellen. Sie wurde für Abfallverbrennungsanlagen entwickelt und validiert, um die Einhaltung des Emissionsgrenzwerts von 0,1 ng I-TEQ/Nm³ überprüfen zu können. In vielen europäischen Ländern ist die EN 1948 die Grundlage für nationale Normen zur Messung von Dioxinemissionen (z. B. CSN EN 1948; DIN EN 1948 und VDI 3499 usw.). VDI-Richtlinie 3499 Blatt 1 bis 3 ist in Deutschland die Standardrichtlinie zur Bestimmung von Dioxinemissionen aus stationären Quellen. Diese Richtlinie beschreibt zwei Messverfahren:

- Teil A ist eine beispielhafte Anwendung der DIN EN 1948 für PCDD/F-Emissionswerte von etwa 0,1 ng I-TEQ/Nm³
- In Teil B wurde das Messverfahren für PCDD/F-Konzentrationen oberhalb von 0,1 ng I-TEQ/Nm³ modifiziert. Dieses modifizierte Verfahren wurde nur für die Bestimmung des PCDD/F-Gehalts von Abgasen validiert; es kann auch zur Bestimmung anderer organischer Schadstoffe (z. B. PCB) angewendet werden, wurde dafür aber noch nicht validiert.

Neben der EN 1948 werden noch weitere standardisierte Probenahmemethoden in der EU angewandt. Z. B. die in den USA gültige Methode 23 A der EPA für die manuelle Probenahme, die zur Bestimmung der Dioxinemissionen aus stationären Quellen von Abfallverbrennungsanlagen[41] entwickelt wurde.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

[40] Anm. der Übersetzer: Gemeint ist das Potential der Anlage oder des Abgases, bestimmte Schadstoffe zeitweise zurückzuhalten und zeitversetzt wieder freizusetzen, wodurch sich der zeitliche Verlauf der Emissionen und damit auch deren Höhe zu einem bestimmten Zeitpunkt (z. B. der Probenahme) wesentlich ändern kann.

[41] Anm. der Übersetzer: Offenkundig einen Übertragungsfehler, weil auch in den USA Abfallverbrennungsanlagen und damit auch deren Emissionsquellen immer stationär sind. Tatsächlich wurde die Methode ursprünglich für Abfallverbrennungsanlagen entwickelt, bereits die Vorgängermethode 23 von 1991 galt aber für alle stationären Quellen.

Bei steigenden Emissionen oder gar Überschreitungen des festgelegten Grenzwerts kann unmittelbar reagiert werden, um die Ursachen zu bestimmen und in der Folge das Emissionsniveau zu senken.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Bei PCDD/F-Messungen beträgt der Probenahmezeitraum üblicherweise zwischen 6 und 8 Stunden.

Anwendbarkeit
Manuelle (diskontinuierliche) standardisierte und validierte Messverfahren (z. B. nach EN 1948) werden praktisch angewendet. Die für Abfallverbrennungsanlagen entwickelten Messverfahren können auf die Metallindustrie übertragen werden und finden dort bereits Anwendung.

Regelmäßige diskontinuierliche Messungen sind generell an relevanten Quellen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Tabelle 2.19 nennt die Kosten für die Probenahme und Bestimmung von PCDD/F und dioxinähnlichen PCB.

Tabelle 2.19: Gesamtkosten für eine PCDD/F-Messung gemäß EN 1948

Methode	Kostenbereich (€)
eine manuelle Probenahme gemäß EN 1948 (1 Probenahmetag), einschließlich der Bestimmung von PCDD/F, ohne Reisekosten	1800 – 3500
drei manuelle Probenahmen gemäß EN 1948 (3 Probenahmetage), einschließlich der Bestimmung von PCDD/F, ohne Reisekosten	4000 – 6500
nur Bestimmung von PCDD/F gemäß EN 1948	450 – 800
Bestimmung von dioxinähnlichen PCB (PCB nach WHO) gemäß EN 1948	110 – 600

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung war, die Unsicherheit der bisherigen Emissionswerte für Dioxine in der Eisen- und Stahlindustrie zu verringern und eine adäquate Wahrnehmung und Überwachung der Dioxinemissionen durch die zuständigen Behörden auf nationaler, regionaler und lokaler Ebene sicherzustellen.

Referenzanlagen
Tabelle 2.20 präsentiert die Anforderungen an die Überwachung der Dioxinemissionen in verschiedenen Mitgliedsstaaten dar [209, EC 2005].

Tabelle 2.20: Häufigkeit der Überwachung der PCDD/F-Emissionen aus der Metallindustrie in verschiedenen Mitgliedsstaaten

Mitgliedsstaat	Häufigkeit der Überwachung
Österreich	bei Eisen- und Stahlwerken einmal alle 3 Jahre, bei neuen Sinteranlagen einmal alle 3 oder 6 Jahre (letzteres gilt, wenn die Werte sehr niedrig sind); bei bestehenden Sinteranlagen wird dies individuell festgelegt
Belgien	Laut Gesetz dreimal pro Jahr, bei Sinteranlagen einmal pro Monat, bei Elektrolichtbogenöfen sechsmal pro Jahr
Frankreich	mindestens einmal pro Jahr
Deutschland	zwischen einmal pro Jahr und einmal alle drei Jahre
Luxemburg	ein- bis zweimal pro Jahr sowie ein bis zwei zusätzliche Messungen
Niederlande	keine Angabe; das Kriterium sind Rohgasfrachten >2 g I-TEQ/a[42]
Slowenien	einmal pro Jahr
Vereinigtes Königreich	Die Überwachung der PCDD/F-Emissionen erfolgt zwischen zwei- und viermal pro Jahr
Quelle: [209, EC 2005] [242, Caughlin 2007] [277, Wiesenberger 2007].	

Referenzliteratur
[209, EC 2005] [242, Caughlin 2007] [277, Wiesenberger 2007]

2.5.5.6 Überwachung von diffusen und flüchtigen Emissionen
[252, France 2007]

Diffuse Emissionen können mit den nachfolgend genannten Methoden abgeschätzt werden [56, Dr. Gaertner, A. 2004]:

- direkte Messmethoden, bei denen die Stärke der Emission direkt an der Quelle gemessen wird. In diesem Fall können Konzentrationen und Massenströme gemessen oder bestimmt werden;
- indirekte Messmethoden, bei denen die Bestimmung der Emissionsstärke in einigem Abstand von der Quelle erfolgt. Massenströme und Konzentrationen können nicht direkt bestimmt werden;
- Berechnung mit Hilfe von Emissionsfaktoren.

2.5.5.6.1 Direkte oder quasi-direkte Messungen

Beispiele für direkte Messverfahren sind Messungen in Windkanälen, Messungen mit Hilfe von Absaughauben oder quasi-direkte Messungen, z. B. auf dem Dach einer Industrieanlage. In diesem Falle werden die Geschwindigkeit der Luftströmung und die Größe der Dachreiteröffnungen gemessen und der Volumenstrom berechnet. Die Querschnittsfläche der Dachreiteröffnung (Messebene) wird in Abschnitte identischer Größe unterteilt (Rastermessung). Die verwendete Probenahmetechnik muss für eine stufenlose Einstellung der Absaugleistung ausgelegt sein. Durch Wahl eines geeigneten Durchmessers kann der Volumenstrom bei der Probenahme an die vorliegende Strömungsgeschwindigkeit der Abluft angepasst werden. Der im Gasstrom enthaltene Staub wird auf einem Filtermedium gesammelt und mittels gravimetrischer Methoden gemessen. Über die Schätzung des Abgasstroms kann die Staubkonzentration und der Staubmas-

[42] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach kann sich die Häufigkeit der Dioxinmessungen nicht nach dem genannten Kriterium richten, weil zur Prüfung, ob das Kriterium erfüllt ist, ja bereits Messwerte vorliegen müssen (bezogen auf das Rohgas). Vermutlich bezieht sich das Kriterium auf die generelle Anforderung, regelmäßige Dioxinmessungen durchzuführen.

senstrom ermittelt werden [56, Dr. Gaertner, A. 2004]. Wenn ein Kaskadenimpaktor eingesetzt wird, können Werte für verschiedene Korngrößen bestimmt werden. Sofern praktikabel, sind direkte Messungen indirekten Messungen vorzuziehen.

Zur Messung der diffusen Emissionen zweier Elektrostahlwerke (neben den gefassten Emissionen aus Gewebefilter und Hallenabsaugung) wurden folgende vier spezifische Verfahren angewendet:

- ein DEKATI® Kaskadenimpaktor, basierend auf einer Klassifikation nach Trägheit
- ein DSI®-Spektrometer, basierend auf einer Klassifikation nach Diffusionskoeffizient und Trägheit
- ein Laser-Diffraktometer, basierend auf einer optischen Klassifikation
- ein ELPI® (elektrischer Niederdruckimpaktor), basierend auf einer Klassifikation nach elektrischen Eigenschaften und Trägheit.

Mit allen genannten Verfahren können die Korngrößenverteilung des Staubs und die jeweiligen Konzentrationswerte ($PM_{0.1}$, PM_1, $PM_{2.5}$ und PM_{10}) bestimmt werden. Dieses liefert Hinweise auf die Relevanz des Staubs für die Luftqualität. Durch Einführung eines dieser Messverfahren wird eine bessere Kontrolle der diffusen Emissionen ermöglicht [252, France 2007].

[56, Dr. Gaertner, A. 2004] beschreibt die Durchführung von Messungen an einem Edelstahlwerk vor und hinter[43] der Abgasreinigung an einem Konverter. Dieser wurde

- neu konzipiert
- durch Vergrößerung der Absaughauben und des Abgasvolumenstroms optimiert
- mit einem Gewebefilter anstelle des Venturiwäschers ausgestattet.

Die Staubmessungen wurden entsprechend der VDI-Richtlinie 2463 Blatt 1 ("Messen von Partikeln – Gravimetrische Bestimmung der Massenkonzentration von Partikeln in der Außenluft – Grundlagen") durchgeführt. Die Ergebnisse zeigen, dass diffusen Staubemissionen um 50 % gemindert wurden. Der PM_{10}-Anteil am Gesamtstaub beträgt etwa 70 %. Die Emissionen an Cr und Ni wurden entsprechend gemindert. Metalldämpfe wurden viel besser erfasst als vorher.

2.5.5.6.2 Indirekte Messungen

Beispiele für indirekte Messungen sind unter anderem die Verwendung von Tracergasen, Methoden zur Quelltermrückrechnung („umgekehrte Ausbreitungsrechnung", *engl.* reverse dispersion modelling – RDM) sowie die Methode der Massenbilanzierung.

Die Messmethoden unter Verwendung von Tracergasen beinhalten:

- die Freisetzung einer bekannten Menge eines Gases, welches nicht von der betrachteten Quelle emittiert wird
- Messungen der Konzentration dieses Gases in Abwindrichtung der Quelle
- eine gute Abbildung der Geometrie der Quelle[44].

Die Methoden der Quelltermrückrechnung (RDM) beinhalten:

- Flächendeckende oder selektive Konzentrationsmessungen
- die Durchführung einer Ausbreitungsrechnung mit fiktiver Quellstärke
- Erfassung benötigter meteorologischer Parameter während der Konzentrationsmessungen

[43] Anm. der Übersetzer: Möglichweise ist auch „vor und nach Ertüchtigung der Abgasreinigung" gemeint; das würde im Kontext der nachfolgenden Spiegelstriche jedenfalls besser passen.

[44] Anm. der Übersetzer: Vermutlich bezieht sich dies auf die Bedingungen, unter denen das Tracergas freigesetzt wird.

- Durchführung der Rückrechnung
- Überprüfung der Ergebnisse mit Hilfe von Emissionsversuchen mit Tracergasen.

Sowohl für die Tracergas- als auch die RDM-Methode wird häufig SF6 als Tracergas verwendet. Die Konzentrationsmessungen können z. B. durch Luftfernmessung in Bodennähe mit Fourier-Transformations-Infrarotspektroskopie (FTIR) vorgenommen werden.

[56, Dr. Gaertner, A. 2004] beschreibt zwei Beispiele der Anwendung der RDM-Methode zur Ermittlung der Emissionen an Benzo(a)pyren (BaP) aus einer Kokerei. In einem Fall basierte die Ermittlung auf Konzentrationsmessungen in 750 Metern Entfernung. Die RDM-Methode beruhte auf dem Gauss-Lagrange-Modell der Ausbreitungsrechnung, ohne den Einfluss von Gebäuden und der Anlagengeometrie auf die Ausbreitung zu berücksichtigen. Im anderen Fall basierte die Ermittlung auf einer BaP-Konzentrationsmessung in 200 Metern Entfernung. Die RDM-Methode basierte auf einem Euler-Modell, das den Einfluss von Gebäuden und der Anlagengeometrie auf die Ausbreitung berücksichtigt. In beiden Fällen wurde als Tagesmittelwert der Emissionen ein Bereich von 5 – 35 mg BaP/t Koks geschätzt. Bei der Berechnung mit Hilfe von Standardemissionsfaktoren liegt die Emissionsrate in einem Bereich von 10 – 25 mg BaP/t Koks (siehe Abschnitt **5.2.2.1**).

Die Methode der Massenbilanzierung beinhaltet:

- Bestimmung eines Referenzgebiets und eines Messgebiets entgegen der Windrichtung (Luv) und in Windrichtung (Lee) der betrachteten Anlage
- Messung der Konzentrationen in verschiedenen Höhen dieser Gebiete
- Berechnung und/oder Messung der Windgeschwindigkeiten und Windrichtungen an den Messorten
- Berechnung der lokalen Massenströme durch Multiplikation der Konzentrationswerte mit dem Anteil der Windgeschwindigkeit, der senkrecht zur jeweiligen Messebene steht
- Integration der Massenströme über den Referenzbereich und den Messbereich
- Berechnung der Emissionsrate über die Differenz der durch Integration ermittelten Massenströme.

Das LIDAR-Verfahren (von *engl.* Light detection and ranging – Lichtdetektion und Abstandsbestimmung) ist ein optisches Fernmessverfahren, das die Eigenschaften von gestreutem Licht nutzt, um die Entfernung und/oder andere Informationen zu einem entfernten Objekt zu bestimmen.

Hierzu werden kurze Laserimpulse in die Atmosphäre gesendet und die zurückgestreute Strahlung erfasst und ausgewertet. Durch Messungen in horizontaler und vertikaler Richtung kann die Ausdehnung einer Schadstoffwolke und der Konzentrationsverteilung von Substanzen in dieser Wolke bestimmt werden. Die Fernmessung mit LIDAR wird häufig für Konzentrationsmessungen in unterschiedlichen Höhen (siehe zweiter Spiegelstrich) verwendet.

Die Quellstärke gasförmiger Emissionen aus einer Flächenquelle und kleinerer dreidimensionaler Quellen kann mit optischen Fernmessverfahren mit einer Messungenauigkeit von etwa 30 % bestimmt werden. Die Tracergas- sowie die RDM-Methode ergeben vergleichbare Resultate. Diffuse Emissionen aus großen dreidimensionalen Quellen können mit Hilfe von Fernmessungen mittels LIDAR sowie mit der Massenbilanzmethode quantifiziert werden.

Referenzliteratur
[20, VDI/DIN 1999] [25, VDI/DIN 2005] [56, Dr. Gaertner, A. 2004] [96, VDI/DIN 2000]

2.5.5.6.3 Emissionsberechnung mit Hilfe von Emissionsfaktoren

Methoden zur Abschätzung diffuser Staubemissionen aus der Lagerung, dem Handling und dem Umschlag von Schüttgütern

VDI 3790 Blatt 1 beschreibt die Grundlagen der Messung von „Emissionen von Gasen, Gerüchen und Stäuben aus diffusen Quellen“. Diese Norm basiert auf Berechnungen mit Hilfe von Emissionsfaktoren. Sie beinhaltet eine Charakterisierung diffuser Emissionsquellen und ihrer Entstehung, die Definition der Quellstärke und gebräuchlicher Emissionsfaktoren, eine Beschreibung der Messtechniken sowie der Minderungsmaßnahmen für diffuse Emissionen aus Lagerung und Umschlag von Schüttgütern [18, VDI/DIN 2005].

VDI 3790 Blatt 3 „Emissionen von Gasen, Gerüchen und Stäuben aus diffusen Quellen – Lagerung, Umschlag und Transport von Schüttgütern“ [165, VDI/DIN 1999] beinhaltet eine Charakterisierung dieser diffusen Quellen sowie Definitionen von Begriffen wie „Emissionsrate“ und „Emissionsfaktor“. Der Hauptteil dieser Richtlinie beschreibt, wie Emissionsfaktoren für Staubemissionen aus Lagerung und Umschlag von Schüttgütern sowie aus verkehrsbedingten Staubaufwirbelungen von Fahrwegen ermittelt werden können, unter Berücksichtigung standortspezifischer Gegebenheiten wie der Be- und Entladungsvorrichtungen, der Windgeschwindigkeiten, der Staubungsneigung der gehandhabten Materialien usw. Die Richtlinie nennt auch Standard-Emissionsfaktoren für die Lagerung und den Umschlag von Schüttgütern.

Eine andere Methode, die in integrierten Stahlwerken angewendet wird, ist eine von der US EPA vorgeschlagene Methode [176, EPA 2009]. Diese Methode basiert auf der Verwendung von Emissionsfaktoren und kann durch Eingang der Windgeschwindigkeit an der Oberfläche in die Berechnung – als Maß für die Schubspannungsgeschwindigkeit – die Windexposition berücksichtigen. Diese Methode wurde durch Frankreich angepasst und erlaubt eine gute Quantifizierung der diffusen Staubemissionen aus offenen Quellen. Sie berücksichtigt insbesondere Wettereffekte, die Feuchtigkeit und die Windexposition der Halden [175, Eurofer 2009] [393, Turpin et al. 2009] [395, Badr et al. 207].

Weitere Informationen können dem BVT-Merkblatt „Lagerung gefährlicher Substanzen und staubender Güter“ [283, EC 2006] entnommen werden, dessen Beachtung dem Leser dringend empfohlen wird.

Schätzmethode für diffuse Emissionen aus Koksöfen

Flüchtige Emissionen treten an den Steigrohren und den Dichtungen der Befülllöcher sowie – während des Verkokungprozesses – an den Ofentüren und Rahmendichtungen auf. Es sind verschiedene Methoden zur Abschätzung dieser flüchtigen Emissionen aus Koksöfen in Gebrauch, denen allen gemeinsam ist, dass die Emissionen visuell durch erfahrene oder zertifizierte Beobachter bestimmt werden.

Auf Basis dieser Beobachtungen werden die erreichten Emissionswerte – je nach angewendeter Methode – als prozentualer Anteil der Steigrohre und Befülllöcher, die sichtbare Leckagen aufweisen, oder als Masse pro Zeit angegeben. Zum Beispiel wird bei der EPA-Methode (http://www.epa.gov/ttn/emc/methods/method303.html) das Ergebnis der Beobachtungen als prozentualer Anteil von Leckagen angegeben.

Die von der Deutschen Montan Technologie GmbH (DMT) entwickelte Methode, die zum großen Teil konsistent mit der EPA-Methode ist, gestattet jedoch auf Basis der Beobachtungen die Emissionen pro Tag zu berechnen. Dazu werden die beobachteten Emissionen vier Stärkegrade zugeordnet und die Dauer der beobachteten Emissionsereignisse berücksichtigt. Eine weitere Methode wurde vom Britischen Kokereiforschungsverband BCRA (British Carbonisation Research Association) entwickelt. Im Gegensatz zur DMT-Methode werden die sichtbaren Emissionen hier fünf Stärkegraden zugeordnet. Eine weitere Methode, die bei Corus in IJmuiden (Niederlande) angewendet wird, wird in Abschnitt **5.3.3** beschrieben.

Eine Methode zur Messung flüchtiger Emissionen von flüchtigen organischen Verbindungen (VOC) ist die EPA-Methode 21. Eine umfassende Methode für eine vollständige Bestandsaufnahme von Leckagen und den weiteren Umgang mit flüchtigen Emissionen ist in [216, sniffers et al. 2006] beschrieben.

2.5.5.7 Überwachung von Abwassereinleitungen

Die Überwachung von Abwassereinleitungen beinhaltet repräsentative Probenahmen aus dem Abwasser und deren Analyse. Es gibt eine Vielzahl an standardisierten Verfahren zur Probenahme und Analyse von Wasser- bzw. Abwasserproben.

Die Probenahme kann folgendermaßen erfolgen:

- als Stichprobe, d. h. eine Einzelprobe, die dem Abwasserstrom entnommen wurde
- als Mischprobe, die kontinuierlich über eine vorgegebene Zeit entnommen oder aus verschiedenen Einzelproben zusammengemischt wurde, welche kontinuierlich oder diskontinuierlich über eine vorgegebene Zeit entnommen wurden
- als qualifizierte Stichprobe, womit eine Mischprobe bezeichnet wird, die aus mindestens fünf Stichproben zusammengemischt wurde, welche während eines Zeitraums von maximal zwei Stunden in Intervallen von nicht kürzer als zwei Minuten entnommen wurden.

Die Emissionskonzentrationen im Abwasser der relevanten Prozesse, die für dieses Dokument berichtet wurden, beziehen sich entweder auf qualifizierte Stichproben oder 24-Stunden-Mischproben. Daher beziehen sich die entsprechenden, mit BVT assoziierten Emissionswerte (BAT-AELs) ebenfalls entweder auf Stichproben[45] oder auf 24-Stunden-Mischproben.

2.5.6 Lärmminderung

Viele Prozesse bei der Eisen- und Stahlerzeugung sind mit erheblichen Lärmemissionen verbunden. Allgemeine bauliche und betriebliche Maßnahmen zur Vermeidung oder Minderung von Lärmimmissionen in der Umgebung der Anlage sind unter anderem:

- die Umsetzung einer Lärmminderungsstrategie
- die Einhausung von lärmenden Vorgängen/Aggregaten
- die Erschütterungsisolation von Vorgängen/Aggregaten
- innere und äußere Dämmungen mit schallabsorbierenden Materialien
- schalldämmende Gebäude zur Abschirmung jeglicher lärmenden Vorgänge durch materialbearbeitende Anlagen
- die Errichtung von Schallschutzbarrieren, z. B. von Gebäuden oder natürlichen Schutzbarrieren wie Anpflanzungen von Bäumen und Büschen zwischen den zu schützenden und den lärmintensiven Bereichen
- Schalldämpfer an Abgaskaminen
- die Abschirmung von Rohrleitungen und Gebläsen, welche sich in schallisolierten Gebäuden befinden
- die Geschlossenhaltung der Fenster und Türen der umbauten Anlagenbereiche.

[45] Anm. der Übersetzer: Dem vorhergehenden Satz zufolge müssten sich die entsprechenden BAT AELs ebenfalls auf „qualifizierte Stichproben“ beziehen; da es in den meisten Mitgliedsstaaten aber keine Definition von „qualifizierten Stichproben“ gibt, beziehen sich die BAT-AELs nur auf einfache Stichproben.

3 SINTER PLANTS

3.1 Applied processes and techniques

3.1.1 Purpose of the sinter process

Modern, high-performance blast furnaces achieve improved performance by prior physical and metallurgical preparation of the burden which improves permeability and reducibility. This preparation entails agglomerating the furnace charge either by sintering or pelletisation (see Chapter 4). The charge of a sinter process consists of a mixture of fine ores, additives (e.g. lime, olivine) and recycled iron-bearing materials from downstream operations (including, but not limited to coarse dust and sludge from BF gas cleaning, mill scale) to which coke breeze is added to enable the ignition of the total charge. In Europe, down draft sintering on continuous travelling grates is used exclusively (see Figure 3.1 and Figure 3.2).

Source: [200, Commission 2001]

Figure 3.1: Photograph of a sinter strand with the charging facility (drums or chutes) and the ignition canopy at the starting end

3.1.2 Blending and mixing of raw materials

[267, Kawaguchi et al. 2002] [300, Eurofer 2007]

Raw materials require blending prior to the sintering operation. This generally involves layering the materials on prepared areas in the precise quantities required by the sintering operation. Some flux material may also be added at this stage, as can recycled materials from the down-stream operations mentioned above. The ore beds are usually finished by covering them with a layer of coarse material to prevent wind whipping. At the start of the sintering operation, the ore blend is transferred from the beds to the storage bunkers at the start of the sinter plant.

As mentioned above, other additives such as lime, olivine, collected dust and mill scale, dusts (and to a much lower extent sludges) from gas cleaning in blast furnaces and recycled sinter (particles in the <5 mm range) from sinter screening (see Figure 3.2), may be added to the ore blend at the mixing stage. Additives, fluxes and residues other than those listed may also be blended into the sinter mix.

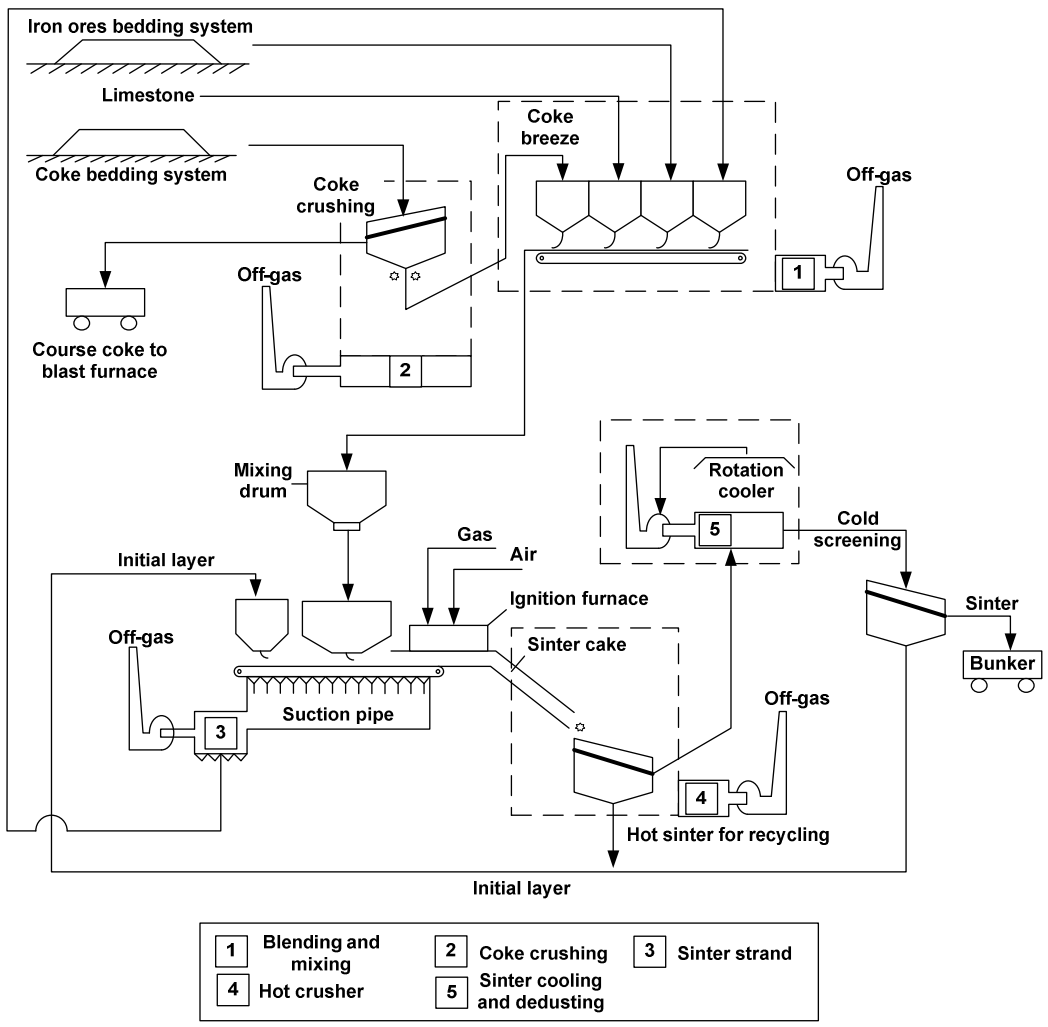
Coke breeze (small-grade coke with particle sizes of <5 mm) is the most commonly used fuel for the sintering process. It is usually obtained from an on-site coke oven plant directly as breeze or by crushing coke delivered from elsewhere. Integrated steelworks with insufficient coke capacities purchase suitable fuel supplies from external suppliers to meet the needs of their sinter plants. In this situation, anthracite can be an economic alternative to coke breeze and can be used successfully provided due care is exercised in selecting material with a low volatile matter content in order to prevent increasing emissions of hydrocarbons. Table 3.1 shows some characteristics of the coke breeze used in some sinter plants.

Table 3.1: Examples of characteristics of coke breeze used in sinter plants

Parameter		wt-%
<0.25 mm particle		0.1 – 7.2
Fixed carbon		81.3 – 86.6
Volatile matter		0.8 – 2.4
Elemental analysis	C	82.0 – 88.1
	H	0.55 – 1.03
	S	0.42 – 1
	N	1.06 – 1.23
	Cl	0.0050 – 0.0235
	Ash	10 – 15
Ash composition	SiO_2	44.3 – 55.5
	Al_2O_3	22.1 – 27.7
	Fe_2O_3	4.0 – 17.4
	CaO	1.28 – 3.27
	TiO_2	0.93 – 1.31
	P_2O_5	0.87 – 1.51
	K	0.56 – 1.12
	Na	0.27 – 0.52
	S	0.05 – 0.09
	Cu	0.008 – 0.020
Source: [220, Eurofer 2008] [267, Kawaguchi et al. 2002].		

The ore blend and the coke breeze are weighed on conveyer belts and loaded into a mixing drum. Here, they are blended completely and the mixture is dampened to enhance the formation of micro-pellets, which improve the permeability of the sinter bed (see Figure 3.2).

Where bunker blending and mixing are employed, the emissions are abated by the evacuation of dust and subsequent purification of the collected gas.



Source: [137, Theobald 1995]

Figure 3.2: Schematic diagram of a sinter plant showing the main emission points

Other designs are also used; the plant shown in Figure 3.2 uses coke crushing and bunker blending; the stacks in the figure indicate emission sources; in reality there would be fewer stacks as more than one off-gas stream may be combined in each stack.

3.1.3 Sinter strand operation

[7, Bothe 1993] [29, EC Sinter/BF 1995] [93, Matzke 1987] [145, UBA Comments 1997]

The sinter plant essentially consists of a large travelling grate of heat-resistant cast iron (see Figure 3.1). The material to be sintered is placed on top of a 30 – 50 mm deep layer of recycled sinter. This bottom layer prevents the mixture from passing through the slots of the grate and protects the grate from direct heat of the burning mixture.

In modern sinter plants, the layer of materials to be sintered is approximately 400 – 600 mm deep but shallower beds are common in older plants. At the start of the grate, a canopy of gas burners ignites the coke breeze in the mixture. In the down-draft process, a powerful fan draws process air through the entire length of the sinter bed into distribution chambers located underneath the grate known as windboxes. The waste gas flow from a sinter plant varies from 333 000 to 1 600 000 Nm^3/hour, depending on the plant size and operating conditions. Typically the specific waste gas flow is between 1500 and 2500 Nm^3/t graded sinter. Most sinter plants

with large suction areas (more than 250 m^2 and/or grate width of more than 3 m) have two off-gas collecting mains with separate fans and dedusting devices, which could be suitable for advanced emissions reduction measures.

As the sinter mixture proceeds along the grate, the combustion front is drawn downwards through the mixture. This creates sufficient heat (1300 – 1480 °C) to sinter the fine particles together into porous clinker referred to as sinter.

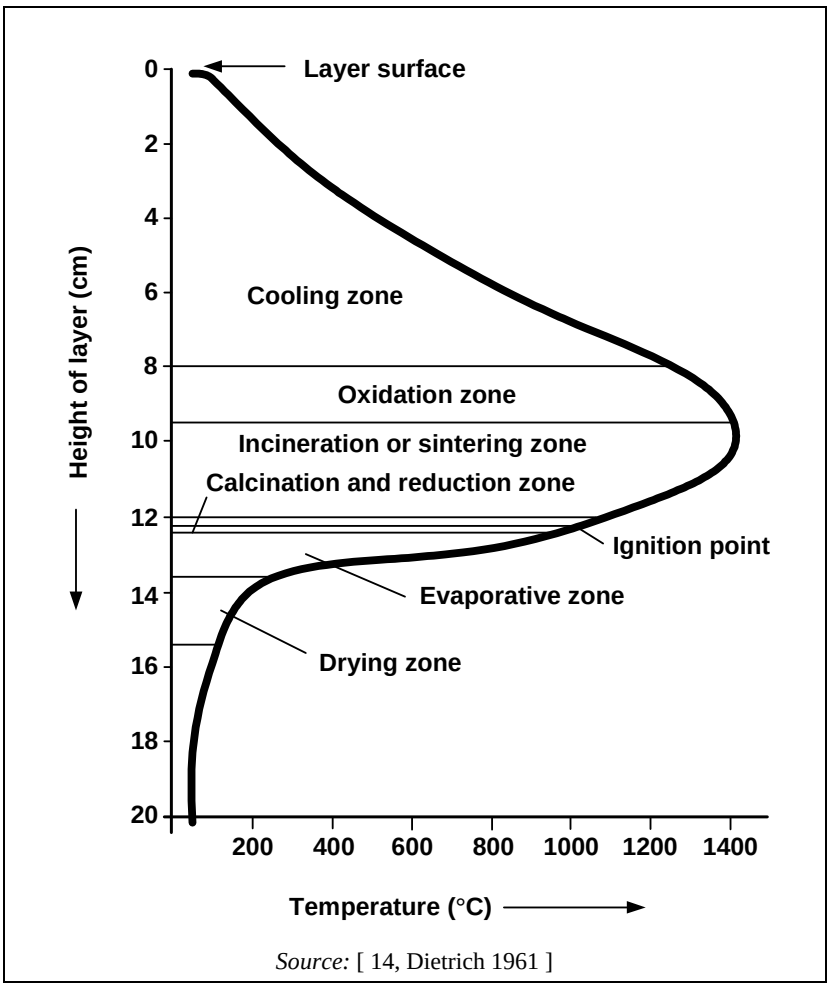
A number of chemical and metallurgical reactions take place during the sintering process. These produce both the sinter itself, and also dust and gaseous emissions. The reactions overlap and influence each other, occurring as solid-state and heterogeneous reactions between the melt, solids and gaseous phases which are present in the sintering zone. The following processes and reactions take place:

- the evaporation of moisture
- the prewarming and calcination of basic compounds, ignition of the coke breeze and reactions between carbon, pyrite, chloride and fluoride compounds, and airborne oxygen
- the decomposition of hydrates and the cleavage of carbonates
- a reaction between calcium oxide and hematite
- a reaction between the silicate phase and calcium oxide and iron oxide phases to produce a silicate melt and increase the proportion of the molten phases
- the formation of calcium-sulphur compounds and compounds which contain fluoride together with alkali chlorides and metal chlorides
- the reduction of iron oxides to metallic iron in the high temperature zone
- cavity and channel forming effects by coke combustion and moisture evaporation
- reoxidation and recrystallisation processes with shrinking, gearing and hardening effects during sinter cooling
- a formation of cracks due to thermal strain during sinter cooling and defects in the sinter microstructure.

Figure 3.3 shows the temperature and reaction zones of a sinter layer six minutes after ignition.

The off-gas from sinter strands contains particulates such as heavy metals, mainly iron compounds but also other ones especially lead compounds, alkali chlorides, sulphur oxides, nitrogen oxides, hydrogen chloride, hydrogen fluoride, hydrocarbons, carbon monoxide and also significant trace amounts of PAH and aromatic organohalogen compounds such as PCDD/F and PCB. Emission profiles of various parameters (H_2O, O_2) are shown in Figure 3.5 and pollutants (CO_2, CO, SO_2, NO_x and PCDD/F) are shown in Figure 3.5 and Figure 3.7. The gaseous emissions from the sinter plant make a significant contribution to the overall emissions from an integrated steelworks. Detailed information about formation pathways, emission quantities and sinter strand profiles for individual pollutants are given in Section 3.2.

The coke breeze is fully combusted before reaching the end of the grate and the last one or two windboxes are used to begin the cooling process. The cooler can be integrated within the sinter strand, but a separate cooler (e.g. a rotation cooler) is more common. At the end of the strand, the sinter cake falls on a crash deck, where it is broken by use of a crusher. In many plants, the sinter then goes through a hot screening process, in which fines measuring less than around 5 mm are separated and recycled to the feed mixture (see Figure 3.2).



Source: [14, Dietrich 1961]

Figure 3.3: Schematic diagram of temperature and reaction zones in a sintering process six minutes after ignition

3.1.4 Hot sinter screening and cooling

[29, EC Sinter/BF 1995]

In most cases (i.e. where cooling is not integrated within the sinter strand), after sinter discharge, crushing and hot screening, the sintered material proceeds to a cooler. The cooler is typically a rotating structure some 20 – 30 m in diameter in which the sinter is placed in a layer more than 1 m thick. The sinter is cooled by air, which is forced upwards or downwards through the layer. Sinter cooling gas flow is high and depends on the kind and age of the system used. The typical specific flow is between 1000 and 1500 Nm^3/t sinter. The sensible heat in the sinter cooling waste gas (that can have a temperature of up to 300 °C) can be used in a waste heat boiler by recirculating the hot gases for preheating combustion air in the sinter grate ignition hoods, and by preheating the sinter raw mix or for the sinter process. Other designs of cooler are also known to exist.

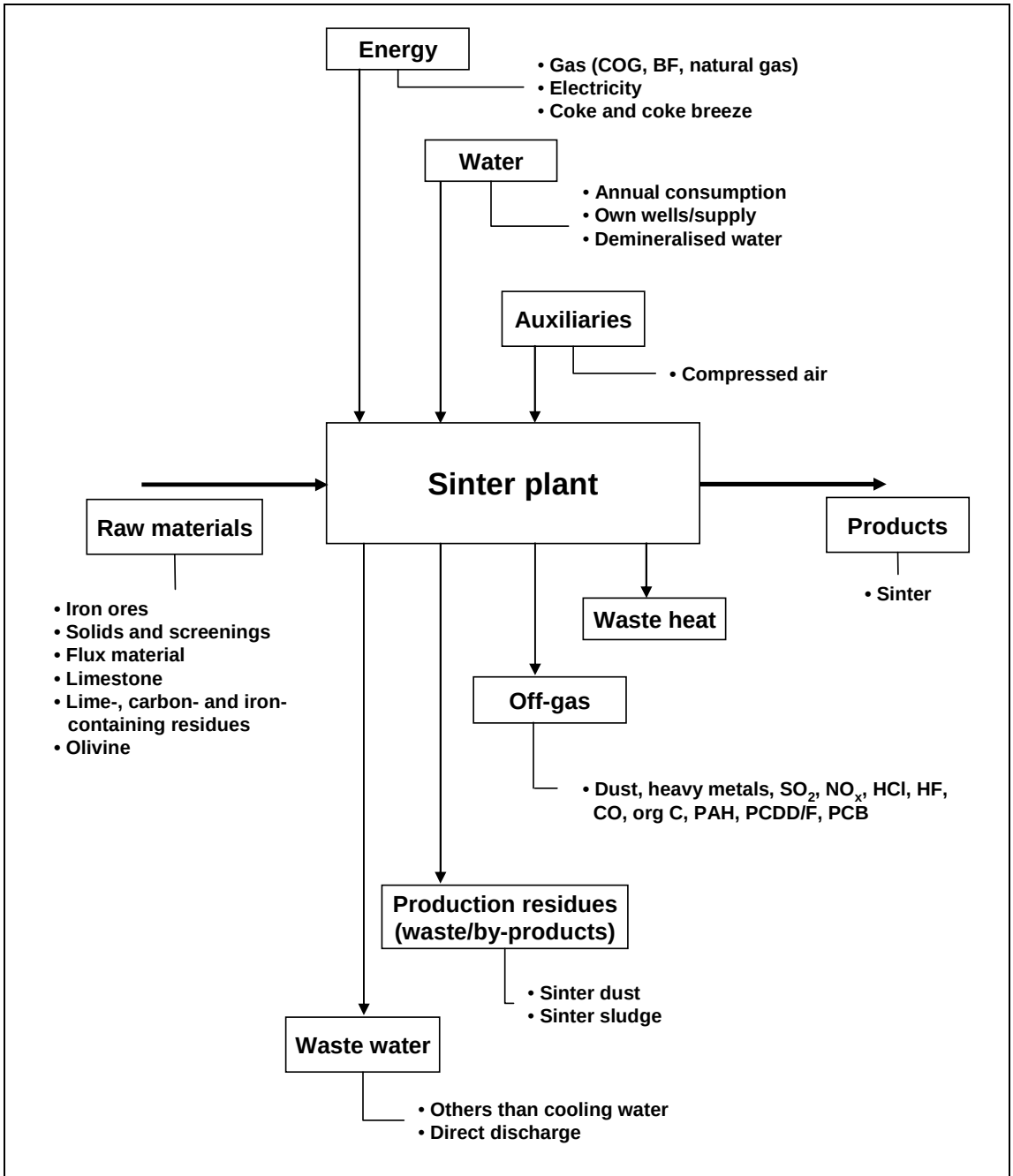
Cooled sinter is transferred to screens that separate the pieces to be used in the blast furnace (4 – 50 mm) from the pieces to be returned to the sinter process (0 – 5 mm as ‘return fines’, part of the fraction, 10 – 20 mm as ‘hearth layer’).

3.2 Current emission and consumption levels

3.2.1 Mass stream overview and input/output data

[30, Roederer et al. 1996] [300, Eurofer 2007]

Figure 3.4 shows an overview of the input and output mass streams of a sinter plant. This overview may be used for the collection of data from sinter plants.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 3.4: Mass stream overview of a sinter plant

Specific input factors and specific emissions factors have been determined for sinter plants. Table 3.2 shows these data for a significant number of sinter plants in Europe representing 91.13 million tonnes of sinter production in 2004.

Table 3.2: Input raw materials for sinter production in the EU–25 for 2004

Graded sinter production	Units	Average input
Raw materials		
Iron ore	kg/t sinter	813.1
Internal return fines ([1])		250.7
Limestone/dolomite		131.1
BF return fines ([2])		63.0
Returned materials ([3])		51.8
Other ([4])		31.4
Additives		26.4
BF gas dust ([5])		12.7
Lime		10.2
Total raw mix		1390.4

Energy					
		Units	**Maximum**	**Minimum**	**Average input**
Fuels:	Solid fuel ([6])	MJ/t sinter	1834	1254	1276.6
	COG/BF gas/natural gas		185	35	67.0
Electricity:	For fans		91	30	39.4
	Total electricity		155	92	– ([7])

([1]) Undersized sinter product collected within the sinter process.
([2]) Undersized sinter screened out prior to charging to the blast furnace.
([3]) Materials from different IS production activities including recovered fluxes.
([4]) Includes pellets and direct charge lump ore screenings, undersized sinter from other strands, etc.
([5]) Coarse dust from the blast furnace gas treatment.
([6]) E.g. coke breeze, anthracite, excluding the energy contribution by BF gas dust.
([7]) A plausible average input for electricity has not been provided.

NB: Total tonnage on which figures are based = 91.13 million tonnes, which equates to between an estimated 79 and 82 % of all sinter production in the EU-25 for 2004.
The data are all presented on a specific, annual average basis (e.g. g/t sinter).

Source: Eurofer technical exchange on blast furnaces and sinter plants 2004 plus data from additional plants where possible. [177, Eurofer 2009] [299, Eurofer 2007].

Table 3.3 shows other input data for five sinter plants in Europe representing 52.6 million tonnes of sinter production in 1999.

Table 3.3: Input data from 1999 from five sinter plants in four different EU Member States (Austria, Belgium, Germany and the Netherlands)

Graded sinter production	Units	Maximum	Minimum
Other inputs			
Water	m^3/t sinter	0.35	0.01
Compressed air	Nm^3/t sinter	3	1.2

Source: [200, Commission 2001].

Table 3.4 shows the emissions from the sinter strand at the main waste gas stack (Emission point 3 in Figure 3.2). These data are expressed on a specific annual basis (e.g. g/t graded sinter).

Table 3.4: Averaged maximum and minimum emissions concentrations in the sinter strand waste gas after abatement for sinter production in the EU-25 in 2004

Parameter	Units	Max. value	Min. value	Number of values	Sinter production covered by data (kt)
Air emissions					
Gas flow ([1])	Nm^3/t sinter	2500	1500		
Dusts ([2])	g/t sinter	559.4	40.7	21	94321
PM_{10} ([2])		177.13	66.30 ([3])	13	60385
As	mg/t sinter	15.0	0.6	15	66358
Cd		276.7	0.2	18	77731
Cr		125.1	3.6	16	69140
Cu		600.5	1.9	16	69140
Hg		207.0	0.1	17	72693
Mn		539.4	3.4	13	56612
Ni		175.6	1.3	17	65492
Pb		5661.2	26.1	16	69140
Se		120.5	21.8	8	40598
Tl		86.6	0.5	12	56612
V		158.5	0.6	12	47156
Zn		1931.3	2.1	17	75197
HCl	g/t sinter	847.6	1.4	18	63579
HF		8.2	0.4	17	59129
NO_x ([4])		1031.2	302.1	21	94321
SO_2		973.3	219.9	21	94321
CO		37000	8783	19	81284
CO_2 ([5])		368000	161533	15	81326
Methane		412.5	35.5	12	48835
NMVOC		260.9	1.5	15	56901
Total PAH ([6])	mg/t sinter	591.7	0.2	10	40441
BaP	mg/t sinter	41.5	0.1	11	41243
PCDD/F ([7])	µg I-TEQ/t sinter	16	0.15	18	74249
PCB ([8])	ng TEQ/t sinter	178.0	24.5	5	13008
PCB ([9])	mg/t LS	13	1	2	–
Production residues (waste/by-products)					
Dusts	g/t sinter	3641.29	171.05	5	23021
Sludge	g/t sinter	4492.18	472.73	3	11341
Waste water	m^3/t sinter	0.06	0.03	2	7028

([1]) The gas flow average is 2100 Nm^3/t sinter.
([2]) Values correspond to main stack emissions (Emission point number 3 of Figure 3.2). Other dust emissions from sinter plants are presented in Table 3.5.
([3]) Having a PM_{10} minimum value higher than minimum dust value appears to be anomalous. This arises from the fact that some plants provided an incomplete data set (and therefore, the plant with the lowest PM value did not provide PM_{10} data.
([4]) Nitrogen oxides expressed as NO_2.
([5]) Where carbonate iron ores are used, the concentration of CO_2 in the waste gas is increased so that the application of EOS may strongly inhibit the sinter process. The CO_2 emissions in plants which do not use carbonate ores average from 161 to 368 kg/t sinter whereas in plants which do use carbonate ores the average can be up to twice as high.
([6]) Total PAH (Borneff 6).
([7]) PCDD expressed as I-TEQ.
([8]) PCB expressed as WHO (12) TEQ (PCB 105, 114, 118, 123, 156, 157, 167, 189, 77, 81, 126, 169). See more information in Annex III, in Section 0.
([9]) Sum of all PCB, calculated from (∑PCB 28+52+101+153+138+180) × 5 (factor of 5 according to [155, UN-ECE Pops 1997]) and with 2100 m^3 off-gas/t sinter.

NB: The data are all presented on a specific, annual average basis (e.g. g/t sinter).

Source: [209, EC 2005] [244, Plickert 2007] [262, Pütz et al. 1996] [299, Eurofer 2007] [300, Eurofer 2007] [372, Czech TWG member 2008].

Table 3.6 complements Table 3.4 by showing ranges of particulate emissions to the atmosphere from operations that can generate secondary emissions which can contribute to diffuse emissions if not efficiently captured and dedusted by a 'secondary or room dedusting system'. Non-captured diffuse emissions are excluded.

Secondary dedusting systems usually consist of an efficient collecting and separate dedusting unit additional to the main dedusting system. This can include the hearth laying, the strand discharge zone with sinter crushing and sieving and transfer points of the sinter conveyor. The validation of the available data showed that the allocation of the different secondary sources is not always done unambiguously, e.g. the dedusting of the cooler is sometimes regarded separately and sometimes included in the secondary emissions.

Electrostatic precipitators or bag filters are used here, with the dust being returned to the raw sinter mix.

Table 3.5: Ranges for point source air emissions for particulate emissions for the main individual operations of a sinter plant (excluding the main waste gas stack)

Emission point (1)	Sinter activity	Dust	PM_{10}	Dust	PM_{10}
		g/t sinter		mg/Nm³	
1	Blending & mixing	0.5 – 37.7	5.6 – 18.9	NA	NA
4	Secondary dedusting: • Strand discharge zone • Hot crushing/screening • Conveyor transfer points	14.5 – 40 (2)	7.7 – 25.1 (2)	7 – 50 (2)	4 – 43 (2)
5	Sinter cooling	14 – 212	1.3 – 42.8	0.6 – 85 (3)	0.6 – 36

(1) Number of the emission points in Figure 3.2.
(2) These data may also include sinter cooler emissions.
(3) Excluding a value of 390 mg/Nm³ from a single plant.
NB: NA = Not available or too few data. Data correspond to the year 2004.
Source: [300, Eurofer 2007].

The cooling of sinter (see emission point number 5 in Figure 3.2) is processed with a very large amount of cooling air. Since the coolers are usually not fully covered, diffuse emissions occur. Table 3.6 includes data for dust emissions from secondary dedusting in three EU sinter plants.

Table 3.6: Dust emissions from secondary dedusting in three EU sinter plants

Pollutant	Emissions level (1)	Percentile		Unit	Reference time period
		5 %	95 %		
Sinter room dedusting (emission point 4) (2)					
Dust	3 – 21	5	25	mg/Nm³	HHAV (c) (3)
Sinter discharge zone, hot crusher and conveyor transfer points dedusting (emission point 4) (2)					
Dust	19	9.5	32	mg/Nm³	DAV(4)
Sinter cooler dedusting (emission point 5) (2)					
Dust	17.6	7	24.5	mg/Nm³	HHAV (c) (3)

(1) Annual average.
(2) Number of the emission points in Figure 3.2.
(3) HHAV (c) = half-hourly average value measured continuously.
(4) DAV = daily average value.
NB: Table corresponds to only three EU sinter plants.
Source: [244, Plickert 2007].

3.2.2 Environmental issues for sinter making process

As already indicated, the emissions to air from sinter plants, especially from the strand, are of high environmental significance. Another important issue is related to energy. Sections 3.2.2.1 to 3.2.2.5 below describe the most relevant environmental issues for sinter plants.

3.2.2.1 Emissions to air

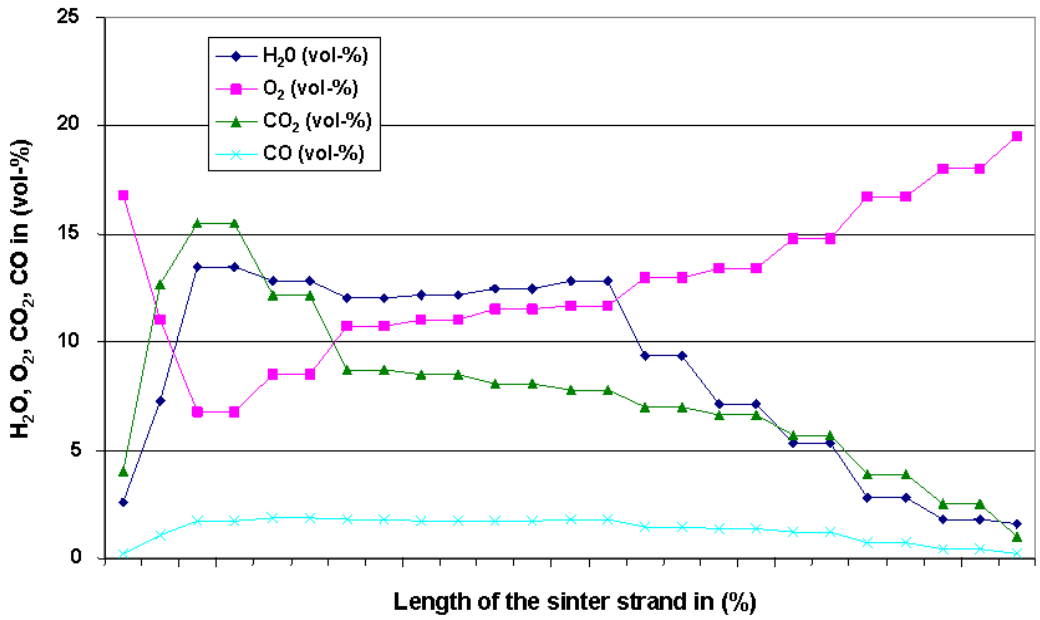
3.2.2.1.1 Dust emissions from the handling, crushing, screening and conveying of sinter feedstock and products

When raw materials or sinter are handled, crushed, screened or conveyed, dust emissions (secondary emissions) occur. These dust emissions can be reduced by means of proper suppression, or extraction and abatement.

3.2.2.1.2 Off-gas emissions from the sinter strand

[101, Neuschütz et al. 1996] [215, BSS 2007]

As mentioned in Section 3.1.3 and in Table 3.4, the specific flow of waste gas is relatively high (1500 – 2500 Nm^3/t sinter). Figure 3.5 shows information concerning mixed waste gas from the strand as a whole. Although the composition of the waste gas extracted from individual wind-boxes varies considerably, it shows certain characteristic features. Figure 3.5 shows typical emissions profiles of CO_2, CO, O_2 and H_2O in the waste gas along the sinter strand. These parameters also interfere with various reaction equilibria. Characteristic curves are also available for the temperature, HCl, SO_2, NO_x and PCDD/F content (see Figure 3.7 and Section 3.1.4) and also may exist for further pollutants. Some parameters such as CO, CO_2, H_2O, O_2, NO_x and SO_2 can be calculated with appropriate models.



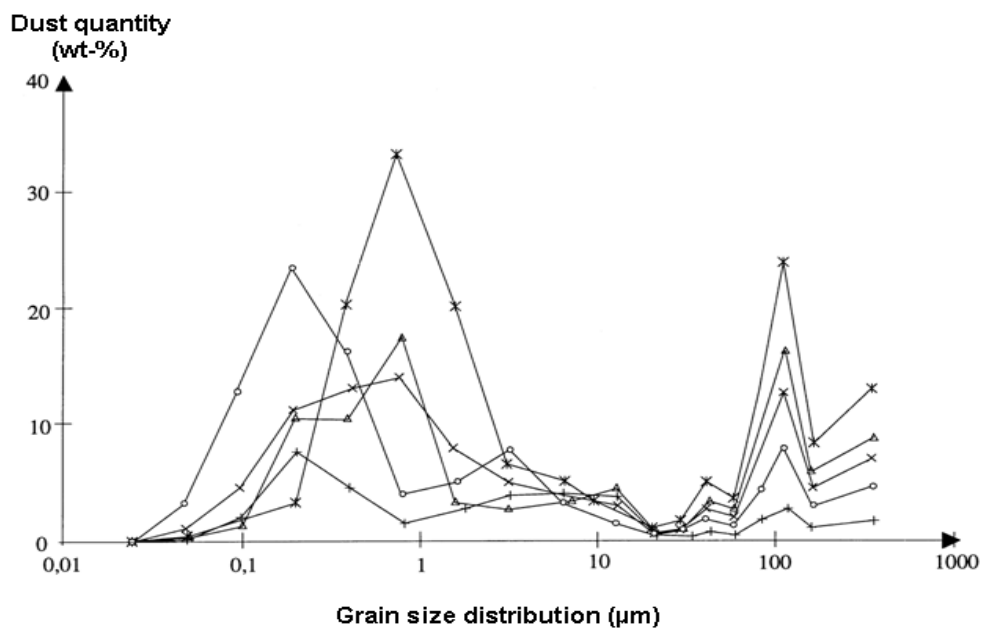
Source: [101, Neuschütz et al. 1996]

Figure 3.5: Typical emissions profiles of CO_2, CO, O_2 and H_2O in the waste gas (single wind-boxes) along the sinter strand

3.2.2.1.2.1 Dust

[7, Bothe 1993] [45, Gebert 1995] [300, Eurofer 2007]

Quantitative analysis of grain size distribution of the dust from a sinter strand before abatement shows two maxima: one for coarse dust (with a grain size of about 100 µm) and one for PM_1 (0.1 – 1 µm) (see Figure 3.6). This characteristic 'two component dust mixture' can be explained by the existence of two dust-forming processes.



Source: [7, Bothe 1993]

Figure 3.6: Grain size and weight distribution of dust from various sinter strands

The coarse dust results from the beginning of the strand and originates in the sinter feed and the lower layer, whereas the fine dust is formed in the sintering zone after complete water evaporation from the mixture. The composition of the coarse dust is related to that of the sinter feed and can be separated in electrostatic precipitators (ESPs) with a high efficiency. The fine dust, however, consists of alkali and lead chlorides formed during the sintering process itself (see Section 3.1.3). The alkali chlorides have high specific dust resistivity (between 10^{12} and 10^{13} Ω cm) and thus form an insulating layer on the electrodes. This layer causes severe problems for dust removal as it reduces the efficiency of the precipitators. According to [7, Bothe 1993], alkali chlorides can only be removed with an average efficiency of about 60 %. The presence of these fine particulates in the dust means that well designed and operated conventional ESPs cannot normally achieve emitted dust concentrations of below 100 – 150 mg/Nm^3. The presence of these fine particulates in the dust makes it necessary to use bag filters or well maintained ESPs with pulse discrimination or similar advanced control techniques with which dust concentrations of 50 mg/Nm^3 can be achieved. With Moving Electrodes Electrostative Precipitators (MEEP), daily average values of <50 mg/Nm^3 have been achieved. Provided that dust from the blast furnace gas cleaning and the separated chloride-rich dusts from the third and fourth field of the ESP were not recycled back to the sinter strand, daily average values of <30 mg/Nm^3 can be achieved [326, Buchwalder, J. et al 2008].

Lead chlorides behave similarly to alkali chlorides; hence, the relatively high lead emissions from a sinter plant's main waste gas stacks may make the abatement of dust more difficult. Table 3.7 shows ranges found in the elementary analysis of sinter dust.

Table 3.7: Ranges found in the elementary analysis of sinter dust

Parameter	wt-%
Fe (total)	43.7 – 49.9
Cl	2.9 – 25.8
S	0.22 – 4.07
Si	2.73 – 3.62
C	2.9 – 6.12
P	0.01 – 0.24
K	3 – 9.07
Ca	7.55 – 7.83
Al	0.43 – 2.17
Mg	1.01 – 1.04
Zn	0.03 – 0.34
Mn	0.10 – 0.31
Cu	0.005 – 0.17
Cr	0.04 – 0.15
Pb	0.09 – 5.98
Na_2O	0.58 – 31.6
Ni	0.003
Cd	0.0009
TiO_2	0.099

NB: Dust used from an ESP of a sinter plant, working at 120 – 130 °C and containing three fields.
Data are from the dust from the third field.
Analysis by X-fluorescence and TOC.

Source: [224, Xhrouet 2002] [231, Xhrouet et al. 2002] [234, Poland 2007] [387, Fisher et al. 2005].

3.2.2.1.2.2 Heavy metals

[7, Bothe 1993] [9, Fisher et al. 1998] [87, Medinger et al. 1996] [93, Matzke 1987] [143, UA-OÖ 1998] [299, Eurofer 2007] [300, Eurofer 2007]

Heavy metal emissions from sinter plants can be of high significance, especially for lead.

Lead

During the sintering process, lead reacts to $PbO\text{-}PbCl_2$, $PbCl_2$ and probably also to $PbCl_4$. These lead compounds are relatively volatile and enter the gas phase. Their properties (volatility, no further increase of its grain size, the very fine $PbCl_2$ crystals) give rise to annual average emission rates of up to 10 g/t sinter in the raw waste gas (which equates to an average emissions concentration in the waste gas of approximately 3 mg Pb/Nm^3, based on a waste gas flow rate of 2100 Nm^3/t sinter). Because of the specific characteristics of sinter dust (high alkali chloride content), the removal efficiency also of a well-designed conventional ESP is not high for the very fine particles. From the analysis of leaf deposits, it is known that ambient air concentrations in the impact area of sinter plants can be significantly higher compared to the overall level.

The most important factor in lead chloride formation is not the lead concentration in the sinter feed (normally 40 – 100 g Pb/t sinter feed) but the chloride concentration (normally 200 – 700 g Cl/t sinter feed). For the chloride content, numbers ten times lower are also reported which may correlate with lower lead emissions.

The emissions profile of lead compounds along the sinter strand shows that the volatilisation of lead occurs in the first two thirds of the strand.

Many of the sinter plants in Europe are operated using closed-filter dust cycles. This means that all precipitated filter dust from the ESP is recycled to the strand. Compared to partly open-filter dust cycles (the dust from the last field of the ESP, which mainly consists of alkali and metal chlorides, is put to landfill), closed cycle plants have higher alkali and metal chloride emissions. In this context see also the measurement results in Section 3.2.2.1.2.1 – drawn from [326, Buchwalder, J. et al 2008] – with and without dust recycling. Depending on the fluoride content of the sinter feed, lead fluorides may also be formed. These are even more volatile and also contribute to overall lead emissions.

Mercury

Mercury enters the gas phase directly during the sintering process. Emission levels depend on the mercury content of the sinter feed, but are normally very low. For certain types of iron ore, (e.g. $FeCO_3$) the relevant amounts of mercury emissions might be considerable. In such a case, emissions of about 15 – 82 µg Hg/Nm^3 or 0.1 – 207 mg Hg/t sinter are reported when well-designed and operated ESPs plus fine wet scrubbing systems are applied as abatement techniques. Such releases can lead to significantly higher environmental concentrations (e.g. determined from deposits on tree leaves) in the impact area of a sinter plant [299, Eurofer 2007].

Zinc

The zinc content in the feed is normally in the range of 70 – 200 g Zn/t sinter feed. At high temperatures in the incineration/calcination/oxidation zone (see Figure 3.3), zinc evaporates but subsequently reacts to form zinc ferrite, which either remains in the sinter or may be removed using a well designed and operated ESP with high efficiency. The temperature during the sintering process, which is mainly influenced by the coke content of the mixture, may have a significant influence on zinc volatilisation.

In the raw gas, zinc can be present at levels of up to 50 mg Zn/Nm^3 or 100 g Zn/t sinter. Treated waste gas contains between 2 and 1930 mg Zn/t sinter which equates to an average emissions concentration of between 0.001 and 0.92 mg/m^3.

3.2.2.1.2.3 Alkali chlorides

[93, Matzke 1987]

The alkali content of the sinter feed normally varies from 600 – 1000 g K_2O/t sinter feed and 250 – 500 g Na_2O/t sinter feed. In some cases, depending on the ore quality, up to 3000 g K_2O/t sinter feed have been reported. The formation of alkali chlorides during the sintering process and their adverse impact on ESP removal efficiency has already been explained above (see Section 3.2.2.1.2.1). Table 3.8 shows some information about the soluble chloride contents in some sinter feed materials.

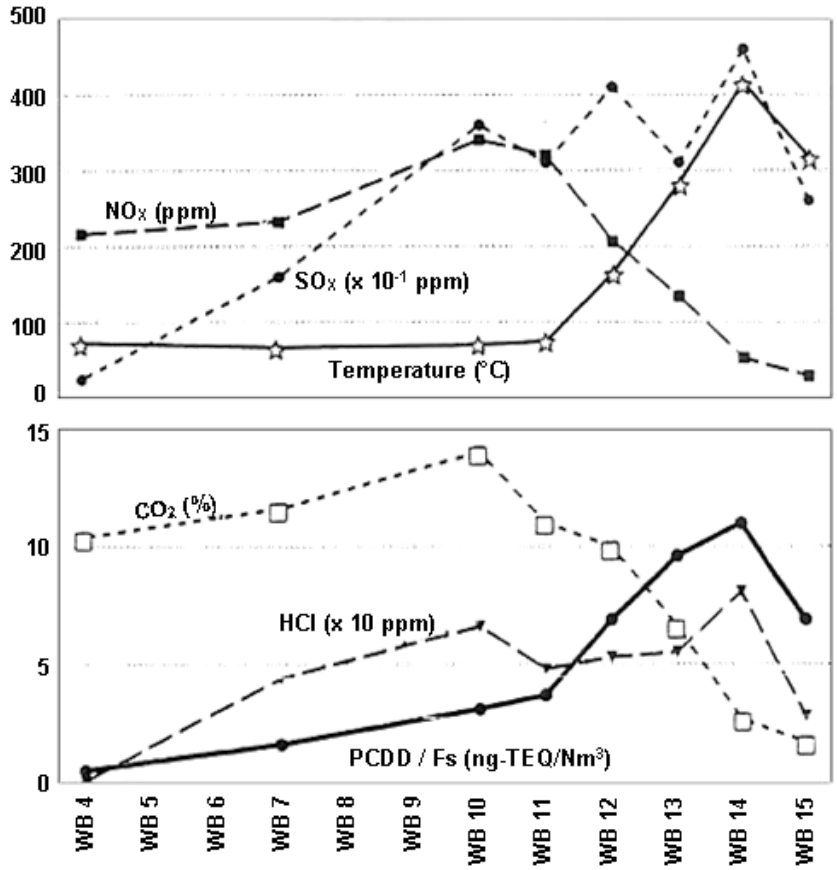
Table 3.8: Soluble chloride contents in sinter feed materials

Material	Soluble chloride content (mg/kg)
Iron ores	27 – 159
Fluxes	51 – 125
Revert materials	22 – 3800
ESP dust	2500 – 34074
Fuels	78 – 629
Source: [387, Fisher et al. 2005].	

3.2.2.1.2.4 Sulphur oxides (SO_x)

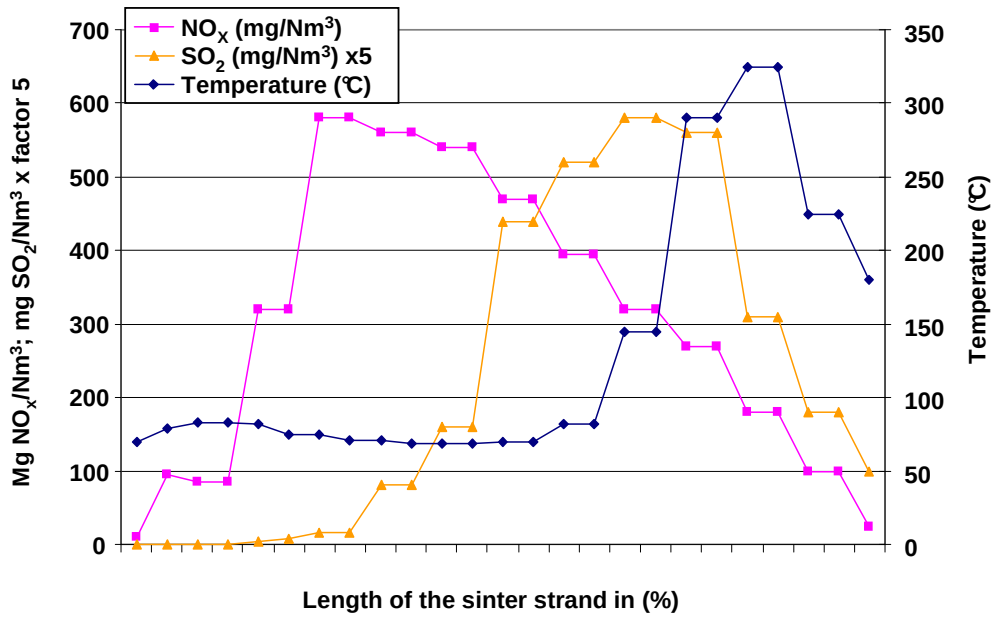
[4, Beer et al. 1991] [7, Bothe 1993] [65, InfoMil 1997] [200, Commission 2001] [256, Kasai et al. 2001] [263, Kasai et al. 2001] [300, Eurofer 2007]

Sulphur oxides (mainly SO_2) in the waste gas originate from the combustion of sulphur compounds in the sinter feed. These sulphur compounds are primarily introduced through the coke breeze. The contribution from iron ore is normally about ten times smaller. Total sulphur input varies between 0.28 and 0.81 kg/t sinter. The emissions concentrations for SO_2 are normally between 200 and 1000 g SO_2/t sinter (which equates to average waste gas emissions concentrations of 95 to 480 mg/Nm^3 based on a waste gas flow of 2100 Nm^3/t sinter). The emissions profile along the sinter strand clearly varies, with considerable differences in SO_2 concentrations in the individual windboxes (see Figure 3.7 and Figure 3.8). Similar behaviour of emissions has been found in more recent studies [200, Commission 2001] [256, Kasai et al. 2001] [263, Kasai et al. 2001].



Source: [256, Kasai et al. 2001]

Figure 3.7: Distribution of temperature and concentration of gas compounds in the exhaust gas from the windboxes

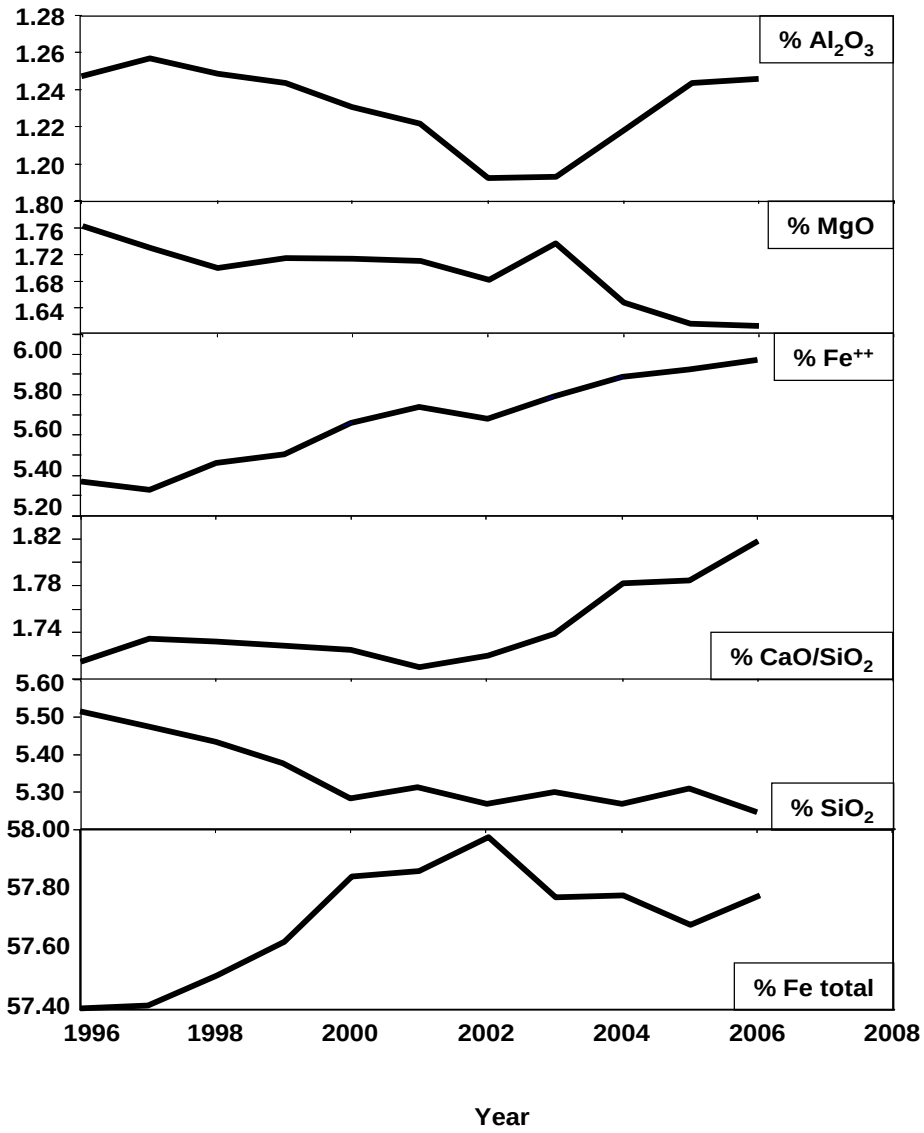


Source: [101, Neuschütz et al. 1996]

Figure 3.8: Typical emission profile of SO_2 and NO_x in the waste gas (individual windboxes) and the temperature profile along the sinter strand

At the start of the strand, the SO_2 content is low. Only when higher temperatures in the lower layers of the sinter bed are reached do the emissions increase markedly. The highest concentrations occur at the end of the strand just prior to the burn-through point. This emissions profile may offer the possibility, if required, of treating only part of the waste gas (see, for example, the integrated technique referred to as partial waste gas recycling in Section 3.3.5.2).

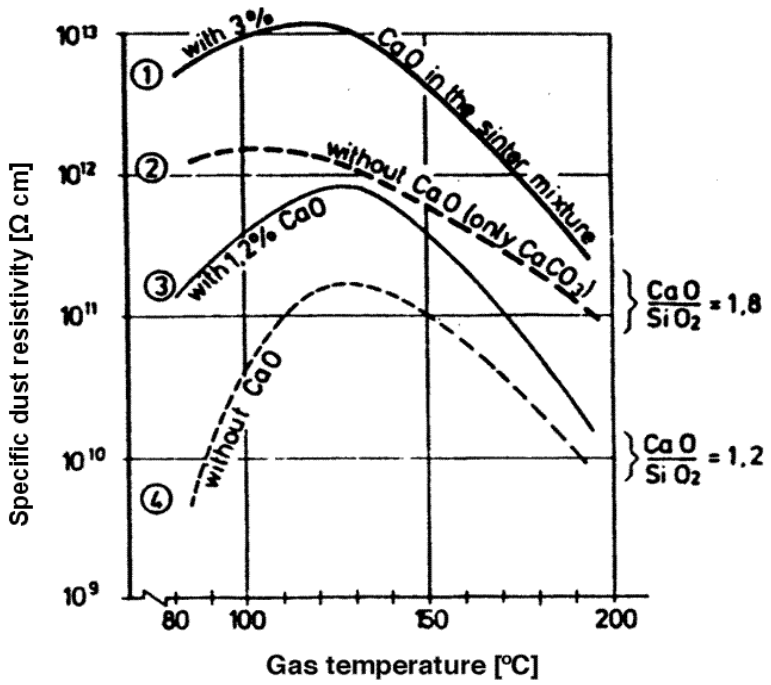
The above-mentioned SO_2 emissions are achieved by using raw materials with a low sulphur content and by the improvements that have been made to reduce the consumption of coke breeze as a fuel for sinter strands. Whereas in the early eighties a coke breeze input of about 80 kg/t sinter was common, in 2009 the consumption is 39 – 64 kg/t sinter (see Table 3.3). Apart from the sulphur input with the raw materials, there are other factors which influence the quantity of SO_2 emitted. One of these is the degree of sulphur uptake in the sinter. This depends on the basicity of the sinter feed. At basicities of up to 1, more than 90 % of the sulphur volatilises. This percentage decreases at basicities of above 1.5. At a basicity of 2, 80 – 90 % of the sulphur is released. Figure 3.9 shows the weighted average composition of sinter for plants participating in the European Blast Furnace Committee data exchange representing about 100 million tonnes of sinter per year. The basicity of sinter has been increased to an average of 1.8 since the year 2000 in order to achieve a self-fluxing burden and this is representative for Europe as a whole. This has contributed to the decrease of SO_2 emissions, but only slightly. Moreover, the uptake of sulphur by high-basicity sinter is only possible when $CaCO_3$ is used as the alkali and not with $MgCO_3$.



Source: [140, Eurofer 2009]

Figure 3.9: Weighted average composition of sinter for plants participating in the European Blast Furnace Committee data exchange

The slightly positive effect of $CaCO_3$ on SO_2 emissions is counteracted by its adverse effect resulting from the increased specific dust resistivity caused by higher basicity, leading to decreased dust-removal efficiency in the ESP (see Figure 3.10).



Source: [7, Bothe 1993]

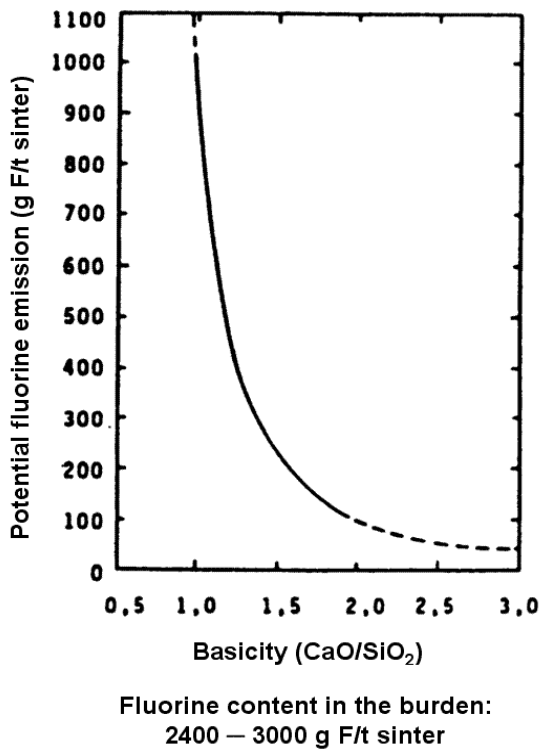
Figure 3.10: Influence of sinter basicity (CaO/SiO_2) on specific dust resistivity

The grain size distribution of the coke breeze has a significant influence on SO_2 emissions. The use of coarser coke breeze (5 – 6 mm) instead of normal grain sizes (<3mm) can reduce SO_2 emissions considerably. On the other hand the use of coarser coke breeze may deteriorate the productivity and thereby increase the fuel consumption which eliminates the positive effect on the SO_2 emissions. An example has been reported in which SO_2 emissions of about 800 mg SO_2/Nm^3 using fine grain breeze (1 mm) were reduced to 500 mg SO_2/Nm^3 after switching to a coarser coke breeze (6 mm).

3.2.2.1.2.5 Fluorides

[300, Eurofer 2007]

Fluoride emissions primarily depend on the fluoride content of the ore and on the basicity of the sinter feed. Ores rich in phosphorus contain significant amounts of fluoride (1900 – 2400 ppm). In Europe, such types of ore are especially explored and exported from Sweden. As it can be seen in Figure 3.11 the fluoride emissions strongly depend on the basicity of the sinter feed. The increase in basicity of sinter feed has lead to significantly lower fluoride emissions. As mentioned above, a disadvantage of sinter feed with higher basicity is the generation of dust with higher specific dust resistivity (see Figure 3.11). According to Table 3.4, the hydrogen fluoride emissions are in the range of 0.4 – 8.2 g F/t sinter on an annual average basis or 0.2 – 4.3 mg F/Nm^3 with 2100 Nm^3/t sinter on an annual average basis.



Source: [7, Bothe 1993]

Figure 3.11: Relationship between sinter feed basicity and fluoride emissions

3.2.2.1.2.6 Nitrogen oxides (NO_x)

[7, Bothe 1993] [65, InfoMil 1997] [387, Fisher et al. 2005]

The temperatures at the flame front in the sinter bed inherently cause NO_x formation. This NO_x can be formed in three ways: combustion of organic nitrogen compounds in the sinter feed ('fuel NO_x'); the reaction of decomposing components with molecular nitrogen (N_2) in the combustion zone ('prompt NO_x'); and the reaction of molecular oxygen (O_2) with molecular nitrogen (N_2) in the combustion air ('thermal NO_x'). Fuel NO_x can be the most important, representing about 80 % of the total, but also thermal NO_x can dominate by 60 – 70 %. In Table 3.4 emission factors are reported in the range of 302 – 1031 g NO_x/t sinter, which means concentrations of 143 – 491 mg NO_x/Nm^3 with 2100 Nm^3/t sinter. Emissions concentrations of up to 700 mg NO_x/Nm^3 are reported, which relate primarily to the nitrogen content in the fuels.

When the NO_x concentrations are determined at individual windboxes, it can be seen that the NO_x emissions are not evenly distributed along the sinter strand. However, compared to SO_2 the differences are not that significant (see Figure 3.7).

From sinter strand experiments, it has been shown that the nitrogen oxides in the waste gas consist mainly of NO. In addition, it was found that in situations where the permeability of the sinter bed decreased, the increase in the contact time between the air and the bed facilitated the formation of NO_x.

3.2.2.1.2.7 Other inorganic compounds

[229, Green 2004]

It has been reported that the emissions of HCN for sinter plants may be quite high. In one Belgium sinter plant where anthracite is used as a fuel, HCN emissions of about 1646 kg/yr

were observed. In an Australian iron and steel plant producing 5 Mt/yr of raw steel, HCN emissions from the sinter plant were reported as 1500 kg/yr in 2004 – 2005 and 2375 kg/yr in 2006 – 2007. These provide specific emissions of about 0.4 g/t sinter. The measured corresponding mass concentrations are 0.17 and 0.2 mg/Nm^3. It is worth mentioning that both plants either use anthracite mainly as a fuel or to reduce NO_x emissions, even if the possible impact on the generation of HCN is not clear.

On the other hand, two measurements taken at an Austrian and a German sinter plant showed quite the opposite results. The mass concentration was, in all cases, <0.02 mg/Nm^3, which means under the detection limit. It has also been reported that HCN mass concentrations at a Dutch plant and at a Belgium sinter plant using significant quantities of anthracite, the mass concentrations of HCN were always below the detection limit.

These results seem to be contradictory. As it remains unclear as to how HCN can be formed during sintering under prevailing oxidative conditions, exploratory analysis and research is recommended [128, Sporenberg 2006] [380, Voestalpine Linz 2008].

3.2.2.1.2.8 Hydrocarbons

[7, Bothe 1993] [45, Gebert 1995] [112, Pütz 1997] [300, Eurofer 2007]

Hydrocarbon emissions mainly consist of products formed from pyrolysis and incomplete combustion of carbon-bearing raw materials. Residues which contain oil are the major source of hydrocarbon emissions from sinter strands. For example, in exceptional circumstances, mill scale can contain up to 10 % oil [45, Gebert 1995]. Thus, prior to recycling back into the sinter operation, a pretreatment is necessary to comply with internal standards. Most integrated steelworks have introduced internal standards for the oil content of residues recycled to the sinter strand (some are <0.1 %, some <0.5 % and some <1 % in order to avoid operational problems with the ESP (scaling, glow fire) and also to minimise emissions. By doing this, the resulting oil content in the raw mix for the sinter strand should be <0.1 %.

Hydrocarbon emissions as a result of evaporation before the oxidation/incineration zone, reach the lower sinter bed layers (see Figure 3.3). These emissions include methane, aliphatic compounds, phenols, olefins and aromatics. From the data summarised in Table 3.4, it can be seen that the non-methane volatile organic compounds (NMVOC) emissions range is between 1.5 and 260 g C/t sinter, expressed as an annual average (which equates to an emissions concentration in the waste gas of approximately 0.7 – 120 mg/Nm^3, based on a waste gas flow rate of 2100 Nm^3/t sinter). The methane emissions range is from 35 to 420 g/t sinter, expressed as an annual average (which equates to an average emissions concentration in the waste gas of approximately 17 – 200 mg/Nm^3, based on a waste gas flow rate of 2100 Nm^3/t sinter).

In one Belgian sinter plant with a production of 3.186 Mt sinter/yr, benzene emissions of about 28176 kg/yr were measured. This provides specific emissions of about 8.84 g/t sinter and a corresponding mass concentration of 2.91 mg/Nm^3. In this plant, anthracite is used as a fuel. In an Australian plant where anthracite is used to reduce NO_x emissions, benzene emissions of 3600 kg/yr were detected from 2004 – 2005 which equates to concentrations of 0.35 mg/Nm^3 for an iron and steel installation producing 5 Mt/yr of raw steel. The factors influencing benzene emissions are not clear but they are likely to be associated with high volatile materials in the raw mix. Further research may be necessary.

3.2.2.1.2.9 Polychlorinated dibenzo-p-dioxins and furans (PCDD/F)

[224, Xhrouet 2002] [230, Brouhon et al. 2001] [258, Kuzuhara et al. 2003] [259, Kasama et al. 2006] [300, Eurofer 2007]

Table 3.4 shows a range of PCDD/F emissions from sinter plants (of 0.15 – 14.64 µg I-TEQ/t sinter), expressed on an annual average basis, with most plants being in the range of 0.2 to 6.0 µg I-TEQ/t sinter. These emissions rates equate to typical emissions concentrations in the waste gas of 0.07 – 2.86 ng I-TEQ/Nm^3 (based on a waste gas flow rate of 2100 Nm^3/t sinter).

This gives clear evidence that sintering is the major source for PCDD/F emissions in integrated steelworks. Thus, sintering has been the subject of several investigations carried out to evaluate where in the process and under which conditions PCDD/F emissions are generated. The objective of the research was to get a better understanding of how the formation of PCDD/F emissions can be prevented and/or what kind of eventual reduction techniques should be used and where the most effective stage for applying the technique is. Another question was to evaluate which PCDD/F emissions congeners occur together with PCDD/F emissions.

The overall mechanism of PCDD/F formation in the sinter process is complex and probably involves contributions from a variety of formation processes occurring at different positions within the bed owing to the vertical and longitudinal temperature distributions that exist there.

These formation processes are likely to involve the condensation of precursor molecules and de novo synthesis. The intervention of precursor molecules is easy to envisage with potential precursors for PCDD being chlorophenols or chlorodiphenyl ethers, and with PCB as precursors for PCDF.

‘De novo’ synthesis occurs on macro-structural carbon under an oxidation atmosphere at relatively low temperatures. The properties of a small quantity of residual carbon particulates, or ‘soot’ which is suspended on the exhaust gas and metallic chlorides, seem to have a great effect on the formation of PCDD/F.

PCDD/F formation requires different ingredients. In [224, Xhrouet 2002], [255, Kasai et al. 2001], [263, Kasai et al. 2001], [266, Kawaguchi et al. 2002], [300, Eurofer 2007] and [387, Fisher et al. 2005] further information is given on how different compounds contribute to the building of PCDD/F functioning as precursors. In order to explain the formation processes and requirements of precursors and subsequently appropriate abatement techniques, many investigations have been carried out from which the key results are included in the following list:

- (hydro)carbon: ores generally contain small amounts of organic materials. The main source of organic material are the reverts, e.g. mill scales, which might contain oil [257, Kawaguchi et al. 2002]. As has been reported and concluded, the nature of coke has little influence on the amount of global amounts of PCDD/F there are. It only seems to have an influence on the isomer distributions. Overall, it should be stated that the direct correlation of the amount of organics is linked to the appearance of VOC and this again has a strong correlation with the PCDD/F concentration
- chlorine: volatile Cl content (e.g. NaCl, KCl, $CaCl_2$) and organic content are effective factors of PCDD/F occurrences [257, Kawaguchi et al. 2002]. Sources of chlorines are ores which contain chloride and organic chlorides, e.g. in plastics. The total chloride content in iron ores is given as 12 – 720 ppm [266, Kawaguchi et al. 2002]. The chloride content of limestone and other fluxes is in the same range. The reverts exhibited the largest variations in chloride content with flue dusts having 1000 to 5000 ppm. Coke breezes generally have relatively low chloride contents. Correlations are described in [255, Kasai et al. 2001], [263, Kasai et al. 2001], [387, Fisher et al. 2005]
- metallic catalysts: metallic catalysts, such as Cu or Fe, can be contained in minerals and coke. A range of compositions of iron ores is given in [266, Kawaguchi et al. 2002].

Thus the range from ten different iron ores for copper is between 10 and 70 ppm and for iron between 57.2 and 67.9 wt-%

- chlorophenols and PCB: these are essentially precursors for the formation of PCDD/F and these compounds tend to predominate in sinter plant emissions (and in the emissions from other combustion sources). They are relatively volatile and may be driven off ahead of the combustion zone as the sinter bed is heated by the gaseous combustion products. Some studies have indicated that the concentrations of total PCB in coke breezes and iron ores are around 1 to 1.6 mg/kg and calculations for one sinter plant indicated a potential PCB input of 0.85 mg/kg sinter product, which therefore potentially represents a significant source of precursor molecules from what may be considered natural sources
- soot: this can be suspended in the waste gas, can have an imperfect crystalline structure and can contain both chlorides and catalytic elements
- PCDD/F in the reverts can also contribute to PCDD/F formation of the waste gas. The PCDD/F contents of some raw materials, mixed materials and produced sinter are shown in Table 3.9. Even as they are destroyed in the sinter strand while decomposing, the resulting compounds can contribute as precursors to the de novo synthesis.
-

Table 3.9: PCDD/F concentrations of raw materials, mixed materials and produced sinter

Material	PCDD		PCDF		PCDD/F	
	(ng/g)	(ng-TEQ/g)	(ng/g)	(ng-TEQ/g)	(ng/g)	(ng-TEQ/g)
Dry ESP dust	4.0 – 45.1 (1)	1.90	24 – 87.2 (1)	14.4	28 – 52	16.3 (1)
BF dust	0.2		0.18		0.37	
Mill scale	0.064		0.084		0.15	
Coke	0.04		0.07		0.11	
Returned ore	0.027		0.016		0.043	
Mixture	0.033		0.12		0.15	
Produced sinter	0.004		0.0008		0.005	
Granulated mixture (2)	0.053		0.082		0.13	

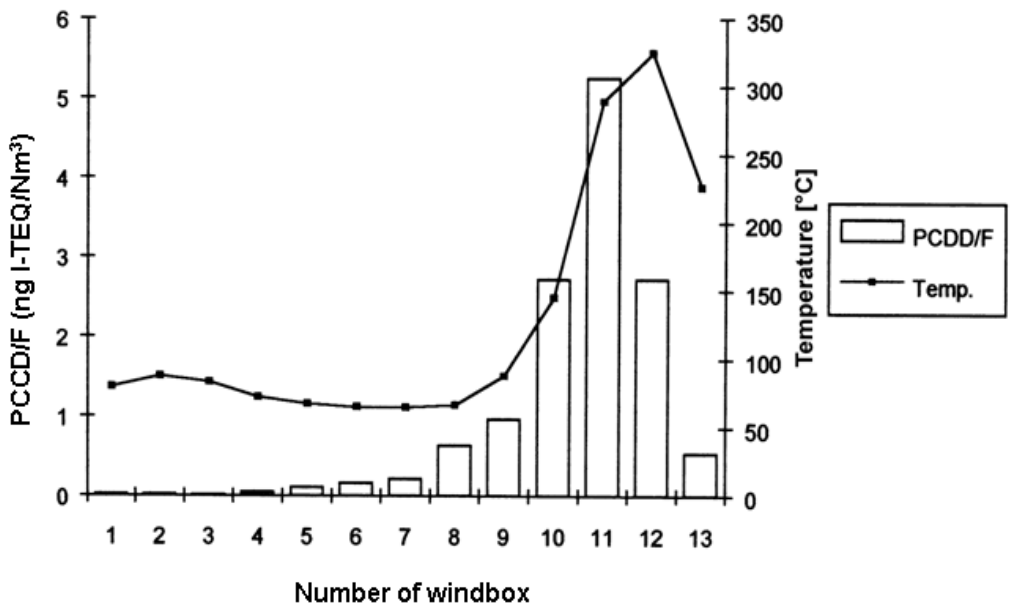
(1) Dust from an ESP of a sinter plant, working at 120 – 130 °C with three fields.
(2) Sinter plant characteristics: dry sinter production of 10000 t/day; effective sintering area of 330 m^2; bed thickness of 670 mm; windboxes: 21. Wet raw materials (t/day): iron ores 7660; limestone 1090; burnt lime: 170; coke: 410; returned sinter: 1770; dust: 390; mill scale: 470; serpentine: 310; other: 1300.

NB: Sinter plant characteristics: dry sinter production of 9600 t/d, wet blended ore (containing dusts 4 %, LD slag 4 %, mill scale 2 %, other 4 %): 10200 t/d, wet limestone: 560 t/day, wet burnt lime: 120 t/day, wet coke: 310 t/day, dry return sinter: 620 t/day, Ni slag: 70 t sinter/day, mixing water: 230 m^3/day). Effective sintering area: 210 m^2, bed thickness: 660 mm, number of windboxes: 15.

Source: [224, Xhrouet 2002] [256, Kasai et al. 2001] [263, Kasai et al. 2001].

Temperatures in the suction pipes are ideal for the de novo synthesis. Certain sections of the suctions pipes have adequate temperatures (250 and 450 °C have been measured; see Figure 3.12). ‘De novo’ reactions may appear on the particulates or in the particulates, immobilised in the inner part of the suction pipes or the sinter air pipes of the cleaning system.

The basic criteria that are required for the de novo synthesis of PCDD/F include the following: a solid carbon structure with an imperfect or degenerate graphitic structure, inorganic chlorine, copper or iron metal ions, an oxidising atmosphere and a temperature in the range of 250 to 450 °C. Most of these criteria can be met within the sinter bed and the windboxes. Therefore, a significant proportion of the PCDD/F are produced in the sintering process via the de novo synthesis route. Certainly, the studies carried out up to 2009 suggest that the formation of PCDD/F occurs principally within the sinter bed itself rather than downstream in the waste gas system as is generally found in municipal waste incinerators.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 3.12: PCDD/F and temperature profile in the waste gas along the sinter strand

Supporting evidence for the formation of PCDD/F in the sinter bed is as follows: beneath the sinter strand are the windboxes which are connected to the wind main by the wind legs. The windboxes and wind legs' mass emissions profile tends to peak at or around the burn-through point on the strand (Figure 3.7).

This could be attributed to the fact that waste gas temperatures also follow a similar trend and that the potential for de novo synthesis to occur in the windboxes and wind legs is at a maximum at this position in the strand. However, PCDD/F are present in the earlier windboxes and wind legs where temperatures are below the optimum range for de novo synthesis to occur. Thus, the commonly accepted explanation of the windboxes and wind legs profile is that PCDD/F are formed in the bed and subsequently trapped by condensation on the cooler burden at lower points in the bed. As the flame front moves downwards, the trapped PCDD/F are revolatilised and swept downwards through the bed as a tight zone until a point is reached where there is no cold burden left for trapping to occur. The latter mechanism is also supported by interrupted sinter pot experiments carried out in France, where it was demonstrated that PCDD/F were concentrated in cooler parts of the sinter bed.

In the sintering process, since the PCDD/F are formed principally within the sinter bed, little can be done to change the temperature profile of the bed without affecting the process as a whole. Attempts to prevent or minimise the formation of PCDD/F need therefore to be directed towards modifying the conditions in the bed in order to prevent the de novo formation of PCDD/F and any potential precursors.

Nevertheless, measurements carried out at two locations along a windbox at about 300 °C (closest point from the grate that could be practically reached and at about 3 m downstream) showed that the PCDD/F concentrations were multiplied by a factor of 10 between the two sampling points [230, Brouhon et al. 2001]. Furthermore, abatement trials using countercurrent inhibitors injected into the windboxes towards the grate showed reductions of PCDD/F concentrations which is only possible if PCDD/F are formed at least to some extent in the windboxes at this temperature.

Judging from the distribution of the PCDD/F released in the second stage, the mechanism of their formation is considered different from that of the PCDD/F formed in the first stage. In the

second stage, the PCDD/F might have been produced in the windboxes, with organic substances and chlorine supplied from incomplete sinter areas or with grease and dust in the windboxes.

The concentration profiles of the 17 targeted PCDD/F homologue groups can be substantially the same for all Corus sinter plants in the UK despite differences in feedstock composition. From the PCDD/F formation studies carried out on sinter plants throughout Europe, it has been found that the congener profiles of sinter plant waste gas emissions are almost the same for all sinter plants regardless of the actual concentration of PCDD/F in the waste gas. These observations suggest that the congener profile is a characteristic of the process and appears not to be directly related to the I-TEQ value. These findings also suggest that the formation of PCDD/F is subject to thermodynamic control and that a common formation mechanism applies in most, if not all, sinter plants. Table 3.10 indicates that the not fully chlorinated dibenzo-dioxin and dibenzo-furan congeners dominate the emissions of polychlorinated pollutants.

Table 3.10: Total concentrations of PCDD and PCDF homologue groups in wind leg samples

Congener	Wind leg number					
	4	**6**	**8**	**10**	**12**	**14**
	(ng/Nm^3)	(ng/Nm^3)	(ng/Nm^3)	(ng/Nm^3)	(ng/Nm^3)	(ng/Nm^3)
TetraCDD	0.14	1.49	0.91	2.45	0.59	0.85
PentaCDD	0.42	2.50	1.61	3.15	2.03	1.74
HexaCDD	0.63	2.53	1.31	2.40	2.49	2.68
HeptaCDD	0.51	1.37	0.79	1.20	1.51	1.39
OctaCDD	0.90	1.40	0.88	0.94	0.93	0.70
TetraCDF	22.86	132.48	73.16	169.17	184.50	109.87
PentaCDF	18.45	89.75	52.65	90.53	95.16	62.76
HexaCDF	13.72	51.09	25.92	41.06	42.35	31.05
HeptaCDF	4.20	13.87	6.36	9.29	8.65	8.18
OctaCDF	1.14	3.06	1.42	2.11	2.01	1.55
Source: [157, Thompson, P. et al 2003].						

3.2.2.1.2.10 Polychlorinated Biphenyls (PCB)

[9, Fisher et al. 1998] [122, Scholz et al. 1997] [300, Eurofer 2007] [387, Fisher et al. 2005]

PCB can be formed under the same conditions as those described above for PCDD/F. However, during the formation pathway, no scrambling of the phenyl rings takes place. In a further reaction, the PCB produced may undergo a ring closure to yield PCDF, but not PCDD. Thus, as is the case for PCDF, no aromatic precursors are necessary for it to be formed.

PCB may also be present in the raw materials. PCB concentrations in coke breeze and iron ores are reported to be around 1 – 1.6 mg/t and limited calculations for one sinter plant indicated a potential input of 850 µg/t graded sinter. Clearly there is a possibility that PCB could be destroyed in the incineration zone (see Figure 3.3) but it should be remembered that the combustion process is not as intense as in waste incinerators, for example, and it is thought unlikely that all the PCB in the process air can be destroyed in the combustion zone.

Moreover, PCB are relatively volatile and may be driven off as the burden is heated by the gaseous combustion products ahead of the combustion zone.

Table 3.11 shows some limited data concerning PCB emissions from sinter plants.

Table 3.11: PCB emissions from sinter plants

Pollutant	Range	Units
PCB ([1])	1 – 13	mg ∑PCB/t sinter
PCB ([2])	24.5 – 178	ng/t sinter
PCB ([2])	0.01 – 0.09 ([3])	ng/Nm^3

([1]) Sum of all PCB, calculated from (∑PCB 28+52+101+153+138+180) × 5 (factor of 5 according to [155, UN-ECE Pops 1997]). Data from two sinter plants.
([2]) WHO-12 PCB (dioxin-like congeners, expressed in terms of I-TEQ values), (see Section 0).
([3]) Range of annual average emissions concentrations using the average specific gas flow of 2100 Nm^3/t sinter.
Source: [300, Eurofer 2007].

Table 3.12 shows the PCB congeners which were found during the analysis of sinter waste gas.

Table 3.12: PCB congeners found in waste gases from sinter plants

PCB congeners (IUPAC number)	Chemical name
77	3,3',4,4' – TCB
118	2,3',4,4',5 – PCB
105	2,3,3',4,4' – PCB
126 ([1])	3,3',4,4',5 – PCB

([1]) For toxicity, however, the contribution of this congener is remarkably large.
NB: Coplanar polychlorinated biphenyls (co-PCB) amount to 5 – 10 % of the total toxicity of PCDD/F.

A strong correlation exists between the concentrations of PCDD/F and WHO-12 PCB (expressed in terms of I-TEQ values), such that the contribution of WHO-12 PCB to the overall I-TEQ concentration is typically 9 – 10 % of PCDD/F. The close relationship found between PCDD/F and PCB concentrations suggests that there is a common link between the formation of these compounds (see Section 0).

3.2.2.1.2.11 Further organohalogen compounds

[133, Stieglitz et al. 1997] [300, Eurofer 2007]

The presence of PCDD/F and PCB can be considered indicators for the formation of organohalogen compounds such as chlorobenzenes, chlorophenols, chloronaphthalenes, etc. Thus, these compounds could be expected in the waste gas of sinter plants although no investigations are known about this to date.

3.2.2.1.2.12 Polycyclic aromatic hydrocarbons (PAH)

[300, Eurofer 2007] [387, Fisher et al. 2005]

As mentioned in Section 3.1.3, the reactions in the sinter bed are complex. The combustion process is not homogenous and is incomplete, resulting in significant quantities of polycyclic aromatic hydrocarbons (PAH) being produced. The data presented in Table 3.4 show that annual average emission factors are in the range of 0.2 – 592 mg Borneff 6/t sinter (which equates to a range of annual emissions concentrations in the range of 0.1 – 282 µg Borneff 6/Nm^3).

No correlation was found between the concentrations of PCDD/F and PAH. No data are available, regarding what the most relevant PAH compounds in the emissions of sinter plants are.

3.2.2.1.2.13 Plumes

[261, Kasama et al. 2006]

Visible smoke of exhaust gas from iron ore sintering plants sometimes occurs. The following causes have been suggested:

- the dust that passes through the ESP is fine dust, at least 40 % of which are 10 µm or smaller in particulate size and mostly comprise sinter mix particulate and submicron KCl particulate
- a very small amount of SO_3 at a concentration of about 0.1 ppm is present in the exhaust gases from the sintering plant, and the occurrence of an acid dew owing possibly to the condensation of H_2SO_4 may induce the formation of mist and visible smoke when the gases are cooled. The phenomenon of a long horizontal trail of smoke, which is characteristic of exhaust gases from sintering plants, may be due to the effect of evaporation restraint by sulphuric acid in the mist
- the removal of dust alone by an ESP is typically not sufficient for preventing the formation of visible smoke of exhaust gases from sintering plants; desulphurisation treatment equipment also seems to be necessary
- during unusual operations (e.g. when a SO_x processing plant is not working properly), the concentration of SO_x in exhaust gas increases.

3.2.2.1.3 Dust emissions from sinter cooling

[300, Eurofer 2007]

After falling off at the end of the sinter grate – an area known as the discharge zone – product sinter is crushed, screened, conveyed and cooled. These operations have the potential for relevant dust emissions.

The cooling of sinter is processed with a huge amount of cooling air. Since the coolers are usually not fully covered, diffuse emissions occur. From the covered parts, the emissions can be collected and further treated. Abatement is carried out by collecting, filtering (using bag filters or ESPs) and recycling the main waste gases to the sinter strand. When the hot gases from sinter cooling and from the sinter screening are returned to the process in order to use the sensible heat, they can be returned to the process with or without prededusting. Often the waste gas from the cooler is treated together with waste gas extracted from the discharge zone. The limited data provided in Table 3.5 and Table 3.6 indicate a range of annual average emissions concentrations of 1 – 85 mg/Nm^3 at the sinter cooling stage (a range that corresponds to 14 – 212 g/t sinter).

The composition of the dust at the discharge zone and from cooling (secondary emissions) is different from dust emitted from the sinter strand (primary emissions). In particular, no or very low emissions of alkali chlorides and organic micro-pollutants occur and usually the dust can be recycled to the sinter process.

3.2.2.2 Waste water

[24, EC Haskoning 1993] [65, InfoMil 1997]

Rinsing water

The type of processes in an iron and steel plant inherently cause dust deposition on the plant premises. In order to prevent runoff to surface water, this should be removed, preferably by dry techniques. A few plants, however, do use rinsing water cleaning techniques. The resulting waste water contains suspended solids (including heavy metals) and is usually treated before discharge. For example, in a sinter plant with a production of approximately 11000 tonnes of sinter per day, the rinsing water flow is about 460 m^3/day. This waste water is treated by means of sedimentation in the recirculation circuit and enhanced settling prior to discharge. No data from other plants are available.

Cooling water

In the sinter plant, cooling water can be used for the cooling of the ignition hoods and the fans as well as for the sinter machines. In an integrated steelworks producing 4 Mt steel per year, the sinter plant cooling would require a water flow of approximately 600 m^3 per hour. The cooling water is normally completely recycled. Legal constraints of the local authorities in some countries demand for the prevention of plumes or the formation of industrial snow and ice during the winter period from re-cooling towers, which might prevent further cooling water recycling.

Waste water from waste gas treatment

Waste water from waste gas treatment will only be generated if a wet abatement system is applied. The water flow contains suspended solids (including heavy metals), persistent organic pollutant compounds such as PCDD/F and PCB, PAH, sulphur compounds, fluorides and chlorides. It is usually treated before discharge. The quantity and quality of such waste water is described in Section 3.3.2.4.

3.2.2.3 Process residues such as waste and by-products

[7, Bothe 1993]

Normally all solid process residues such as waste and by-products originating from the sinter plant (dusts from dedusting devices and sieving fractions) are recycled to the strand. However, there can be four exceptions:

- the first concerns sludge from wet waste gas treatment systems, which may be put to landfill or sometimes returned to the sinter plant. There is only one plant in Europe operating such a system, which might be shut down in the medium term
- the second exception is filter dust from the last field of electrostatic precipitators (ESP). As mentioned in Section 3.2.2.1.2.2, most European sinter plants are operated with fully closed dust cycles [7, Bothe 1993]. However, some plants exclude fine dust from the last field of the ESP. This dust mainly consists of alkali and metal chlorides. This ‘partly open filter dust cycle’ is carried out in order to improve the operation of the ESP or (in one case) of the bag filter, or to reduce alkali and metal chloride emissions
- the third exception concerns dusts with high alkali, chlorides and sulphur contents which can deteriorate the abatement efficiency of ESPs (see Section 3.3.2.1)
- the fourth concerns constraints due to stringent national legal criteria for recycling.

3.2.2.4 Energy consumption

The European Blast Furnace Committee Survey of the operational data for sinter plants (2004) reveals that sinter plants use 1290 – 1910 MJ/t sinter of thermal energy (solid fuels including flue dust and ignition fuel), with an average consumption of 1344 MJ/t sinter. These are 39 –

64 kg coke breeze equivalents/t sinter, with an average of 50 kg. Total electrical consumption is in the range of 92 to 155 MJ/t sinter [299, Eurofer 2007]. The consumption of heat for ignition is between 70 and 85 MJ/t sinter [241, Poland 2007]. There is only a slight difference in fuel consumption between low basicity sinter (<1.7 CaO/SiO_2) and higher basicity sinter (≥1.7 CaO/SiO_2) [200, Commission 2001].

Table 3.2 shows data for 20 European sinter plants. Coke is the dominant sinter plant energy input (about 88 %), with electricity and gas (COG and/or BF gas and/or natural gas) making up the remainder. The main energy outputs are via waste gas, water evaporation, the reaction energy required and the sinter itself. Sinter cooling is often combined with the recovery of sensible heat [300, Eurofer 2007].

3.2.2.5 Noise

[242, Caughlin 2007]

The following noise sources dominate in sintering plants:

- sinter waste gas fans
- sinter cooling fans
- sinter crushing.

Noise can be an important issue in some installations. The properties of the noise are high-energy noise of low frequency. This noise is caused by fan-tip frequency (speed) and by the throttling of flows through the sinter beds.

3.3 Bei der Bestimmung der BVT für Sinteranlagen zu erwägende Techniken

In diesem Unterkapitel werden Maßnahmen/Techniken (oder deren Kombinationen) sowie damit verbundene Überwachungsmaßnahmen beschrieben, bei denen angenommen wird, dass diese ein hohes Umweltschutzpotenzial für die in diesem Dokument behandelten Tätigkeiten haben.

Dieses Unterkapitel beinhaltet prozessintegrierte sowie nachgeschaltete Techniken. Abfallvermeidung und -entsorgung sowie Verfahren zur Abfallminimierung und zum Recycling werden ebenfalls betrachtet. Weiterhin werden Maßnahmen/Techniken zur Senkung des Verbrauchs an Rohmaterialien, Wasser und Energie behandelt.

Anhang III der Richtlinie nennt eine Reihe von Kriterien, die bei der Bestimmung der BVT in Betracht zu ziehen sind. Die Informationen in diesem Unterkapitel zielen auf diese Kriterien ab. Soweit möglich, wird zur Gliederung der zu jeder Maßnahme/Technik zusammengetragenen Informationen die in Tabelle 3.13 beschriebene einheitliche Struktur verwendet, um einen Vergleich der Maßnahmen/Techniken und eine objektive Bewertung gemäß der Definition von BVT in der Richtlinie zu ermöglichen.

Dieses Unterkapitel enthält nicht notwendigerweise eine abschließende Liste aller Maßnahmen/Techniken, die in dieser Branche angewendet werden können – es mögen weitere Techniken existieren oder entwickelt werden, die bei der Bestimmung der BVT für eine einzelne Anlage in Erwägung kommen können.

Tabelle 3.13: Struktur der Informationen zu allen in diesem Unterkapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken

Betrachtete Aspekte	Enthaltene Informationen
Beschreibung	Technische Beschreibung der Maßnahme/Technik, soweit zweckmäßig auch mit Hilfe von Abbildungen, Schemata, Diagrammen etc.
Erreichte Umweltentlastungseffekte	Hauptsächliche Umweltvorteile (einschließlich Energie-, Wasser- und Rohmaterialeinsparungen sowie Steigerungen der Produktivität und der Energieeffizienz), die durch die Maßnahme/Technik erreicht werden
Medienübergreifende Effekte	Hauptsächliche Nebeneffekte und Nachteile für andere Umweltmedien, die durch die Anwendung dieser Maßnahme/Technik verursacht werden, einschließlich des Vergleichs einzelner Umweltwirkungen (quantifizierten Vor- und Nachteilen, soweit verfügbar) mit denen anderer Maßnahmen/Techniken, um die Effekte dieser Maßnahme/Technik auf die Umwelt als Ganzes bewerten zu können. Dieses kann folgende Aspekte betreffen: • Verbrauch an Rohmaterialien und Wasser • Energieverbrauch und Beitrag zur Klimaveränderung • Schädigungspotenzial für die Ozonschicht • Photochemisches Ozonformationspotenzial • Versauerungspotenzial durch Luftemissionen • Staubbelastung der Luft (einschließlich Feinstpartikeln und Metallen) • Eutrophierung von Land und Gewässern durch Luft- oder Wasseremissionen • Sauerstoffzehrungspotential im Wasser • persistente, giftige oder bioakkumulierende Stoffe in Luft oder Wasser (einschließlich Metallen und -verbindungen) • Erzeugung oder Vermeidung von Rückständen/Abfällen • Möglichkeiten zur Wiederverwendung und -verwertung von Rückständen/Abfällen • Lärm und/oder Gerüche • Störfallrisiko
Betriebsdaten	Aktuelle Leistungswerte (unter Angabe der Referenzbedingungen, Überwachungszeiträume und der verwendeten Messmethoden) zu Emissionenwerten, Verbrauchsdaten (Rohmaterialien, Wasser, Energie) und der Menge der anfallenden Abfälle. Andere relevante Informationen, wie diese Technik zu betreiben, zu warten und zu überwachen ist.
Anwendbarkeit	Beschreibung der Arten von Anlagen, bei denen die Maßnahme/Technik angewendet – oder nicht angewendet – werden kann, sowie von Beschränkungen ihrer Anwendbarkeit in speziellen Fällen, z. B. aufgrund des Alters der Anlage (neue oder bestehende Anlage), ihrer Kapazität (groß oder klein), der bereits installierten Techniken oder der Art und Qualität ihrer Produkte.
Wirtschaftliche Aspekte	Informationen zu Kosten (Investitions- sowie Betriebskosten) und möglichen Einsparungen (z. B. reduzierter Rohmaterial- oder Energieverbrauch, Entsorgungskosten) oder zusätzlichen Erlösen, einschließlich der Erläuterung, wie diese Kosten, Einsparungen und Erlöse berechnet oder geschätzt wurden. Einschließlich relevanter Informationen für den Neubau oder die Ertüchtigung bestehender Anlagen. Dies soll ermöglichen, die gesamte ökonomische Dimension dieser Technik zu erkennen.
Auslöser für die Umsetzung	Lokale Bedingungen, Anforderungen (z. B. gesetzliche, Sicherheitsmaßnahmen) oder nicht umweltbezogene Gründe (z. B. Steigerung der Produktivität oder der Produktqualität), die zur Umsetzung dieser Maßnahme/Technik geführt oder diese befördert haben.
Referenzanlagen	Verweis auf die Anlage(n), in denen die Maßnahme/Technik umgesetzt wurde, über die Informationen bereitgestellt und beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden. Angaben zur Verbreitung der Anwendung dieser Maßnahme/Technik in Europa oder weltweit.
Referenzliteratur	Literatur oder anderes Referenzmaterial (z. B. Bücher, Berichte, Studien, Internetseiten), die beim Schreiben dieses Unterkapitels verwendet wurden und die detailliertere Informationen über diese Maßnahme/Technik enthalten.

3.3.1 Prozessoptimierung

Beschreibung
Planmäßige und sorgfältig implementierte Instandhaltungs- und Wartungsroutinen können dafür sorgen, dass die Sinteranlage kontinuierlich betrieben werden kann und ohne nennenswerte Störungen Sinter erzeugen kann. Dies ist eine der wichtigsten prozessintegrierten Maßnahmen, um die Emissionen von Sinteranlagen zu mindern. Störungen des gleichmäßigen Vordringens der Flammenfront durch das Sinterbett entstehen durch unplanmäßige Stillstände des Sinterbands. Dieses wirkt sich nachteilig auf die Formation von Staub und einigen organischen Verbindungen aus.

Untersuchungen hinsichtlich der Entstehung von PCDD/F-Emissionen im Sinterprozess [9, Fisher et al. 1998] haben gezeigt, dass die PCDD/F im Sinterbett selbst gebildet werden, wahrscheinlich gleich vor der Flammenfront, wo die heißen Gase durch das Sinterbett und in gewissem Maße auch in die Windkästen und Windstränge gesogen werden (siehe Abschnitt **3.2.2.1.2.9**). Es wurde auch gezeigt, dass Störungen des Vordringens der Flammenfront, d. h. unstetige Betriebszustände, zu höheren PCDD/F-Emissionen führen. Die Lösung war folglich, den Sinterprozess so gleichmäßig wie möglich zu betreiben, sowohl in Hinblick auf die Bandgeschwindigkeit als auch hinsichtlich geringer Schwankungen in der Sinterbettzusammensetzung (namentlich einer gleichmäßigen Zumischung von Rücklaufmaterial und der Minimierung des Chloreintrags) sowie geringer Schwankungen der Höhe des Sinterbetts. Weiterhin kann es sich positiv auf die Emissionen aus dem Sinterband auswirken, wenn bei den Hilfsstoffen wie Branntkalk eine konstante Zuführungsrate aufrecht erhalten, der Öl-Gehalt im Walzzunder auf Werte unter <0.5 % (was einer Öl-Konzentration in der gesamten Sintermischung von <0.1 % entspricht) begrenzt und das Sinterband, die Rohrleitungen und Entstaubungseinrichtungen luftdicht gehalten werden, um den Falschlufteintrag in die Prozesse soweit wie möglich zu minimieren.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Beim Anfahren des Sinterbands nach einem kurzen Stillstand können in Folge der Austrocknung des Sinterbands und der sich auflösenden Flammenfront höhere als normale Staubemissionen auftreten. Nach längeren Stillständen kann es notwendig sein, den Betrieb ohne laufende nachgeschaltete Minderungstechniken wieder aufzunehmen, z. B. wenn der Elektro- oder Gewebefilter zum Schutz vor hohen Feuchtigkeitsgehalten mit einem Bypass umgangen werden muss. Folglich führt die Minimierung von Bandstillständen und kurzzeitigen Schwankungen im Betrieb des Sinterbands zu einer Minderung von Emissionsspitzen an Staub und mindert die sichtbaren Umweltbelastungen aus dem Anlagenbetrieb. Andere Luftemissionen werden ebenfalls durch einen konstanten Betrieb gemindert.

Es gibt keine einzelne Technik, die eine vergleichsweise geringe PCDD/F-Bildung ermöglicht, vielmehr scheint dazu eine Kombination der obengenannten Techniken notwendig zu sein, wozu insbesondere ein kontinuierlicher Betrieb des Sinterbands gehört.

Medienübergreifende Effekte
Durch einen gleichmäßigen Betrieb sinkt der Energieverbrauch. Es gibt keine negativen medienübergreifenden Effekte. Durch Anwendung der vorgenannten Techniken ergeben sich zusätzliche Vorteile in Hinblick auf die Leistungsfähigkeit der Anlage, die sich in einer erhöhten Produktivität, einem geringeren Energieverbrauch und einer gleichmäßigeren Sinterqualität niederschlagen.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die beschriebenen Techniken können bei neuen und bestehenden Anlagen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es fallen keine Installationskosten an. Die laufenden Kosten für Wartung und Instandhaltung sowie Arbeitskraft werden durch die Vorteile einer höheren Produktivität und einer konstanten Sinterqualität ausgeglichen. Weiterhin führt eine gute Instandhaltung und ein gleichmäßiger Betrieb der Anlage zu einem niedrigeren Brennstoff- und sonstigen Energieverbrauch.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Die vorgenannten Techniken werden üblicherweise in den Europäischen Anlagen angewandt. Alle Betreiber sind bestrebt, durch Aufrechterhaltung von hohen Wartungs- und Instandhaltungsstandards ihre Sinteranlagen so gleichmäßig wie möglich zu betreiben, um Bandstillstände zu minimiren.

Referenzliteratur
[9, Fisher et al. 1998] [301, Eurofer 2007]

3.3.2 Minderungstechniken für Luftemissionen aus Sinteranlagen

3.3.2.1 Hochentwickelte Elektrofilter (E-Filter)

Beschreibung
Die am häufigsten in der EU verwendete Minderungstechnik zur Behandlung der großen Abgasvolumina aus Sinteranlagen sind trockene Elektrofilter mit drei oder vier Feldern in Serie. Elektrofilter arbeiten mit einem quer zur Bewegungsrichtung des im Luftstrom enthaltenen Staubs erzeugten elektrostatischen Feld. Die Partikel werden negativ geladen und wandern zu den positiv geladenen Niederschlagselektroden. In trockenen E-Filtern wird das abgeschiedene Material durch „Klopfer“ entfernt, die die Niederschlagselektroden regelmäßig anschlagen oder rütteln und so das Material ablösen, damit es in die Sammeltrichter fällt.

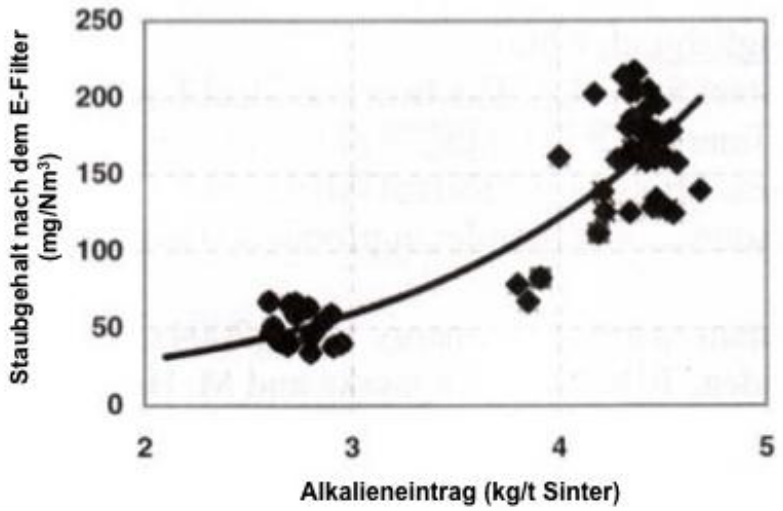
In nassen E-Filtern wird das abgeschiedene Material durch einen konstanten Wasserstrom ausgetragen, welcher gesammelt und anschließend gereinigt wird.

Um eine angemessene Abscheidung zu erreichen, sollte der spezifische Widerstand der Staubpartikel im Bereich von $10^4 – 10^9$ Ωm liegen. Üblicherweise liegen die meisten Staubpartikel im Abgas von Sinteranlagen in diesem Bereich, es treten aber auch Verbindungen mit einem deutlich höheren spezifischen Widerstand auf, z. B. Alkalichloride, Schwermetallchloride und Calciumoxide (siehe **Figure 3.10**), bei denen es schwierig ist, sie mit hoher Wirksamkeit abzuscheiden.

Weitere Faktoren, die die Wirksamkeit beeinflussen, sind der Abgasvolumenstrom, die Stärke des elektrischen Felds, Staubfracht, SO_3-Konzentration und Feuchtigkeitsgehalt des Abgases sowie die Form und Größe der Elektroden.

Eine Verbesserung der Wirksamkeit von E-Filtern konnte durch die Anwendung höherer Spannungen oder variabler Spannungsimpulse und einer reaktionsschnellen Steuerung der Spannung und des Stromflusses erreicht werden. Die Funktion der Filter wurde durch die Einführung von Systemen zur Steigerung der Klopfkraft auf eine Gravitationskonstante von 200, eine Überlagerung mit energiereichen Spannungsimpulsen und die Vergößerung der Plattenabstände in den Filtern weiter verbessert. Eine Konditionierung mit SO_3 und/oder Wasserdampf kann ebenso die Filterwirksamkeit verbessern. Nachteilig ist, dass die HCl-Emissionen ansteigen können.

Abbildung 3.13 zeigt, welchen Einfluss bei der Sinteranlage der Voestalpine Stahl GmbH in Donawitz (Österreich) der Eintrag an Alkalien (z. B. Na, K) in den Sinterprozess auf die Staubemissionen hinter dem E-Filter hatte (mittlerweile wurden dort Gewebefilter installiert). Das Diagramm zeigt, dass Staubemissionswerte unter 50 mg/Nm^3 nur bei einem Alkalieneintrag unter 2,5 kg pro Tonne Sinter erreichbar waren.



Quelle: [277, Wiesenberger 2007]

Abbildung 3.13: Einfluss des Alkalieneintrags in den Sinterprozess auf die Staubemissionen hinter dem E-Filter der Sinteranlage der Voestalpine Stahl GmbH in Donawitz (Österreich)

Nachfolgend werden drei leistungsfähige Arten von E-Filtern eingehender beschrieben:

1. Überlagerung mit Energieimpulsen: Das Impulssystem erzeugt einen Spannungsverlauf, bei dem eine geglättete negative Spannung mit kurzen negativen Spannungsimpulsen überlagert wird. Diese Hochspannungsimpulse haben eine Dauer von 140 µs und können mit einer Frequenz von bis zu 200 Impulsen pro Sekunde wiederholt werden. Durch die höhere Spitzenspannung bei der Impulsüberlagerung wird eine bessere Partikelbeladung und Stromverteilung im E-Filter ermöglicht. Eine wichtige Eigenschaft dieser Impulsüberlagerung ist ihre Wirksamkeit bei der Abscheidung von Stäuben mit hohem spezifischen Widerstand (siehe Abschnitt **3.2.2.1.2.1**).
2. E-Filter mit bewegten Elektroden (MEEP, für *engl.* Moving Electrode Electrostatic Precipitator): In MEEP werden mehrere Gruppen von Elektrodenplatten mit Kettenantrieb bewegt. Sie werden ständig durch rotierende Bürsten gereinigt. Auf diese Weise wird der stark anhaftende Staub leicht von den Platten gelöst und der Isoliereffekt der Staubschicht vermieden.
3. Elektrostatische Spitzen-Reinigung (ESCS, für *engl.* Electrostatic Space Cleaner Super): Die ESCS wird mit höheren Spannungen betrieben (70-200 kV). Dies ist durch die größeren Abstände zwischen den Elektrodenplatten möglich.

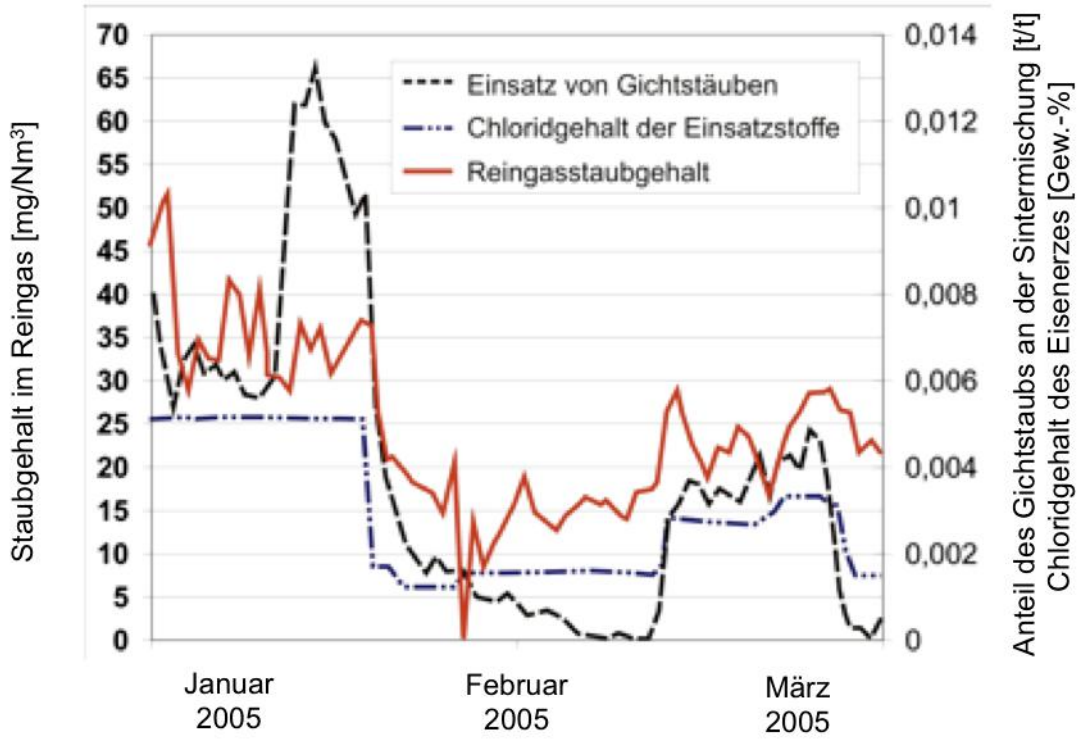
Weitere Techniken zur Verbesserung der Leistung von E-Filtern sind die Steuerung der Filter mit programmierbaren Systemen und die Verwendung von bis zu fünf elektrischen Feldern.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

E-Filter mindern die Staubemissionen mit einem Wirkungsgrad von >95 %. In einigen Fällen ist ein Wirkungsgrad von über 99 % erreichbar. Im Jahresmittel können E-Filter mit MEEP-Feldern Staubkonzentrationen im Bereich von 20 bis 50 mg/Nm³ erreichen, wenn nur normale Betriebsbedingungen berücksichtigt und Start- und Abschaltvorgänge ausgeschlossen werden. Anhand von Messwerten einer Anlage aus dem Jahr 2005 kann man sehen, dass mit MEEP Tagesmittelwerte von unter 30 mg/m^3 erreicht werden können [326, Buchwalder, J. et al 2008]

(siehe Abbildung 3.14). Bei dieser Anlage lagen die Tagesmittelwerte der Staubkonzentration in den Jahren 2005 bis 2007 zwischen 24,6 und 29,4 mg/Nm³.

Für zwei deutsche Sinteranlagen, die mit E-Filtern ausgestattet sind, wurden Staubemissionswerte von 36 mg/Nm^3 berichtet (Jahresmittelwerte, basierend auf kontinuierlich gemessenen Halbstundenmittelwerten; das 5%- Perzentil betrug bei einer Anlage 25 mg/Nm^3, das 95%-Perzentil 65 mg/Nm^3) [244, Plickert 2007]. E-Filter mit Energieimpuls-Überlagerung können im Jahresmittel Werte zwischen 43 und 77 mg/Nm^3 erreichen, jedoch kann sich dieser Bereich bei Anlagen, die besondere Erze einsetzen, auf Werte bis zu 140 mg/Nm³ erstrecken. Obgleich ECSC-Filter in der EU nicht betrieben werden, wurde berichtet, dass diese Emissionswerte <40 mg/Nm³ erreichen können, wenn auch die Grundlage dieser Werte nicht bekannt ist.



Quelle: [326, Buchwalder, J. et al 2008]

Abbildung 3.14: Mittels E-Filter erreichte Staubkonzentrationen im Reingas eines Sinterbands in Abhängigkeit von der Verminderung des Chloreintrags

Staubemissionen in Höhe von 36 mg/Nm^3 (Jahresmittelwerte) wurden von Sinteranlagen in Deutschland erreicht, bei denen eine Eindüsung von Zeolithen und Braunkohlenkoks vor dem E-Filter erfolgt. In einer dieser Anlagen erfolgt zudem eine teilweise Rückführung des Abgases.

Staubemissionen zwischen 20 und 42,7 mg/Nm^3 wurden bei zwei Sinteranlagen von ArcelorMittal in Gent (Belgien) in 2008 erreicht. Deren E-Filter sind mit Mikropulstechnik ausgestattet. Es ist zu beachten, dass die genannten Werte Jahresmittelwerte sind. Die mit den E-Filtern der beiden Sinteranlagen von ArcelorMittal Gent (Belgien) in 2008 erreichten Staubminderungsgrade sind Tabelle 3.14 zu entnehmen.

Tabelle 3.14: Leistungswerte der E-Filter der Sinteranlagen von ArcelorMittal Gent (Belgien) in 2008

Parameter	Sinteranlage 1	Sinteranlage 2	Einheit
	Staub	Staub	mg/Nm^3
Jahresmittelwert	20,01	42,72	mg/Nm^3
Standardabweichung	9,64	9,72	mg/Nm^3
Minimum	6	25,6	mg/Nm^3
Maximum	67,3	100,6	mg/Nm^3
Median	17,1	40,5	mg/Nm^3
95%-Perzentilwert	37,6	61	mg/Nm^3
Quelle: [177, Eurofer 2009].			

Tabelle 3.15 zeigt die mit E-Filtern erreichten Emissionswerte aus der Sinterbandentstaubung von drei deutschen Sinteranlagen, einschließlich statistischer Angaben sowie der jeweiligen Bezugszeiträume.

Tabelle 3.15: Mit E-Filtern erreichte Emissionswerte aus der Sinterbandentstaubung von drei deutschen Sinteranlagen

Parameter	Emissionswert	Perzentilwerte		Einheit	Bezugs-zeitraum
		5 %	95 %		
Staub	36			mg/Nm^3	JMW
	36	25	65		HSMW (kont.)
	29,4	15	40		HSMW (kont.)
NO_x	384			mg/Nm^3	JMW
	400	320	520		HSMW (kont.)
	272	200	350		HSMW (kont.)
SO_x	250	200	550	mg/Nm^3	HSMW (kont.)
	311				JMW
	425	300	550		HSMW (kont.)
HF	0,6			mg/Nm^3	JMW
	0,7				JMW
	1,4				HSMW
HCl	0,72	n.v.	3	mg/Nm^3	JMW
	17,4				HSMW
	20,4				HSMW
Cd, Tl	0,0067			mg/Nm^3	JMW
Cd	0,04			mg/Nm^3	HSMW
Hg	0,025				HSMW
As, Co, Ni, Se, Te	0,02			mg/Nm^3	JMW
	0,018				
Pb, Cr, Cu, Mn, V	0,87			mg/Nm^3	JMW
Cu, Mn, V	0,47			mg/Nm^3	HSMW
Pb	1,98			mg/Nm^3	JMW
	0,64				
Cr	0,008			mg/Nm^3	HSMW
BaP	0,001			mg/Nm^3	HSMW
Benzol	0,38			mg/Nm^3	HSMW
TOC	58,2			mg/Nm^3	HSMW
PCDD/F	0,4 ([1])			ng/Nm^3	JMW
	0,166 ([2])([3])				8SMW
	0,152 ([2])([3])				8SMW
	0,22 ([2])([3])				8SMW
	0,129 ([4])				8SMW
	0,25 ([5])				8SMW

([1]) mit Abgasrückführung sowie Eindüsung von Zeolithen und Braunkohlenkoks
([2]) mit Eindüsung von Zeolithen und Braunkohlenkoks
([3]) Mittelwert aus 8 Messungen.
([4]) Mittelwert aus 4 Einzelmessungen im Januar 2006, abzüglich der Messunsicherheit
([5]) Mittelwert aus 3 Einzelmessungen im April 2006, abzüglich der Messunsicherheit

Legende: HSMW= Halbstundenmittelwert
JMW = Jahresmittelwert
kont. = kontinuierlich gemessen
n.v. = nicht verfügbar
8SMW = 8-Stunden-Mittelwert

Quellen: [128, Sporenberg 2006] [187, TÜV SÜD 2007] [244, Plickert 2007].

Medienübergreifende Effekte

Es fallen feste Abfallstoffe an. In einigen Fällen können diese Abfallstoffe in den Sinterprozess zurückgeführt werden. Zu hohe Konzentration an Schwermetallen und/oder Alkaliverbindungen können das Recycling behindern.

Der Energieverbrauch beträgt bei einer Sinteranlage mit einem Abgasvolumenstrom von ungefähr 1 Mio. Nm^3/h zwischen 300 und 400 kW. Bezogen auf eine Sintererzeugung von 4 Mio. t/a bedeutet dies einen Energieverbrauch von 2 – 3 MJ/t Sinter oder 0,1 – 0,15 % des gesamten Energieverbrauchs für den Sinterprozess.

Betriebsdaten
E-Filter sind die am weitesten verbreitete Staubminderungtechnik für die Abgasreinigung an Sinteranlagen. Normalerweise können E-Filter auch problemlos eingesetzt werden. Es muss allerdings auf den Gehalt an Kohlenwasserstoffen im Abgas geachtet werden, um die Gefahr von Bränden auszuschließen. Durch Begrenzung des Einsatzes von Walzzunder können die Betreiber das Auftreten von Kohlenwasserstoffen im Abgas verhindern.

Zusätzlich zur Anpassung und Anwendung von hochentwickelten E-Filtern werden häufig die nachfolgend genannten Techniken angewendet, um einen maximalen Staubminderungsgrad zu erreichen:

- sorgfältige Auswahl von unproblematischen Kreislaufmaterialien
- Beschränkung des Einsatzes von problematischen Kreislaufmaterialien, z. B. ölhaltigem Walzzunder und chlorid- oder alkalihaltigen Stäuben und Schlämmen
- Vorabmischung und Homogenisierung der Kreislaufmaterialien
- Deponierung des Staubs aus dem letzten Feld des E-Filters, welcher die meisten Alkalien und Chloride enthält
- Anpassung des Betriebs der Sinteranlage an die Reinigungsleistung der E-Filter, z. B. durch Variation der Produktivität, der Höhe des Sinterbetts und der Bandstillstände.

Tabelle 3.16 liefert einige Betriebs- und Kostendaten zu in Sinteranlagen eingesetzten Elektrofiltern. Bei den angegebenen (berichteten) Emissionswerten ist nicht immer klar, auf welche Zeiträume sie sich beziehen (z. B. ob es sich um Tagesmittelwerte oder Werte aus Einzelmessungen handelt).

Anwendbarkeit
Elektrofilter können sowohl an neuen als auch an bestehenden Anlagen installiert werden. MEEP können als letztes Feld eines bestehenden Elektrofilters oder als eine separate Einheit (mit eigenem Gehäuse) installiert werden; ob beide Arten der Installation möglich sind und wie diese ausgestaltet werden können, ist von Standort zu Standort unterschiedlich.

Wirtschaftliche Aspekte
Der entscheidende Kostenfaktor ist der Abgasvolumenstrom. Der Investitionsaufwand für die Ertüchtigung zweier bestehender E-Filter zu solchen der letzten Generation für eine Sinteranlage mit einem Abgasvolumenstrom von 1,4 Mio. Nm^3/h wurde im Jahr 2002 auf 10 – 15 Mio. € geschätzt (am Beispiel der Sinteranlage von ArcelorMittal in Fos sur Mer, Frankreich).

Für das Jahr 1996 wurden folgende Kosten für einen E-Filter berichtet:

- Investitionskosten: 5 – 7,5 €/(Nm^3/h)
- Betriebskosten: 0,05 – 0,08/1000 Nm^3 behandeltes Abgas
- Für eine Sinteranlage mit einer Produktionskapazität von 4 Mt/a, einem Abgasvolumenstrom von 1 Mio. Nm^3/h und 8640 Betriebsstunden pro Jahr würden sich folgende Kosten ergeben:
  - Investitionskosten: 5 – 7.5 Mio. €
  - Betriebskosten: 0,11 – 0,16 €/t Sinter.

Bei den genannten Beispielen wurden die Kostenangaben für 1996 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

Für die Ergänzung eines bestehenden E-Filters um eine MEEP-Stufe wurden für das Jahr 1997 Kosten in Höhe von 1,1 Mio. € angegeben, bezogen auf einen Abgasstrom von 500 000 Nm^3/h.

Auslöser für die Umsetzung
Der wichtigste Auslöser für die Umsetzung der beschriebenen Techniken waren strenge Emissionsgrenzwerte oder andere gesetzliche Anforderungen.

Referenzanlagen
Die Überlagerung mit Energieimpulsen wurde bei vielen Sinteranlagen umgesetzt, z. B. bei vier Sinterbändern von Gwangyang Works in Posco (Süd-Korea), bei zwei Sinterbändern von ThyssenKrupp Steel in Duisburg (Deutschland), bei zwei Sinterbändern von ArcelorMittal in Dünkirchen und Fos sur Mer (Frankreich) und bei zwei Sinterbändern von ArcelorMittal in Gent (Belgien). Einige Anlagen von Corus UK haben Systeme mit Spannungsspitzen-Regulierung und Mikropulstechnik.

MEEP-Systeme wurden bei zwei Sinteranlagen in Japan, bei zwei Sinterbändern von Riva in Taranto (Italien) und bei der Sinteranlage von ArcelorMittal in Eisenhüttenstadt (Deutschland) installiert.

Ein ESCS-Filter wurde bei der Sinteranlage Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Japan installiert.

Referenzliteratur
[7, Bothe 1993] [45, Gebert 1995] [61, Hodges 1995] [65, InfoMil 1997] [71, Kim et al. 1998] [145, UBA Comments 1997] [209, EC 2005] [241, Poland 2007] [242, Caughlin 2007] [244, Plickert 2007] [247, Netherlands 2007] [252, France 2007] [254, Eurofer 2007] [276, Italy 2007] [277, Wiesenberger 2007] [295, Hartig et al. 2006] [308, Eurofer 2007] [326, Buchwalder, J. et al 2008]

Tabelle 3.16: Betriebs- und Kostendaten zu MEEP und ESCS-Elektrofiltern, die zur Abgasreinigung in Sinteranlagen betrieben werden

		Einheit	Nippon Steel Corp. Wakamatsu/Yawata works Japan	ArcelorMittal Eisenhüttenstadt Deutschland	Kobe Steel Ltd. Kakogawa works Japan	Sumitomo Metal Ind., Ltd. Wakayama Japan
Sintererzeugung:	Auslegung	t/h	1000	n. b.	560	n. b.
	aktuell		600	350	375	185
Gesamter Abgas-volumenstrom:	Auslegung	10^6 Nm^3/h	2	0,53	1	n. b.
	aktuell		1	0,52	0,7	0,4
Basizität des Sinters:		CaO/SiO_2	1,92	1,97	1,8	2,2
E-Filter:	Art		ESCS ([1])	MEEP ([2])	n. b.	Trockener E-Filter
	Anzahl		2 (parallel)	1	3 (parallel)	1
	Volumenstrom pro E-Filter	10^6 Nm^3/h	0,5	0,53	0,25 – 0,33	0,4
Staub-Rohgaswerte	Auslegung	mg/Nm^3	1000	max. 1000	1000	n. b.
	aktuell	mg/Nm^3	n. b.		1000	1100
Staub-Reingaswerte:	Auslegung	mg/Nm^3	50	35	50	n. b.
	aktuell	mg/Nm^3	20 – 37	25 – 30	30 – 50	40
Wirkungsgrad des E-Filters:	Auslegung	%	95	n. b.	95	n. b.
	aktuell	%	n. b.		95 – 97	96
Konditionierung des E-Filters und/oder Vorbehandlung der Sintermischung:			keine Konditionierung; max. Ölgehalt des Rohmaterials ist reguliert (keine Entölung vorgesehen)	keine Konditionierung; Eindüsung von Kalk und Braunkohlenkoks; keine spezifischen Maßnahmen zur Vorbeugung vor Brandgefahren	keine Konditionierung; Kohlenwasserstoffgehalt im abgeschiedenen Material <1 %; wird erreicht durch Begrenzung des Einsatzes von Walzzunder auf 3 % des Aufgabeguts	keine Konditionierung
Rückstände (Staub):	Menge	kg/t Sinter	1 – 2		1 – 2	2
	Verbleib		Rückführung in den Sinterprozess	Ausschleusung des Filterstaubs aus den Feldern drei und vier	n. b.	n. b.
Energieverbrauch		GJ/t Sinter	0,00036		n. b.	n. b.
Investitionskosten ([3]):		Mio €	n. b.		n. b.	4,2 in 1975
Betriebskosten ([3]):		€/t Sinter	0,0018 – 0,0024 in 1986 (nur für Wartung und Instandhaltung)		n. b.	0,11 in 1986 (nur für Wartung und Instandhaltung; ohne Abschreibung)
Sauerstoffgehalt des Abgases:				13,6 %		

([1]) ESCS: Elektrostatische Spitzen-Reinigung (*engl.* Electrostatic Space Cleaner Super)
([2]) MEEP: E-Filter mit bewegten Elektroden (*engl.* Moving Electrode Electrostatic Precipitator)
([3]) Bei den genannten Beispielen wurden die Kostenangaben in 1996 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

Legende: n. b. = nicht bekannt

Quellen: [65, InfoMil 1997] [326, Buchwalder, J. et al 2008].

3.3.2.1.1 Minderung der PCDD/F-Emissionen mittels E-Filter und Additiven

Beschreibung
Diese Technik beinhaltet die Eindüsung von Aktivkohle vor dem E-Filter, um insbesondere PCDD/F abzuscheiden. Bei den Sinteranlagen 1 und 2 von ArcelorMittal in Gent (Belgien) wird diese Technik seit 2000 im industriellen Maßstab eingesetzt. Aktivkohle wird als Kohlenstoffmaterial und Kalkstein als Inertstoff eingesetzt.

In der Vergangenheit wurden verschiedene Kohlenstoffmaterialien auf ihre Eignung zur Adsorption verschiedener Verbindungen im Abgas von Sinteranlagen getestet. Dies umfasste Aktivkohle, ausgewählte Koksarten, Holzkohle sowie speziell-präparierte Kohlenstoff-Adsorbentien. Weitere Entwicklungen dieser Technik sind durch Verbesserungen dieser Adsorbentien möglich. Um das Risiko von Glutbränden in den E-Filtern zu minimieren und den Kohlenstoffgehalt in den abgeschiedenen Stäuben zu begrenzen, können zusätzlich Inertstoffe (z. B. feingemahlener Kalkstein, Kalkhydrat etc.) eingedüst werden. (Im Fall von ArcelorMittal Gent (Belgien) soll der Kohlenstoffgehalt des E-Filter-Staubs kleiner als 25 % sein, es werden aber Werte <20 % angestrebt.)

Der Kohlenstoff und der Inertstoff werden separat in ein Rohr zugegeben, das zur Hauptabgasleitung führt, wobei jede Leitung ihr eigenes Dosiersystem hat. Da in der Abgasleitung ein Unterdruck herrscht, werden Kohlenstoff und Inertstoff in den turbulenten Gasstrom eingesogen. Die Turbulenz wird durch einen statischen Mischer (eine geneigte Platte) in der Leitung erzeugt und führt dazu, dass sich die eingedüsten Stoffe schnell im Abgasstrom verteilen. In der Abgasleitung adsorbiert ein Teil der PCDD/F (und anderer Verbindungen) am Kohlenstoff. Im E-Filter werden Kohlenstoff, Inertstoff und Staub abgeschieden und anschließend zum Sinterband zurückgeführt, wo die PCDD/F in der Sinterzone zerstört werden.

Weitere Techniken zur Verbesserung der Leistung von E-Filtern sind die Steuerung der Filter mit programmierbaren Systemen und die Verwendung von bis zu fünf elektrischen Feldern.[46]

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Erfahrungen von ArcelorMittal in Gent (Belgien) mit der Eindüsung von Aktivkohle vor dem E-Filter zeigen, dass im Jahresmittel unter streng kontrollierten Bedingungen eine PCDD/F-Konzentration von 0,5 ng I-TEQ/Nm³ erreicht werden kann. Es muss sichergestellt werden, dass dem Rohmaterial nur strikt begrenzte Mengen an Schmiermitteln, Öl und Chloriden über die Rücklaufstoffe zugeführt werden und der E-Filter in optimalem Zustand ist. Die typischen Dosierungsraten zur Erreichung dieser Werte liegen bei 80 mg/Nm³ an Aktivkohle und 200 mg/Nm³ an Kalkstein. Die Notwendigkeit zur Zugabe von Kalkstein und dessen Dosierungsrate hängen von der Eingangsstaubfracht des E-Filters ab.

Weitere Beispiele für die Eindüsung von Adsoptionsmitteln sind die Anlagen von ArcelorMittal in Eisenhüttenstadt und von ThyssenKrupp Steel in Duisburg-Schwelgern (beides in Deutschland). Bei ArcelorMittal Eisenhüttenstadt werden 80 mg gemahlener Braunkohlenkoks pro m^3 Abgas (absolute Menge: 32 kg/h) eingedüst [326, Buchwalder, J. et al 2008]. Die resultierenden PCDD/F-Konzentrationen lagen in 2006 zwischen 0,115 und 0,255 ng I-TEQ/Nm^3, unter Berücksichtigung der Messunsicherheit (vier Einzelmessungen unter stabilen Betriebsbedingungen) [128, Sporenberg 2006]. Bei ThyssenKrupp Steel in Duisburg-Schwelgern (Deutschland) werden Zeolithe und Braunkohlenkoks eingedüst. Zwischen Januar und März 2007 wurden an jedem der 3 Sinterbänder acht Einzelmessungen durchgeführt. Die durchschnittlichen PCDD/F-Konzentrationen an den drei Bändern waren 0,152, 0,166 und 0,22 ng I-TEQ/Nm^3.

[46] Anm. der Übersetzter: Derselbe Satz ist bereits im Abschnitt 3.3.2.1 enthalten. Möglicherweise ein Übertragungsfehler, weil der Satz unserem Verständnis nach in diesen Kontext bzw. Abschnitt nicht passt.

Medienübergreifende Effekte
Aus der Eindüsung von Kohlenstoff in die Hauptabgasleitung vor dem E-Filter resultieren nur geringe medienübergreifende Effekte. Es fallen keine zusätzlichen Rückstände an, weil der dabei zusätzlich anfallende Staub in die Sinteranlage zurückgeführt werden kann, wo Kohle und Kalkstein im Sinterprozess benötigt werden; PCDD/F werden in der Sinterzone zerstört. Es kann zusätzlich zu behandelnder Staub anfallen, wenn feine Stäube aus der Sintermischung herausgehalten werden sollen, um die Gasdurchlässigkeit des Sinterbetts zu verbessern und so die Wahrscheinlichkeit der PCDD/F-Neubildung zu senken. Bei Anlagen, in denen der im E-Filter abgeschiedene Staub nicht vollständig zurückgeführt wird, kann zusätzlicher Staub anfallen, der anderweitig behandelt werden muss. Es gibt keinen signifikanten Anstieg des Energieverbrauchs, weil sich der Druckverlust im Abgassystem nicht erhöht.

Betriebsdaten
Bei der Eindüsung von Aktivkohle muss die Abgastemperatur ≤180 °C betragen, um das Risiko von Bränden zu minimieren. Die Verweildauer zwischen dem Ort der Eindüsung und der Entstaubungsanlage ist ein bestimmender Parameter. Bei ArcelorMittal in Gent (Belgien) muss die Verweilzeit bei einer Temperatur von 150 – 180 °C mindestens drei Sekunden betragen. Der Kohlenstoffgehalt des abgeschiedenen Staubs muss gering sein, um eine Selbstentzündung (wie oben unter „Beschreibung“ ausgeführt) zu verhindern. Die Anwesenheit von Kohlenstoff im Abgas kann zu einer positiven Änderung des spezifischen Widerstands der Staubpartikel führen, wodurch sich der Wirkungsgrad der Staubabscheidung mittels E-Filter verbessern und die Staubemissionen vermindern können. Allerdings ist diese Technik beim An- und Herunterfahren der Anlage aufgrund der Temperaturschwankungen nicht anwendbar.

Anwendbarkeit
Die Eindüsung von Kohlenstoff vor dem E-Filter ist als nachgeschaltete Minderungstechnik auch bei bestehenden Sinteranlagen einsetzbar. Allerdings ist eine gute und gut gewartete Entstaubungstechnik (große E-Filter mit Impulstechnik) erforderlich, um niedrige Staubemissionen sicherzustellen.

Wirtschaftliche Aspekte
Bei ArcelorMittal in Gent (Belgien) betrugen die Investitionskosten an beiden Sinteranlagen mit einem Gesamtvolumenstrom von 1.600.000 Nm³/h ca. 2,5 Mio. € (für Stahlbau, Vorratsbehälter, Dosiereinrichtungen, pneumatische Transportsysteme und den statischen Mischer). Die variablen Kosten betrugen im Jahr 2005 ca. 0,15 €/t Sinter (für Aktivkohle, Kalkstein sowie den zusätzlichen Energieverbrauch).

Auslöser für die Umsetzung
Der wesentliche Auslöser für die Umsetzung der beschriebenen Technik waren strenge Emissionsgrenzwerte oder andere gesetzliche Anforderungen.

Referenzanlagen
Die Eindüsung von Kohlenstoff in den Abgasstrom vor dem E-Filter wird seit 2000 bei ArcelorMittal in Gent (Belgien), seit 2003 bei ThyssenKrupp Steel in Duisburg (Deutschland), seit Februar 2006 bei ArcelorMittal in Eisenhüttenstadt (Deutschland) und seit Dezember 2001 – in Verbindung mit dem LEEP-Verfahren (‘low emission and energy optimised sinter process’) – bei den Hüttenwerken Krupp Mannesmann in Duisburg (Deutschland) angewandt.

Referenzliteratur
[7, Bothe 1993] [45, Gebert 1995] [61, Hodges 1995] [65, InfoMil 1997] [71, Kim et al. 1998] [128, Sporenberg 2006] [145, UBA Comments 1997] [187, TÜV SÜD 2007] [209, EC 2005] [241, Poland 2007] [242, Caughlin 2007] [244, Plickert 2007] [247, Netherlands 2007] [252, France 2007] [254, Eurofer 2007] [276, Italy 2007] [277, Wiesenberger 2007] [295, Hartig et al. 2006] [308, Eurofer 2007] [326, Buchwalder, J. et al 2008]

3.3.2.2 Gewebefilter – kombinierte oder integrierte Minderung von festen und gasförmigen Schadstoffen

Beschreibung
Gewebefilter, die in Sinteranlagen eingesetzt werden, sind gewöhnlich bestehenden Elektrofiltern oder Zyklonen nachgeschaltet, können aber auch einzeln stehend verwendet werden. Üblicherweise erfolgt die Staubabscheidung in Kombination mit einer Minderung saurer Abgaskomponenten wie HCl, HF und SO_x durch die Eindüsung von Kalkhydrat oder Natriumbicarbonatlösung sowie einer Minderung von persistenten organischen Schadstoffen wie PCDD/F, PCB, HCB und PAH durch die Eindüsung von Adsorbentien (meistens gemahlenem Braunkohlenkoks oder Aktivkohle, manchmal auch Zeolithen) (siehe Abbildung 3.15). Der Staub, die Kohle oder der Koks, die nicht verbrauchten Entschwefelungsreagentien sowie die Reaktionsprodukte (Gips und Natriumsulfat) werden im Gewebefilter abgeschieden. Ein erheblicher Anteil des abgeschiedenen Staubs wird in das Rohgas zurückgeführt, um die Wirksamkeit der Adsorption zu steigern und so die Ausgaben für die Betriebsstoffe zu mindern. Der restliche Staub wird aus dem System ausgeschleust und entsorgt. In einigen Fällen wird der ausgeschleuste Staub samt der Additive zum Sinterband zurückgeführt, wo die PCDD/F in der Flammenfront zerstört werden. Bei Einsatz der kombinierten Entschwefelung werden die festen Rückstände aus dem Gewebefilter in der Regel nicht zum Sinterband zurückgeführt, weil dies zur Freisetzung von SO_2 führen würde.

Diese Kombination von Techniken umfasst folgende Einzelschritte:

- Eindüsung von Adsorbentien (gemahlenem Braunkohlenkoks oder Aktivkohle und/oder Zeolithe) in die Hauptabgasleitung vor dem Gewebefilter, um die Emissionen an gefährlichen Stoffen zu mindern
- Eindüsung von Natriumbicarbonat oder Kalkhydrat in die Hauptabgasleitung, um die Emissionen an sauren Schadstoffen (z. B. SO_x, HCl, HF) zu mindern und zugleich das Abgas durch Feuchtigkeitszugabe und Temperatureinstellung (90 – 100 °C) zu konditionieren
- Staubabscheidung mittels eines chemisch resistenten Gewebefilters mit einem automatischen Abreinigungssystem (z. B. Druckstoßreinigung)
- Rückführung des Staubs in den Abgasstrom vor dem Gewebefilter. In manchen Fällen wird ein großer Teil des Staubs im Kreislauf gefahren.
- Abführung des Abgases aus dem System mittels Gebläse.

Die Eindüsung von basischen Verbindungen, üblicherweise Kalk, trägt auch zur Vermeidung von Verstopfungen des Filtermaterials durch feine Partikel oder organische Verbindungen sowie zur Korrosionsvermeidung bei. Der Kalk bildet an der Oberfläche des Filters eine Schicht (Vorbeschichtung) aus, die die Entstehung eines undurchlässigen Belags und folglich eine Verstopfung des Filtermaterials verhindert.

In den nachfolgenden Absätzen werden weitere Details der Techniken erläutert.

Zur Minderung der sauren Komponenten im Abgas des Sinterbands wird üblicherweise ein „semi-trockenes“ Sorptionsverfahren verwendet. Das bedeutet, dass das Abgas durch Einsatz von zusätzlichem Wasser auf eine Temperatur von 90 – 100 °C abgekühlt wird, um die Wirksamkeit der Entschwefelung zu verbessern und möglichen Schäden an den Filterschläuchen vorzubeugen. Das Wasser kann direkt in den Abgasstrom eingedüst werden.

In Gewebefiltersystemen mit Staubrückführung (siehe Abbildung 3.15) gibt es in der Regel einen Mischer für die zurückgeführten Stäube und die neuen Additive (Kalkhydrat und/oder Kohlenstoff). Um die Entschwefelung des Abgases zu unterstützen, wird dem Staub im Mischer Feuchtigkeit zugeführt. Die Menge des zugegebenen Wassers hängt von der Abgastemperatur ab, die sich auf den erreichbaren Entschwefelungsgrad auswirken kann. Der Entschwefelunggrad wird von der Menge des zugegebenen Kalks, der Rückführungsrate der

abgeschiedenen Stäube sowie dem Feuchtigkeitsgehalt des zurückgeführten Staubs bestimmt. Zudem hängt die Entschwefelung von der Qualität des Kalkhydrats ab.

Üblicherweise ist der Filter in mehrere baugleiche Filterlinien unterteilt, von denen jede wiederum in mehrere Kammern unterteilt ist. Der vorentstaubte Abgasstrom wird gleichmäßig von oben auf die Filterlinien aufgegeben und zum Boden der Kammern gesogen. Innerhalb der Kammern strömt das Abgas von außen in die Filterschläuche, wobei der Staub beim Durchgang des Gases durch das Filtermaterial auf dem Gewebe abgeschieden wird. Die Filterschläuche werden durch Käfige gestützt und können entweder vertikal (längere Schläuche) oder horizontal (kürzere Schläuche) angeordnet sein. Während der Abgasreinigung baut sich ein Filterkuchen auf der äußeren Oberfläche der Schläuche auf, der zu einem Anstieg des Druckverlusts im Filter führt. Sobald der Druckverlust einen festgelegten Schwellenwert erreicht (üblicherweise eine Druckdifferenz zwischen Filter- und Reingaskammer von 10 bis 20 mbar), wird die Kammer zwecks Abreinigung durch einen entgegen gerichteten Druckluftstoß außer Betrieb genommen. Der abgeschiedene Staub wird in konischen Sammeltrichtern unterhalb der Filterkammern gesammelt und mittels Schneckenförderer ausgetragen. Etwa 98 % des Staubs können als Additiv in den Abgasstrom zurückgeführt werden; der Rest wird aus dem System ausgeschleust und deponiert oder (optional) zum Sinterband zurückgeführt.

Ein Beispiel für die kombinierte Minderung von festen und gasförmigen Schadstoffen mittels Gewebefilter ist das MEROS®-Verfahren (“Maximale Emissionsminderung beim Sintern”, *engl.* maximised emission reduction of sintering). Diese Technik ist seit August 2007 im großtechnischen Maßstab an der 222 m^2-Sintermaschine der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) in Betrieb, wo sie das AIRFINE-System[47] ersetzte.

Weitere Beispiele für die kombinierte Minderung von festen und gasförmigen Schadstoffen mittels Gewebefilter sind das TFA-Verfahren (“Sinterabgasbehandlung”, *frz.* traitement des fumés d’agglomération) bei ArcelorMittal in Fos sur Mer (Frankreich) und die EFA-Sintertechnik, die bei der Rogesa in Dillingen (Deutschland) angewendet wird. Während das TFA-Verfahren in Fos sur Mer seit 2006 in Betrieb ist, befindet sich das EFA-Verfahren an der Sinteranlage Nr. 2 in Dillingen noch in der Versuchsphase[48].

Abbildung 3.15 zeigt ein vereinfachtes Fließbild eines Gewebefilters, der hinter einem E-Filter oder Zyklon betrieben wird.

---

[47] Anm. der Übersetzer: zum AIRFINE-Verfahren siehe Abschnitt 3.3.2.4

[48] Anm. der Übersetzer: Diese Aussage bezieht sich auf den Stand bei Erarbeitung des Dokuments (2007–2010); mittlerweile (2013) ist die Versuchsphase abgeschlossen und die 2. Sinteranlage am Standort wurde ebenfalls mit dieser Technik ausgerüstet.

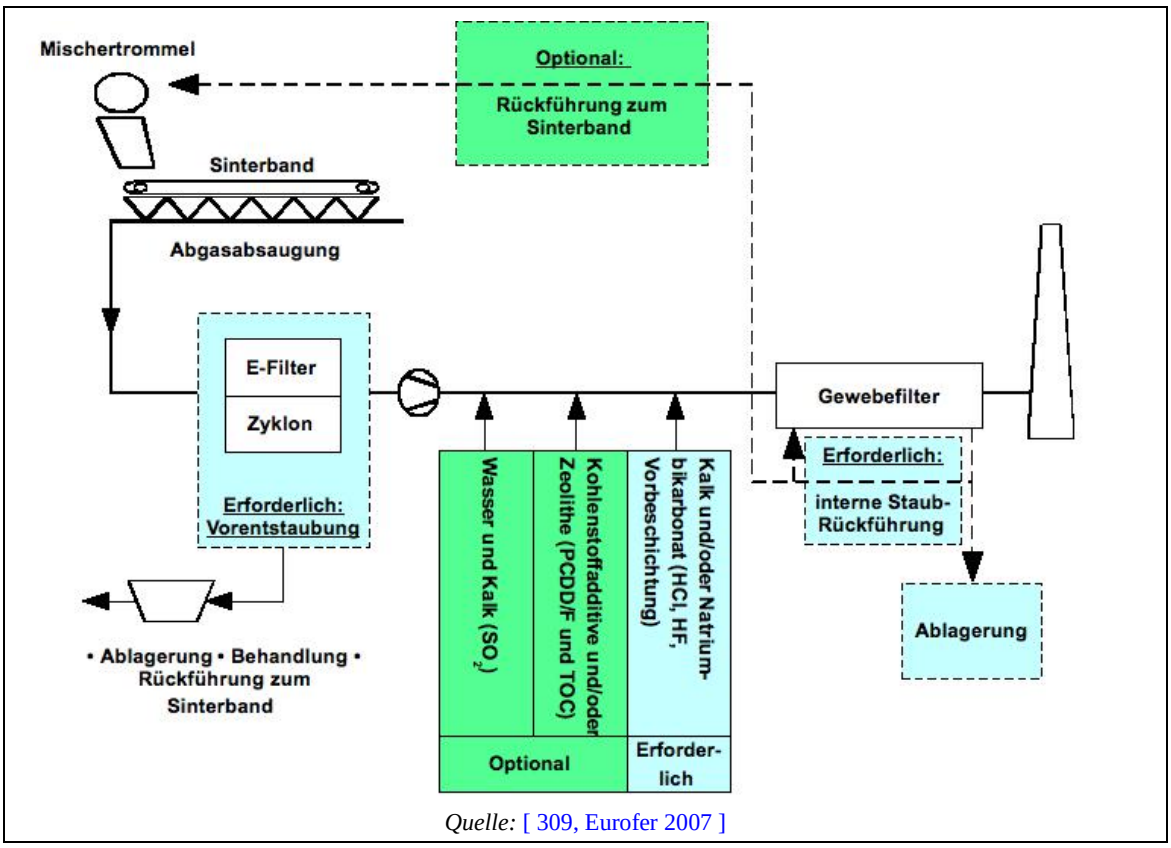


Abbildung 3.15: Vereinfachtes Fließbild eines hinter E-Filter oder Zyklon angeordneten Gewebefilters

Abbildung 3.16 zeigt das typische Fließbild einer Sinteranlage mit einem SIMETAL MEROS®-System

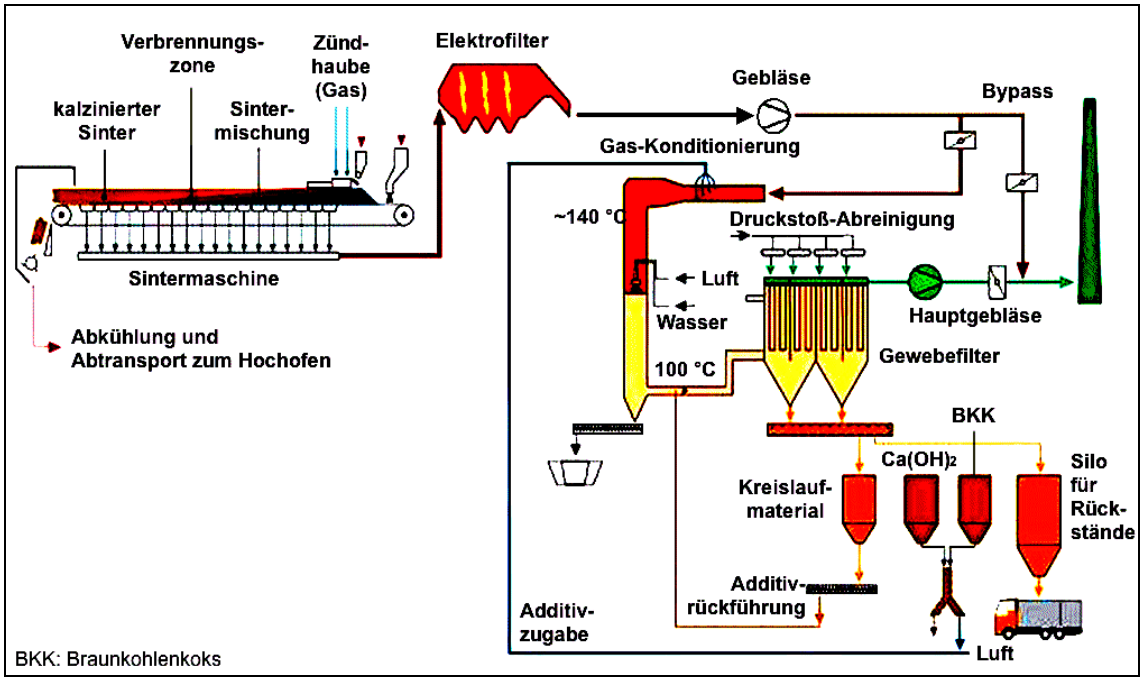


Abbildung 3.16: Fließbild einer Sinteranlage mit dem SIMETAL MEROS®-System

Obgleich sich beide Verfahren im Aufbau unterscheiden, haben sie gemein, dass zusätzlich zur Abscheidung von Schwermetallen und PCDD/F durch Additive wie Aktivkohle oder aktivierten

Braunkohlenkoks eine Rückführung von Staub und – bei zusätzlicher Eindüsung von Kalk und Wasser – eine Minderung von SO_x erfolgt [127, Dr. Fleischanderl, Alexander 2006].

Der abgeschiedene Staub setzt sich aus Primärstaub, Kohle/Koks und unverbrauchten Entschwefelungsreagenzien zusammen. Um die Ausgaben für die Additive zu begrenzen, wird ein Großteil des im Gewebefilter abgeschiedenen Staubs in den Rohgasstrom zurückgeführt, so dass die unverbrauchten Additive erneut mit dem Abgas in Kontakt kommen und so weniger Additive zugekauft werden müssen.

Ein weiterer Vorteil ist, dass der in hohem Maße zurückgeführte Staub durch Konzentrationen von 1 bis zu 1000 g/Nm^3 (abhängig vom Verfahren) zur schnellen Ausbildung einer Staubschicht auf dem Filterschlauch führt, welche eine weitergehende Abscheidung von Schwermetallen und PCDD/F begünstigt. SO_x wird bei den genannten Verfahren durch Kalkhydrat gemindert, es könnte allerdings auch Natriumbicarbonat eingesetzt werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Gewebefilter sind sehr effizient in der gleichzeitigen Minderung von Staub- und Schwermetall-Emissionen im Abgasstrom. Bei Additivzugabe mindern Gewebefilter auch die Emissionen an PCDD/F, Salzsäure (HCl), Flusssäure (HF) und – in geringerem Umfang – Schwefeldioxid (SO_2). Insbesondere die PCDD/F-Emissionen können deutlich gemindert werden. Von einer deutlichen Minderung der VOC- und PAK-Emissionen wurde ebenfalls berichtet.

Betriebsdaten für europäische Sinteranlagen, die Gewebefilter einsetzen, liegen üblicherweise in einem Bereich von 1 bis 10 mg Staub/Nm^3, welcher auf Tagesmittelwerten basiert, die auch Spitzenwerte mit beinhalten. Die nicht-flüchtigen Schwermetalle werden zusammen mit dem Staub gemindert.

Die Zugabe von Kalk und Kohlenstoff ermöglicht eine Minderung der Dioxinemissionen auf Werte <0,1 ng I-TEQ/Nm³.

Die Emissionen an flüchtigen Schwermetallen und VOC werden gleichzeitig durch die Anwendung von kohlenstoffhaltigen Additiven und Zeolithen gemindert, zum Beispiel bei Quecksilber um 80 – 95 %.

Die SO_2-Emissionen können mit Kalkhydrat um 30 – 80 % und mit Natriumbikarbonat um bis zu 90 % gemindert werden. Das führt je nach Menge des eingedüsten Kalks oder Natriumbicarbonats zu SO_2-Emissionswerten zwischen 100 und 500 mg/Nm^3. Abhängig vom SO_2-Ausgangsniveau wurden in der Praxis Tagesmittelwerte unter 350 mg/Nm^3 erreicht.

Tabelle 3.17: Leistungswerte von drei mit Gewebefiltern ausgestatteten Sinterbandanlagen

Parameter	Rohgaswerte	Reingaswerte ([1])	Einheit
Staub	80 – <500	0,73 – 15	mg/Nm^3
SO_2	450 – <800	225 – <500 ([2])	mg/Nm^3
HCl	<60	0,31 – 30 ([3])	mg/Nm^3
HF		0,34 – 1 ([3])	mg/Nm^3
PCDD/F		<0,1	ng/Nm^3
Pb		0,17	mg/Nm^3
Summe aus Hg, Tl, Cd		0,007	mg/Nm^3
Temperatur	145	100	°C

([1]) Einige Angaben sind Garantiewerte..
([2]) Die SO_2-Minderung hängt stark von der Staubrückführung im Filtersystem und der Wasserzugabe ab. Die Werte wurden durch die Eindüsung von Kalk und Aktivkohle erreicht.
([3]) Werte im unteren Bereich wurden durch die Eindüsung von Kalk erreicht.

Quellen: [190, Eurofer 2010] [194, Leroy et al 2007] [211, Remus, Rainer 2008] [287, MVAE 2005] [296, Leroy et al. 2007] [244, Plickert 2007].

Durch Kalkzugabe können bei HF Emissionskonzentrationen von 0,2 – 1 mg/Nm^3 und bei HCl 1 – 10 mg/Nm^3 erreicht werden, jeweils angegeben als Tagesmittelwert.

Erreichte Leistungswerte für das Reingas von Anlagen mit Gewebefilter sind Tabelle 3.17 zu entnehmen.

Tabelle 3.18 zeigt Beispiele erreichter Emissionskonzentrationen im Abgas der Bandentstaubung mit einer Kombination aus Elektro- und Gewebefilter, einschließlich statistischer Informationen und der jeweiligen Bezugszeiträume.

Tabelle 3.18: Erreichte Emissionskonzentrationen im Abgas der Bandentstaubung von fünf Sinteranlagen in der EU

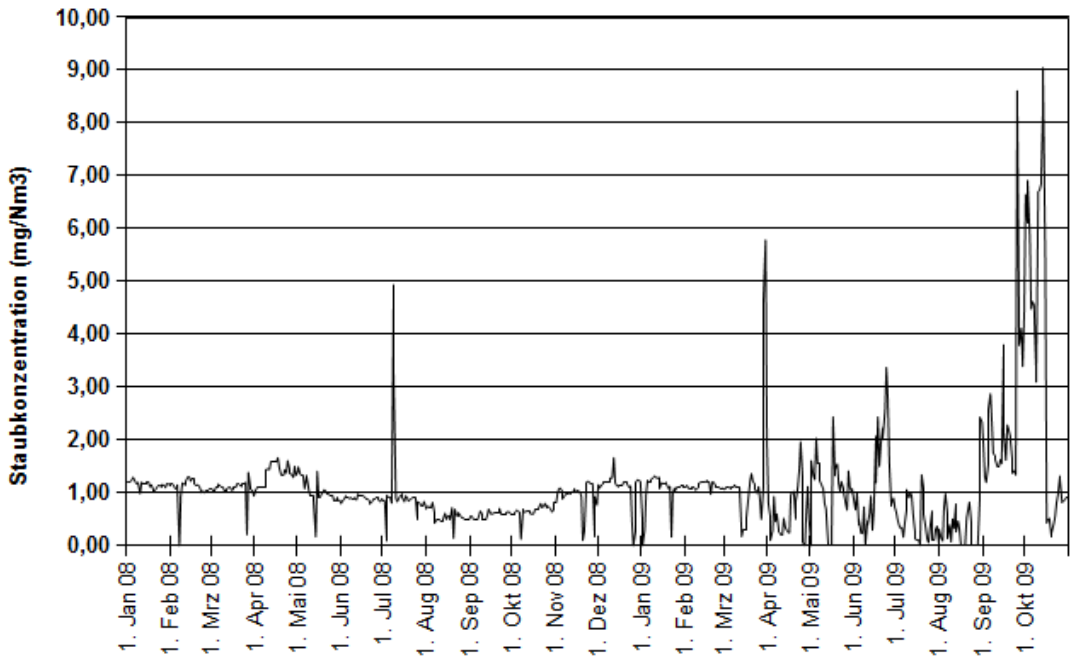
Parameter	Emissionswert	Perzentilwerte		Einheit	Bezugszeitraum
		5 %	95 %		
Staub	0,73 – 15			mg/Nm^3	TMW
	0,9 (1)	0.8	1.4		TMW
CO	21 000			mg/Nm^3	JMW
NO_x	48 – 290			mg/Nm^3	TMW
	240 (1)	230	260		TMW
SO_x	495			mg/Nm^3	n.v.
	455	399	498		TMW
	263 (1)				TMW
HF	0,34			mg/Nm^3	JMW
	0,2 (1)				TMW
HCl			3	mg/Nm^3	HSMW
	0,31 – 3				n.v.
	2 (1)	<1	2.4		HSMW
Cd	0,0003			mg/Nm^3	JMW
	0,013				JMW
	<0,002 (1)				HSMW
As	<0,001			mg/Nm^3	JMW
As, Ni	0,0006			mg/Nm^3	JMW
Ni	<0,002 (1)				HSMW
Hg	0,01 – 0,075 (1) (2)			mg/Nm^3	TMW/ HSMW
Cr	<0,002 (1)			mg/Nm^3	HSMW
V	0,007 (1)				HSMW
Pb	<0,001			mg/Nm^3	JMW
	<0,002 (1)				JMW
Pb, Cr, Cu, Mn	0,05			mg/Nm^3	JMW
NMVOC	47 – 50			mg/Nm^3	JMW
	30 (1)	22	33		HSMW
CH_4	18,5 (1)	15	21	mg/Nm^3	HSMW
PCDD/F	0,08 – 0,18			ng/Nm^3	JMW
	0,05 (1)	0.044	0.057		8SMW
BaP	0,1 (1)			µg/Nm^3	8SMW

(1) Leistungsdaten von einem Sinterband mit der MEROS-Technik (gesamter Abgasstrom).
(2) Abhängig vom Quecksilbergehalt der einheimischen Erze können die Werte bis zu 0,075 betragen.

Legende: HSMW = Halbstundenmittelwert
JMW = Jahresmittelwert
TMW = Tagesmittelwert
n.v. = nicht verfügbar
8SMW = 8-Stunden-Mittelwert

Quellen: [190, Eurofer 2010] [193, Voestalpine Linz 2010] [244, Plickert 2007] [382, Linz 2008].

Abbildung 3.17 zeigt die Tagesmittelwerte der Staubemissionen von einem mit Gewebefilter ausgestattetem Sinterband über 23 Monate (Januar 2008 bis Oktober 2009).



Quelle: [380, Voestalpine Linz 2008]

Abbildung 3.17: Tagesmittelwerte der Staubemissionen von einem mit Gewebefilter ausgestattetem Sinterband von Januar 2008 bis Oktober 2009

Die Anwendung von Gewebefiltern ermöglicht ein vermehrtes Recycling von dioxin- und schwermetallbelasteten Rückständen. In einem Fall wurde die Menge an recyceltem Gichtgasstaub von 6.000 auf 39.000 Tonnen pro Jahr erhöht [183, Weiss 1998].

Medienübergreifende Effekte

Bei Gewebefilter fällt ein fester Prozessrückstand an (0,5 bis1 kg/t Sinter), der bevorzugt in den Sinterprozess zurückgeführt wird. In einigen Fällen enthält der abgeschiedene Staub unerwünschte Verbindungen (z. B. Zink, Blei, Alkalien), die dessen Wiederverwendung behindern. In diesem Fall sollte ein Teil oder der gesamte feste Prozessrückstand als Abfall ausgeschleust und behandelt oder abgelagert werden.

Bei der Sinteranlage von ArcelorMittal Bremen in Deutschland, die ohne Entschwefelung betrieben wird, wird der im Gewebefilter abgeschiedene Staub samt Additiven zum Sinterband zurückgeführt, wo PCDD/F in der Flammenfront zerstört werden. Bei der Voestalpine Stahl GmbH in Donawitz (Österreich) muss der abgeschiedene Staub entsorgt werden, weil er erhebliche Mengen an Schwefel, Chlor, Fluorid und Alkalien enthält. Der bei der Vorentstaubung im E-Filter abgeschiedene Staub wird – je nach Gehalt an Alkalichloriden – recycelt oder entsorgt. Wenn er zum Sinterband zurückgeführt wird, kann dies zu erhöhten Staubwerten im behandelten Abgas führen.

Bei Einsatz von Gewebefiltern müssen neue Abgasgebläse installiert werden. Der zusätzliche Stromverbrauch für Gebläse, Heizeinrichtungen, Motoren und Hilfsaggregate beträgt ungefährt1,5 kWh/(1000 Nm^3/h) ; dagegen sind es bei alleinigem Einsatz von E-Filtern nur 1,0 kWh/(1000 Nm^3/h).

Betriebsdaten

Die interne Staubrückführung, die zur Vorbeschichtung der Filteroberfläche führt, wird eingesetzt, um die Wirksamkeit der Entstaubung zu verbessern und die Lebenszeit der Filter zu verlängern.

Die Langlebigkeit des Filtermaterials ist ein wichtiger Aspekt bei dieser Technik. Verschiedene Arten von Filtermaterial mit individuellen Eigenschaften können eingesetzt werden, um ein ausgewogenes Verhältnis zwischen Entstaubungswirkung, Lebensdauer und Kosten zu erreichen (siehe Tabelle 3.22).

Aktivkohle und Braunkohlenkoks unterscheiden sich in der Korngröße und der adsorptionswirksamen inneren Oberfläche und folglich auch in der zur Eindüsung benötigten Menge. Aktivkohle hat eine höhere spezifische innere Oberfläche und eine sehr gute Adsorptionswirkung. Aktivierter Braunkohlenkoks ist eine preisgünstigere Alternative zu Aktivkohle. Durch Feinmahlung auf einen Durchmesser von 0,024 mm erreicht Braunkohlenkoks auch eine sehr gute Adsorptionswirkung und muss nur mit einer halb so großen Dosierungsrate eingedüst werden wie normaler Braunkohlenkoks [367, Prüm et al. 2005]. In manchen Fällen müssen dem eingedüsten Kohlenstoffmaterial Inertstoffe zugemischt werden, um einer Entzündung vorzubeugen. In Tabelle 3.19 nennt die Eigenschaften verschiedener Absorbtions- und Adsorbtionsmaterialien.

Tabelle 3.19: Eigenschaften verschiedener Absorbtions- und Adsorbtionsmaterialien

Absorbtions- und Adsorbtionsmaterialien		**Korngröße (mm)**	**BET-Oberfläche([1]) (m^2/g)**	**Abscheidbare Schadstoffe**
Kalk	CaO	12	1 – 3	HCl, HF, SO_2
Kalkhydrat	$Ca(OH)_2$	<8	15 – 45	
Natriumbicarbonat	$NaHCO_3$		n.v.	
Normal pulverisierter aktivierter Braunkohlenkoks	Kohlenstoff	0,063	300 – 400	Organika, Schwermetalle
Superfein gemahlener aktivierter Braunkohlenkoks	Kohlenstoff	0,024	1200	
Pulverisierte Aktivkohle	Kohlenstoff		500 – 1600	
Zeolithe	Z		4 – 90	

([1]) „BET“ sind die Initialen der Entwickler des theoretischen Modells, mit welchem die spezifische Oberfläche eines Festkörpers über die Adsorption von Gasmolekülen an dessen Oberfläche berechnet werden kann.

n.v. = nicht verfügbar.

Quelle: [59, Nethe 2005].

Um eine effiziente Adsorption von PCDD/F zu erreichen, muss sichergestellt werden, dass sich die Kohlenstoff-Additive schnell über den gesamten Querschnitt des Abgasstroms verteilen. Der Absorptions- und Adsorptionsprozess beginnt mit der Eindüsung in den Abgaskanal und setzt sich im Filterkuchen fort. Die Kohlenstoff-Additive werden zusammen mit dem Staub im Gewebefilter abgeschieden und in der üblichen Weise vom Filter abgereinigt. Ein erheblicher Anteil des Staubs samt Additiven wird in den Abgasstrom zurückgeführt; der Rest wird aus dem System ausgeschleust und entsorgt. In einigen Fällen wird der gesamte abgeschiedene Staub samt Additiven zum Sinterband zurückgeführt, wo PCDD/F in der Flammenfront zerstört werden.

In Tabelle 3.20 wird die Verwendung von Natriumbicarbonat mit der von Kalkhydrat verglichen.

Tabelle 3.20: Typische Betriebswerte bei der Verwendung von Natriumbicarbonat oder Kalkhydrat als Additiv

Parameter	Natriumbicarbonat	Kalkhydrat
Stöchiometrischer Koeffizient	1,1 – 1,4	2 – 4
Rückstände ([1])	60 – 70 %	100 %
Kosten für Additive ([1])	140 – 210 %	100 %
Auswirkung auf eine ggf. vorhandene DeNOx	Geringerer Energiebedarf für die Aufheizung des Abgases	Höherer Energiebedarf für die Aufheizung des Abgases
Abgastemperatur am Ausgang	wie vor der Eindüsung	90 – 100 °C

([1]) *prozentuale Angabe, bezogen auf den Einsatz von Kalkhydrat.*
Quelle: [277, Wiesenberger 2007] [294, Fleischanderl 2006].

Durch die Eindüsung von Wasser wird die Abgastemperatur herabgesetzt und die sauren Schadstoffe werden wirksamer gemindert. Moderne Gewebefilter haben Systeme zur Absenkung der Abgastemperatur auf 120 °C oder gar auf 80 °C, entweder direkt durch Einsprühen von Wasser in die Reaktionskammer oder indirekt durch Konditionierung des zurückgeführten Staubs mit Hilfe von Wasser. Frisch gemahlenes Natriumbicarbonat wird in die Abgasleitung bei einer Temperatur oberhalb von 140 °C eingedüst. Bei Verwendung von Kalkhydrat wird mehr Energie zur Aufheizung des Gases benötigt.

Welche Additive (z. B. Kalkhydrat, Braunkohlenkoks, Natriumbicarbonat) eingesetzt werden, kann je nach umweltseitigen Anforderungen flexibel gehandhabt werden. Natriumbicarbonat wird eingesetzt, wenn eine stärkere Entschwefelung oder eine NO_x-Minderung erforderlich ist. Die Additive werden in Silos aufbewahrt; Natriumbicarbonat wird gemahlen, bevor es eingedüst wird.

Um die Effizienz der Abgasreinigung zu verbessern und die Zusatzkosten deutlich zu mindern, wird der größte Teil des im Gewebefilter abgeschiedenen Staubs hinter dem Konditionierungsreaktor in den Abgasstrom zurückgeführt. Unverbrauchte Adsorbentien kommen so noch einmal mit dem Abgas in Kontakt, wodurch sich die Wirksamkeit der Adsorbentien verbessert und die Ausgaben für Betriebsstoffe gemindert werden. Die Reaktionsprodukte und der Staub werden aufgrund ihrer kleinen Korngröße üblicherweise untertägig deponiert.

Wenn Kohlenstoff eingesetzt wird, um die PCDD/F-Emissionen weiter zu mindern, muss der Gefahr von Filterbränden besondere Aufmerksamkeit gewidmet werden. Es können Systeme zur Funkenerkennung installiert werden und, sofern erforderlich, der Filter mit einem Bypass umgangen werden. Beim Hoch- und Herunterfahren des Sinterbands werden die Filter üblicherweise umgangen.

Gewebefilter sind in mehrere Linien und darunter in verschiedene Filterkammern unterteilt. Wenn eine Gewebefiltereinheit defekt ist, muss nur die entsprechende Kammer außer Betrieb genommen werden, um diese Filtereinheit ersetzen zu können.

Anwendbarkeit
Gewebefilter sind als eine nachgeschaltete Technik anzusehen, die sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden kann. Für bestehende Anlagen können Anforderungen wie der Platzbedarf für eine nachgelagerte Installation nach dem Elektrofilter relevant sein. Besonderes Augenmerk sollte auf das Alter und die Leistung des bestehenden Elektrofilters gelegt werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Bei der Bestimmung der Kosten für einen Gewebefilter mit Flugstrom-Eindüsungseinrichtung muss berücksichtigt werden, dass diese Anlagen nicht nur zur Entstaubung, sondern auch zur Minderung von PCDD/F, Schwermetallen und sauren Gasen wie HF, HCl und SO_2 dienen. Die

Investitionskosten liegen in einem Bereich von 16 bis 35 €/(Nm^3/h), sowohl für neue als auch für bestehende Anlagen.

Entscheidende Kostenfaktoren sind der Druckverlust, der Abgasvolumenstrom, das Filtermaterial und die Filterbelastung. Die Betriebskosten betragen etwa 0,3 – 0,6 €/t Sinter und hängen hauptsächlich von den Kosten für die eingesetzte Aktivkohle und den Kalkstein[49] sowie die zusätzlich benötigte Energie ab. Beispiele für die Kosten sind Tabelle 3.21 zu entnehmen.

Auslöser für die Umsetzung

Sinteranlagen sind die Hauptquelle für Staub- und Dioxin/Furan-Emissionen von integrierten Stahlwerken. Auslöser für die Umsetzung waren die Einhaltung festgesetzter Emissionsgrenzwerte für Staub, Schwermetalle und PCDD/F, die Minderung nationaler Gesamtemissionen zur Erreichung der in nationalen oder internationalen Regelungen vereinbarten Minderungsziele oder das Umwelt-Image der Unternehmen. Im Fall der Anlage der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Austria) war dies auch die bessere Wirtschaftlichkeit im Vergleich zum zuvor eingesetzten AIRFINE-System.

Gemäß des Basler Übereinkommens und der entsprechenden EU-Verordnung 850/2004/EC betreffend der Behandlung von POP-haltigen Abfällen (zuletzt geändert durch die Verordnung 304/09/EC), sind grenzüberschreitende Transporte von Abfällen wie eisenhaltigen Filterstäuben und Schlämmen zwecks ihrer Verwertung nur dann zulässig, wenn die abfallverwertende Anlage einen Emissionsgrenzwert für PCDD/F von 0,1 ng I-TEQ/m^3 einhält.

Tabelle 3.21: Beispiele für die Kosten von an Sinteranlagen betriebenen Gewebefiltern

Sinteranlage	Ökonomische Größe	Kosten (in Euro)	Anmerkungen
ArcelorMittal Bremen (Deutschland)	Investitionskosten	6,5 Mio. € in 1992 (das entspricht 3,6 €/t Sinter oder 16,25 €/(Nm^3/h))	Zusätzliche Kohlenstoff-eindüsung; Abgasvolumenstrom: 0,4 Mio. Nm^3/h
Voestalpine Stahl GmbH, Donawitz (Österreich)	Investitionskosten	Insgesamt 9,3 Mio. € in 2002 (das entspricht 6 €/t Sinter oder 29 €/(Nm^3/h)), davon 6,5 Mio. € allein für den Gewebefilter (4,17 €/t Sinter)	Gewebefilter hinter dem E-Filter; Abgasvolumenstrom: 0,32 Mio. Nm^3/h in 2008
	Betriebskosten, davon für • Abfallentsorgung • Energieverbrauch • Abschreibungen	1,6 – 1,8 €/t Sinter in 2008 0,5 – 0,7 €/t Sinter in 2008 0,4 €/t Sinter in 2008 0,3 €/t Sinter in 2008	
ArcelorMittal, Fos sur Mer (Frankreich)	Investitionskosten	Insgesamt 16 Mio. € in 2005 (2,4 €/t Sinter bezogen auf die gesamte Produktionsmenge; bezogen auf die tatsächlich behandelten 50% des Abgasvolumenstroms entspricht dies 4,8 €/t Sinter oder 21 €/(Nm^3/h)).	Die Anlage verfügt über drei parallele Gewebefilter; Abgasvolumenstrom: 1,4 Mio. Nm^3/h, wovon jedoch nur 50 % (700.000 Nm^3/h) mit Gewebefiltern behandelt werden
Rogesa, Dillingen (Deutschland) (Abgasbehandlungssystem EFA an der Sinteranlage Nr. 2, in 2006 noch im Probebetrieb)	Investitionskosten	Ungefähr 22 Mio. € (das entspricht 20 €/(Nm^3/h)) Angaben von 2006 beinhalten nicht alle notwendigen Kosten für nachfolgende Modifikationen und Optimierungen der Filteranlage	Gewebefilter mit interner Staubrückführung und Eindüsung von Kalk sowie aktiviertem Braunkohlenkoks; Abgasvolumenstrom: 0,6 Mio. Nm^3/h

Anm.: In den EU-Mitgliedsstaaten kann die Ablagerung von Sinterstäuben zu erheblichen Zusatzkosten führen.

Quellen: *[200, Commission 2001] [249, Netherlands 2007] [252, France 2007] [260 (Deutschland) 2007] [277, Wiesenberger 2007] [296, Leroy et al. 2007] [309, Eurofer 2007].*

[49] Anm. der Übersetzer: Gemeint ist der in Abschnitt 3.3.2.1.1 beschriebene Einsatz von Kalkstein ($CaCO_3$) als Inertstoff, nicht der in diesem Abschnitt beschriebene Einsatz von Kalk (CaO) oder Kalkhydrat ($Ca(OH)_2$) zur HCl-, HF- und SO_2-Minderung.

Das Abgasbehandlungssystem EFA an der Sinteranlage Nr. 2 in Dillingen ist noch im Probebetrieb[50].

Referenzanlagen
Gewebefilter werden seit Anfang der 1990-er Jahre zur Entstaubung des Abgases aus dem Sinterprozess angewandt. Die Anzahl der Sinteranlagen, bei denen das Abgas mit Gewebefiltern behandelt wird, hat sich in Europa ab 2002 erhöht. Sie umfasst folgende Anlagen:

- ArcelorMittal, Bremen (Deutschland) seit 1992
- DK Recycling, Duisburg (Deutschland)
- Voestalpine Stahl GmbH, Donawitz (Österreich). Die Behandlungsanlage für das Sinterabgas mit einer Kapazität von 400.000 Nm^3/h ist seit 2002 in Betrieb.
- Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich). Das MEROS-System ist seit August 2007 in Betrieb und hat das AIRFINE-System für das gesamte Abgasaufkommen ersetzt.
- ArcelorMittal, Fos sur Mer (Frankreich). Im Regelbetrieb seit 2006. Die Sinterproduktion beträgt 21.000 t/Tag. Das Gewebefiltersystem mit einer Kapazität von 700.000 m^3/h (50 % des gesamten Abgasvolumenstroms) arbeitet mit Kalkhydrat als Adsorptionsmittel.
- Rogesa, Dillingen (Deutschland). Die Behandlungsanlage für das Sinterabgas mit einer Kapazität von 600.000 Nm^3/h und einem dem E-Filter nachgeschalteten Gewebefilter ist seit 2009 im Probebetrieb[50]. Bei diesem System werden auch Kalkhydrat und Aktivkohle vor dem Gewebefilter eingedüst. Für das zweite Sinterband am Standort wurde eine weitere Anlage mit einer Kapazität von 900.000 Nm^3/h in Auftrag gegeben.

In den USA wird an mindestens drei Sinteranlagen das Abgas vom Sinterband mit Gewebefiltern behandelt:

- Inland Steel, East Chicago (USA)
- Warren Consolidated Industries (WCI), Youngstown Sinter Company, Warren, Ohio (USA)
- US Steel, Gary Works, Gary, Indiana (USA).

Bei den folgenden drei Sinteranlagen ist die Installation von Gewebefiltern bereits geplant oder genehmigt:

- ThyssenKrupp Steel kündigte an, ab 2011 bei allen drei Sinteranlagen in Duisburg (Deutschland) den bestehenden E-Filtern Gewebefilter nachzuschalten
- Die Salzgitter AG, Salzgitter (Deutschland) hat eine Abgasreinigungsanlage mit einer Kapazität von 680.000 Nm^3/h und einem dem bestehenden E-Filter nachgeschalteten Gewebefilter in Auftrag gegeben. Die Anlage sollte im März 2010 in den Regelbetrieb gehen.
- Bei Corus, IJmuiden (Niederlande) wurden in 2009 Versuche mit Gewebefiltern durchgeführt. Abhängig von den Ergebnissen sollte in 2010 eines der drei Sinterbänder vollumfänglich mit Gewebefiltern ausgestattet und die beiden anderen Sinterbänder bis 2013 auf Gewebefilter umgerüstet werden.

Referenzliteratur
[217, Siemens-vai 2006] [294, Fleischanderl 2006] [295, Hartig et al. 2006] [298, Fleischanderl 2006] [244, Plickert 2007] [252, France 2007] [277, Wiesenberger 2007] [382, Linz 2008]

[50] Anm. der Übersetzer: Diese Aussage bezieht sich auf den Stand bei Erarbeitung des Dokuments (2007–2010); mittlerweile (2012) ist die Versuchsphase abgeschlossen und die 2. Sinteranlage am Standort wird ebenfalls mit dieser Technik ausgestattet.

Tabelle 3.22: Betriebs- und Kostendaten von Gewebefiltern in Sinteranlagen

		Einheit	ArcelorMittal, Bremen (Deutschland)		Voestalpine, Donawitz (Österreich)	Voestalpine, Linz (Österreich)	DK Recycling Duisburg (Deutschland) ([1])	ArcelorMittal Fos sur Mer (Frankreich)
Sinterkapazität	Auslegung	t Sinter/h			n.v.			21.000 t/d
	Aktuell		325		177		59	
Abgasvolumenstrom	Auslegung	1 x10^6 Nm^3/h	0,58		n.v.			
	Aktuell		0,49		0,32		0,28	
Vorentstaubung			Trockener E-Filter (zwei Felder)		Trockener E-Filter (drei Felder)		Vorentstaubung durch E-Filter[51]	
Entstaubung	Rohgasgehalt	mg/Nm^3	ca. 211 – 267		150 – 250			80
	Reingasgehalt	mg/Nm^3	1 – 15		<3	<2	<0,5	<10
	Wirkungsgrad	%	>98,5		>98,5			
Dioxin-Minderung	Rohgasgehalt	ng I-TEQ/Nm^3	0,64 – 0,91		ca. 0,4			
	Reingasgehalt	ng I-TEQ/Nm^3	0,07 – 0,11		<0,1	<0,05	0,23	<0,1
	Wirkungsgrad	%	90		>90			
HCl-Minderung	Rohgasgehalt	mg/Nm^3			max. 100			
	Reingasgehalt	mg/Nm^3	2,6 – 3,6		10	<1	<0,4 – 1,4	
	Wirkungsgrad	%			ca. 90			
HF-Minderung	Rohgasgehalt	mg/Nm^3			7,4			
	Reingasgehalt	mg/Nm^3	0,57 – 0,60		<0,2	<0,2	<0,40	
	Wirkungsgrad	%			ca. 95			
SO_2-Minderung	Rohgasgehalt	mg/Nm^3			700			450
	Reingasgehalt	mg/Nm^3	500		380	263	399,8	<225
	Wirkungsgrad	%			45			
Minderung von Schwermetallen	Reingasgehalt	mg/Nm^3	nach dem E-Filter: Al: 0,2	nach dem Gewebefilter: Al: 0,04	n.v.	Cd: <0,002 Ni: <0,002 Pb: <0,002	Cd: <0,001 Ni: <0,002 Pb, Cr, Cu, Mn:	

[51] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung steht hier zusätzlich „ Eindüsung von Kalkhydrat und Braunkohlenkoks, Gewebefilter“, das gehört aber nicht mehr zur Vorentstaubung (Übertragungsfehler).

		Einheit	ArcelorMittal, Bremen (Deutschland)		Voestalpine, Donawitz (Österreich)	Voestalpine, Linz (Österreich)	DK Recycling Duisburg (Deutschland) ([1])	ArcelorMittal Fos sur Mer (Frankreich)
			As: 0,009 Cd: 0,076 Cr: 0,01 Cu: 0,93 Hg: 0,013 Ni: 0,01 Pb: 13,4 Zn: 0,41	As: 0,0003 Cd: 0,001 Cr: 0,003 Cu: 0,003 Hg: 0,0013 Ni: 0,006 Pb: 0,02 Zn: 0,12			<0,02 – <0,05	
Additive		mg/Nm^3	Kalkhydrat ($Ca(OH)_2$): 450 pulverisierter Braunkohlenkoks: ca. 100		$Ca(OH)_2$: ca. 1500 Aktivierter Braunkohlenkoks: ca. 100		Kalkhydrat $Ca(OH)_2$ Braunkohlenkoks	Aktivkohle
Rückstand	Anfall	kg/t sinter	ca. 1		ca. 2,5		9,7	
	Verwertung		Rückführung zum Sinterband		n.v.		teilweise	
Filtermaterial			Nomex®, Rastex®		Nomex®		PTFE	Aramid
Art der Abreinigung			mit Druckstoß		mit Druckstoß		mit Druckstoß	
Druckverlust		mm Wassersäule	150		ca. 150		170	
Investitionskosten ([2])		Mio. €	Gewebefilter: 7,3 (in 1993) Eindüsungsvorrichtung: 1,1		Gewebefilter: 6,5 (in 2002) Gesamtsystem: 9,3		10,5	
Betriebskosten [2]		€/t Sinter	Energie: 0,11 (in 1996) Sonstige: stark abhängig von der Art und Betriebszeit des Filtermaterials		1,6 – 1,8 (siehe Tabelle 3.22)		3,32	

([1]) Angaben für 2008.
([2]) Bei den genannten Beispielen wurden die Kostenangaben für 1996 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).
Legende: n.v. = Not available.
Quellen: [65, InfoMil 1997] [99, DK Recycling 2009] [107, N.N. 2009] [164, Weiss 1996] [211, Remus, Rainer 2008] [244, Plickert 2007] [309, Eurofer 2007] [342, GWAA Bremen 2005] [382, Linz 2008].

3.3.2.3 Zyklone

Beschreibung
Zyklone dienen nur zur Vorabscheidung oder werden zum Schutz empfindlicher nachgeschalteter Aggregate (z. B. zur Funkenabscheidung) eingesetzt, in Europa jedoch nie als alleinstehende Minderungstechnik für Abgase aus dem Sinterprozess. Da die Funktion der Zyklone auf der Massenträgheit beruht, sind sie nur für grobkörnige Stäube als wirksame Minderungstechnik geeignet. In einem Multizyklon wird das gleiche Funktionsprinzip in einer Reihe paralleler Zyklone angewandt, wodurch höhere Wirkungsgrade erreicht werden. In Sinteranlagen werden Zyklone manchmal zur Vorreinigung eingesetzt, um Anlagenteile (z.B. Leitungen und Gebläse) vor der abrasiven Wirkung des im Abgas enthaltenen Staubs zu schützen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Es wurde berichtet, dass bei Partikeln >10 µm mittels eines Multizyklons Abscheidegrade von 90 – 95 % erreicht wurden. Allerdings wird für den vergleichsweise feinen Staub im Sinterabgas nur ein Abscheidegrad von 60 bis 80 % angenommen. Folglich liegen die Staubkonzentrationen im Reingas von Sinteranlagen zwischen 300 und 600 mg/Nm^3, je nach Staubgehalt des Rohgases und dessen Korngrößenverteilung.

Medienübergreifende Effekte
Ein leichter Druckverlust (0,5 kPa) erhöht den Energieverbrauch der Abgasgebläse um etwa 200 kW, bezogen auf eine Sinteranlage mit einem Abgasvolumenstrom von 1 Mio. Nm^3/h und einer Produktionsmenge von 4 Mio. t Sinter pro Jahr. Das entspricht 1 MJ/t Sinter oder weniger als 0,1 % des gesamten Energieverbrauchs der Sinteranlage. Zudem fällt ein festen Rückstand an, der vollständig in den Sinterprozess zurückgeführt wird.

Betriebsdaten
Zyklone arbeiten problemlos auch bei abrasiven und feuchten Bedingungen und mindern die Staubkonzentrationen bei Sinteranlagen – je nach der Dichte des Staubs – mit Wirkungsgraden zwischen 60 und 80 %,. Bei Corus, IJmuiden (Niederlande) wurde am Ausgang des Multizyklons eine Konzentration von 300 mg/Nm^3 erreicht.

Anwendbarkeit
Zykolne können sowohl bei neuen als auch bei bestehende Anlagen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten wurden auf 500 bis 750 € pro 1000 Nm^3/h geschätzt. Für eine Sinteranlage mit einem Abgasvolumenstrom von 1 Mio. Nm^3/h würde dies 0,5 bis 0,75 Mio. € bedeuten. Die Betriebskosten hängen vom Druckverlust und folglich den Energiekosten ab. Hierfür wurde ein Wert von 0,007 bis 0,015 € pro 1000 Nm^3 behandeltem Abgas genannt. Für die obengenannte Sinteranlage würde dies Kosten von 60.000 bis 127.000 € pro Jahr bedeuten; das entspricht 0,02 bis 0,04 €/t Sinter. Beim genannten Beispiel wurden die Kostenangaben für 1996 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Weltweit werden in vielen Sinteranlagen Zyklone zur Grobentstaubung eingesetzt, z. B. Corus, IJmuiden (Niederlande); Wakamatsu/Yawata Works (Japan).

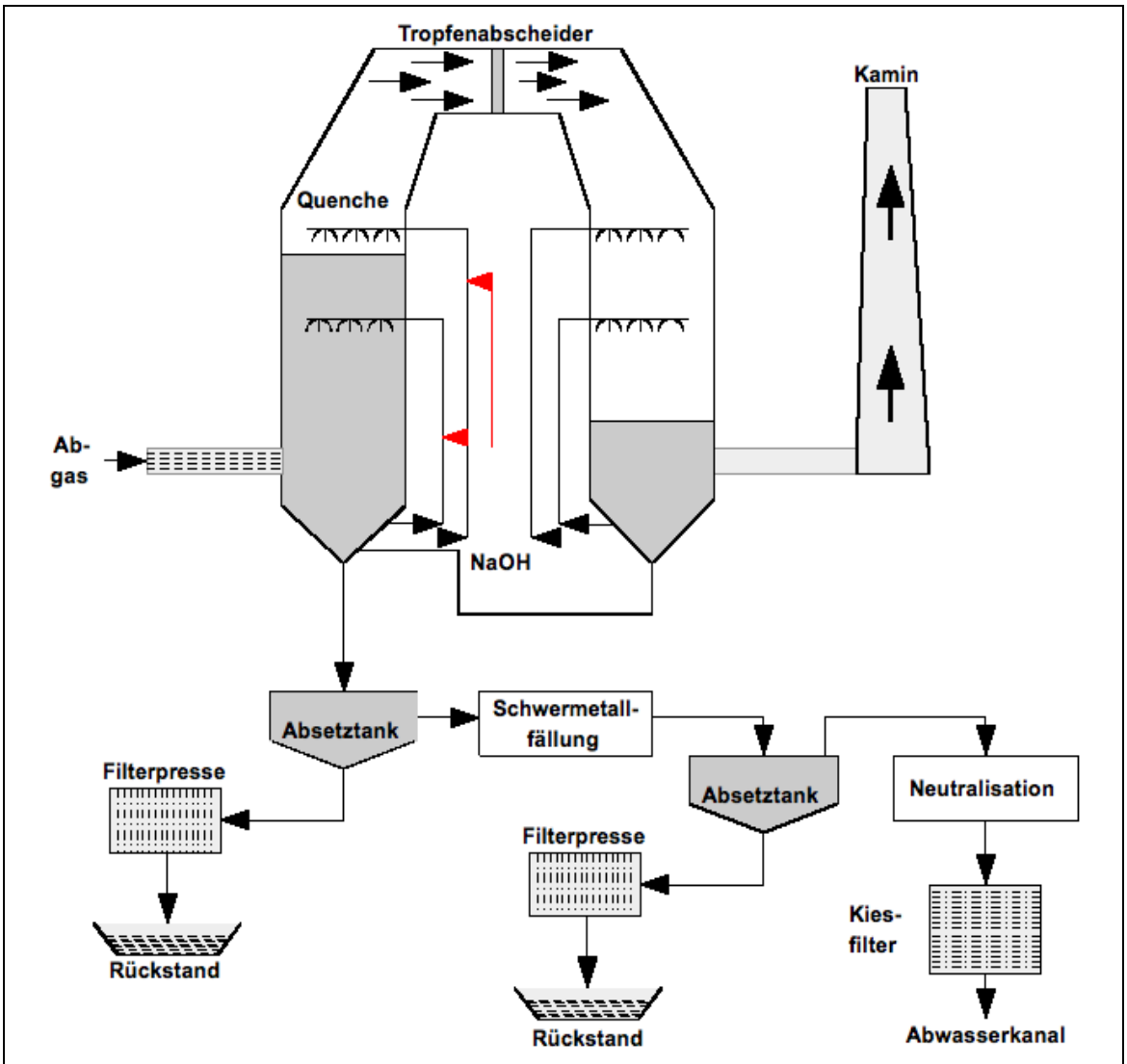
Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [310, Eurofer 2007]

3.3.2.4 Feine Nasswäscher

Beschreibung
In einem Wäscher wird der im Abgas enthaltene Staub mittels einer Flüssigkeit abgeschieden. Die verunreinigte Flüssigkeit wird aus dem System ausgeschleust und üblicherweise nach einer Behandlung wieder verwendet. Die als Schlamm zurückgehaltenen Feststoffe werden ebenfalls einer Behandlung zugeführt.

Herkömmliche Wäscher (z. B. Venturiwäscher, Sprühturmwäscher) sind aufgrund der vergleichsweise kleinen Korngröße des Sinterstaubs und der hohen Konzentration an Kohlenwasserstoffen bei der Reinigung von Sinterabgas unwirksam. Herkömmliche Wäscher werden daher bei Sinteranlagen in Europa nicht eingesetzt.

Hochleistungswäscher werden seit 1993 in Europa betrieben (bekannt unter dem Namen AIRFINE).



Quelle: [311, Eurofer 2007]

Abbildung 3.18: Reinigung des Abgases einer Sinteranlage mit dem AIRFINE-System

Die wesentlichen Komponenten dieses Abgasreinigungssystems sind:

- ein Zyklon oder Elektrofilter (E-Filter) für die Abscheidung von Grobstaub, welcher vollständig zum Sinterband zurückgeführt werden kann
- eine Wasserquenche zur Abgaskühlung, zur Abscheidung grober Staubpartikel sowie zur Entfernung saurer Verbindungen mittels Zugabe von NaOH
- ein Feinwäscher zur Abscheidung von Feinstaub und gleichzeitiger Abgasreinigung
- eine Abwasserbehandlungsanlage zur Behandlung[52] der Rückstände/Abfälle.

In der Quenche wird über die gesamte Querschnittsfläche des Wäschers mit NaOH versetztes Wasser eingedüst. Im Feinwäscher werden mit zweiflutigen Düsen Wasser und Druckluft als Hochdrucknebel in den gekühlten Abgasstrom eingedüst.

Der AIRFINE-Wäscher ermöglicht eine gleichzeitige Minderung der feinsten Staubpartikel (einschließlich Alkali- und Schwermetallchloriden – siehe Abschnitt **3.2.2.1.2.1**) und anderer schädlicher Verbindungen im Abgas. Letztere (z. B. PCDD/F, Schwermetalle) sind hauptsächlich an den Feinstaub gebunden. Im Vergleich zu den trockenen Minderungstechniken können mit dieser Technik auch wasserlösliche Verbindungen wie Alkalichloride (siehe Abschnitt **3.2.2.1.2.1**) und Schwermetallchloride (siehe Abschnitt **3.2.2.1.2.2**) gemindert werden. Wenn Alkalien wie NaOH dem Waschwasser zugeführt werden, kann eine deutliche Minderung der sauren Verbindungen wie HF, HCl und SO_2 erreicht werden. Folglich wird die wässrige Lösung, die Alkali- und Schwermetallsalze enthält, durch Fällung und Flockung behandelt. Bei Corus, IJmuiden (Niederlande) wurden die anfallenden festen Rückstände bis 2008 in die Sinteranlage zurückgeführt. Seit 2008 wird der größte Teil der festen Rückstände auf einer gesicherten Abfalldeponie abgelagert.
Der Überlauf wird neutralisiert und durchläuft mehrere Kiesfilter, bevor er abgeleitet wird.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Betriebsdaten für europäische Sinteranlagen, die Nasswäscher einsetzen, liegen im Bereich von 40 bis 80 mg/Nm^3, angegeben als Jahresmittelwert. Je nach Zustand der Anlage können kurzfristig auch niedrigere Staubemissionswerte erreicht werden. Tabelle 3.23 nennt aktuelle Leistungswerte des in der Anlage von Corus, IJmuiden (Niederlande) eingesetzten AIRFINE-Systems, angegeben als Jahresmittelwerte.

Diese Technik ist auch wirksam in der Minderung von PCDD/F. Unter normalen Betriebsbedingungen liegt der Garantiewert bei 0,4 ng I-TEQ/Nm^3; erreicht werden Werte von 0,18 ng I-TEQ/Nm^3. Bei einer Eingangskonzentration von 2,5 – 3,0 ng I-TEQ/Nm^3 bedeutet das einen Minderungsgrad von >90 %. Dass mit dieser Technik die Emissionen an organischen Schadstoffen wie PCDD/F gemindert werden können, liegt an der wirksamen Abscheidung des Feinstaubs (bei den herrschenden Betriebstemperaturen kondensieren die Dioxin-ähnlichen Verbindungen auf dem Staub).

Es werden keine Additive (Aktivkohle) benötigt, um diese Werte zu erreichen. Weiterhin werden 80 bis 95 % des HCl und HF entfernt. Die SO_2-Emissionen können sehr wirksam gemindert werden, wenn Vorrichtungen zur Eindüsung von Additiven installiert werden (siehe Abschnitt 3.3.2.7.2). Aufgrund ihrer Wasserlöslichkeit werden die Konzentrationen an Schwermetallen ebenfalls wirksam gemindert (>90 %). Nicht-polare Schadstoffe wie PAH werden aufgrund der effizienten Feinstaubabscheidung auch gemindert.

[52] Anm. der Übersetzer: u.E. ein Wortfehler, vermutlich ist die Separierung der Rückstände aus dem Abwasser gemeint

Tabelle 3.23: Erreichte Luftemissionswerte des bei Corus, IJmuiden (Niederlande) eingesetzten AIRFINE-Systems

Schadstoff	Emissionswert (mg/Nm^3) ([1])
Staub	32,3 ([2])
As	0,0003
Cd	0,09
Cr	0,025
Cu	0,032
Hg	0,0156
Ni	0,0065
Pb	3,75
Zn	0,64
HCl	0,48
HF	0,27
SO_2	170
VOC	50
PCDD/F	0,18 ng I-TEQ/Nm3

([1]) Die genannten Emissionswerte beziehen sich auf eine Anlage, bei der die festen Rückstände zum Sinterband zurückgeführt werden.
([2]) Dieser Wert ist niedriger als der im Text genannte Wertebereich, weil er sich nur auf den AIRFINE-Wäscher selbst bezieht. Der im Text genannte Wert bezieht sich dagegen auf die gesamte Betriebszeit der Sinteranlage (der AIRFINE-Wäscher ist nur 95 % der Zeit in Betrieb). Alle Parameter werden kontinuierlich überwacht.

Quellen: [200, Commission 2001] [247, Netherlands 2007] [311, Eurofer 2007].

Medienübergreifende Effekte

Bei Corus, IJmuiden (Niederlande) wurden die anfallenden festen Rückstände bis 2008 in die Sinteranlage zurückgeführt. Seit 2008 wird der größte Teil der festen Rückstände auf einer gesicherten Abfalldeponie abgelagert.

Bleisalze im Abgas wirken sich negativ auf die Leistungsfähigkeit des Nasswäschers (insbesondere die Feinwäscherstufe) aus. Dies wird üblicherweise durch eine regelmäßige Wartung und Instandhaltung vermieden.

Bei Corus, IJmuiden (Niederlande) beträgt der Kühlwasserstrom 800 m^3/h und das Abwasseraufkommen 50 m^3/h. Dieser verunreinigte Abwasserstrom muss behandelt werden.

Die durch den Feinwäscher (nach Grobentstaubung mittels E-Filter) und Nachbehandlung (Fällung/Flockung) erreichten Konzentrationswerte im Abwasser bei Corus, IJmuiden (Niederlande) sowie dessen Aufkommen sind Tabelle 3.24 zu entnehmen (für Werte aus 2007 siehe **Tabelle 5.22**).

Das Abwasser wird in einer biologischen Behandlungsanlage weiter behandelt (siehe **Tabelle 5.25**, **Abbildung 5.23** und **Abbildung 5.24**)

Tabelle 3.24: Erreichte Konzentrationswerte im behandelten Abwasser aus der Abgaswäsche nach Grobentstaubung mittels E-Filter bei Corus, IJmuiden (Niederlande) und dessen Aufkommen (Werte aus 2004)

Parameter	Konzentration (mg/l)
Aufkomen an behandeltem Abwasser	50 m^3/h ([1])
pH	9 – 12
Abfiltrierbare Stoffe	30
As	0.002 – 0.005
Cd	0.005 – 0.01
Cr	0.02 – 0.05
Cu	0.05 – 0.1
Hg	0.0001 – 0.0002
Ni	0.05 – 0.1
Pb	0.2 – 0.5
Zn	0.05 – 0.1
CSB	250 – 350
Kjeldahl-N	250 – 350

([1]) Jahresmittelwert.
Anm.: Werte aus 2004.
Quellen: [200, Commission 2001] [311, Eurofer 2007].

Betriebsdaten

Der aktuelle Minderungsgrad hängt vom Energieeinsatz (Druckluft für die Zerstäubung) und der tatsächlichen Wirksamkeit der Quenche ab.

Tabelle 3.25 liefert Angaben zum Stromverbrauch und zur Grobentstaubung.

Tabelle 3.25: Betriebsdaten der Anlage von Corus, IJmuiden

Parameter	Corus, IJmuiden (2005)	Einheit
Stromverbrauch	43 12	MJ/t kWh_e/t
Grobentstaubung ([1])	250 – 350 (durch Zyklone)	mg/Nm^3

([1]) Erreichte Werte zwischen Ausgang der Grobentstaubung und Eingang des Wäschers.
Quellen: [200, Commission 2001] [311, Eurofer 2007].

Bei der Sinteranlage von Corus, IJmuiden (Niederlande) wurden durch die Installation des Hochdruck-Nasswäschers Emissionsminderungen von etwa 90 % bei PCDD/F und Staub und etwa 85 % bei SO_2 erreicht.

Allerdings können aufgrund von Wartung und Instandhaltung, Betriebsstörungen sowie An- und Abfahrvorgängen technische unvermeidbare Unterbrechungen, Störungen oder Ausfälle des Hochdruck-Wäschers auftreten[53]. Eine mögliche Ursache für Unterbrechungen ist, wenn die für die richtige Verteilung des Wassers und der Druckluft installierten Düsen durch Bleisulfat zugesetzt sind. Da dieser Zusetzungsprozess einen negativen Effekt auf die Wirksamkeit des Wäschers hat, müssen die Düsen abgespült werden. Aus den vorgenannten Gründen war der Feinwäscher für etwa 500 Stunden pro Jahr im Bypass-Betrieb. Eine Untersuchung ergab, dass etwa 50 % dieser Zeit durch Wartungs- und Instandhaltungstätigkeiten bedingt war und weitere 50 % durch Prozessstörungen. Die Emissionen während des Bypass-Betriebs machen daher einen bedeutenden Anteil an den jährlichen Gesamtemissionen der Anlage aus (bei Staub etwa 50 %, bei SO_2 etwa 15 %).

[53] Anm. der Übersetzer: Leider ist auch der Originalfassung nicht zweifelsfrei zu entnehmen, bis zu welchem Element der Aufzählung die Ursachen und ab welchem die Folgen genannt werden.

Es ist schwer oder unmöglich, genau zu prognostizieren, welche Minderung der Jahresemissionen tatsächlich erreicht wird. Für eine Reduzierung der Gesamtdauer des Bypass-Betriebs um 200 h wurde allerdings veranschlagt, dass damit eine Emissionsminderung von etwa 30 t Staub und 125 t SO_2 pro Jahr sowie von erheblichen Mengen an PCDD/F und HF erreicht werden könnte (die Angaben beziehen sich auf die jährlichen Gesamtemissionen des Stahlwerks).

Anwendbarkeit
Diese Technik ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen anwendbar. Die Anwendbarkeit muss allerdings standortspezifisch beurteilt werden. Das übrig bleibende, gereinigte Abwasser sollte aus den Wasserbehandlungseinrichtungen entnommen werden[54]. Daher hängt die Anwendbarkeit dieser Systeme vom Umgang mit dem übrigen Abwasser und folglich vom Standort der Sinteranlage ab.

Wirtschaftliche Aspekte
Bei Corus, IJmuiden (Niederlande) betrugen die Investitions- und Unfrastrukturkosten im Jahr 1997 etwa 40 Mio. €. Die Anlage ist seit Mai 1998 in Betrieb; seitdem wird das Abgas von drei Sinterbändern (insgesamt 630.000 Nm^3/h) dort behandelt. Beim genannten Beispiel wurden die Kostenangaben für 1997 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

Die tatsächlichen Kosten können sich von Anlage zu Anlage, je nach den lokalen Anforderungen an die Abwasserbehandlung deutlich unterscheiden.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
In Europe wurde die AIRFINE-Technik bei zwei Sinteranlagen angewandt: bei der Voestalpine in Linz (Österreich) seit 1993 und bei Corus in IJmuiden (Niederlande) seit 1998. Der AIRFINE-Wäscher bei Voestalpine, Linz (Österreich) wurde im August 2007 durch einen Gewebefilter ersetzt. Eine dritte Anlage wird bei BHP, Whyalla (Australien) an einer Pelletisierungsanlage betrieben.

Bezüglich der Anlage von Corus wurde mittlerweile beim State Council in Den Haag (Berufungsgericht, Oberstes Verwaltungsgericht) zwischen der zuständigen Behörde (Provinz Nord-Holland), Corus und der staatlichen Umweltinspektion eine Vereinbarung über den Einsatz von Gewebefiltern getroffen. Gemäß dieser Vereinbarung soll bis Dezember 2010 mit dem Bau eines Gewebefilters am ersten der drei Sinterlinien begonnen werden. Dieses soll eine vollumfängliche Pilotanlage sein, um diese zu testen, die Anlage anzupassen und ihre Leistungsfähigkeit zu verbessern. Bis 2015 werden alle drei Sinterlinien mit Gewebefiltern ausgestattet sein.

Referenzliteratur
[45, Gebert 1995] [247, Netherlands 2007] [248, Eurofer 2007] [249, Netherlands 2007] [295, Hartig et al. 2006] [311, Eurofer 2007]

[54] Anm. der Übersetzer: Die Bedeutung dieses Satzes ist uns unklar. Im Kontext mit dem nachfolgenden Satz ist zu vermuten, dass gemeint ist, dass das abzuleitende Abwasser weiterer Behandlung bedarf (weshalb die Kosten dieser Technik vom den standortspezifischen Anforderungen an die Abwasserqualität abhängen, wie im 2. Absatz unter „wirtschaftliche Aspekte“ beschrieben).

3.3.2.5 Minderung der VOC-Emissionen

3.3.2.5.1 Begrenzung des Gehalts an flüchtigen Kohlenwasserstoffen in der Sinter-Rohmischung

Beschreibung
Der Eintrag von Kohlenwasserstoffen kann insbesondere durch eine Minimierung des zugeführten Öls gemindert werden. Öl gelangt hauptsächlich durch die Zugabe von Walzzunder in die Sinterrohmischung. Der Ölgehalt von Walzzunder kann je nach Herkunft beträchtlich schwanken.
Manchmal enthält Zunder bis zu 10% Öl, aber solcher Zunder wird normalerweise ohne vorherige Behandlung nicht in Sinteranlagen eingesetzt.

Ein Großteil der im Öl enthaltenen Kohlenwasserstoffe verdampft aus der Sinter-Rohmischung bei Temperaturen im Bereich von 100 bis 800 °C und wird über das Abgas der Sinteranlage emittiert.

Verschiedene Techniken können zur Minimierung des Öleintrags über Stäube und Walzzunder angewendet werden:

- Begrenzung des Öleintrages durch die Auswahl von Stäuben und Walzzunder mit einem niedrigem Ölgehalt.
- Durch gute Praktiken hinsichtlich Ordnung und Sauberkeit in den Walzwerken kann die Verunreinigung des Walzzunders mit Öl beträchtlich vermindert werden.
- Entölung des Walzzunders durch:
  a) Erhitzen des Walzzunders auf ca. 800 °C, wodurch die Kohlenwasserstoffe verdampfen und gereinigter Walzzunder zurückbleibt; die verdampften Kohlenwasserstoffe können verbrannt werden.
  b) Extraktion des Öls aus dem Walzzunder mit einem Lösungsmittel.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Emissionen an flüchtigen Kohlenwasserstoffen außer Methan (*engl.* non-methane volatile organic compounds – NMVOC) von < 20 mg/Nm^3, angegeben als Jahresmittelwert, sind erreichbar. Die Emissionswerte können deutlich größer sein, wenn keine vorbeugenden Maßnahmen zur Begrenzung des Ölgehalts in der Sinter-Rohmischung unternommen werden oder infolge der eingesetzten Brennstoffe. Die höheren Emissionswerte stammen von Anlagen, die als Haupt-Abgasreinigungssystem einen E-Filter betreiben.

Medienübergreifende Effekte
Wenn ein Teil der eisenhaltigen Rückstände bzw. Abfälle nicht für den Einsatz in der Sinteranlage geeignet ist, wird er auf andere Weise behandelt oder zu Abfall und als solcher entsorgt. In diesem Fall werden die Emissionen praktisch zu einem anderen Standort verlagert.

Wenn Zunder thermisch entölt wird, wird Energie verbraucht. Die flüchtigen Kohlenwasserstoffe sollten ordnungsgemäß verbrannt werden (Daumenregel: Temperaturen >850 °C für >2 Sekunden bei >6 % Sauerstoffgehalt).

Betriebsdaten
Bei Stäuben und Zunder, die in der Sinteranlage eingesetzt werden, wird aus mehreren Gründen ein niedriger Ölgehalt bevorzugt, z. B. um Brände und Ablagerungen im Elektrofilter oder ein Zusetzen des Gewebefilters zu vermeiden. Ein hoher Ölgehalt könnte zudem das Potential zur Entstehung von PCDD/F (siehe Abschnitt **3.2.2.1.2.8**) erhöhen. Niedrigere Ölgehalte führen normalerweise zu niedrigeren VOC-Emissionen.

Anwendbarkeit
Die Minderung der VOC-Emissionen kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen umgesetzt werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Zu den Kosten der Entölung lagen keine Daten vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Viele Anlagen, insbesondere jene mit Elektro- oder Gewebefilter, steuern den Öleintrag in die Sinteranlage durch Begrenzung des Einsatzes an eisenhaltigen Abfällen.

In den späten 1990er Jahren wurden in Deutschland versuchsweise einige Anlagen zur Entölung von Walzzunder betrieben, die aber alle den Betrieb wieder eingestellt haben. Folglich werden die oben unter 3.a) und 3.b) genannten Behandlungstechniken derzeit von der Stahlindustrie in der EU nicht eingesetzt.

Referenzliteratur
[45, Gebert 1995] [65, InfoMil 1997] [145, UBA Comments 1997] [242, Caughlin 2007] [303, Eurofer 2007] [387, Fisher et al. 2005]

3.3.2.5.2 „Top layer“-Sinterverfahren

Beschreibung
Im Abschnitt 3.3.4 wird die Rückführung von eisenhaltigen Materialien auf das Sinterband beschrieben. Bezüglich zurückgeführter Materialien, die Kohlenwasserstoffe –insbesondere Öl– enthalten, werden in Abschnitt 3.3.2.5.1 Techniken beschrieben, mit denen der Eintrag an Öl oder Kohlenwasserstoffen gemindert werden kann. Es gibt eine andere Möglichkeit, solche Materialien mit einem höheren Ölgehalt zu verwerten, indem sichergestellt wird, dass der Ölgehalt der Sintermischung 3% nicht überschreitet. Das sogenannte „Top layer“-Sinterverfahren soll viel billiger als die Entölungsverfahren sein. Beim „Top layer“-Sinterverfahren wird eine bestimmte Mischung von öl- bzw. kohlenwasserstoffhaltigen Nebenprodukten/Rückständen auf einen Wassergehalt von etwa 7 % konditioniert und dann mittels einer Aufgabetrommel auf das Haupt-Sinterbett aufgebracht. Diese zweite Schicht wird mit einer zweiten Zündhaube entzündet, welche eine Feuerungswärmeleistung von 25 bis 35 % der Leistung der Hauptzündhaube hat. Um aus dieser zweiten Schicht, den öl- bzw. kohlenwasserstoffhaltigen Nebenprodukten/Rückständen, eine hohe Sinterqualität zu erzeugen, ist es wichtig, dass diese Schicht einen geeigneten Anteil an Energieträgern enthält, der nötigte Enthalpie liefert, um das Wasser und das Öl zu verdunsten, die enthaltenen organischen Verbindungen zu zerstören und diese Schicht vollständig zu sintern. Kritische Faktoren sind neben der sorgfältigen Dosierung der einzelnen Komponenten der Sintermischung auch die exakte Positionierung der zweiten Sinterschicht sowie der richtige Zeitpunkt für ihre Entzündung.

Erreichte Umweltentlastungen
Die Verbrennung der Kohlenwasserstoffe (die hauptsächlich aus dem Ölgehalt der recycelten Materialien stammen) innerhalb des Sinterbetts wird optimiert, um den Elektrofilter vor Bränden zu schützen und das Auftreten von blauem Rauch (der aus der unvollständigen Verbrennng der organischen Verbindungen entsteht) zu vermeiden. Zudem können die Emissionen an PCDD/F gemindert werden; Laborversuche zeigten eine Minderung von 60 – 65 %, reale Werte von Sinterbändern liegen aber nicht vor.

Medienübergreifende Effekte
Es wird zusätzlicher Brennstoff für die Entzündung der zweiten Sinterschicht benötigt.
Betriebsdaten
Das Sinterband der Voestalpine Stahl Donawitz GmbH (Österreich) hat eine Saugfläche von 120 m^2 und eine Produktivität von 35 $t/m^2 \cdot d$. Auf die Produktivität hat sich die Einführung des

„Top layer“-Sinterverfahrens im Januar 1995 nicht ausgewirkt. Die Verwertungskapazität für eisenhaltige Prozessrückstände beträgt 18 t/h.

Anwendbarkeit
Die Anwendbarkeit bei bestehenden Anlagen ist aufgrund des fehlenden Platzes für zusätzliche Vorratsbehälter sowie des zweiten Aufgabesystems beschränkt. Bei neuen Anlagen werden normalerweise Techniken zur Minimierung des Eintrags an Kohlenwasserstoffen bzw. Öl über die verwerteten Nebenprodukte/Rückstände bevorzugt. Die Flexibilität in der Auswahl von Rohmaterialien ist sehr beschränkt.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
In Europa wurde diese Technik bei der Sinteranlage der Voestalpine in Donawitz (Österreich) installiert, wird aber derzeit (2010) nicht eingesetzt.

Referenzliteratur
[159, VAI 1997]

3.3.2.6 Minderung der PCDD/F-Emissionen

3.3.2.6.1 Unterdrückung der Bildung von PCDD/F durch Zugabe von Stickstoffverbindungen in die Sintermischung

Beschreibung
Unter der Annahme, dass die Bildung von PCDD/F hauptsächlich im Sinterbett selbst erfolgt, kann deren Entstehung durch die Zugabe von Stoffen unterdrückt werden, die sich hemmend auf die Bildung von PCDD/F auswirken. So ist eine effektive Methode zur Minderung von PCDD/F die Zugabe von Stickstoffverbindungen in die Sintermischung, durch die katalytische Reaktionen an der Oberfläche der betreffenden Stoffe gehemmt werden. Zu diesem Zweck wurden in verschiedenen Sinteranlagen Versuche mit Triethanolamin- (TEA), Monoethanolamin- (MEA) oder Harnstoffzugabe durchgeführt. Einige Anlagen wenden die Zugabe von Harnstoffpellets in das Sinter-Rohmaterial vor dem Mischer oder dem Granulieraggregat für den gesamten Abgasstrom an. Die Harnstoffpellets werden dabei gleichmäßig über die Sintermischung verteilt, bevor diese auf das Sinterband aufgegeben wird.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei der Sinteranlage von Corus in Port Talbot (Vereinigtes Königreich) wurde durch die Zugabe von Harnstoffpellets bei einem Restsauerstoffgehalt von 17 % und unter optimalen Bedingungen eine PCDD/F-Emissionswerte von etwa 1 ng I-TEQ/m^3 erreicht. Typischerweise werden die Dioxin-Konzentrationen bei Sinteranlagen, die einzig E-Filter als nachgeschaltete Abgasreinigung einsetzen, um 40 – 60 % gemindert, so dass die endgültige Höhe der PCDD/F-Emissionen von der jeweiligen Eingangskonzentration an PCDD/F abhängt. Durch Verwendung von Harnstoff werden die Emissionen an Chlorwasserstoff und Fluorwasserstoff ebenfalls minimiert.

Medienübergreifende Effekte
Die Zugabe von Harnstoff hat einige deutliche Nachteile:

- möglicher nachteiliger Effekt auf die Staubabscheideleistung des E-Filters;
- die Abgasfahne der Sinteranlage neigt dazu, deutlich sichtbar zu werden, was zu Beschwerden aus der Öffentlichkeit führt;

- die Verwendung von Harnstoff führt zu Ammoniakemissionen;
- die Emissionen an Staub und Spurenschadstoffen nehmen aufgrund des Zusammenwirkens vorgenannter Faktoren zu.

Betriebsdaten
Das Handling und die Verteilung der Harnstoffpellets kann materialbedingt schwierig sein (Harnstoff ist hygroskopisch). In einem Fall wurden 40 kg Harnstoff pro Stunde zugegeben, was 0,12 kg/t gebrauchsfähigem Sinter entspricht.

Anwendbarkeit
Diese Technik kann bei bestehenden Anlagen angewendet werden oder ebenso bei der Planung einer neuen Anlage berücksichtigt werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten sind vergleichsweise gering und die Betriebskosten für die Anwendung dieser Technik niedrig. Die Investitionskosten für eine Sinterkapazität von 4 Mio. Tonnen pro Jahr betragen etwa 700.000 € (Lagergebäude, Vorratssilo mit kontrollierter Feuchtigkeit, Dosier- und Messeinrichtungen). Die Betriebskosten betragen 0,08 € bis 0,14 € /t Sinter (Angaben für 2004 im Vereinigten Königreich; Umrechnungskurs: 1 GBP = 1,44 €).

Ein alternatives, einfacheres System wurde in einer Anlage ähnlicher Größenordnung mit Investitionskosten von etwa 145.000 € installiert; hier wird mit Betriebskosten von 0,05 € bis 0,07 €/t Sinter gerechnet (Angaben für 2007 im Vereinigten Königreich; 1 GBP = 1,45 €).

Auslöser für die Umsetzung
Der Auslöser für die Umsetzung dieser Technik war die Minderung der Dioxin-Emissionen.

Referenzanlagen
Vorversuche mit einer temporären Dosiereinrichtung an der früheren Sinteranlage von Corus in Llanwern (Vereinigtes Königreich) in den Jahren 1996 – 98 führten 1998 zu einer Patentanmeldung. Die Übertragbarkeit dieser Technik wurde von 2000 bis 2001 durch weitere Versuche an der Sinteranlage von Corus in Scunthorpe (Vereinigtes Königreich) demonstriert. Von 2003 bis 2004 wurde bei der Sinteranlage von Corus in Port Talbot (Vereinigtes Königreich) eine kontinuierliche Dosiereinrichtung für langfristige Versuche mit kontinuierlicher Harnstoffzugabe installiert. Im Jahr 2007 wurde diese Technik dann dauerhaft bei den beiden Sinteranlagen von Corus in Scunthorpe und Teesside (beides im Vereinigten Königreich) installiert.

Versuche mit der Zugabe von Harnstoff, MEA oder TEA wurden in 1999 und 2001 bei ArcelorMittal in Gent (Belgien) und in 2008 bei Riva in Taranto (Italien) durchgeführt. In Taranto wurde 2009 eine großtechnische Anlage zur Lagerung und Dosierung von Harnstoff installiert.

Referenzliteratur
[140, Eurofer 2009] [230, Brouhon et al. 2001] [265, Tan et al. 2004] [306, Eurofer 2007]

3.3.2.7 Minderung der SO_2-Emissionen

3.3.2.7.1 Primäre Maßnahmen zur Minderung der SO_2-Emissionen aus dem Sinterprozess

Beschreibung
Die SO_2-Emissionen aus dem Sinterprozess können auf vier Wegen gemindert werden:

- Verwendung von Rohstoffen mit einem niedrigeren Schwefelgehalt
- Minimierung des Brennstoffverbrauchs, namentlich von Koksgrus
- Steigerung der Schwefelaufnahme des Sinters
- Verwendung von gröberem Koksgrus.

Schwefelverbindungen werden hauptsächlich mit dem Koksgrus und zu einem geringeren Anteil über die Erze in den Sinterprozess eingetragen. Die SO_2-Emissionen können durch den Einsatz von schwefelarmen Rohstoffen vermindert werden. Ein Schwefelgehalt von ≤0.8 % im Koksgrus und ≤0.08 % im Eisenerz kann als niedrig angesehen werden und korreliert unmittelbar mit niedrigeren SO_2-Emissionen.

In den europäischen Sinteranlagen wurde der spezifische Verbrauch an Koksgrus über die letzten 30 Jahre um etwa 50 % gesenkt und beträgt nun 39 – 64 kg/t Sinter.

Ein weiterer wichtiger Faktor ist der Grad der Schwefelaufnahme im erzeugten Sinter. Der Schwefel verbleibt teilweise im erzeugten Sinter (in der Größenordnung von 13 – 25 %, je nach Basizität des Sinters). Außerdem kann die Verwendung von gröberem Koksgrus die SO_2-Emissionen deutlich mindern (siehe Abschnitt **3.2.2.1.2.4**).

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Emissionswerte <500 mg SO_2/Nm^3 können im Tagesmittel erreicht werden.

Medienübergreifende Effekte
Die Zurückhaltung von zusätzlichem Schwefel im erzeugten Sinter kann sich nachteilig auf den Betrieb des Hochofens auswirken, wenn Eisen mit niedrigem Schwefelgehalt erzeugt werden soll.

Betriebsdaten
Spezifische Probleme sind nicht bekannt; die Anlagen arbeiten problemlos.

Anwendbarkeit
Die Minimierung des Schwefeleintrags in die Sintermischung (Einsatz von schwefelarmem Koksgrus sowie Eisenerz; Minimierung des Verbrauch an Koksgrus) kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden. Es ist allerdings zu beachten, dass die Verfügbarkeit von schwefelarmem Koksgrus sowie Eisenerz ein Hemmnis sein könnte.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
ArcelorMittal, Gent (Belgien); Corus Sinteranlagen (Vereinigtes Königreich); ThyssenKrupp Steel, Duisburg (Deutschland) und Riva Gruppe, Taranto (Italien). Es gibt auch Beispielanlagen außerhalb der EU.

Referenzliteratur
[7, Bothe 1993] [304, Eurofer 2007]

3.3.2.7.2 Nasse Entschwefelungsverfahren

Beschreibung
Es gibt nasse und trockene Entschwefelungsverfahren, im folgenden werden aber nur die Nassverfahren betrachtet. Nachdem die Abgase gekühlt wurden, wird SO_2 in einem Sprühturm mit einer Calcium(Ca)- oder Magnesium(Mg)-Lösung absorbiert. Dabei entsteht Gips ($CaSO_4$) oder Magnesiumsulfat ($MgSO_4$), welcher als Schlamm aus der Kolonne abgezogen wird. Verschiedene Reagenzien können verwendet werden:

- Stahlwerksschlacke (SSD-Verfahren, *engl.* steel slag desulphurisation process): die 30 – 40 % CaO enthaltene Schlacke wird gemahlen, mit Wasser vermischt und als $Ca(OH)_2$-haltige Suspension eingedüst
- Kalkhydrat ($Ca(OH)_2$)
- Calciumchlorid ($CaCl_2$) und Kalkhydrat ($Ca(OH)_2$)
- Kalkhydrat ($Ca(OH)_2$) und Kreide ($CaCO_3$)
- Magnesiumhydroxid ($Mg(OH)_2$).

Der anfallende Gips wird entwässert. Seine Qualität hängt stark von der Wirksamkeit der vorgeschalteten Staubminderungstechnik ab. In einigen Ländern kann der Gips an die Zementindustrie verkauft werden.

Das vom Gipsschlamm abgetrennte Wasser wird zum größten Teil wieder verwendet. Wegen der Anreicherung von Chlorid wird ein Teil des Waschwassers abgeleitet. Folglich fällt sowohl ein Feststoff (Gips) als auch Abwasser an.

Wenn Ammoniumhydroxid (NH_4OH) als Reagenz verwendet wird, entsteht eine Ammoniumhydrogensulfit-(NH_4HSO_3)-Lösung. Diese Lösung wird durch Nassoxidation in der Gasaufbereitung der Kokerei behandelt und so Ammoniumsulfat ($(NH_4)_2SO_4$) hergestellt.

Eine Nassentschwefelung kann auch in feinen Nasswäschern (siehe Abschnitt 3.3.2.4) erfolgen.

Zur Adsorption von PCDD/F kann zusätzlich aktivierter Braunkohlenkoks in das Abgas eingedüst werden. Nach der Reaktion wird der aktivierte Braunkohlenkoks mittels Gewebefilter abgeschieden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Entschwefelungsgrade von 85 – 90 % können erreicht werden, jedoch wurden auch Werte von 95 – 99 % berichtet. Bei diesen Wirkungsgraden wurden für Rohgaswerte unter 1,5 g/Nm^3 SO_x-Konzentrationen unter 200 mg/Nm^3 berichtet. Zusätzlich werden HCl, HF und Staub aus dem Abgas herausgewaschen. Das Verfahren mindert jedoch nicht die NO_x-Emissionen.

Medienübergreifende Effekte
Es wird ein gipshaltiger Schlamm erzeugt. Die Entsorgung des Gipses kann zu nennenswerten Problemen führen. In Ländern, in denen keine Nachfrage nach Gips besteht, sollte das entwässerte Material als reaktiver Abfall entsorgt werden. D. h. dass der Abfall vor der Ablagerung einer weiteren Stabilisierung bedarf, wodurch sich die Entsorgungskosten erhöhen. Selbst wenn ein Markt für Gips vorhanden ist, können die Verunreinigungen mit Staub die Vermarktung des Gipses so erschweren, dass er entsorgt werden muss. Wenn in der Entschwefelunganlage gleichzeitig Staub abgeschieden wird, ist zudem eine Abwasserbehandlung erforderlich.

In einer Anlage wurde der Gips in eine belastete Fraktion (10 %), die entsorgt wurde, und eine „saubere“ Fraktion (90 %), die verkauft wurde, aufgeteilt. Dieses System wird aber nicht mehr betrieben.

Der größte Teil des Waschwassers kann wiederverwendet werden, insbesondere wenn vor der Entschwefelung eine Entstaubung erfolgt. Üblicherweise muss ein Teil des Wassers abgeleitet werden, um eine Anreicherung von Chlorid zu vermeiden. Für die Menge des abzuleitenden

Wassers wurden Werte zwischen 5 und 20 m^3/h berichtet. In manchen Fällen wird allerdings kein Wasser abgeleitet, sondern welches zugeführt.

Der Stromverbrauch wird auf 6,1 – 7,2 MJ/t Sinter geschätzt. Weiterhin sollte das gereinigte Abgas vor der Freisetzung wieder aufgeheizt werden, um einen ausreichenden Aufstieg der Abgasfahne zu erreichen. In einigen Fällen wird zu diesem Zweck Kokereigas eingesetzt, manchmal auch das im Abgas der Sinteranlage enthaltene CO katalytisch verbrannt.

Der Kalkhydratverbrauch hängt von der SO_2-Rohgaskonzentration, dem behandelten Abgasvolumenstrom sowie dem gewünschten Entschwefelungsgrad ab. Für die Wakamatsu Works von NSC (Japan) wurde ein Verbrauch von 3 – 4 kg Kalkhydrat ($Ca(OH)_2$) pro m^3 SO_2 berichtet.

Betriebsdaten
Tabelle 3.28 enthält eine Übersicht von Betriebs- und Kostendaten dreier Entschwefelungsanlagen. Diese Anlagen wurden installiert, um die von den lokalen Behörden festgesetzten Umweltauflagen zu erfüllen. Besondere Schwierigkeiten während des Betriebs wurden nicht erwähnt.

Anwendbarkeit
Diese Technik kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden, auch wenn der Platzbedarf erheblich sein kann. Allerdings gab es zum Zeitpunkt der Überarbeitung dieses BVT-Merkblatts (2010) keine Beispiele für die Anwendung der Nassentschwefelungstechnik in europäischen Sinteranlagen. Wegen der hohen Investitions- und Betriebskosten sowie relevanter medienübergreifender Effekte, wie dem Anfall einer zu entsorgenden, gipshaltigen Suspension sowie zusätzlicher Maßnahmen zur Abwasserbehandlung, wird die Nassentschwefelungstechnik gegenwärtig in Europa nicht angewandt, könnte aber eine Option sein, wenn Umweltqualitätsstandards mit anderen Techniken wahrscheinlich nicht eingehalten werden können.

Wirtschaftliche Aspekte
Die in Tabelle 3.28 angegebenen Entschwefelungsgrade berücksichtigen keine Anlagenstillstände, würden also nur für einen Vollzeitbetrieb gelten. In der Praxis ist der Gesamtwirkungsgrad folglich deutlich niedriger. Wie oben beschrieben, ist ein Verkauf des entstehenden Gipses in einigen Europäischen Ländern nicht möglich, so dass ein Entsorgungsproblem bestehen kann.

Für eine Nassentschwefelungsanlage wurden folgende Kosten berichtet (die in den Beispielen genannten Kosten wurden 1996 in ECU umgerechnet und jetzt als Euro angegeben):

- Investitionskosten: 50 – 80 €/(Nm^3/h)
- Betriebskosten: 0,5 – 1,0 € pro kg gemindertes SO_2.

Bei einer Sinteranlage mit einer Produktionskapazität von 4 Mio. t/Jahr, einem Abgasvolumenstrom von 1 Mio. Nm^3/h, 8640 Betriebsstunden pro Jahr, SO_2-Rohgaswerten von 1200 g/t Sinter und einem Entschwefelungsgrad von 90 % würden üblicherweise folgende Kosten anfallen:

- Investitionskosten: 50 – 80 Mio. €
- Betriebskosten: 0,5 – 1,1 €/t Sinter.

Weil die Investitionskosten vergleichsweise hoch sind (höher als die Kosten einer neuen Sinteranlage) und stark vom Abgasvolumenstrom abhängen, kann es vorteilhaft sein, die Entschwefelung auf den Teil des Abgases mit den höchsten Schwefelgehalten zu beschränken (siehe **Figure 3.7**) und sich mehr darauf zu konzentrieren, den Eintrag an Schwefel in den Sinterprozess zu begrenzen (siehe Abschnitt 3.3.2.7.1).

Tabelle 3.26 zeigt die gesamten Investitions- und Betriebskosten für 2 Fallbeispiele einer Nassentschwefelung mit gleichzeitiger NO_x-Minderung. Sie dient einem qualitativen Vergleich des trockenen und des nassen Entschwefelungsverfahrens für Sinteranlagen (siehe Tabelle 3.31).

Tabelle 3.26: Kostenschätzung für eine Nassentschwefelung in Kombination mit einer SCR-Anlage

Geforderte Minderungsgrade	Entschwefelung: 95 % DeNOx: 40 %	Entschwefelung: 95 % DeNOx: 80 %
Gestehungskosten:	110 ([1])	147
Hauptanlage	85,4	122,6
Abwasserbehandlungsanlage	7,3	5,9
Sonstiges (Leitungen, Elektrik und Messtechnik, bauliche Anlage, Ingenieurleistungen)	17,3	18,5
Laufende Kosten (8476 h/Jahr):	154,4	197,5
Elektrizität	51,0	56,8
Kokereigas	54,5	77,6
$Mg(OH)_2$	29,9	29,9
Sonstiges (Katalysator, NH_3, Chemikalien für die Abwasserbehandlung, Hilfsstoffe, Dampf)	19,0	33,2

([1]) Die Gesamtkosten der Nassentschwefelungsanlage im Fall 1 betragen 110 % (alle Angaben beziehen sich auf den 100 %-Wert aus Tabelle 3.31 in Abschnitt 3.3.2.7.3).

Anm.: – Abgasvolumenstrom 1,5 Mio. Nm^3/h; Temperatur 120 °C, SO_2 im Rohgas: 373 mg/Nm^3, NO_x im Rohgas: 454 mg/Nm^3.
– Nassverfahren mit $Mg(OH)_2$ und SCR.
– Eine Nassentschwefelung kann auch mit feinen Nasswäschern (siehe Abschnitt 3.3.2.4) erfolgen.

Quelle: [268, SHI 2006].

Auslöser für die Umsetzung

Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen

Einzelheiten zu mehreren Sinteranlagen, in denen nasse Entschwefelungsverfahren angewendet werden, sind Tabelle 3.27 zu entnehmen.

Tabelle 3.27: Nassentschwefelunganlagen in Sinteranlagen

Unternehmen	Standort	Anlage	Behandelter Abgasvolumen-strom (Auslegung) (1×10^6 Nm^3/h)	Reagenzien
Nippon Kokan KK	Fukuyama		0,76	Ammoniumhydroxid
	Keihin		1,2 – 1,3	
Kawasaki Steel Corporation	Chiba	Sinteranlage Nr. 4	0,62 – 0,75	Kalkhydrat
	Chiba	Sinteranlage Nr. 3	0,32	
	Mizushima	3 Sinteranlagen	0,75; 0,75; 0,9	
Kobe Steel Ltd.	Kakogawa		1	CAL (*)
	Kobe		0,35	
Sumitomo Metal InStaubries	Wakayama	Sinteranlage Nr. 5	0,4	Kalkhydrat und Kreide
	Kashima	2 Sinteranlagen	0,88; 0,2	Kalkhydrat und Kreide
	Kokura		0,32	Magnesiumhydroxid

(*) CAL: Calciumchlorid und Kalkhydrat.

Anm.: In einer Anlage in der EU wurde diese Technik betrieben, bis die Anlage stillgelegt wurde. Der Grund hierfür war, dass die Technik durch eine prozessintegrierte Maßnahme ersetzt wurde, die medienübergreifende Effekte wie den Anfall von Abwasser und Abfall vermeidet.

Quellen: [65, InfoMil 1997] [313, Eurofer 2007].

Referenzliteratur

[65, InfoMil 1997] [249, Netherlands 2007] [251, Eurofer 2007] [268, SHI 2006] [295, Hartig et al. 2006] [313, Eurofer 2007]

Tabelle 3.28: Betriebs- und Kostendaten von drei Sinteranlagen mit nasser Entschwefelung

		Einheit	Nippon Kokan KK-Keihin	Nippon Steel Corp. Wakamatsu/Yawata	Sumitomo Metal Ind. Wakayama
Produktionskapazität (Sinter)	Auslegung	t/h	500	1000	n.v.
	Tatsächlich		n.v.	600	185
Gesamter Abgasvolumenstrom	Auslegung	10^6 Nm^3/h	1,2 – 1,3	2	n.v.
	Tatsächlich		n.v.	1	0,4
Basizität des Sinters		CaO/SiO_2	1,8	1,92	2,2
Entschwefelungskapazität	Auslegung	10^6 Nm^3/h	1,2 – 1,3	1 (Teilentschwefelung)	n.v. (Teilentschwefelung)
	Tatsächlich		n.v.	0,45 – 0,51 (Teilentschwefelung)	0.2 (Teilentschwefelung)
Vorgeschaltete Entstaubung	Art	mg/Nm^3	Trockener E-Filter	Cyclone	Trocken E-Filter
	Reingas		50	n.v.	40
Reagenzien			NH_4OH	Kalkhydrat	Kalkhydrat und Kreide (50:50)
SO_2-Rohgaskonzentration	Auslegung	mg/Nm^3	n.v.	1140	1830
	Tatsächlich		560 – 840	513 – 684	730 – 940
SO_2-Reingaskonzentration	Auslegung	mg/Nm^3	n.v.	<110	370
	Tatsächlich		3 – 9	6 – 29	n.v.
Entschwefelungsgrad	Auslegung	%	n.v.	90	80
	Tatsächlich		>99	95 – 98	n.v.
Nebenprodukt	Art	kg/t Sinter	Ammoniumsulfat	Gips	Gips
	Menge		n.v.	1,0 – 1,34	4,5
	Verbleib		Verkauf	Verkauf	überwiegend Entsorgung
Energieverbrauch		GJ/t Sinter	n.v.	0,0061 – 0,0072 (Strom) (<0,3 % des gesamten Energieverbrauchs)	n.v.
Investitionskosten ([1])		10^6 €	n.v.	n.v.	19,4 (in 1976)
Betriebskosten ([1])		€/t Sinter	n.v.	0,016 (in 1986); nur für Wartung und Instandhaltung	0,62 (in 1986); ohne Wartung und Instandhaltung sowie Abschreibungen

([1]) Bei den genannten Beispielen wurden die Kostenangaben in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

Anm.: n.v. = nicht verfügbar

Quelle: [65, InfoMil 1997]

3.3.2.7.3 Aktivkohleverfahren mit Aktivkohle-Regenerierung zur Entschwefelung und NO_x-Minderung

Beschreibung

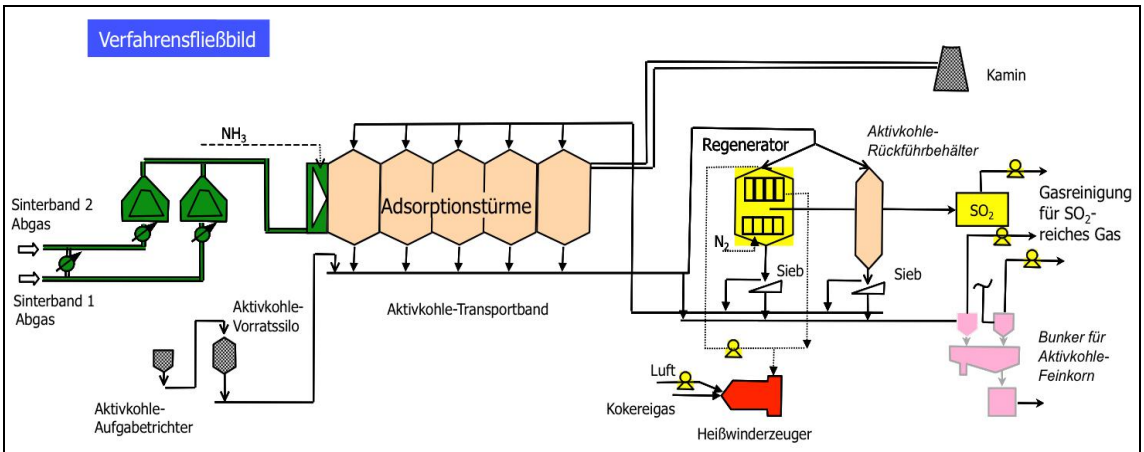
Trockene Entschwefelungstechniken basieren auf der Adsorption von SO_2 an Aktivkohle. Wenn die mit SO_2 beladene Aktivkohle regeneriert wird, wird das Verfahren "Aktivkohleverfahren mit Regenerierung der Aktivkohle" (*engl.* regenerative activated carbon – RAC process) genannt. In diesem Fall kommt eine qualitativ hochwertige teure Aktivkohle zum Einsatz, und Schwefelsäure (H_2SO_4) fällt als Nebenprodukt an. Das Aktivkohlebett wird entweder mit Wasser oder thermisch regeneriert. Diese Technik wird bei Hausmüllverbrennungsanlagen, Raffinerien, Kraftwerken und Sinteranlagen angewandt.

In einigen Fällen wird Aktivkohle auf der Basis von Braunkohle eingesetzt. In diesem Fall wird die mit SO_2 beladene Aktivkohle üblicherweise unter kontrollierten Bedingungen verbrannt. Diese Technik wird normalerweise nur für eine „Feinreinigung" nach einer bestehenden Entschwefelungsanlage eingesetzt.

Das RAC-Verfahren (veranschaulicht in Abbildung 3.19) ermöglichst die Entfernung mehrerer Abgaskomponenten: SO_2, HCl, HF, Quecksilber (Hg), Staub, PCDD/F und optional auch NO_x. Das System kann einstufig oder zweistufig ausgelegt sein. Im einstufigen Verfahren wird das Abgas durch ein Aktivkohlebett geführt, und die Schadstoffe werden von der Aktivkohle adsorbiert. Außerdem findet eine NO_x-Minderung statt, wenn vor dem Katalysatorbett Ammonium (NH_3) in den Abgasstrom eingedüst wird.

Im zweistufigen Prozess wird das Abgas durch zwei Aktivkohlebetten geführt. Zuvor kann Ammonium zur Minderung der NO_x-Emissionen eingedüst werden.

Im Regenerator werden PCDD/F bei Temperaturen zwischen 400 und 450 °C zersetzt.



Quellen: [268, SHI 2006] [314, Eurofer 2007]

Abbildung 3.19: Aktivkohleverfahren mit Aktivkohle-Regenerierung (RAC-Verfahren)

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Eine sehr wirksame Entschwefelung ist möglich (>95 %). Die Wirksamkeit der NO_x-Minderung kann in Abhängigkeit von der Betriebstemperatur, der Zudosierung von NH_3 und der Auslegung 80 – 90 % betragen. Diese Minderungsgrade berücksichtigen keine Anlagenstillstände, würden also nur für einen Vollzeitbetrieb gelten. Die tatsächlichen Wirkungsgrade sind folglich deutlich niedriger.

Tabelle 3.29: Konzentrationen einzelner Abgaskomponenten

Parameter	Einheit	Wert
Abgasvolumenstrom	Nm^3/min	14.200
Temperatur	K	414 – 415
Feuchtigkeit	Vol-%	6,9
O_2	Vol-%	14,7
CO_2	Vol-%	7,9
CO	Vol-%	1,2
NO_x	mg/Nm^3	266 – 322
SO_x	ppm	7 – 127
SO_3	ppm	0,1
Staub	mg/Nm^3	6 – 10

Anm.: Die Behandlung des SO_x-reichen Gases erfolgt mittels einer Anlage zur Magnesium-Hydroxylierung. Wenn dieses System nicht funktioniert, können Emissionen bis zu 168 ppm auftreten. Die Anlage besteht aus einem Zyklon, einem E-Filter und einer trockenen Entschwefelung.

Quelle: [261, Kasama et al. 2006].

Tabelle 3.30: Erreichbare Leistungswerte einer Sinteranlage bei Anwendung von Aktivkohle

Schadstoff	Erreichbare Leistungswerte	Einheit	Anmerkungen
SO_2	95 – >98 ([1])	%	
	Rohgas: 572 – 858	mg/Nm^3	
	Reingas: 20 – 30	mg/Nm^3	
NO_x	>40 oder 60 ([2])	%	Für eine mehr als 60 %ige Minderung muss ein zweistufiges Verfahren angewendet werden
	Rohgas: 300 – 520	mg/Nm^3	
	Reingas: 120 – 200	mg/Nm^3	
PCDD/F	Rohgas: 0,03 – 3	ng I-TEQ/Nm³ (trocken)	Rohgas 1 – 2
	Reingas: 0,000001 – 0,1		
Staub	Rohgas: 10 – 140	mg/Nm^3	Rohgas <100. Je nach Korngrößenverteilung kann der Minderungsgrad geringer sein.
	Reingas: 2 – 20		
Hg	95 – >99	%	Minderungsgrad ohne Garantie
	Rohgas: 20 – 30	µg/Nm^3	

([1]) Werte beruhen auf kontinuierlichen Messungen über einen Monat bei zwei bestehenden Anlagen, die konstant hohe Minderungsgrade erreichen.

([2]) Werte beruhen auf kontinuierlichen Messungen über einen Monat bei drei bestehenden Anlagen, die schwankende Minderungsgrade aufweisen: zwischen 40 und 60 % bei einstufigen Anlagen und zwischen 62 und 75 % bei zweistufigen Anlagen.

Quelle: [268, SHI 2006].

Beim RAC-Verfahren werden die Staubemissionen von 80 – 100 mg/Nm^3 auf weniger als 20 mg/Nm^3 gemindert, die Dioxin-Emissionen von 3 ng/Nm^3 auf weniger als 0,3 ng/Nm^3.

Medienübergreifende Effekte

Bei Anwendung des RAC-Verfahrens steigt der Gesamtenergieverbrauch pro Tonne Sinter und etwas Abwasser fällt an. In einem integrierten Stahlwerk kann das Abwasser in der bestehenden Abwasserbehandlungsanlage gereinigt werden, sofern es an geeigneter Stelle eine gibt. Falls nicht, würden für eine geeignete Abwasserbehandlung zusätzliche Kosten anfallen.
Als Nebenprodukt entsteht Schwefelsäure.

Beim RAC-Verfahren fallen keine festen Abfälle an, weil die Aktivkohle regeneriert und teilweise verbrannt wird. Der Stromverbrauch beträgt1.200 kW oder 8,6 MJ/t Sinter (etwa 0,4 % des gesamten Energieverbrauchs der Sinteranlage).

Bei Anwendung eines nicht-regenerativen Verfahrens würde der Gesamtenergieverbrauch pro Tonne Sinter steigen und ein schadstoffbeladener Abfall anfallen, der ordnungsgemäß behandelt werden müsste.

Der in der Gasreinigung anfallende Staub ist sehr fein und enthält Schwermetalle (es können auch radioaktive Stoffe auftreten). Daher kann dieser Staub – im Gegensatz zu anderen eisenhaltigen Stäuben – nicht ohne weiteres in die Prozesse zur Eisenerzeugung zurückgeführt werden.

Betriebsdaten

Sinteranlage Nr. 3 der Nagoya Works (Nippon Steel Corporation) hat eine Produktionskapazität von 12.000 Tonnen Sinter pro Tag und einen Abgasvolumenstrom von 900.000 Nm^3/h. Die Basizität des Sinters lag 1991 bei 1,72 – 2,1. Das RAC-Verfahren wurde in Form zweier paralleler einstufiger Adsorptionstürme, jeweils mit einer Kapazität von 450.000 Nm^3/h, umgesetzt. Vor der Entschwefelung erfolgt eine Entstaubung mittels Zyklon und nachgeschaltetem E-Filter (Reingaskonzentration: 20 – 30 mg/Nm^3). Die durchgeführten Messungen ergaben eine SO_2-Eingangskonzentrations von 360 mg/Nm^3 und einen Entschwefelungsgrad von 97 %. Entsprechend betrug die Reingaskonzentration 11 mg/Nm^3. Die Staubkonzentration im Reingas betrug 15 – 20 mg/Nm^3 (Korngröße 2 – 4 µm; zu 60 % Kohlenstoff).

Eine NO_x-Minderung in Kombination mit dem RAC-Verfahren erfolgte nur in einem der zwei Adsorptionstürme – durch Eindüsung von NH_3. Insgesamt wurden die NO_x-Emissionen nur gering (um 15 %) gemindert; bezogen auf den Adsorptionsturm mit NH_3-Eindüsung betrug der Minderungsgrad 30 %.

Die SO_2-beladene Aktivkohle wird durch thermische Behandlung bei 380 – 430 °C regeneriert. Die Kohle wird durch einen mit Kokereigas befeuerten Heizer indirekt beheizt. Dabei wird Stickstoff (N_2) zugemischt (500 m^3/h). Das wassergesättigte SO_2-reiche Gas (15 %) wird zur Schwefelsäureanlage der Kokereigasaufbereitung geleitet. Die regenerierte Kohle wird gesiebt und in die Adsorptionstürme zurückgeführt. Das Feinkorn wird dem Sinterrohmaterial zugeführt. Letztere Beschreibungen gelten speziell für die betrachtete Anlage und sind nicht generell auf andere Anlagen übertragbar. Der Verbrauch an Aktivkohle beträgt 150 kg/h, der Dampfverbrauch (40 bar) 600 kg/h und der Wasserverbrauch 0,08 m^3/h.

Besonderes Augenmerk sollte auf die Eingangstemperatur des Abgases (<140 °C) und die Rohgasbeladung mit Staub (max. 50 mg/Nm^3) gelegt werden. Dem RAC-Filter sollte eine Entstaubung (z. B. mittels E-Filter oder hochleistungsfähigem Multizyklonabscheider) vorgeschaltet werden, um die Eingangskonzentration an Staub herabzusetzen.

Anwendbarkeit

Das RAC-Verfahren kann als nachgeschaltete Minderungstechnik sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden. Die Technik wird üblicherweise für die gleichzeitige Minderung verschiedener Abgaskomponenten (z. B. SO_2, HF, HCl, NO_x sowie Staub und PCDD/F) installiert. Generell sind der Grundriss der Anlage sowie der Platzbedarf für diese Technik wichtige Faktoren, die bei der Entscheidung über ihre Anwendung zu beachten sind – insbesondere bei Anlagen mit mehr als einem Sinterband.

Zum Zeitpunkt der Erarbeitung dieses Dokuments (2010) gab es allerdings keine Beispiele für die Anwendung des RAC-Verfahrens bei Sinteranlagen in Europa. Wegen der hohen Investitions- und Betriebskosten – insbesondere, wenn qualitativ hochwertige, teure Aktivkohle genutzt und eine Schwefelsäureanlage gebraucht wird – wird das RAC-Verfahren in Europa nicht angewendet. Es könnte aber eine Option für neue Anlagen sein, die gleichzeitig die SO_x-, NO_x-, Staub- und PCDD/PCDF-Emissionen mindern möchten, oder wenn Umweltqualitätsstandards wahrscheinlich nicht eingehalten werden können.

Wirtschaftliche Aspekte
In 1987 betrugen die Investitionskosten (ohne die Schwefelsäure- und Abwasserbehandlungsanlage) etwa 21 Mio. €. Die Investitionskosten für eine RAC-Anlage bei der Voestalpine in Linz (Österreich) wurden 1991 auf etwa 73 Mio. € geschätzt.

Die Betriebskosten (ohne Wartung und Instandhaltung sowie Abschreibung) betrugen 1991 0,75 €/t Sinter. Die Kosten für Wartung und Instandhaltung wurden auf 0,17 €/t Sinter (750.000 € pro Jahr) geschätzt. Zu beachten ist, dass diese Angaben für eine RAC-Anlage mit kombinierter Minderung von SO_2 und NO_x gelten.

(1) Bei den genannten Beispielen wurden die Kostenangaben in 1996/1997 in ECU umgerechnet und jetzt als Euro angegeben.

Tabelle 3.31 zeigt die gesamten Investitions- und Betriebskosten für 2 Fallbeispiele einer trockenen Entschwefelung mit gleichzeitiger NO_x-Minderung. Sie dient einem qualitativen Vergleich des trockenen und des nassen Entschwefelungsverfahrens für Sinteranlagen (siehe Tabelle 3.26).

Tabelle 3.31: Kostenschätzung für eine Aktivkohleanlage

Geforderte Minderungsgrade:	Entschwefelung: 95 % DeNOx: 40 %	Entschwefelung: 95 % DeNOx: 80 %
Gestehungskosten:	110 ([1])	136,1
Hauptanlage	60,8	86,2
Erstbefüllung mit Aktivkohle	8,8	16,2
Anlage für das Nebenprodukt (H_2SO_4)	8,5	8,5
Sonstiges (Leitungen, Abwasserbehandlungsanlage, Elektrik und Messtechnik, bauliche Anlage und Ingenieurleistungen)	21,9	25,2
Laufende Kosten (8476 h/Jahr):	100	166,8
Aktivkohle	57,7	115,4
Elektrizität	29,8	35,3
NH_3 (für die DeNOx)	10,4	14,0
Sonstiges (Kokereigas, Hilfsstoffe, Dampf, NaOH)	13,6	13,6
H_2SO_4 ([2]) (Gewinn aus Vermarktung)	-11,5	-11,5

([1]) Die Gesamtkosten der Trockenanlage betragen 100 % (bezogen auf den 110 %-Wert aus Tabelle 3.26 in Abschnitt 3.3.2.7.2).
([2]) erzeugte Schwefelsäure
Anm.: Abgasvolumenstrom 1,5 Mio. Nm^3/h; Temperatur 120 °C; SO_2 im Rohgas: 373 mg/Nm^3; NO_x im Rohgas: 454 mg/Nm^3.
Quelle: [268, SHI 2006].

Die Investitionskosten für eine RAC-Anlage an einer Sinteranlage mit einer Sinterbandfläche von 500 – 600 m² wurden auf etwa 60 Mio. € und die Betriebskosten auf etwa 1 €/t Sinter geschätzt (Arcelor).

Auslöser für die Umsetzung
Hierzu lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Mindestens acht Sinteranlagen in Japan, Korea und Australien haben die Technik der Aktivkohlenutzung eingeführt. Das RAC-Verfahren zur SO_x-Minderung ist seit August 1987 an der Sinteranlage Nr. 3 der Nagoya Steelworks (Nippon Steel Corporation, Japan) in Betrieb. In 1999, wurden auch die Sintermaschinen 1 und 2 der Nagoya Steelworks damit ausgerüstet, um die SO_x-, NO_x- und Staubemissionen im gesamten Abgasvolumenstrom von 1,3 Mio. Nm^3/h zu mindern. Von folgenden weitere Anlagen wurde berichtet, dass diese die RAC-Technik oder Abwandlungen davon installiert haben:

- BlueScope Steel, Port Kembla Works (Australien), Sintermaschine Nr. 3, zur Behandlung von 1.552.000 Nm^3/h Abgas hinsichtlich Staub und PCDD/F (Inbetriebnahme Juni 2003)
- Nippon Steel Corporation, Oita Works (Japan), Sinteranlage Nr. 1, zur Behandlung von 1300000 Nm^3/h Abgas hinsichtlich SO_x, NO_x, Staub und PCDD/F (Inbetriebnahme 2003)
- POSCO, Pohang Steelworks (Korea), Sintermaschinen Nr. 3 und 4, zur Behandlung von 1350000 Nm^3/h Abgas hinsichtlich SO_x, NO_x Staub und PCDD/F (Inbetriebnahme November 2004)
- Nippon Steel Corporation, Kimitsu Steelworks (Japan), Sinteranlage Nr. 3, zur Behandlung von 1700000 Nm^3/h Abgas hinsichtlich SO_x, NO_x und Staub (Inbetriebnahme 2004)
- Kobe Steel Corporation, Kakogawa Steelworks (Japan), Sinteranlage Nr. 1, zur Behandlung von 1500000 Nm^3/h Abgas hinsichtlich SO_x, NO_x Staub und PCDD/F (2007 in Planung).

Die Aktivkohle-Festbettfiltertechnik wurde in einer Pilotanlage in Australien (BHP Steel) erprobt und ist in einigen Sinteranlagen in Japan in Betrieb.
In Europa wird die RAC-Technik an keiner Sinteranlage betrieben.

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [215, BSS 2007] [252, France 2007] [254, Eurofer 2007] [261, Kasama et al. 2006] [268, SHI 2006] [314, Eurofer 2007]

3.3.2.8 Minderung der NO_x-Emissionen

3.3.2.8.1 Primäre Maßnahmen zur Minderung der NO_x-Emissionen

Durch Verwendung von Anthrazit können die NO_x-Emissionen gemindert werden, wenn Anthrazite verfügbar sind, die einen niedrigeren Stickstoffgehalt als Koksgrus haben.

Eine zusätzliche, aber als weniger relevant angesehene Maßnahme ist die Verwendung von Low-NO_x-Brennern in der Zündhaube.

Eine weitere Option zur Senkung der absoluten NO_x-Emissionen ist die Anwendung einer der Abgasrückführungstechniken, die in Abschnitt 3.3.5.2 beschrieben werden.

3.3.2.8.2 Selektive katalytische Reduktion (SCR-Verfahren)

Beschreibung
Bei diesem Verfahren wird das im Abgas enthaltene NO_x katalytisch mit Ammonium (NH_3) oder Harnstoff zu N_2 und H_2O reduziert. Vanadiumpentoxid (V_2O_5) oder Wolframoxid (WO_3) auf einem Titandioxid-Träger (TiO_2) werden oft als Katalysator verwendet. Weitere mögliche Katalysatoren sind Eisenoxid und Platin. Die optimalen Betriebstemperaturen liegen zwischen 300 und 400 °C.

Die SCR-Technik kann als „high dust“-, als „low dust“- oder als Reingas-System ausgeführt werden – jeweils mit speziellen Eigenschaften. Bis jetzt wurden aber nur Reingas-Systeme an Sinteranlagen eingesetzt.

Besondere Vorsicht ist hinsichtlich der möglichen Deaktivierung des Katalysators, der Ansammlung von explosivem Ammoniumnitrat (NH_4NO_3), dem Ammoniakschlupf und der Bildung von korrosivem SO_3 geboten. Üblicherweise müssen die Abgase vor dem Eintritt in den SCR Reaktor wieder aufgeheizt werden, um die benötigte Betriebstemperatur einzuhalten.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Ein NO_x-Minderungsgrad von etwa 80 % wurde bei Sinteranlagen erreicht, in Abhängigkeit vom eingesetzten Katalysatortyp, der Betriebstemperatur und der NH_3-Zugabe. Es wurden Reingaskonzentrationen von 56 – 120 mg/Nm^3 berichtet (Bezugssauerstoffgehalt: 15 %; Rohgaswerte von 180 – 600 mg/Nm^3).

Medienübergreifende Effekte
Weil das SCR-Verfahren trocken arbeitet, treten keine Abwasseremissionen auf. Der einzige anfallende Abfall sind deaktivierte Katalysatoren, die beim Hersteller wieder aufgearbeitet werden können. Diese Technik setzt die Lagerung und Verwendung von Ammoniak voraus, der aber nicht notwendigerweise als flüssiger Ammoniak, sondern auch in Form von Harnstoff oder Ammoniumlösungen eingesetzt werden kann.

Der gesamte Energieverbrauch steigt, da die Abgase vor dem Eintritt in den Katalysator wieder aufgeheizt werden müssen. Dadurch vermindern sich die Möglichkeiten zur Nutzung der Abwärme aus dem Sinterprozess. Weiterhin wird beim Betrieb der SCR-Anlage Strom verbraucht.

Die N_2O-Emissionen bei Anwendung des SCR-Technik liegen unter 8 ppm. Zum NH_3-Schlupf wurden von zwei Sinteranlagen Werte von <1 – 3 ppm berichtet.

Betriebsdaten
Bei der Sinteranlage der Chiba Works (Kawasaki Steel Corporation, Japan) wurde 1975 eine SCR-Anlage zur Minderung der NO_x-Emissionen installiert. Die Sinteranlage hat eine Produktionskapazität von 7.000 t Sinter/Tag und einen Abgasvolumenstrom von 620.000 bis 750.000 Nm^3/h. Die NO_x-Emissionen wurden mittels eines Platin (Pt)-Katalysators von 450 mg/Nm^3 auf 37 mg/Nm^3 gesenkt, also um >90 % gemindert. Die SCR-Anlage ist als Reingas-System ausgeführt, d. h. der SCR-Reaktor wurde der Entstaubung und Entschwefelung nachgeschaltet.

Die SCR-Anlage kann entweder bei 260 °C oder bei 400 °C betrieben werden. Bei 260 °C muss der Katalysator mehrmals pro Jahr durch Hitzebehandlung revitalisiert werden. Bei dieser Temperatur wird der Minderungsgrad von 90 % nur durch eine überstöchiometrische Zugabe von NH_3 (das 1,2-fache des stöchiometrischen Werts) erreicht. In diesem Fall tritt ein NH_3-Schlupf auf. Nach drei Betriebsjahren bei 260 °C wurde ein CO-Konverter vor dem SCR-Reaktor installiert, um das im Abgas enthaltene CO katalytisch zu verbrennen und so Hitze zu erzeugen. Durch den CO-Konverter wurde die Abgastemperatur von 400 °C auf 480 °C erhöht und ein NO_x-Minderungsgrad von etwa 90 % bereits bei einer unterstöchiometrischen NH_3-Zugabe (Stöchiometriefaktor 0,9) erreicht. Es tritt kein NH_3-Schlupf auf. Der Druckverlust über das Katalysatorbett (1 m) beträgt 140 mm Wassersäule.

Bei der Sinteranlage der Keihin Works (Nippon Kokan, Japan) wurde 1979 eine SCR-Anlage installiert. Diese Anlage wird ebenfalls als Reingas-System nach Entstaubung und Entschwefelung betrieben. Die Sinteranlage hat eine Produktionskapazität von 12.000 Tonnen Sinter pro Tag und einen Abgasvolumenstrom von 1,2 Mio. bis 1,3 Mio. Nm^3/h.

Diese SCR-Anlage verwendet Stückerz (asiatische Brauneisenstein- (Limonit-) und Gasit-Erze) als Katalysator. Der verbrauchte Katalysator wird gesiebt und dem Hochofen oder der Sinteranlage als Rohstoff zugeführt.

Die Abgase gelangen nach der Aufheizung mit einer Temperatur von 340 °C und einer NO_x-Konzentration von 410 mg/Nm^3 in den SCR-Reaktor. Die Reingaskonzentration beträgt 100 – 120 mg/Nm^3, was einem Minderungsgrad von 70 – 75 % entspricht.

Der Druckverlust über den Katalysator beträgt 60 – 70 mm Wassersäule. Der Wärmetauscher hat einen Druckverlust von 80 mm Wassersäule.

Der NH_3-Verbrauch beträgt 120 g/t Sinter, der Stromverbrauch 0,014 GJ/t Sinter oder <1 % des gesamten Energieverbrauchs der Sinteranlage.

Vom Betrieb der SCR-Anlage wurden keinerlei Probleme berichtet.

Zum Betrieb der $DeNO_x$-Anlagen an den Sinteranlagen 1, 3 und 4 von China Steel (Taiwan) wird das Abgas mit Koksofengas aufgeheizt. Die SCR-Anlagen an den Sinteranlagen 3 und 4 wurden im Juni 1997 installiert, die an der Sinteranlage 1 im Juni 1999. Die NO_x-Emissionen wurden auf 52 – 100 mg/Nm^3 gemindert (O_2-Gehalt: 15 %). Der Minderungsgrad beträgt etwa 80 %. Zum Betrieb der $DeNO_x$-Anlagen wird das Abgas mit Koksofengas aufgeheizt. Die Abgasvolumenströme dieser Anlagen betragen:

- Sinteranlage Nr. 1: etwa 464.000 Nm^3/h
- Sinteranlage Nr. 3: etwa 850.000 Nm^3/h; Katalysatorvolumen 193,2 m^3
- Sinteranlage Nr. 4: etwa 1.164.000 Nm^3/h (19.400 Nm^3/min).

Bei den Sinteranlagen Nr. 1 und Nr. 3 beträgt der NH_3-Schlupf <1 ppm, bei der Sinteranlage Nr. 4 zwischen 1,5 und 3 ppm.

Anwendbarkeit

Diese Technik kann sowohl bei neuen wie auch bei bestehenden Anlagen als nachgeschaltete Technik angewendet werden. Bei Sinteranlagen wurden bisher nur Konfigurationen mit gereinigtem Abgas (nach Entstaubung und Entschwefelung) eingesetzt. Es ist essenziell, dass das Abgas einen sehr niedrigen Gehalt an Staub (< 40 mg Staub/Nm^3) und Schwermetallen hat, weil diese die Oberfläche des Katalysators unwirksam machen können. Zudem kann eine Entschwefelung vor dem Katalysator notwendig sein. Eine weitere Voraussetzung ist, dass die Temperatur des Abgases mindestens etwa 300 °C beträgt. Das macht eine Energiezuführung erforderlich.

Zum Zeitpunkt der Erarbeitung dieses Dokuments (2010) gibt es allerdings keine Beispiele für die Anwendung der SCR-Technik bei Sinteranlagen in Europa. Wegen der hohen Investitions- und Betriebskosten, der Notwendigkeit der Reaktivierung des Katalysators, des NH_3-Verbrauchs und -Schlupfs sowie des zusätzlichen Energiebedarfs für die Erhitzung, welcher die Möglichkeiten zur Abwärmenutzung aus dem Sinterprozess einschränkt, wurde die SCR-Technik bisher in Europa nicht angewendet. Trotzdem könnte sie eine Option sein, wenn Umweltqualitätsstandards wahrscheinlich nicht eingehalten werden können.

Wirtschaftliche Aspekte

Bei der Sinteranlage der Chiba Works (Kawasaki Steel Corporation, Japan) betragen die Kosten:

- Investitionskosten in 1975: 27,3 $x10^6$ €
- Wartung und Instandhaltungskosten in 1992: 0,08 €/t Sinter (€ 200000 €/Jahr)
- Betriebskosten in 1992: 0,40 €/t Sinter (1.000.000 €/Jahr), einschließlich der Kosten für die Wiederaufheizung des Abgases.

Bei der Sinteranlage der Keihin Works (Nippon Kokan, Japan) betragen die Kosten:

- Investitionskosten in 1979: 50 × 10^6 €
- Wartung und Instandhaltungskosten in 1992: 0,57 €/t Sinter (900.000 €/yr)
- Betriebskosten in 1992: 0,75 €/t Sinter.

In [65, InfoMil 1997] werden folgende Kosten für eine SCR-Anlage berichtet:

- Investitionskosten: 25 – 45 €/(Nm^3/h)
- Betriebskosten: 0,7 – 0,9 €/1000 Nm^3 behandeltes Abgas.

Für eine Sinteranlage mit einer Produktionskapazität von 4 Mio. t/Jahr, einem Abgasvolumenstrom von 1 Mio. Nm^3/h und 8640 Betriebsstunden pro Jahr würde dies zu folgenden Kosten führen:

- Investitionskosten: 25 bis 45 Mio. €
- Betriebskosten: 1,5 to 2,0 €/t Sinter.

Bei allen Beispielen wurden die Kostenangaben 1996 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

In 1997 wurden die Kosten für eine SCR-Anlage bei Corus in IJmuiden (Niederlande), einschließlich des Aufheizungssystems für den Abgasvolumenstrom von 630.000 Nm^3/h, auf etwa 30 Mio. € geschätzt.

Entscheidende Kostenfaktoren sind der Verschleiß des Katalysators, der Ammoniakverbrauch und ggf. die Kosten für die Aufheizung des Abgases.

Zum Zeitpunkt der Erarbeitung dieses Dokuments (2010) wird bei keiner Sinteranlage in Europe ein derartiges $DeNO_x$-System betrieben.

Auslöser für die Umsetzung
Untersuchungen haben gezeigt, dass weder der NO_x-Bildung vorbeugende Techniken wie die teilweise Ersetzung von Koksgrus durch eisenreiche Schlacke, Propangas, Schwammeisen (*engl.* DRI) und Petrolkoks, noch der Einsatz von Ammoniumlösung oder Ammoniumcarbonat als Additiv in der Sintermischung geeignete Lösungen für eine wirksame Minderung der NO_x-Emissionen aus Sinteranlagen sind.

Referenzanlagen

1. Chiba Works der Kawasaki Steel Corporation (Japan)
2. Keihin Works von Nippon Kokan (Japan)
3. Sinteranlagen[55] Nr. 3 und 4 von China Steel (Taiwan; seit Juni 1999 bzw. Juni 1997).

Die neueren Anlagen stehen in Taiwan und Korea. In Japan wurden seit 1997[56] keine neuen SCR-Anlagen mehr installiert.

Mindestens eine SCR-Anlage wird derzeit geplant: bei der Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich). In 2008 wurde die SCR-Technik allerdings noch nicht in der EU angewandt. In 2008 – 2009 wurde lediglich eine Pilotanlage für 1/10 des Abgasvolumenstroms errichtet. Die Ergebnisse der Pilotanlage dienen zur Vorbereitung der für 2011 geplanten großtechnischen Umsetzung (für den gesamten Abgasstrom).

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [387, Fisher et al. 2005] [277, Wiesenberger 2007]

3.3.3 Erfassung und Minderung der Staubemissionen aus sekundären Quellen

Beschreibung
Sekundäre Emissionen können durch ein Sekundärentstaubungssystem erfasst werden (dieses wird auch als „Raumentstaubung [der Sinteranlage]“ bezeichnet). Diese Technik erfasst verschiedene Emissionsquellen, wie die Beschickung des Sinterbands, die Abwurfzone

[55] Anm. der Übersetzer: Laut vorstehender Ausführungen wird auch an der Sinteranlage Nr. 1 eine SCR-Anlage betrieben.

[56] Anm. der Übersetzer: Laut vorstehender Ausführungen wurde in Japan schon seit 1979 keine neue SCR-Anlage mehr gebaut.

einschließlich Brecher und Klassierung sowie die Übergabestellen der Sinter-Transportbänder. Die erfassten Gase werden üblicherweise einer Entstaubung zugeführt, z. B. einem E-Filter oder Gewebefilter. Der Betrieb erfolgt in einem geschlossenen Gebäude, um die Erfassung diffuser Emissionen zu vereinfachen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei einer Sinteranlage wird der Großteil der aus diesen Quellen der Sinteranlage sowie den Übergabestellen erfassten Abgasströme zusammengeführt und in drei parallelen E-Filtern entstaubt. Die Staubemissionen werden kontinuierlich gemessen und betragen insgesamt 270 t pro Jahr, bei einem gesamten Abgasvolumenstrom von etwa 815.000 m^3/h. Das entspricht einer Staubkonzentration von etwa 35 mg/Nm^3.

Bei einer deutschen Anlage werden mit Gewebefiltern im Jahresmittel Emissionswerte aus der Raumentstaubung von <4 mg Staub/Nm^3 erreicht [342, GWAA Bremen 2005]. Eine weitere deutsche Anlage erreicht Staubwerte <21 mg/Nm^3 bei der Raumentstaubung und <18 mg/Nm^3 bei der Entstaubung des Sinterkühlers. Beide Werte sind Halbstundenmittelwerte auf der Basis kontinuierlicher Messungen und werden mittels E-Filter erreicht. Eine dritte deutsche Sinteranlage erreicht mit einem E-Filter Staubwerte <19 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert) bei der Entstaubung des Sinterbrechers und der Übergabestellen. In einer weiteren deutschen Anlage, werden die Raumentstaubung mit einem E-Filter und ein Teil des Abgases vom Sinterkühler mit einem Gewebefilter durchgeführt. Die erreichten Staubkonzentrationen betragen 25 mg/Nm^3 für den E-Filter und <15 mg/Nm^3 für den Gewebefilter [244, Plickert 2007].

In einer österreichischen Anlage erfolgt die Raumentstaubung einschließlich Bandabwurf, Sinterbrecher, Siebung und Sintertransport mittels E-Filter und Gewebefilter. Die Abgasströme werden vermischt und erreichen Staubkonzentrationswerte <16 mg/Nm^3 (Halbstundenmittelwert). Eine weitere österreichische Sinteranlage erreicht Staubwerte von 3 mg/Nm^3 [211, Remus, Rainer 2008].

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Sekundärentstaubung kommt bei allen vorbereitenden und Hilfsprozessen zum Einsatz, die zu Schadstoffemissionen in die Luft führen, z. B. Übergabestellen, die Rohmaterial- oder Sinteraufgabe, die Sinterkühlung sowie Misch-, Sieb- und Brechvorgänge.

Wirtschaftliche Aspekte
Beim genannten Beispiel mit einem Abgasvolumenstrom von 815.000 m^3/h betrugen die Investitionskosten für die Gewebefilter 12 Mio. € und die jährlichen Betriebskosten 3,25 Mio. €.

Auslöser für die Umsetzung
Die vielfältigen Betriebsvorgänge in der Sinteranlage wie Mischen, Brechen, Kühlen und Sieben sowie die Transporte (insbesondere an den Übergabestellen der Transportbänder) und Rückführungen von Sinter zwischen den einzelnen Prozessen sind eine Quelle von Staubemissionen. Der Staub besteht zu 75 % aus PM_{10} und zu 35 % aus $PM_{2.5}$.

Referenzanlagen
Bei der Sinteranlage von Voestalpine Stahl in Linz (Österreich) erfolgt die Erfassung und Reinigung eines Teils des Abgases (370.000 m^3/h) mittels E-Filter. Ein anderer Teil des Abgases (160.000 m^3/h) wird mittels Gewebefilter entstaubt.

In einer holländischen Sinteranlage wird das Abgas aus der Aufgabezone mittels Gewebefilter entstaubt. Die Emissionen vom Bandabwurf, Brecher, Siebung, von den Transportbändern

sowie von Teilen des Sinterkühlers werden mittels E-Filter erfasst und entstaubt. [114, Remus, Rainer 2008].

Bei ArcelorMittal in Eisenhüttenstadt (Deutschland) erfolgt die Entstaubung der Emissionen aus dem Kühlerband und weiterer sekundärer Quellen mit einem E-Filter.

Die Anlagen von ThyssenKrupp Steel in Duisburg (Deutschland) weist die Besonderheit auf, dass der Sinterkühler am Rand des integrierten Stahlwerks steht. Messungen haben ergeben, dass dessen Emissionen einen relevanten Beitrag zu den Staubdepositionen außerhalb der Anlage führen. Aus diesem Grund wurde ein Entstaubungssystem am Sinterkühler installiert und im April 2003 in Betrieb genommen. Der beim Transport, Umschlag und der Kühlung des Sinters erzeugte Staub wird erfasst. Die staubbeladene Abluft aus dem Kühler, der heißen Siebung und einigen anderen Anlagenteilen wurde vom bestehenden Entstaubungssystem der Anlage abgekoppelt und einem neuen E-Filter zugeführt. Die diffusen Emissionen aus dem Bereich des Sinterkühlers wurden deutlich gemindert, indem die Volumenströme an den verschiedenen Absaugungen des Entstaubungssystems optimiert und ein vergleichsweise hoher Volumenstrom (300.000 Nm³/h) aus der Sinterabwurfzone sichergestellt wurde. Insgesamt wird dem installierten E-Filter, der für einen Reingasstaubgehalt von 30 mg/Nm³ (Halbstundenmittelwert) ausgelegt ist, ein Abgasvolumenstrom von etwa 1.400.000 Nm³/h zugeführt. Der im E-Filter abgeschiedene Staub wird mittels Kettenförderer in einen Zwischenbunker befördert. Anschließend wird er befeuchtet und über Transportbänder den Feinerzbetten zugeführt.

Referenzliteratur
[128, Sporenberg 2006] [241, Poland 2007] [249, Netherlands 2007] [342, GWAA Bremen 2005]

3.3.4 Verwendung von Prozessrückständen wie Abfällen und Nebenprodukten in der Sinteranlage

Beschreibung
In einem integrierten Stahlwerk ist die Verwertung der Prozessrückstände eine zentrale Funktion der Sinteranlage. Die anfallenden Rückstände sind hauptsächlich Walzzunder aus dem Walzwerk sowie eine Vielzahl von Stäuben und Schlämmen, die unter anderem aus den Abgasreinigungen stammen. Solange diese Stäube, Schlämme und der Walzzunder einen ausreichenden Eisen- oder Kohlenstoffgehalt haben (oder andere Mineralien enthalten, z. B. Kalk oder Magnesit), kommen diese als Rohmaterial für die Sinteranlage in Betracht. Materialien mit einem hohen Kalkgehalt, was für viele Stahlschlacken zutrifft, können auch eingesetzt werden und reduzieren den Bedarf an zusätzlichem Kalk oder Kalkstein. Neben den unten genannten medienübergreifenden Effekten kann es weitere prozessbedingte Einschränkungen des Einsatzes von Rückständen in der Sinteranlage geben. Diese Einschränkungen resultieren aus dem negativen Einfluss bestimmer Elemente auf einen problemlosen Betrieb des Hochofens. Abhängig von der Möllerzusammenstellung können daher für den Zink-, Blei- oder Chlorgehalt des Sinters Beschränkungen gelten, die den Einsatz von Rückständen in der Sinteranlage einschränken. Zum Zeitpunkt der Erarbeitung dieses Dokuments (2010) verwerteten fast alle Sinteranlagen in der Welt Stäube, Schlämme und Walzzunder. Bei den meisten Anlagen in der EU machen diese 5 – 6 % des Sinter-Rohmaterials aus, allerdings kommen auch Anteile von 10 – 20 % vor. Mindestens zwei Anlagen setzen zu 100 % Stäube, Schlämme, Schlacken und Additive ein.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Menge des eingesparten Rohmaterials entspricht der eingesetzten Menge an Schlämmen, Stäuben und Walzzunder. Zudem entfällt die Entsorgung dieser Rückstände.

Medienübergreifende Effekte
Einige Prozessrückstände haben einen signifikanten Ölgehalt, der zu einem Anstieg der Emissionen an flüchtigen organischen Verbindungen (z. B. Kohlenwasserstoffe, PCDD/F) führen

kann. Der Einsatz von Rückständen, die einen signifikanten Gehalt an flüchtigen Schwermetallen (z. B. Hg, Cd) enthalten, kann zu einem Anstieg der Emissionen an diesen Metallen führen. Die Rückführung bestimmter Rückstände kann auch zu höheren Gehalten an diesen Metallen im Abgas führen. Weiterhin können sich unerwünschte Bestandteile wie Alkalien und Chloride im Sinterprozess anreichern und im Ergebnis zu einem Anstieg der Abgasemissionen führen (z. B. durch zunehmende Staubablagerungen in den Abgasreinigungsaggregaten). Um diese Probleme zu vermeiden, wird bei manchen Anlagen die Minderungstechnik verbessert (z. B. durch den Einsatz von Gewebefiltern oder verbesserten/hochentwickelten E-Filtern), um weiterhin die geforderte Menge an Abfällen oder Rückständen einsetzen zu können [247, Netherlands 2007] [248, Eurofer 2007] [302, Eurofer 2007].

Bei der Verwertung der abgeschiedenen Sinterstäube kann es aufgrund der Rückführung von Katalysatoren für die De-Novo-Synthese sowie von Chlor zu einem Anstieg der PCDD/F-Emissionen kommen [224, Xhrouet 2002] [255, Kasai et al. 2001]. Mit PCDD/F kontaminierter Staub aus dem Gewebefilter oder E-Filter Staub, der in das Sinterbett zurückgeführt wird, führt nicht zu einen Anstieg der PCDD/F- Konzentration im nachfolgend abgeschiedenen Gewebefilter- oder E-Filter Staub [255, Kasai et al. 2001].

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Diese Technik kann bei neuen und bei bestehenden Anlagen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Mit der hier beschriebenen Technik können die Rohmaterialkosten gesenkt und Entsorgungskosten (einschließlich einer Vorbehandlung) gesenkt werden..

Auslöser für die Umsetzung
Der wichtigste Auslöser für die Umsetzung dieser Technik war eine maximale Verwertung der Rückstände im Interesse eines nachhaltigen Ressourcenverbrauchs, d. h. einer Minimierung des Einsatzes an primären Rohstoffen. Zudem sind die konkreten Entsorgungsmöglichkeiten in vielen Fällen begrenzt und/oder teuer [302, Eurofer 2007].

Referenzanlagen
Fast alle Sinteranlagen in der Welt verwerten Stäube, Schlämme und Walzzunder, die im integrierten Stahlwerk anfallen. Die Sinteranlage von DK Recycling in Duisburg (Deutschland) wurde speziell dafür ausgelegt, Prozessrückstände aus der Eisen- und Stahlerzeugung zu verarbeiten. Sie ist Teil eines Hochofenwerks zur Rückgewinnung wertvoller Eisenbestandteile sowie zink- und bleireicher Stäube und Schlämme, die in der Nichteisen(NE)-Metallindustrie verwertet werden können.

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [116, Rentz et al. 1996] [224, Xhrouet 2002] [247, Netherlands 2007] [248, Eurofer 2007] [255, Kasai et al. 2001] [302, Eurofer 2007] [317, Endemann, G. et al 2006]

3.3.5 Abwärmenutzung im Sinterprozess

3.3.5.1 Nutzung der Abwärme aus dem Sinterprozess und der Sinterkühlung

Beschreibung
In Sinteranlagen fallen zwei Arten von Abwärme an, die genutzt werden können:

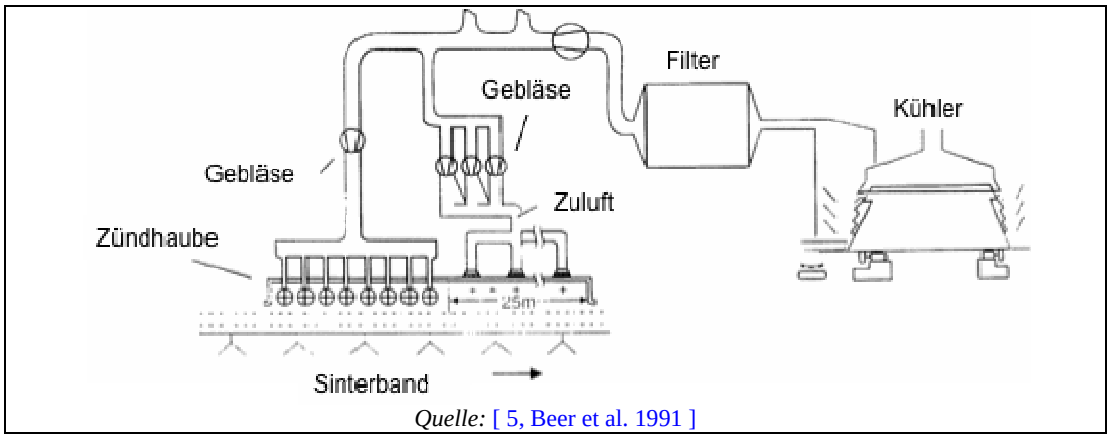
a) die Eigenwärme des Haupt-Abgasstroms der Sintermaschine
b) die Eigenwärme der Abluft des Sinterkühlers.

Bezüglich der unter a) genannten Abwärme würde die Wärmerückgewinnung mithilfe eines Wärmetauschers bei normalen Betriebsbedingungen durch Kondensation und Korrosion zu inakzeptablen Problemen führen. Diese Randbedingung hat dazu geführt, dass eine Wärmerückgewinnung aus dem Abgas mittels Wärmetauscher bisher nicht praktiziert wird.

Die teilweise Abgasrückführung ist eine spezielle Form der Nutzung der Abwärme im Abgas der Sinteranlage und wird in Abschnitt 3.3.5.2 behandelt. Die Eigenwärme wird direkt durch die Rückführung von heißem Abgas in das Sinterbett zurückgeführt. Dies ist gegenwärtig (2010) die einzige praktizierte Methode zur Nutzung der Abwärme im Abgas.

Die unter b) genannte Eigenwärme der heißen Abluft des Sinterkühlers kann auf einem oder mehreren der folgenden Wege genutzt werden:
1. Dampferzeugung in einem Abhitzekessel zur Nutzung im integrierten Stahlwerk
2. Warmwasserbereitung für Fernwärmenetze
3. Vorwärmung der Verbrennungsluft für die Zündhaube der Sinteranlage (siehe Abbildung 3.20)
4. Vorwärmung der Rohmaterialmischung für das Sinterband
5. Nutzung der Abluft des Sinterkühlers in einem Abgasrückführungssystem.

Die Menge der zurückgewonnenen Abwärme hängt von der baulichen Gestaltung der Sinteranlage und dem Abwärmenutzungskonzept ab.



Quelle: [5, Beer et al. 1991]

Abbildung 3.20: Nutzung der Abwärme der Abluft vom Sinterkühler

Nachfolgend werden fünf verschiedene Beispiele der Abwärmenutzung genannt:

1. Nutzung der Abwärme des Sinterkühlers im konventionellen Sinterprozess
Die fühlbare Wärme der Abluft aus dem Sinterkühler wird zur Dampferzeugung in einem Abhitzekessel sowie für die Vorwärmung der Verbrennungsluft für die Zündhaube verwendet.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die gesamte Energierückgewinnung setzt sich aus 18 % des gesamten Energieeinsatzes, die im Abhitzekessel genutzt werden, und 2,2 % des gesamten Energieeinsatzes, die in die Zündhauben zurückgeführt werden, zusammen [65, InfoMil 1997].

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

2. Nutzung der Abwärme des Sinterkühlers sowie der Abgaswärme durch eine abschnittsweise Abgasrückführung
Bei der Sinteranlage Nr. 3 der Sumitomo Heavy Industries in Kokura (Japan) wird eine abschnittsweise Abgasrückführung betrieben. Vor der Rückführung werden die Abgase durch einen Abhitzekessel geführt, ebenso wie die Abluft von den Sinterkühlern.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Mit diesem System erreicht die Anlage eine Energierückgewinnung von 23,1 % der insgesamt eingesetzten Energie.

Betriebsdaten
Pro t Sinter werden 120 kg Dampf mit einer Temperatur von 273 °C und einem Druck von 9 bar erzeugt [123, SHI 1987].

3. Rückführung der Abwärme des Sinterkühlers in das Sinterbett durch Abgasrückführung
In der Sinteranlage Nr. 5 der Voestalpine in Linz (Österreich) erfolgt die Nutzung der Abwärme des Sinterkühlers mit Hilfe des EPOSINT-Verfahrens (siehe Abschnitt 3.3.5.2.3). Bei Einsatz eines Abgasrückführungssystems kann an Stelle einer Frischluftzufuhr auch die heiße Abluft des Sinterkühlers verwendet werden, um den Sauerstoffgehalt des auf das Sinterbett zurückgeführte Abgases anzuheben. Auf diese Weise wird auch die in der Kühlerabluft enthaltene Wärme in den Sinterprozess zurückgeführt. Ein kleiner Teil der heißen Abluft aus dem Kühler kann auch zur Vorwärmung der Verbrennungsluft für die Zündhaube verwendet werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei der Voestalpine in Linz (Österreich) wurde eine spezifische Minderung des Kokseinsatzes von 2 – 5 kg/t Sinter erreicht.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

4. Bandkühlung auf dem Sinterband in Verbindung mit einer Abwärmenutzung durch teilweise Abgasrückführung
Bei der Sinteranlage Nr. 4 der Sumitomo Heavy Industries in Wakayama (Japan) wurde der Sinterkühler in das Sinterband integriert („Bandkühlung“). Bei dieser Anlage werden die Abgase vom Sinterprozess sowie der Kühlzone Abhitzekesseln zugeführt und anschließend auf das Sinterband zurückgeführt.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Rückgewinnungsrate beträgt 30 % des Wärmeeintrags.

Betriebsdaten
Pro t Sinter werden etwa 120 kg Dampf mit einem Druck von 25 bar und einer Temperatur von 375 °C erzeugt. Die Anlage ist für eine Sintererzeugung von 10.000 t pro Tag ausgelegt und hat eine Sinterbandfläche von 360 m^2 [123, SHI 1987]. Wenn dieses System bei einer bestehenden Anlage eingeführt wird, die an der Kapazitätsgrenze oder nahe daran betrieben wird, könnte sich dies negativ auf die Produktivität der Anlage auswirken.

5. Nutzung der Abwärme aus dem Sinterkühler in einem Fernwärmenetz

Bei der Sinteranlage Nr. 3 von ArcelorMittal in Dunkerque (Frankreich) wird die heiße Abluft vom Sinterkühler erfasst und an einen Dritten verkauft, der die Wärme in 105 °C heißes Wasser überführt, welches durch Rohrleitungen in die Stadt geleitet und dort für Heizzwecke genutzt wird.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Etwa 15 kW/t Sinter werden zurückgewonnen.

Betriebsdaten

Es lagen keine Angaben vor.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

CO_2 Emissionen können vermieden werden, indem die Abwärme des Kühler dort, wo sie zur Fernwärmeerzeugung genutzt wird, fossile Energieträger ersetzt.

Medienübergreifende Effekte

In einigen Fällen werden die Staubemissionen durch eine vorgeschaltete Grobentstaubung gemindert. Die Verwendung der Abluft des Sinterkühlers in einem Abgasrückführungssystem führt zu einer Minderung der diffusen Staubemissionen aus dem Sinterkühler.

Anwendbarkeit

Eine Nutzung der Abwärme aus dem Sinterprozess und der Sinterkühlung kann sowohl bei neuen wie bei bestehenden Anlagen angewendet werden. Man muss allerdings davon ausgehen, dass die Investitionskosten bei einer neuen Anlage, bei der das Abwärmenutzungssystem von Anfang an in der Planung berücksichtigt wird, niedriger sind, während sie bei einigen bestehenden Anlagen aufgrund der bestehenden Anlagenkonfiguration sehr hoch sein können. 1995 wurde berichtet, dass in 64 % der japanischen Sinteranlagen die Abwärme aus der Sinterkühlung und in 43 % der Sinteranlagen die Abwärme aus dem Abgas genutzt wird.

Wirtschaftliche Aspekte

Die Investitionskosten sind von Standort zu Standort verschieden. In jedem Fall führt die Anwendung von Abwärmenutzungssystemen zur Senkung der Betriebskosten.

Auslöser für die Umsetzung

Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen

Die Abwärme aus der Sinterkühlung wird in der EU oft genutzt, z. B. bei Corus in IJmuiden (Niederlande), Riva in Taranto (Italien) und ThyssenKrupp Steel in Duisburg (Deutschland).

Bei der Sinteranlage Nr. 3 von ArcelorMittal in Dunkerque (Frankreich) wird die heiße Abluft des Sinterkühlers seit 1991 genutzt. Drei Sinterbänder von Corus im Vereinigten Königreich nutzen die Wärme der Abluft des Sinterkühlers.

Bei der Sinteranlage Nr. 5 der Voestalpine in Linz (Österreich) wurde die Nutzung der Kühlerabwärme zusammen mit der Einführung des EPOSINT-Prozesses im April 2005 umgesetzt.

Referenzliteratur

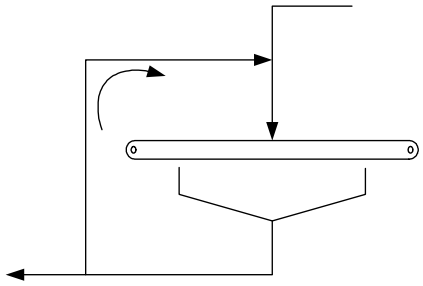
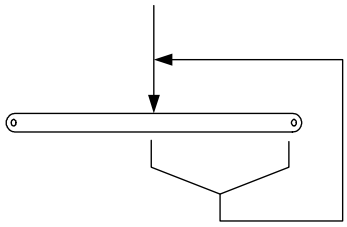
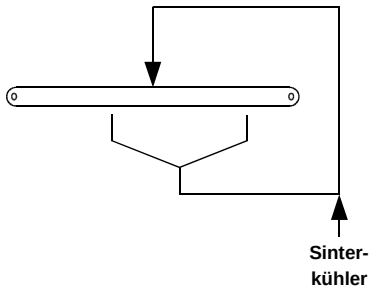
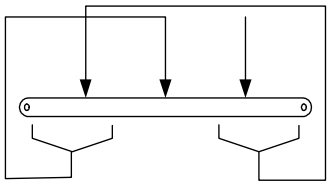
[1, Arimitsu 1995] [65, InfoMil 1997] [103, OECD 1988] [123, SHI 1987] [305, Eurofer 2007] [241, Poland 2007]

3.3.5.2 Teilweise Abgasrückführung

Bei der teilweisen Abgasrückführung wird ein Teil des Sinterabgases in den Sinterprozess zurückgeführt. Der auf das Sinterband zurückgeführte Anteil des Abgases passiert den heißen

Sinter und die Flammenfront (siehe **Figure 3.3**). Es wurden verschiedene Verfahren zur Umsetzung der teilweisen Abgasrückführung im industriellen Maßstab entwickelt. Folgende in Tabelle 3.32 genannte Techniken werden in diesem Abschnitt beschrieben:

Tabelle 3.32: Techniken der teilweisen Abgasrückführung, die in diesem Abschnitt beschrieben werden

Abschnitt	Kommerzieller Name der Technik	Beispielanlage	Prinzipskizze (die Pfeile zeigen die Gasströme an)
3.3.5.2.1 Teilweise Rückführung des Abgases vom gesamten Sinterband	Emission optimised sintering (EOS)	Corus, IJmuiden (Niederlande)	
3.3.5.2.2 Rückführung des Abgases von der hinteren Hälfte des Sinterbands in Verbindung mit einem Wärmeaustausch	Low emission and energy optimised sinter process (LEEP)	HKM, Duisburg (Deutschland)	
3.3.5.2.3 Rückführung des Abgases von einem hinteren Teil des Sinterbands sowie der Abluft des Sinterkühlers	Environmental process optimised sintering (EPOSINT)	Voestalpine, Linz (Österreich)	
3.3.5.2.4 Abschnittsweise Abgasrückführung auf andere Abschnitte des Sinterbands		Sinteranlage Nr. 2 von NSC, Tobata (Japan)	
Quelle: [307, Eurofer 2007].			

Allgemeine Betrachtungen zur Anwendbarkeit

Die Anwendbarkeit dieser Technik ist anlagenspezifisch zu beurteilen. Die Begleitmaßnahmen, die sicherstellen, dass die Sinterqualität (namentlich die Festigkeit im kalten Zustand) und die Produktivität des Sinterbands nicht beeinträchtigt werden, müssen im Einzelfall betrachtet werden. Je nach Bedingungen vor Ort können dies relativ geringfügige und einfach umzusetzende Maßnahmen sein oder –im Gegenteil– grundlegende, kostspielige und schwierig umzusetzende Maßnahmen. Auf jeden Fall sollten die Betriebsbedingungen des Sinterbands beachtet werden, wenn diese Technik eingeführt wird.

Die wichtigsten Aspekte in Hinblick auf die Anwendbarkeit dieser Technik sind:

1. die bestehende Konfiguration des Sinterbands (z. B. doppelte oder einfache Rohrführung an den Windkästen, der verfügbare Platz für zusätzliche Installationen und, sofern erforderlich, für eine Verlängerung des Bands)
2. die bestehende Konfiguration der Nebenaggregate (z. B. Gebläse, Abgasreinigung, Sintersieb und -kühler)
3. die bestehenden Betriebsbedingungen (z. B. Rohstoffe, Höhe des Sinterbetts, Saugdruck, Anteil an Branntkalk in der Sintermischung, spezifischer Abgasvolumenstrom, Anteil an internen Kreislaufmaterialien in der Sintermischung)
4. die bestehende Anlagenleistung im Hinblick auf die Produktivität und den Verbrauch an festen Brennstoffen
5. der Basizitätsindex des Sinters und die Zusammensetzung des Hochofenmöllers (z. B. das Verhältnis von Sinter zu Pellets im Möller sowie der Eisenanteil dieser Komponenten)

Die Einführung dieser Technik kann die Flexibilität im Betrieb des Sinterbands einschränken. Tatsächlich kann eine signifikante Änderung in den Sinter-Rohmaterialien oder seiner Betriebsbedingungen das Emissionsprofil entlang des Sinterbands wesentlich ändern und folglich das gefundene Gleichgewicht für die Abgasrückführung beeinträchtigen. Obgleich diese Technik zur Minderung der absoluten Emissionsmengen (Schadstofffrachten) aus der Sinteranlage beiträgt, kann die Konzentration bestimmter Stoffe (z. B. der sauren Komponenten) im zurückgeführten und im freigesetzten Abgas ansteigen. In Hinblick auf die sauren Abgaskomponenten ist eine strenge Kontrolle der Temperatur, der Feuchtigkeit und des Taupunkts der Säuren notwendig, um übermäßiger Korrosion vorzubeugen.

Alle genannten Aspekte basieren auf den Erfahrungen von drei Unternehmen, denen es bei Anwendung eines der nachfolgend beschriebenen Abgasrückführungssysteme jeweils gelungen ist, die vorgenannten Einschränkungen durch spezielle Gegenmaßnahmen zu überwinden.

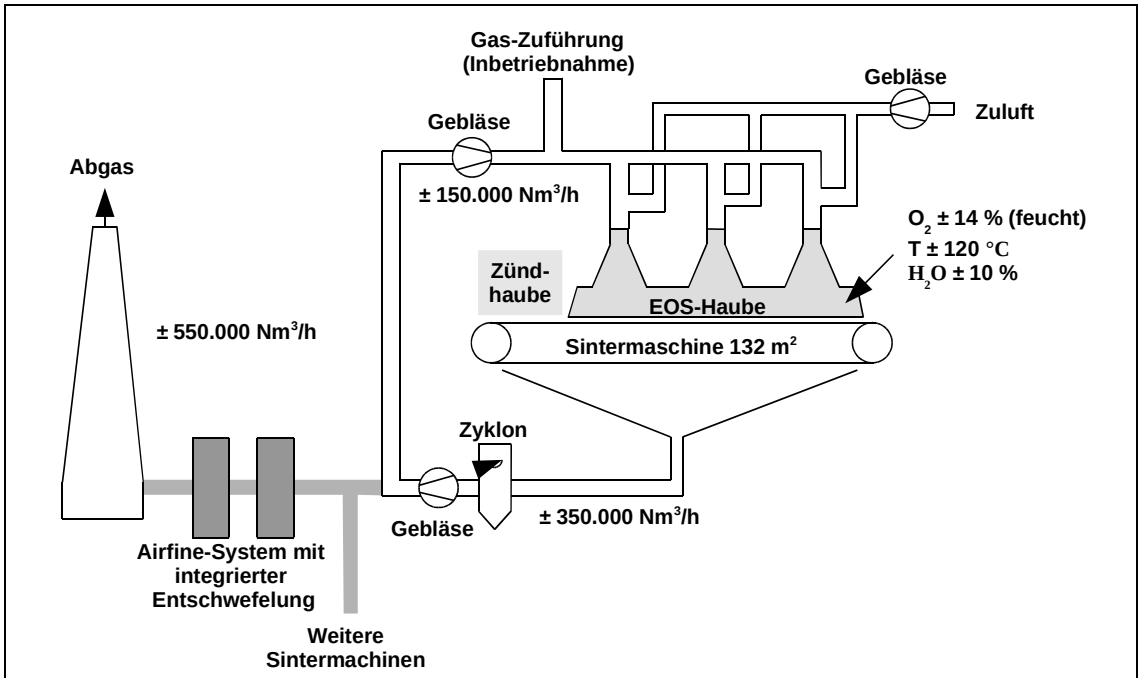
3.3.5.2.1 Teilweise Rückführung des Abgases vom gesamten Sinterband

Beschreibung
Das Konzept dieser Technik besteht darin, einen Teil des (gemischten) Abgases vom gesamten Sinterband auf die gesamte Fläche des Sinterbands zurückzuführen (siehe Abbildung 3.21). Der Anteil des zurückgeführten Abgases liegt in der Größenordnung von 40 – 45 %, was einem Sauerstoffgehalt von 14 – 15 % im feuchten Abgas-Zuluft-Gemisch in der Haube entspricht und zu einem um 45 – 50 % geringeren Volumenstrom des an die Atmosphäre abgegebenen Abgases führt.

Quelle: [104, te Lindert et al. 1997]

Abbildung 3.21: Abgedecktes Sinterband beim EOS-Verfahren

Das Abgas wird mittels eines Zyklons entstaubt, bevor es durch ein zusätzliches Gebläse in die Haube über dem Sinterband zurückgeführt wird. In dieser Konstellation blieb die Produktivität der Sinterbänder bei Corus IJmuiden (Niederlande) erhalten und der Verbrauch an Koksgrus sank im Vergleich zur vorherigen Praxis um 10 – 15 %. Die Sinterqualität hinsichtlich des Reduktionszerfalls ist konstant, der FeO-Gehalt im Sinter erhöht sich um 1,5 %, die Reduzierbarkeit steigt, die Kaltfestigkeit nimmt geringfügig ab und der mittlere Durchmesser bleibt bei etwa 17 mm. Beim Einsatz des erzeugten Sinters im Hochofen zeigen sich keine negativen Effekte, es ist aber anzumerken, dass dieser Sinter nur etwa 50 % des Möllers ausmacht, weil in den Hochöfen von Corus in IJmuiden (Niederlande) ein hoher Anteil an Pellets eingesetzt wird. Bei andern Hochöfen kann der Sinteranteil im Hochofenmöller viel höher sein (bis zu 95 %).



Quelle: [70, Kersting et al. 1997]

Abbildung 3.22: Verfahrensschema des „Emission optimised Sintering (EOS)“-Verfahrens

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Die teilweise Rückführung des Abgases aus dem gesamten Sinterband wurde in erster Linie entwickelt, um den Abgasvolumenstrom und folglich die Emissionsfracht an Staub und PCDD/F zu senken. Damit verbunden war der Vorteil, die zusätzliche Minderungstechnik zur Behandlung des Abgases vor Freisetzung in die Atmosphäre nur für einen geringeren Abgasvolumenstrom auslegen zu müssen, wodurch bei den Investitions- und Betriebskosten gespart werden konnte. Vor der Einführung dieses Systems wurde in der niederländischen Anlage nur ein Zyklon als nachgeschaltete Minderungstechnik eingesetzt, so dass es unvermeidlich war, zusätzliche Minderungstechniken zu installieren (siehe Abschnitt 3.3.2.4). Die Ergebnisse von dieser besonderen Anlage zur Erzeugung von hoch basischem Sinter ($CaO/SiO_2 \geq 1.7$) zeigen, dass eine erfolgreiche Einführung dieser Technik möglich ist (siehe Tabelle 3.33). Bei der Erzeugung von Sinter mit niedriger Basizität sind die Ergebnisse ähnlich.

Tabelle 3.33: Vergleich der Eigenschaften und Emissionswerte zwischen dem konventionellen und dem EOS-Sinterverfahren an Sinterbändern von Corus in IJmuiden (Niederlande)

Parameter	Einheit	Konventioneller Sinterprozess		Emission Optimised Sintering (EOS)- Verfahren	
		Juli 1994	Oktober 1994	Juli 1994	Oktober 1994
Gesamter Abgas-volumenstrom	Nm^3/h	394.000	372.000	328.000	328.000
Zurückgeführter Volumenstrom	Nm^3/h	0	0	153.000	120.000
Freigesetzter Abgas-volumenstrom	Nm^3/h	394.000	372.000	175.000	208.000
Temperatur	°C	164	114	155	149
relative Feuchtigkeit	%	10	11	16	19
Taupunkt für Säuren	°C	46±5	k.A.	71±5	k.A.
Staub ([1])	g/t Sinter	500	k.A.	170	k.A.
O_2	%	15	15	11,5	12,1
CO_2	%	7,5	7	11,7	11,2
CO	%	1	1,2	1	1
SO_2	g/t Sinter	1.430	890	840	680
NO_x	g/t Sinter	630	570	300	410
C_xH_y	g/t Sinter	200	145	95	83
PCDD/F	µg I-TEQ/t Sinter	2	k.A.	0,6	k.A.

([1]) In 1994 wurden die Staubemissionen lediglich mittels Zyklon gemindert.

Anm.: Angaben bezogen auf eine Saugfläche von 132 m^2 und eine Produktionskapazität von 4.700 t hoch basischem Sinter pro Tag.
k.A. = keine Angabe verfügbar

Quelle: [104, te Lindert et al. 1997].

Die bei Corus in IJmuiden durch Anwendung dieser Technik erreichten Emissionsminderungen (bezogen auf die emittierten Frachten) sind Tabelle 3.34 zu entnehmen.

Tabelle 3.34: Mit dem Emission Optimised Sintering (EOS)-Verfahren erreichte Emissionsminderungen (bezogen auf die emittierten Frachten) bei Corus in IJmuiden (Niederlande)

Parameter	Emissionsminderung ([1]) (Massen-%)	
	Gering basischer Sinter	Hoch basischer Sinter
Abgasvolumenstrom	40	40 – 50
Staub	50	60
Kohlenmonoxid (CO)	45	50
SO_2	k. A.	15 – 20
NO_x	35	30 – 45
Kohlenwasserstoffe (C_xH_y)	k. A.	50
PCDD/F	70	65

([1]) Die Emissionsminderung ist als prozentuale Minderung der emittierten Fracht des jeweiligen Schadstoffs angegeben. Dies bedeutet nicht unbedingt, dass auch die Schadstoffkonzentrationen geringer sind.

Anm.: k. A.= keine Angaben verfügbar.

Quelle: [104, te Lindert et al. 1997].

Diese Technik ermöglicht, den Verbrauch an Koksgrus von 60 kg/t Sinter auf 48 kg/t Sinter zu senken. Diese erhebliche Einsparung an thermischer Energie in der holländischen Anlage lässt sich nicht automatisch auf andere Anlagen übertragen, weil diese aufgrund von Maßnahmen zur Prozessoptimierung möglicherweise bereits mit einem geringen Energieeinsatz in Form von festen Brennstoffen betrieben werden. Laut einer Erhebung von Betriebsdaten der Sinteranlagen durch das Europäische Hochofenkomitee im Jahr 1996 werden viele Europäische Anlagen bereits mit deutlich niedrigeren Energieeinsätzen betrieben.

Bei Anwendung des EOS-Verfahrens ist die Installation zusätzlicher Gebläse erforderlich. Dies bedeutet eine zusätzlich installierte elektrische Leistung von 200 bis 400 kW, wodurch sich der Energieverbrauch um 3 – 8 MJ/t Sinter erhöht. Im Verhältnis zum gesamten Einsparpotential ist der Energieverbrauch aber gering.

Medienübergreifende Effekte
Diese Technik mindert sowohl die Luftemissionen als auch den Energieverbrauch des Sinterprozesses. Die zusätzlichen Gebläse erhöhen den Stromverbrauch, aber im Vergleich zur Einsparung an Koksgrus ist dieser Anstieg vernachlässigbar. Besondere Aufmerksamkeit muss dem Kohlenmonoxid (CO) im zurückgeführten Abgas gewidmet werden, um einer Kohlenmonoxidvergiftung von Beschäftigen vorzubeugen.

Betriebsdaten
Diese Technik wurde in der EU erstmalig im Mai 1994 am Sinterband 31 der Sinteranlage von Corus in IJmuiden (Niederlande) angewandt. Mittlerweile wird die EOS-Technik an allen drei Sinterbändern der Anlage betrieben. Bisher lag die Verfügbarkeit des Systems bei >95 %. Bei Ausfall des Systems wird automatisch auf das konventionelle Sinterverfahren umgestellt.

Anwendbarkeit
Diese Technik kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden. Allerdings ist bei neuen Anlagen, bei denen das System bereits in der Planung vorgesehen wird, mit niedrigeren Investitionskosten zu rechnen als bei bestehenden Anlagen, bei denen die vorhandene Anlagenkonfiguration zu deutlich höheren Kosten führen kann. Es kann bei bestehenden Anlagen aus Platzgründen auch ganz unmöglich sein, eine teilweise Abgasrückführung zu installieren. Zudem sind bei der Anwendung der Abgasrückführungssystemen besondere Anstrengungen erforderlich, um sicherzustellen, dass die Sinterqualität und -produktivität nicht beeinträchtigt wird (siehe Abschnitt 3.3.5.2).

Wirtschaftliche Aspekte
Bei Einführung dieser Technik in der Sinteranlage von Corus in IJmuiden (Niederlande) mit drei Sinterbändern und einem bisherigen Abgasvolumenstrom von insgesamt etwa 1,2 Mio. Nm^3/h betrugen die Investitionskosten 17 Mio. €. Die Betriebskosten waren wegen des im Vergleich zum konventionellen Sinterprozess geringen Verbrauchs an Koksgrus geringer. Die Einsparung an Betriebskosten wird auf 2,5 Mio. €/Jahr geschätzt. Diese Angabe beruht auf einem Minderverbrauch an Koksgrus von 6 kg/t Sinter, einem Preis von 100 €/t Koksgrus und einer Sinterproduktion von 4,2 Mio. t/Jahr. Dies können Ausnahmewerte sein, die bei vielen anderen Sinteranlagen in der EU nicht erreichbar sind, insbesondere wenn diese bereits mit wesentlich niedrigeren Einsatzmengen an festen Brennstoffen als bei Corus in IJmuiden (Niederlande) betrieben werden (siehe oben). Es muss auch betont werden, dass der durchschnittliche Preis des bei anderen Sinteranlagen in der EU eingesetzten Koksgruses um etwa 40 % niedriger geschätzt wird, was die möglichen Einsparungen an Koksgrus wirtschaftlich weniger attraktiv machen würde. Allerdings führt der geringere Abgasvolumenstrom, der bei der Abgasrückführung vom Sinterband freigesetzt wird, in jedem Fall zu einer Minderung der Kosten für die nachgeschaltete Abgasreinigung.

Beim genannten Beispiel wurden die Kostenangaben in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

Auslöser für die Umsetzung
Der wichtigste Auslöser für die Umsetzung waren strenge Anforderungen und Emissionsgrenzwerte seitens der zuständigen Behörden.

Referenzanlagen
Sinteranlage von Corus in IJmuiden (Niederlande). Zum Zeitpunkt der Erarbeitung dieses Dokuments (2010) erfolgt die gesamte Sinterproduktion dieser Anlage mit diesem Verfahren. Weitere Anlagen außerhalb der EU (z. B. in den USA) haben diese Technik umgesetzt.

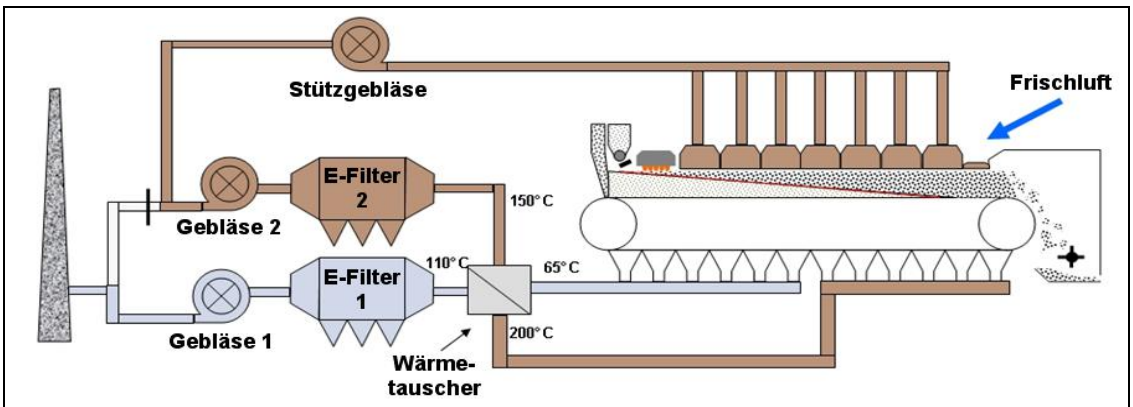
Referenzliteratur
[49, Goverde et al. 1995] [104, te Lindert et al. 1997] [252, France 2007] [254, Eurofer 2007] [307, Eurofer 2007]

3.3.5.2.2 Rückführung des Abgases von der hinteren Hälfte des Sinterbands in Verbindung mit einem Wärmeaustausch

Beschreibung
Aufgrund der Natur des Sinterprozesses sind die Konzentrationen der verschiedenen Abgaskomponenten nicht homogen über die Länge des Sinterbands verteilt (siehe **Figure 3.5**, **Figure 3.7** und **Figure 3.12**). In der ersten Hälfte des Prozesses wird hauptsächlich der Wassergehalt der Sinterrohmischung ausgetrieben. In der zweiten Hälfte treten höhere Konzentrationen an Schwefeloxiden, Chlorverbindungen und PCDD/F auf. Die Mengen an Kohlenmonoxid und Kohlendioxid sowie Stickoxiden sind gleichmäßig über beide Hälften des Sinterbands verteilt. Nachdem das Wasser nach der Hälfte des Sinterbands ausgetrieben ist, steigt die Temperatur des Abgases in der zweiten Hälfte des Sinterbands an und erreicht seinen Maximalwert in dem Bereich, in dem die Flammenfront den Boden des Sinterbands erreicht.

Im Gegensatz zu anderen Techniken der Abgasrückführung wird bei dieser Technik das gesamte Abgas der zweiten Hälfte des Sinterbands erfasst. Dieser Teil des Abgases wird auf der ganzen Länge des Sinterbands in das System zurückgeführt. Der Sauerstoff, der im Abgas verblieben ist, stellt den größten Teil des Sauerstoffs, der zur Verbrennung des Brennstoffs benötigt wird. Wenn das Abgas zurückgeführt wird, wird der enthaltene Staub im Sinterbett abgeschieden, PCDD/F teilweise zerstört und Schwefeloxide sowie Chlorverbindungen absorbiert. Die Oxidation des im zurückgeführten Gas enthaltenen Kohlenmonoxids in der Flammenfront liefert dem System Wärme, ersetzt einen Teil der Wärmebereitstellung aus dem Einsatz von festen Brennstoffen und ermöglicht so, den Brennstoffeinsatz zu senken.

Durch die Rückführung des Abgases aus der zweiten Hälfte des Sinterbands verlässt nur das Abgas mit den niedrigeren Konzentrationswerten aus der ersten Bandhälfte den Prozess über den Kamin. Dadurch werden die Abgasmenge und die Emissionen signifikant gemindert. Da das zurückgeführte Abgas die Flammenfront im Sinterbett passiert, werden die Konzentrationen im Abgas durch das Ausmaß der Staubabscheidung im Sinterbett, den Adsorptionsgrad von Verbindungen wie Schwefelchloriden und -oxiden sowie das Ausmaß der Oxidation bestimmter Verbindungen (z. B. CO, PCCD/F) bestimmt.



Quelle: [307, Eurofer 2007]

Abbildung 3.23: LEEP-Sinterverfahren (Low emission and energy optimised sinter process), entwickelt von den Hüttenwerken Krupp Mannesmann

Bevor die beiden Abgasströme in einen der E-Filter gelangen, durchströmen sie einen Gas/Gas-Wärmetauscher. Der Temperaturausgleich zwischen den Abgasströmen (vor dem

Wärmetauscher: 200/65 °C, danach: 150/110 °C) ermöglicht den vorhandenen Abgasgebläsen, unter gleichen Betriebsbedingungen wie beim konventionellen Sinterprozess zu arbeiten. Weiterhin wird der Bereich, in dem das kühlere Abgas aus dem ersten Teil des Sinterbands den Taupunkt erreicht, auf die Rohrleitungen vor dem Wärmetauscher beschränkt. Das Temperaturniveau in allen zusätzlichen Rohrleitungen überschreitet den Taupunkt für Säuren. Die Abkühlung des zirkulierenden Abgases auf Temperaturen von etwa 150 °C stellt zudem auch sicher, dass die Sinterqualität nicht beeinträchtigt wird.

Nachdem die Abgase den E-Filter und die Gebläse passiert haben, wird das rückzuführende Prozessgas mit einem zusätzlichen, drehzahlgeregelten Stützgebläse zurück zum Sinterband geblasen. Das Abgas aus dem ersten Teil des Sinterbands wird über den Kamin an die Atmosphäre abgegeben.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Die spezifischen Emissionsfrachten können mit dem LEEP-Verfahren – im Vergleich zum konventionellen Sinterprozess – wie in Tabelle 3.35 angegeben gemindert werden.

Tabelle 3.35: Einige Umweltvorteile des LEEP-Verfahrens gegenüber dem konventionellen Sinterprozess

Parameter	Minderung
Spezifischer Abgasvolumenstrom pro t Sinter	Etwa 50 % (am Kamin)
Staubemissionen vom Sinterband	50 – 55 %
SO_2-Emissionen	27 – 35 %
NO_x-Emissionen	25 – 50 %
CO-Emissionen	50 – 55 %
HF-Emissionen	50 %
HCl-Emissionen	50 %
PCDD/F-Emissionen	Etwa 75 – 85 %
Einsatzmenge an festen Brennstoffen	Etwa 5 – 7 kg/t Sinter, mit entsprechender Minderung von CO und CO_2
Anm.: Der Energiegehalt des eingesparten Koksgruses entspricht dem Energiegehalt des zurückgeführten Gases. 10 MJ/t Sinter an elektrischer Energie werden für den Betrieb des Stützgebläses benötigt, was insgesamt zu einer Senkung des Energiebedarfs um 213 MJ/t Sinter bzw. um 12,5 % führt. *Quellen:* [307, Eurofer 2007] [374, Eisen, H.-P. et al 2004].	

Medienübergreifende Effekte

Es gibt einen leichten Anstieg des Stromverbrauchs für das zusätzliche Gebläse. Besondere Aufmerksamkeit muss dem Kohlenmonoxid (CO) im zurückgeführten Abgas gewidmet werden, um einer Kohlenmonoxidvergiftung von Beschäftigen vorzubeugen.

Betriebsdaten

Als diese Technik die ersten Male eingesetzt wurde, war eine Minderung der Produktivität festzustellen. Zum Zeitpunkt der Erarbeitung dieses Dokuments (2010) wurde allerdings die gleiche Produktivität wie beim konventionellen Sinterprozess erreicht. Für die Zukunft wird aufgrund von Änderungen an der Zündhaube, der Zugabe von O_2, der Erhöhung der Basizität des Sinters sowie einer Minderung des Falschlufteintrags sogar eine höhere Produktivität erwartet. Im Vergleich zum konventionell erzeugten Sinter weist der mit dem LEEP-Verfahren erzeugte Sinter gleiche Korngrößen, eine gleiche Trommelfestigkeit und Reduzierbarkeit und bessere Eigenschaften hinsichtlich des Niedrigtemperaturzerfalls auf.

Die Sinteranlage der Hüttenwerke Krupp Mannesmann hat eine Saugfläche von 420 m². Das Sinterband hat zwei dazu parallel verlaufende Hauptgasleitungen. Um die beiden Saugzonen zu trennen, wurde eine Zwischenwand installiert, die die eine Hauptgasleitung vom hinteren Ende des Sinterbands abtrennt, so dass über diese nur das Gas aus der ersten Hälfte des Bands abgeführt wird. Klappen trennen die Windkästen der vorderen Bandhälfte von der zweiten Hauptabgasleitung, so dass diese nur das Gas aus dem hinteren Teil des Sinterbands erfasst. Da

sich die Betriebsbedingungen ändern können, können vier Windkästen im mittleren Abschnitt des Sinterbands (von insgesamt 29) wahlweise dem Rückführungskreislauf oder der zum Kamin führenden Abgasleitung zugeschaltet werden.

Anwendbarkeit
Diese Technik kann bei neuen und bei bestehenden Sinteranlagen eingesetzt werden. Aufgrund von Platzmangel kann es bei manchen bestehenden Anlagen allerdings unmöglich sein, die teilweise Abgasrückführung zu installieren. Es ist vorteilhaft, wenn die bestehende Sinteranlage – wie die der Hüttenwerke Krupp Mannesmann – zwei getrennte Hauptabgasleitungen hat und die vorhandenen Hauptgebläse und E-Filter weiter betrieben werden können. Bei Einsatz einer Abgasrückführung sind besondere Anstrengungen erforderlich, um sicherzustellen, dass die Sinterqualität und die Produktivität nicht beeinträchtigt werden (siehe Abschnitt 3.3.5.2).

Wirtschaftliche Aspekte
Bei Investitionskosten von 14 Mio. € wurde der Verbrauch an festen Brennstoffen um 5 – 7 kg pro t Sinter (12,5 % des Brennstoffbedarfs) gesenkt und eine entsprechende Einsparung bei den Betriebskosten erzielt.

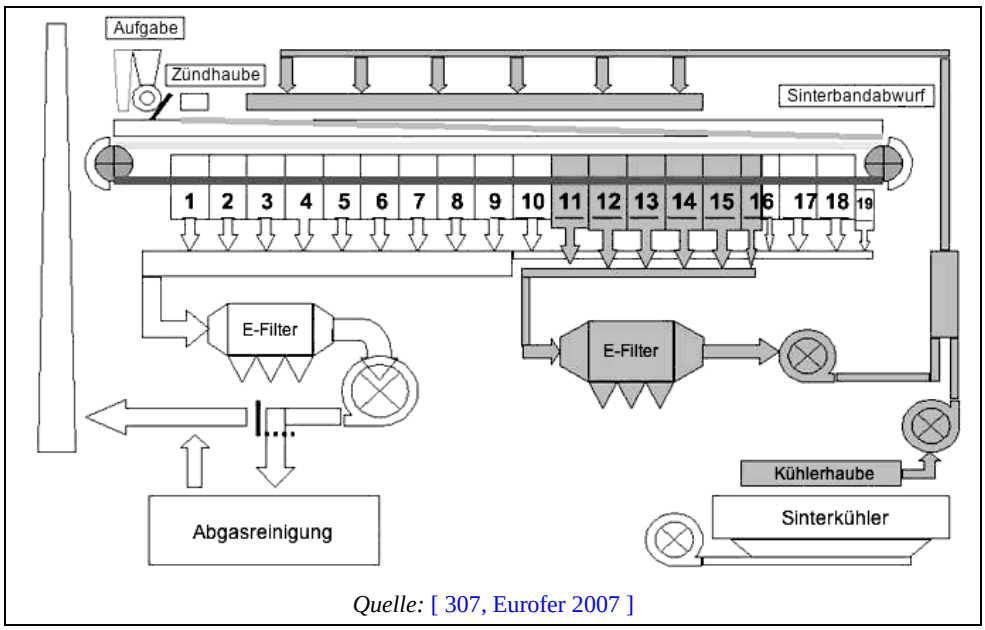
Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Diese Technik ist seit Dezember 2001 bei den Hüttenwerken Krupp Mannesmann in Duisburg-Huckingen (Deutschland) in Betrieb.

Referenzliteratur
[277, Wiesenberger 2007] [295, Hartig et al. 2006] [307, Eurofer 2007]

3.3.5.2.3 Rückführung des Abgases aus einem hinteren Teil des Sinterbands sowie der Abluft des Sinterkühlers

Beschreibung
Die selektive Abgasrückführung des EPOSINT-Verfahrens (Environmentally Process Optimised Sintering) nutzt den Vorteil, dass sich die Freisetzung von Staub und anderen Verbindungen aus dem Sinterbett mehr auf die Windkästen am Ende des Sinterbands konzentriert, an denen die Abgastemperatur rasant ansteigt (siehe z. B. Figure 3.7). Diese Windkästen, bei denen sich die Flammenfront am Boden des Sinterbetts oder in dessen Nähe befindet, werden für die Abgasrückführung ausgewählt. Es hat sich herausgestellt, dass das zurückgeführte Abgas die gleiche Temperatur wie das zum Kamin geleitete Abgas haben sollte, um Korrosionsprobleme durch Gasströme mit Temperaturen unterhalb des Taupunkts für Säuren zu vermeiden. Bei der Sinteranlage der Voestalpine Stahl in Linz (Österreich) wurden die Windkästen 11 bis 16 des kürzlich zuvor verlängerten Sinterbands als am besten für die Abgasrückführung geeignet identifiziert. Dies wird schematisch in Abbildung 3.24 gezeigt. Ein zweites Saugzuggebläse wurde parallel zum bestehenden Gebläse installiert, um sicherzustellen, dass der Saugdruck für den Sinterprozess aufrechterhalten wird. Dieses Gebläse ist dafür bestimmt, das Abgas aus den ausgewählten Windkästen zu erfassen und über einen E-Filter der Gasrückführungshaube zuzuführen.



Quelle: [307, Eurofer 2007]

Abbildung 3.24: Fließbild des EPOSINT-Abgasrückführungsverfahrens am Sinterband Nr. 5 der Voestalpine in Linz (Österreich)

Die Zone, in der die Temperatur ansteigt, kann je nach Sintermischung und anderen Betriebsbedingungen über die Länge des Sinterbands variieren. Ein Charakteristikum dieses Verfahrens ist die Möglichkeit, die Abgase aus den einzelnen Windkästen 11 bis 16 unabhängig voneinander entweder dem Kamin oder der Gasrückführungshaube zuzuführen. Diese Eigenschaft verleiht dem Prozess einen hohen Grad an Flexibilität.

Um dem Problem des Sauerstoffmangels im zurückgeführten Gas zu begegnen, wird das heiße Abgas aus dem Sinterkühler über ein weiteres Gebläse, eine Mischkammer und die Gasrückführungshaube in den Prozess zurückgeführt. Dies wirkt sich nicht nur durch die Anhebung des Sauerstoffgehalts in der Gasrückführungshaube und somit die Aufrechterhaltung der Sinterqualität aus, sondern vergrößert durch die Anhebung der Gastemperatur auch das Potential zur Senkung des Kokseinsatzes und mindert die diffusen Staubemissionen aus dem Sinterkühler.

Die Haube erstreckt sich über die gesamte Breite des Sinterbands und ist mittels einer kontaktlosen, engspaltigen Labyrinthdichtung gegen die Seitenwand des Sinterrosts abgedichtet, um unerwünschten Freisetzungen von zurückgeführtem Abgas oder Staub vorzubeugen. Da das gesamte Sinterrost nicht eingehaust ist, können so die Laufräder etc. des Rosts in einer saubereren Atmosphäre betrieben werden, und einem Verschleiß bzw. Ausfall durch in die Lager eindringenden Staub wird vorgebeugt. Die Dichtung bietet Sicherheit gegen das Entweichen von zurückgeführtem, CO-haltigem Gas. Spezielle Vorkehrungen wurden getroffen, um Gasleckagen durch Anlagen- oder Geräteversagen vorzubeugen. Die Haube erstreckt sich nicht über die gesamte Länge des Sinterbands (siehe Abbildung 3.24), so dass von den letzten Windkästen kalte Umgebungsluft durch das Sinterbett gesogen wird. Dies sorgt dafür, dass der Sinter bereits vor dem Kühler, d. h. auf dem Band hinreichend gekühlt wird. Zudem vereinfacht dies die Entnahme von Rostelementen, die von Zeit zu Zeit zu Zwecken der Wartung und Instandhaltung erforderlich ist.

Die Besonderheiten des EPOSINT-Verfahrens sind u.a.:

- Die teilweise Abgasrückführung erfolgt selektiv aus der Zone mit steigender Temperatur, in der alle relevanten Emissionswerte höher als im Durchschnitt sind.
- Die Abgasrückführung führt zu einer Senkung des Verbrauchs an Koksgrus sowie zu einer Minderung des Abgasvolumenstroms.
- Die Gasrückführungshaube deckt die gesamte Breite des Sinterbands ab.

- Die Gasrückführungshaube erstreckt sich nicht über die gesamte Saugfläche.
- Aufgrund der niedrigen O_2-Konzentration im zurückgeführten Abgas in Verbindung mit dem hochwirksamen Dichtungssystem der Haube (zur Minimierung des Falschlufteintrags) wird zusätzlich die Abluft vom Sinterkühler genutzt. Um Beeinträchtigungen der Produktivität oder der Sinterqualität auszuschließen, beträgt die O_2-Konzentration im zurückgeführten Abgas (d. h. die Verbrennungsluft für den Prozess) mindestens 13 %.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Einige Umweltvorteile dieser Technik sind die Senkung des Energieverbrauchs, die Reduzierung des Abgasvolumenstrom um bis zu 40 % und der geringere Koksverbrauch. Wie bei den in den Abschnitten 3.3.5.2.1 und 3.3.5.2.4 beschriebenen Techniken mindert die Rückführung des Sinterabgases die Emissionen an NO_x und PCDD/F aufgrund deren Zerstörung im Sinterbett. SO_x wird ebenso im Sinterbett absorbiert oder abgeschieden und das CO als Brennstoff genutzt. Mit dieser Abgasrückführungstechnik wird nicht nur eine deutliche Reduzierung des Abgasvolumenstroms, sondern auch eine Minderung der Staub- und gasförmigen Emissionen erreicht und diffuse Staubemissionen vom Sinterkühler vermieden. In Tabelle 3.36 sind die mit der selektiven Abgasrückführung erreichten Vorteile hinsichtlich verschiedener Parameter als Prozentwerte angegeben.

Tabelle 3.36: Hauptsächliche Umweltvorteile der Anwendung der abschnittsweisen Abgasrückführungstechnik

Parameter	Minderung
spezifischer Abgasvolumenstrom pro Tonne Sinter	Abnahme um 25 – 28 % (am Kamin)
Staubemissionen ([1])	Abnahme um 30 – 35 %
Staubemissionen vom Sinterkühler	85 – 90 %
partikelgebundene Schwermetalle	etwa 30 – 35 % ([5])
SO_2-Emissionen	etwa 25 – 30 %
NO_x-Emissionen ([2])	etwa 25 – 30 %
PCDD/F-Emissionen ([3])	kann um etwa 30 % gemindert werden
CO-Emissionen	kann um etwa 30 % gemindert werden
Verbrauch an Koksgrus ([4])	etwa 2 – 5 kg pro Tonne Sinter

([1]) Die Minderung der Staubemissionen ist größer als die des Abgasvolumenstroms, weil der zurückgeführte Abgasstrom einen sehr hohen Staubgehalt hat und mittels E-Filter gereinigt wird.
([2]) Der zurückgeführte Abgasstrom hat einen relativ hohen NO_x-Gehalt, während das Abgas vom Ende des Sinterbands mit einem hohem O_2- und einem niedrigen NO_x-Gehalt dem Kamin zugeführt wird.
([3]) Die Abgaskonzentration im letzten Viertel des Sinterbands (der dem Kamin zugeführt wird) ist gering.
([4]) ohne Beeinträchtigung der Produktivität oder der Qualitätseigenschaften
([5]) entsprechend der Minderung der Staubemissionen

Quelle: [307, Eurofer 2007].

Tabelle 3.37 sind einige Betriebsdaten, Schadstoffkonzentrationen und spezifische Emissionsfrachten vor und nach der Einführung der abschnittweisen Abgasrückführung an einer Anlage in Österreich zu entnehmen.

Tabelle 3.37: Betriebsdaten einer Sinteranlage vor und nach Installation der abschnittweisen Abgasrückführung (in 2007 wurde das Airfine-Verfahren[57] zur Abgasreinigung eingesetzt)

Parameter	Einheit	Vor Installation der Abgasrückführung und Verlängerung des Sinterbands	Nach Installation der Abgasrückführung und Verlängerung des Sinterbands
Sinterproduktion	t/Tag	6.350	8.300 (max. 8.500)
Brennstoffeinsatz	kg/t Sinter	45	41
Zündgas	MJ/t Sinter	50	40

[57] siehe Abschnitt 3.3.2.4

Gesamter Stromverbrauch (einschließlich der Abgasreinigung)	kWh/t Sinter	40	40
Reingasemissionen			
Staub	mg/m^3	46	38
	g/t Sinter	104	66
SO_2	mg/m^3	420	390
	g/t Sinter	952	677
NO_x	mg/m^3	240	240
	g/t Sinter	544	416
HF	mg/m^3	1	0,6
	g/t Sinter	2,3	1
Quelle: [277, Wiesenberger 2007].			

Medienübergreifende Effekte
Der Mehrbedarf an Strom für das zusätzliche Gebläse wird durch die höhere Produktivität und den um 2 – 5 kg/t Sinter geringeren Bedarf an festem Brennstoff (Koksgrus) kompensiert. Besondere Aufmerksamkeit muss dem Kohlenmonoxid (CO) im zurückgeführten Abgas gewidmet werden, um einer Kohlenmonoxidvergiftung von Beschäftigen vorzubeugen.

Betriebsdaten
Seit April 2005 wird das Sinterband Nr. 5 von Voestalpine Stahl in Linz (Österreich) mit dieser Technik betrieben. Die Qualitätseigenschaften des Sinters blieben gegenüber dem Stand vor Einführung dieser Technik unverändert. Für den Verbrauch an Koksgrus wurde eine Senkung um 2 – 5 kg/t Sinter (von 45 kg/t Sinter auf 40 kg/t Sinter) berichtet. Es wurde von keinen speziell mit diesem Prozess verbundenen Problemen berichtet. Im Betrieb hat diese Technik u.a. den Vorteil einer größeren Sinterproduktion pro Nm^3 Abgas und einer stabilen Sinterqualität. So konnte die Kapazität der Sinteranlage um etwa 40 % gesteigert werden (durch Verlängerung der Sintermaschine), ohne das Abgasvolumen zu erhöhen.

Anwendbarkeit
Die Abgasrückführung mit dieser Technik kann in neuen und in bestehenden Sinteranlagen eingesetzt werden. Aufgrund von Platzmangel kann es bei manchen bestehenden Anlagen allerdings unmöglich sein, die teilweise Abgasrückführung zu installieren. In der Linzer Anlage war es möglich, das System so auszulegen, dass das bestehende Abgassystem (d. h. Hauptgasleitung, Abgasreinigung, Hauptgebläse und Kamin) unverändert erhalten bleiben konnte. Bei Einsatz einer Abgasrückführung sind besondere Anstrengungen erforderlich, um sicherzustellen, dass die Sinterqualität und die Produktivität nicht beeinträchtigt werden (siehe Abschnitt 3.3.5.2).

Wirtschaftliche Aspekte
Für eine Saugfläche von 250 m² betragen die Investitionskosten etwa 15 Mio. €. Bei der vorgenannten Anlage war die Installation besonders günstig, weil keine Änderungen am bestehenden Abgassystem erforderlich waren. Eine Senkung der Betriebskosten ergibt sich aus dem um 2 – 5 kg Koks/t Sinter niedrigeren Brennstoffverbrauch und einer Minimierung der Kosten für die Abgasreinigung aufgrund des geringeren Abgasvolumens, insbesondere wenn teure Abgasreinigungssysteme, z. B. feine Nasswäscher oder Gewebefilter mit Zugabe von Adsorbentien, eingesetzt werden.

Durch Anwendung dieser Technik werden die Investitions- und Betriebskosten für moderne Abgasreinigungsaggregate gesenkt.

In 2007 wurden die Kosten für eine selektive Abgasrückführung in den Sinteranlagen von ArcelorMittal in Gent (Belgien) auf 14 Mio. € für die Sinteranlage Nr. 1 (175 m^2) und 27,3 Mio. € für die Sinteranlage Nr. 2 (498 m^2) geschätzt.

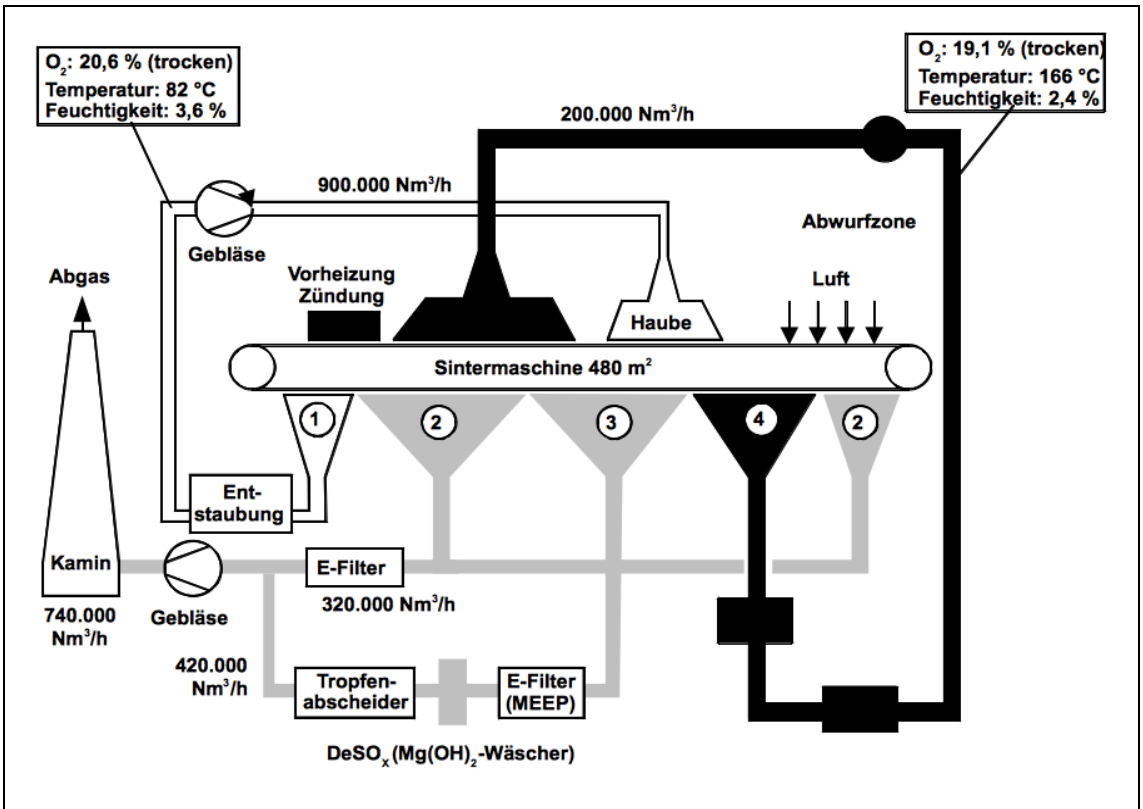
Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Diese Technik ist seit Mai 2005 am von 56 m auf 74 m verlängerten Sinterband Nr. 5 der Voestalpine in Linz (Österreich) in Betrieb.

Referenzliteratur
[217, Siemens-vai 2006] [277, Wiesenberger 2007] [295, Hartig et al. 2006] [307, Eurofer 2007]

3.3.5.2.4 Abschnittsweise Abgasrückführung auf andere Abschnitte des Sinterbands

Beschreibung
Dieses Konzept der selektiven Abgasrückführung basiert auf lokal begrenzten Rückführungen von Abgas auf das Sinterband, welches an anderen Stellen unter dem Sinterband abgesaugt wurde. Diese selektive Erfassung und Rückführung ist der wesentliche Unterschied zwischen diesem und dem EOS-Sinterverfahren[58]. Abbildung 3.25 zeigt das Fließbild einer solchen abschnittsweisen Abgasrückführung, wie sie bei einer Sinteranlage in Japan umgesetzt wurde.



Quelle: [70, Kersting et al. 1997]

Abbildung 3.25: Fließbild der selektiven Abgasrückführung in der Sinteranlage Nr. 3 der Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Tobata (Japan)

In diesem Fall wurde die Saugfläche von 480 m² in vier Zonen aufgeteilt (siehe **Figure 3.5**, **Figure 3.7** und Tabelle 3.38):

[58] siehe Abschnitt 3.3.5.2.1

- Zone 1: Gas aus der Zone, in der die Sintermischung vorgeheizt wird, und das auf die Mitte des Sinterbands zurückgeführt wird (viel O_2, wenig H_2O, niedrige Temperatur)
- Zone 2: SO_2-armes Gas, das nach Entstaubung über den Kamin abgeleitet wird (wenig O_2, viel H_2O, niedrige Temperatur)
- Zone 3: SO_2-reiches Gas, das nach Entstaubung und Entschwefelung (in diesem Fall Waschen mit Magnesiumhydroxid-Lösung) über den Kamin abgeleitet wird (wenig O_2, viel H_2O, niedrige Temperatur)
- Zone 4: SO_2-reiches Gas aus dem heißen Bereich in der Nähe der Flammenfront, welches auf die erste Hälfte des Sinterbands direkt hinter der Zündhaube zurückgeführt wird (viel O_2, wenig H_2O, sehr hohe Temperatur).

Durch dieses Vorgehen bleibt die O_2-Konzentration des zurückgeführten Abgases hoch (19 %) und der Feuchtigkeitsgehalt gering (3,6 %). Es wird eine Rückführungsrate von 25 % erreicht, ohne dass die Sinterqualität darunter leidet (der RDI bleibt praktisch konstant; der Shatter-Index[59] erhöht sich um 0,5 %). Zudem wurde von einer Brennstoffeinsparung um 6 % berichtet.

Dieses Verfahren hat gegenüber dem konventionellen Sinterprozess zwei Vorteile:

- Der unverbrauchte Sauerstoff im Abgas wird durch die Rückführung effektiv genutzt.
- Mit dem Abgas aus den verschiedenen Zonen kann je nach Zusammensetzung unterschiedlich umgegangen werden. Folglich können die Investitions- und Betriebskosten für die Abgasreinigungseinrichtungen im Vergleich zum konventionellen Sinterprozess, aber auch zum EOS-Sinterverfahren deutlich gesenkt werden.

Tabelle 3.38 nennt charakteristische Eigenschaften der Abgasströme bei Einsatz der abschnittsweisen Abgasrückführung in der Sinteranlage Nr. 3 der Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Tobata (Japan).

Tabelle 3.38: Charakteristische Eigenschaften der Abgasströme bei Einsatz der abschnittsweisen Abgasrückführung in der Sinteranlage Nr. 3 der Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Tobata (Japan)

Abgasstrom (Teil)	Abgaseigenschaften und -zusammensetzung					Verbleib des Abgases
	Volumenstrom (Nm^3/h)	Temperatur (°C)	O_2 (Vol.-%)	H_2O (Vol.-%)	SO_2 (mg/Nm^3)	
Windkästen 1 – 3	62.000	82	20,6	3,6	0	Rückführung auf das Sinterband
Windkästen 4 – 13 + 32	290.000	99	11,4	13,2	21	nach E-Filter zum Kamin abgeführt
Windkästen 14 – 25	382.000	125	14,0	13,0	1.000	nach E-Filter und Entschwefelung zum Kamin abgeführt
Windkästen 26 – 31	142.000	166	19,1	2,4	900	Rückführung auf das Sinterband
Kamin	672.000	95	12,9	13,0	15	Freisetzung in die Atmosphäre

Quelle: [119, Sakuragi et al. 1995].

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Folgende Verbesserungen wurden in Hinblick auf die Minderung der Schadstoffemissionen erreicht: eine deutliche Minderung des in die Atmosphäre freigesetzten Abgases (etwa 28 %), der Staubemissionen (etwa 56 %; es ist aber zu beachten, dass dieser Wert auch aus der

[59] Anm. der Übersetzer: Der Shatter-Index (abgekürzt: SI) ist eine Kenngröße für das plastische Verhalten eines Formstoffes unter einer dynamischen Beanspruchung (siehe http://www.giessereilexikon.com; Stand 10.02.2013)

Ertüchtigung der Elektrofilter resultiert, welche mit beweglichen Elektroden ausgestattet wurden) und der SO_2-Emissionen (etwa 63 %, einschließlich der nachgeschalteten Entschwefelung das Abgases aus Zone 3). Es wurde auch von einer leichten Abnahme der NO_x-Emissionen (etwa 3 %) berichtet. Tabelle 3.39 vergleicht die Emissionen vor und nach Einführung der abschnittsweisen Abgasrückführung.

Tabelle 3.39 liefert einen Vergleich der Abgaszusammensetzung vor und nach der Einführung der abschnittsweisen Abgasrückführung in der Sinteranlage Nr. 3 der Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Tobata (Japan).

Tabelle 3.39: Vergleich der Abgaszusammensetzung vor und nach der Einführung der abschnittsweisen Abgasrückführung in der Sinteranlage Nr. 3 der Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Tobata (Japan)

Parameter	Einheit	Konventioneller Sinterprozess (mit Entschwefelungsanlage)	Sinterprozess mit abschnittsweiser Abgasrückführung	Verbesserung
Abgasvolumenstrom	Nm^3/h	925.000	665.000	28 %
Staub (1)	mg/Nm^3	50	30 (2)	56 Massen-%
SO_x (3)	mg/Nm^3	26	14	63 Massen-%
NO_x	mg/Nm^3	408	559	3 Massen-%
Netto-Energieverbrauch	GJ/t Sinter	1.662	1.570	6 % (4)

(1) Abgas nach Entstaubung mittels E-Filter.
(2) Die Minderung der Staubemissionen wurde zum Teil durch die Ertüchtigung des E-Filters erreicht.
(3) Abgas nach (Teilstrom-)Behandlung durch Entschwefelung
(4) Die Senkung des Netto-Energieverbrauchs muss vor dem Hintergrund der unterschiedlichen Produktivitäts- und Qualitätsanforderungen an Sinteranlagen in Japan und der EU betrachtet werden.

Quelle: [119, Sakuragi et al. 1995].

Medienübergreifende Effekte

Die Installation zusätzlicher Gebläse führt zu einem erhöhten Stromverbrauch. Dieser zusätzliche Stromverbrauch ist allerdings im Vergleich zur Einsparung im Koksverbrauch vernachlässigbar.

Betriebsdaten

Ein System mit abschnittsweiser Abgasrückführung wurde im Oktober 1992 in der Sinteranlage Nr. 3 der Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Tobata installiert. Das Abgas wird in vier Teilströme aufgeteilt, die getrennt voneinander gehandhabt werden. Die Abgasrückführung funktioniert reibungslos und beeinträchtigt nicht die Sinterqualität. Letzteres muss allerdings vor dem Hintergrund betrachtet werden, dass die Produktivität der genannten japanischen Anlage niedriger ist als die vieler Sinteranlagen in der EU.

Anwendbarkeit

Diese Technik kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden. Allerdings ist bei neuen Anlagen, bei denen das System bereits in der Planung vorgesehen wird, mit niedrigeren Investitionskosten zu rechnen als bei bestehenden Anlagen, bei denen die vorhandene Anlagenkonfiguration zu deutlich höheren Kosten führen kann. Es kann bei bestehenden Anlagen aus Platzgründen auch ganz unmöglich sein, eine teilweise Abgasrückführung zu installieren. Zudem sind bei der Anwendung der Abgasrückführungssystemen besondere Anstrengungen erforderlich, um zu gewährleisten, dass die Sinterqualität und -produktivität nicht beeinträchtigt wird (siehe Abschnitt 3.3.5.2).

Wirtschaftliche Aspekte

Die Investitionskosten für ein solches System zur Abgasrückführung in Europa wurden mit 8 – 10 Mio. € angegeben (Angabe für 1997), ohne Einrichtungen zur $deNO_x$, $deSO_x$ und anderer Emissionsminderungen. Die Betriebskosten wurden als vertraulich angegeben. Für den Koksverbrauch wurde eine Minderung um 6 % berichtet.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Es gibt fünf Anlagen in Japan, die diese Technik anwenden. Die hier genannten Daten beziehen sich auf die Sinteranlage Nr. 3 der Yawata Works der Nippon Steel Corporation in Tobata.

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [119, Sakuragi et al. 1995]

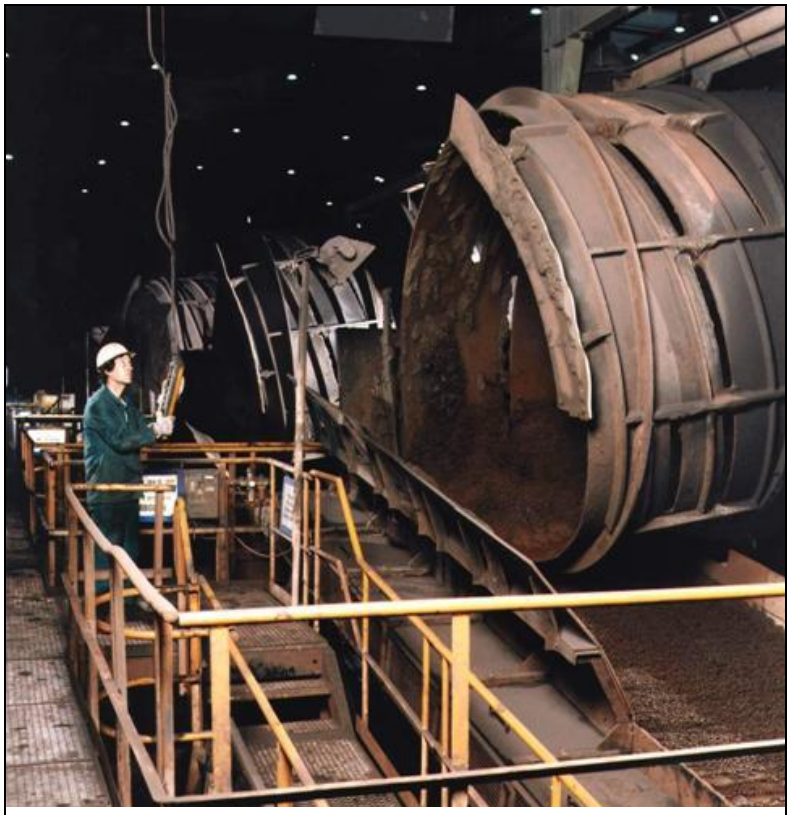
4 PELLETISATION PLANTS

[208, Lindfors et al. 2006] [318, Eurofer 2007]

As mentioned in Section 3.1.1, the pelletisation and sintering of iron ore are complementary process routes for the preparation of iron oxide raw materials for primary iron and steel making. Each has its own specific advantages and drawbacks. These are highly influenced by local conditions such as the availability and type of raw materials. For various reasons, sinter is practically always produced at the steelworks site: it allows solid wastes to be recycled; coke breeze is available at the steelworks for use as a fuel; sinter is prone to degradation during transport and handling. Pellets are formed from the raw materials – fine ore and additives of <0.05 mm – into 9 – 16 mm spheres using very high temperatures and this is mainly carried out at the site of the mine or its shipping port. In the EU, there is only one integrated steelworks which includes a pelletisation plant (in the Netherlands). In 2007, Sweden had five standalone pelletisation plants. Pellet production in these six plants in 2007 was about 27 million tonnes/yr. The consumption of pellets in the EU-25 is about 43 million tonnes.

4.1 Applied processes and techniques

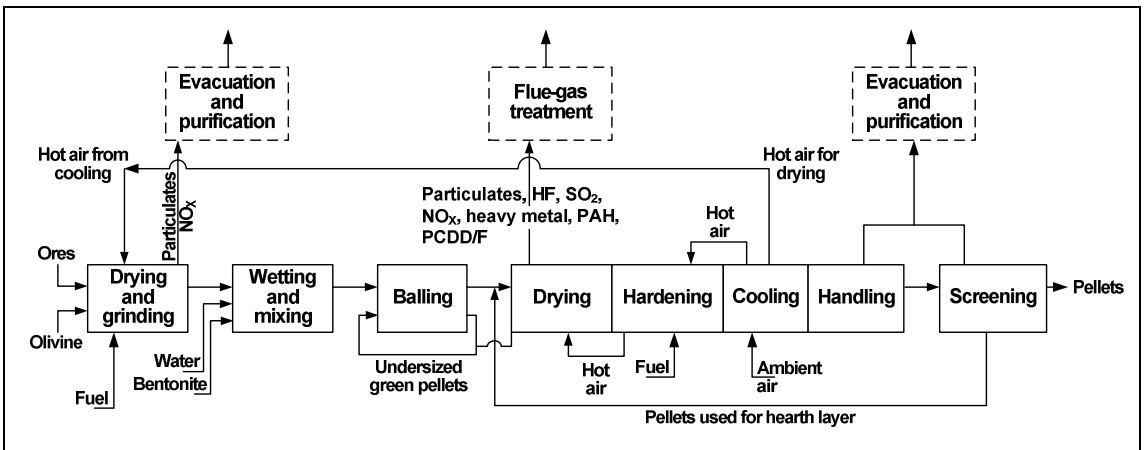
Pellets are small, crystallised balls of iron ore with a size of 9 – 16 mm. Figure 4.1 shows the balling drum, which is part of a pelletisation plant.



Source: [200, Commission 2001] [318, Eurofer 2007]

Figure 4.1: Balling drum as part of a pelletisation plant where the green pellets are formed

The pelletisation process consists of grinding and drying or dewatering, wetting and mixing, balling and induration followed by screening and handling (see Figure 4.2).



Source: [200, Commission 2001] [462, Remus, Rainer 2008]

Figure 4.2: Schematic of the pelletisation plant in the Netherlands

4.1.1 Grinding and drying/dewatering

[208, Lindfors et al. 2006]

The Swedish pellet plants are generally situated at the mine site and ore beneficiation, including magnetic separation, is carried out ahead of the pelletising process. Since these processes are carried out wet, the final grinding prior to balling is also carried out wet (see Figure 4.3). Additives (olivine, dolomite, quartzite and/or limestone depending on the end-product) are ground and then added to the ore slurry, typically at a level of 3 to 3.5 %, before dewatering. The binder is added at a mixing stage ahead of the balling process.

In contrast, the Dutch plant operates on imported ores that are blended ahead of the grinding process (unless the ore is already fine enough where it can bypass the grinding stage and join the flow sheet at the wetting and mixing stage (see Figure 4.2). The ores are dried and ground simultaneously together with compatible flux additions such as olivine. The heat for drying is mostly provided by a natural gas or BOF gas and oxygen burner and supplemental heat is supplied from the pellet cooling stage. The temperatures are approximately 100 °C.

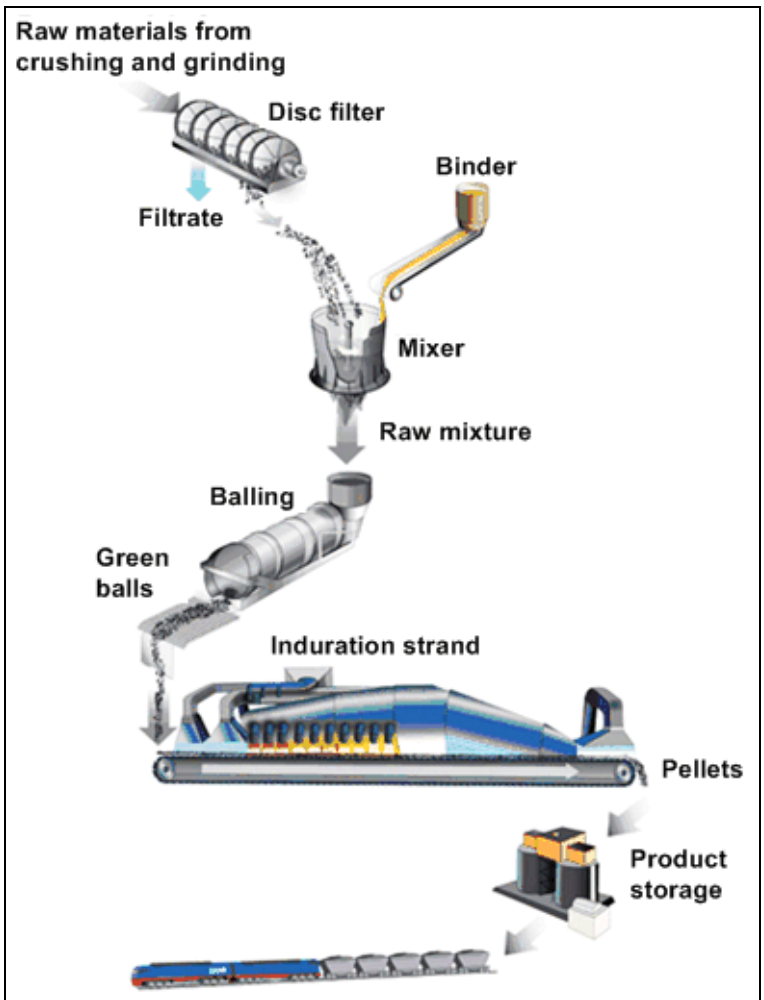
The dry grinding mills at Corus IJmuiden are operated in a closed circuit with an air classifier system. The ground ore discharged from the mills is separated into two fractions by the air classifier, the oversized fraction is returned to the mill for further treatment while the fine, correctly sized particles are fed forward to the wetting and mixing stage. The very fine particles are captured in an electrostatic precipitator and are returned to the product stream, the ESP being an integral part of the classification system.

4.1.2 Green ball preparation

[318, Eurofer 2007]

After hot grinding, the material is combined with additives before being rewetted in a separate wetting stage and is mixed with a binder (bentonite or organic binder depending upon the type of pellet). At the mixing and wetting stage in the Dutch plant, additions of carefully sized solid fuel (coke breeze and/or anthracite) are made together with the bentonite binder.

In both the Swedish and the Dutch plants, the moisture level of the pellet mix going forward to the balling stage is between 7 – 9 %.



Source: [113, Gidlund et al. 2008]

Figure 4.3: Schematic of a pelletisation plant with wet grinding

The moisture-adjusted pellet feed (raw mixture) is then processed in the (green) ball preparation plant. This is typically equipped with four to seven balling circuits consisting of a feed bin, balling drum, roller screens and conveyors for circulating the materials. The balling drum is inclined 6 to 8° to the horizontal plane. To obtain a well-defined green ball size, typically in the range of 9 to 16 mm, undersized and oversized fractions are screened off and recirculated within the balling stage.

4.1.3 Induration

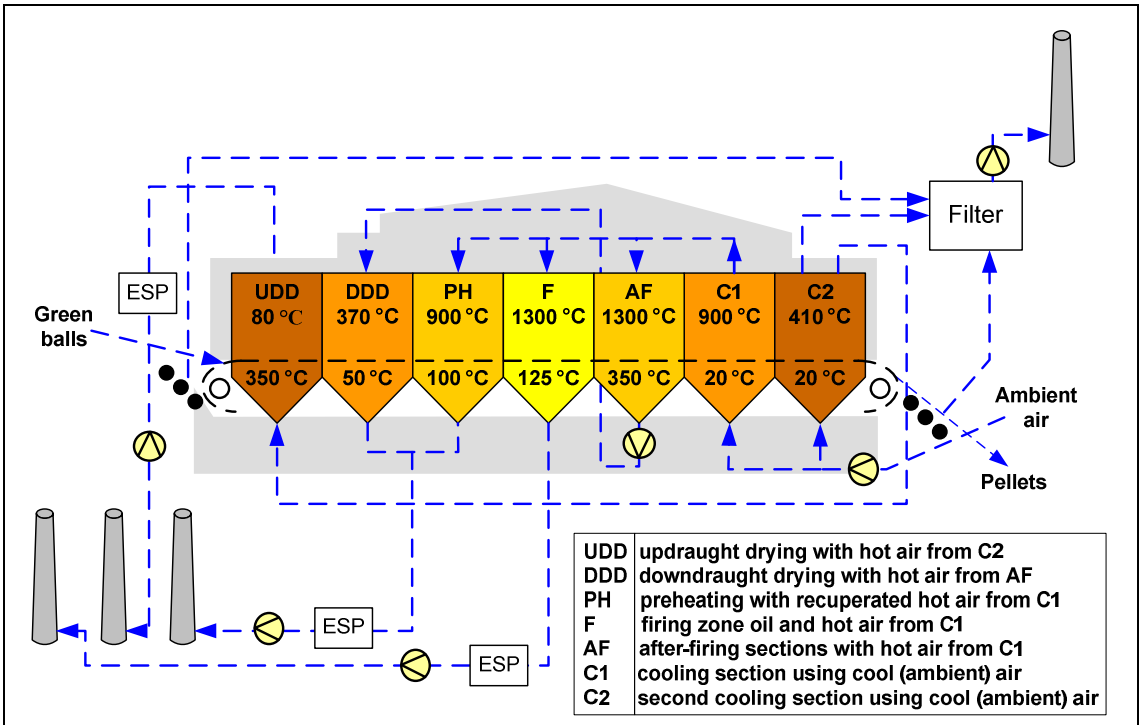
[208, Lindfors et al. 2006]

Induration, which means thermal treatment, consisting of drying, heating and cooling can be carried out in two different systems: in ‘straight grate’ or ‘grate kiln’ systems. During thermal treatment, magnetite is almost completely oxidised to hematite. Swedish ores have a very high magnetite content. Since the oxidation of magnetite is exothermic this reaction can supply up to 60 % of the energy needed for pellet induration. The mixture of ores processed in the Dutch plant has a lower magnetite content (maximum 25 %) the actual amount being dependent upon the circumstances on the world market where there is a dearth of magnetite ores available. The addition of coke breeze and/or anthracite is made to the Dutch pellets in order to compensate for the lower magnetite content compared with the Swedish situation (see Table 4.1 for the information on the energy and fuel demand).

4.1.3.1 The straight grate process

[114, Remus, Rainer 2008] [318, Eurofer 2007]

The straight grate process consists of a travelling grate divided into a number of different sections for drying, preheating, firing and cooling of the green balls (see Figure 4.4).



Source: [113, Gidlund et al. 2008]

Figure 4.4: Schematic of the straight grate process

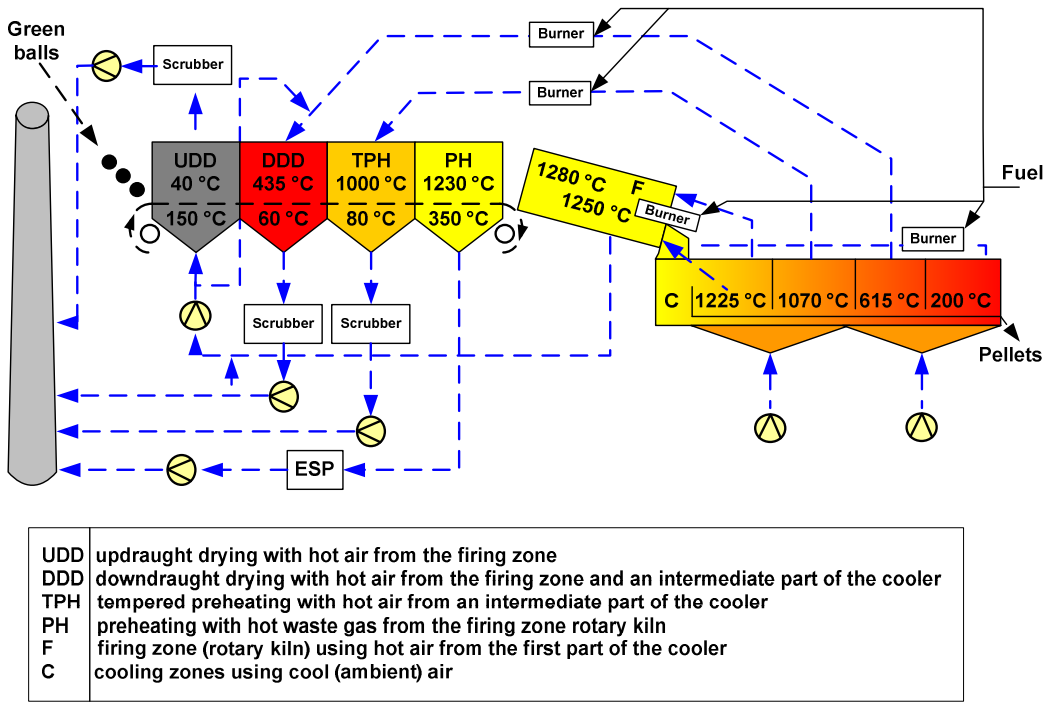
Before the green balls are fed onto the grate bars, the bars are covered with a 5 to 10 cm thick hearth layer of fired pellets. The green balls are then charged on top of the hearth layer to form a gas-permeable bed with a total depth of 40 – 55 cm. The green balls must be heated to approximately 1300 – 1350 °C during oxidation and sintering to obtain pellets of a high strength. This can be achieved by means of a row of burners on each side of the travelling grate, usually fired with oil or gas. In the Dutch plant at the steelworks site, COG is used to fire the burners whilst the coke breeze/anthracite added to the pellets provides additional internal heating (as does the oxidation of the magnetite in the Swedish pellet practice). At the end of the induration strand, a fraction of indurated pellets is recycled for use as the hearth layer.

4.1.3.2 The grate kiln process

[318, Eurofer 2007]

The grate kiln process consists of a travelling grate similar to the straight grate process. The firing takes place in a rotary kiln and the cooling is carried out in a separate annular cooler.

The travelling grate consists of an endless chain of grate plates which are connected with windboxes in a gas-tight manner. The green balls are fed directly onto the grate plates to create a bed of about 20 – 25 cm deep. After pretreatment on the grate, the pellets are charged via a chute to the rotary kiln. The kiln has a single oil-fired or coal-fired burner at the discharge end, and operates at a temperature of approximately 1250 °C. The annular cooler has a grate bottom which permits cool air to penetrate the pellet layer. Walls divide the cooler into sections so as to provide hot air to the earlier process steps.



Source: [113, Gidlund et al. 2008]

Figure 4.5: Schematic of the grate kiln process

When processing magnetite ores, oxidation to hematite and sintering takes place downstream of the preheating stage of the travelling grate, the firing zone and the cooling zones.

4.1.4 Screening and handling

[318, Eurofer 2007]

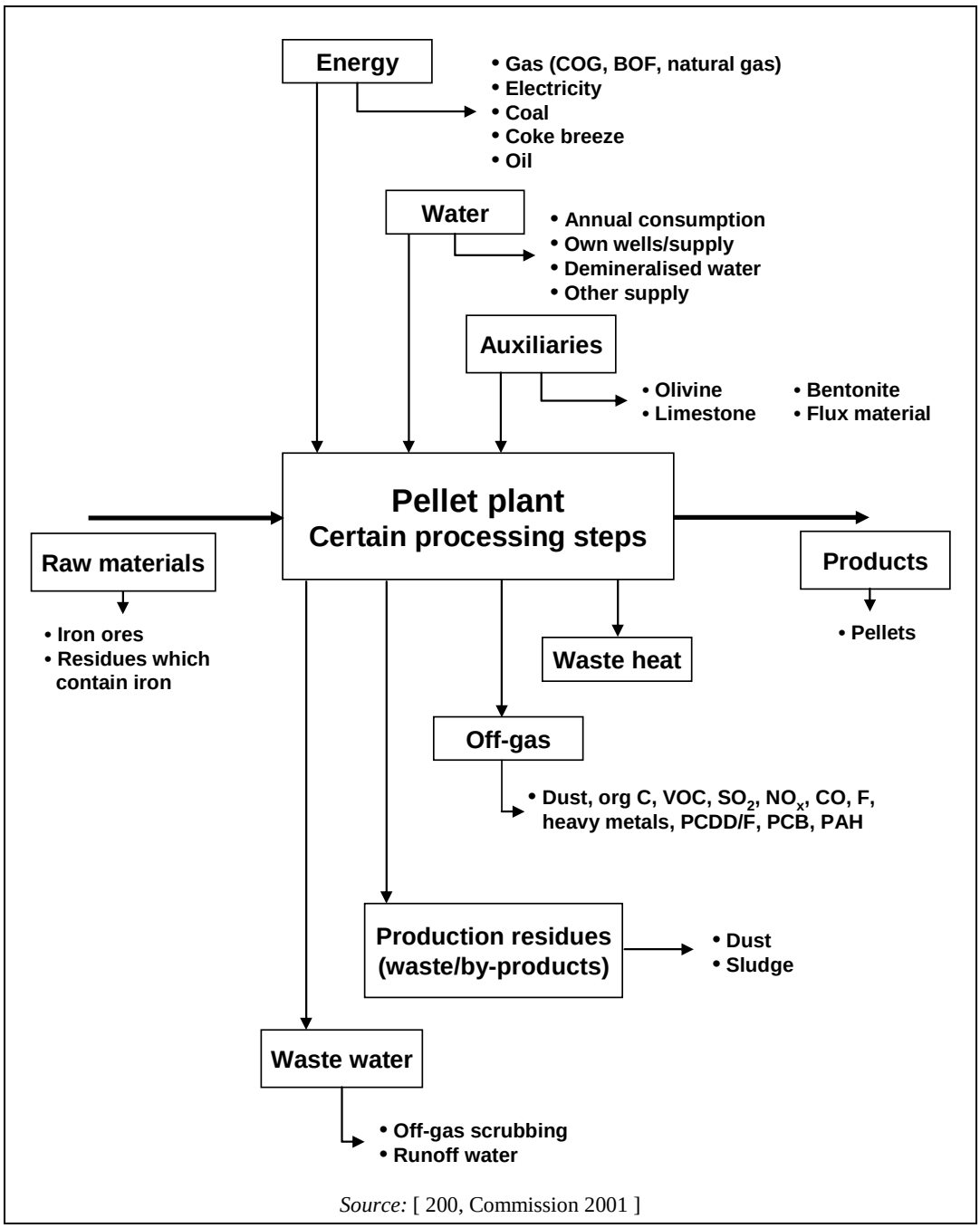
At the end of the induration strand, the pellets are collected and screened. Undersized or broken pellets can be recycled, e.g. as hearth layer (see Figure 4.2). Significant dust emissions may occur.

For the standalone plants in Sweden, the heat-treated pellets are kept in covered product bins before charging to open railway wagons for transportation to the harbours at Narvik and Luleå. In connection with ship loading, 2 – 3 % of the material is screened off as undersized, and is sold as sinter feed. As for all blast furnace material (coke, sinter, pellets and lump ore), a final screening takes place at the blast furnace site.

4.2 Current emission and consumption levels

4.2.1 Mass stream overview and input/output data

Figure 4.6 gives an overview of the input and output mass streams of a pelletisation plant. This overview may be used for the collection of data from single pelletisation plants.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 4.6: Mass stream overview of a pelletisation plant

Specific input factors and emission factors have been determined for pellet plants. Values of these factors from three pelletisation plants in the EU are shown in Table 4.1.

Table 4.1: Input/output data from three pellet plant sites in the EU-25

Input		
Raw materials		
Iron ore	kg/t	935 – 965
Bentonite	kg/t	4.1 – 6.8
Olivine ([1])	kg/t	0 – 27.6
Limestone	kg/t	0 – 5
Dolomite ([2])	kg/t	0 – 13.5
Quartzite	kg/t	0 – 20
Energy		
COG/BOF ([3])	MJ/t	306
Natural gas ([3])	MJ/t	14
Coke breeze ([3])	MJ/t	342
Coal ([5])	MJ/t	223
Oil ([5])	MJ/t	43 – 186
Electricity	MJ/t	54 – 99
Water	m^3/t	0.11 – 1.25
Compressed air	Nm^3/t	6.2 – 12.8

Output		
Product		
Pellets	kg/t	1000.00
Emissions		
Waste gas flow	Nm^3/t	1940 – 2400
Dust	g/t	14 – 150
Dust	mg/Nm^3	7 – 70
Cd	mg/t	0.02 – 2.2
Cr	mg/t	5.1 – 22.4
Cu	mg/t	1.5 – 6.7
Hg ([4])	mg/t	0.4 – 24.2
Mn	mg/t	5.1 – 64.3
Ni	mg/t	6.5 – 12.7
Pb	mg/t	15.6 – 70.8
Tl	mg/t	0.6 – 3.0
V	mg/t	13.4 – 15.1
Zn	mg/t	3 – 1300
HF ([6]) ([7])	g/t	1.8 – 5.8
HCl ([6]) ([7])	g/t	2.4 – 41
SO_x ([8]) ([7])	g/t	11 – 213
NO_x	g/t	150 – 550
NO_x	mg/Nm^3	73 – 283
CO	g/t	<10 ([5]) – 410
CO_2	kg/t	17 – 193
VOC ([9])	g/t	<5 ([5]) – 40 ([3])
PAH ([10])	mg/t	0.7 – 1.1
PCDD/F ([4])	ng I-TEQ/t	8.2 – 196
PCDD/F ([4])	ng I-TEQ/Nm^3	0.005 – 0.1
Production residues (waste/by-products)		
Dusts	kg/t	–

([1]) In the case of pellets production for blast furnaces.
([2]) In the case of pellets production for direct reduction.
([3]) When the pelletisation plant is part of an integrated steelworks (i.e. NL). Data from [200, Commission 2001].
([4]) Mercury predominately in elemental form. Load depends on ores processed.
([5]) In the case of standalone pelletisation plants in Sweden (magnetite ores). Data from [200, Commission 2001].
([6]) Lower value if techniques for the removal of acidic waste gas components are applied.
([7]) Calculated from mass balance.
([8]) Lower value if desulphurisation techniques are applied.
([9]) Measurement technique is not known.
([10]) Information as to whether it is Borneff 6, EPA 16 or benzo(a)pyrene is not available.

NB: Data are from 2004 and relate to three pellet plant sites that produced almost 13 million tonnes of pellets in 2004 among them, representing around 63 % of the production in the EU-25.

Source: [208, Lindfors et al. 2006] [318, Eurofer 2007].

4.2.2 Environmental issues for the pellet-making process

The pelletisation plant is primarily a source of particulate and gaseous emissions to air. When abatement techniques are applied to reduce emissions, cross-media effects occur. Sections 4.2.2.1 to 4.2.2.5 below describe the most relevant environmental issues for pelletisation plants.

4.2.2.1 Emissions to air

[208, Lindfors et al. 2006] [300, Eurofer 2007]

Dust emissions from grinding
Process discharge gas after the air classifier step contains large quantities of dust. This dust consists mainly of iron and reflects the composition of the raw material. Emissions can be abated by means of electrostatic precipitation.

Dust from screening and handling
Screening and handling take place at the balling stage at the beginning of the process where the materials are all damp. Some dust emissions can occur but these are not particularly significant and are mostly contained within the balling area of the plant. At the end of the induration strand, the pellets are collected and screened. Undersized or broken pellets can be recycled. Significant dust emissions from these areas are prevented by the application of various measures. In the IJmuiden plant, the pellets are wetted (3 % moisture) to prevent dust emissions and some transfer points are locally dedusted.

Dust and gaseous emissions from the induration strand
Emissions of gas and dust originate from the firing zone of the induration strand. They occur continuously and should be removed by efficient ESPs, bag filters or scrubbing.

NO_x emissions from induration and drying
Emitted NO_x are formed during combustion via two mechanisms. The oxidation of nitrogen compounds in the hydrocarbon fuel generates 'fuel NO_x'. The other, and most important mechanism, is the formation of NO_x in the pelletisation process as a result of the high temperatures involved. These cause airborne nitrogen and oxygen to dissociate and react to form 'thermal NO_x'. The data shown in Table 4.1 reflect the significant differences in NO_x formation. Sometimes the coke breeze is substituted by anthracite which can lead to a reduction of NO_x emissions of up to 25 %. Another applied way to reduce NO_x emissions is to inject water to lower the peak temperatures.

SO_2 emissions from induration
Sulphur dioxide (SO_2) is formed during the induration process. The source of sulphur is primarily from the coal and oil and to a lesser extent from the ores and the additions of coke breeze and/or anthracite. Table 4.1 shows that SO_2 emissions are about ten times higher when abatement techniques are not applied.

HCl and HF emissions
The pelletisation plant is also a source of hydrofluoric acid (HF) and hydrochloric acid (HCl). These components are formed during minerals (apatite) induration which are present in the ore and contain fluoride and chloride. Table 4.1 indicates that emissions of HF and HCl are about ten times higher without the application of abatement techniques.

Ores from Sweden are known to contain a high content of fluoride (see Section 3.2.2.1.2.5)

Polychlorinated dibenzo-p-dioxins and dibenzofurans (PCDD/F)
[318, Eurofer 2007]

PCDD and PCDF formation during high-temperature processes are generally explained by two different mechanisms:
1. incomplete destruction of PCDD/F present in raw material/fuel.
2. de novo synthesis from carbon and chlorine sources.

During combustion at pelletising plants, ring-structured hydrocarbon species (precursors) are partly formed as intermediate combustion products. In the presence of chlorine, these can react to form PCDD/F. Precursors include dibenzofurans or polycyclic aromatic compounds (PAH) formed through incomplete combustion. Soot is another source of dioxin formation as oxidation can contribute to the formation of non-chloride precursors. Reactions take place in cooling zones, probably between 300 and 400 °C.

Table 4.1 indicates significant differences in dioxin formation. Results from direct measurements range from 8.2 to 196 ng I-TEQ/t pellets. The reasons for this range can be explained by the fact that PCCD/F emissions are associated with the items listed below:

- formation: the fewer precursors present, the less dioxin will be formed. The high oxygen content of flue-gases reduces the possibility of the presence of carbon precursors, so fewer PCDD/F compounds will form
- abatement techniques: if the flue-gas is quenched to low temperatures (<80 °C), the PCDD/F compounds formed will condense on dust particles, so PCDD/F emissions will become congruent with dust emissions
- effective dust abatement at low temperatures will remove PCDD/F effectively.

4.2.2.2 Water flows

Whenever scrubbers are used to remove pollutants, a waste water flow is generated. This waste water needs a bleed, due to the presence of HF. This bleed is relatively small when waste water recycling and NaOH addition are applied. In some cases, this bleed water is treated in an arsenic removal plant.

In addition, waste water is discharged from the wet rinsing of the plant and equipment. In the plant at Corus IJmuiden, NL, this water is 100 % recycled and this flow is about 0.04 m^3/t pellets. Cooling water may derive from the grinding and drying section as well as from the induration strand. For the mentioned Dutch plant, the specific flow is 0.16 m^3/t pellets from grinding and drying and 0.05 m^3/t pellets from induration respectively.

Table 4.2: Operational data from the Malmberget and Kiruna (Sweden) water treatment

	Malmberget 2006	Malmberget 2007	Kiruna 2006	Kiruna 2007	Units
Parameter	**Concentration**				
Suspended solids	9.12	10.9	4.13	2.33	mg/l
Total N	39.5	41	19.8	17.5	mg/l
Phosphorus	41.4	48.7	0.039	0.028	µg/l
Cadmium	0.018	0.011	0.025	0.014	µg/l
Cobalt	3.63	6.23	0.35	0.37	µg/l
Chromium	0.70	0.35	0.05	0.1	µg/l
Copper	2.30	3.73	2.68	4.03	µg/l
Mercury	<0.002	<0.002	<0.002	<0.002	µg/l
Lead	0.20	0.14	0.13	0.24	µg/l
Zinc	6.87	5.95	0.63	4.56	µg/l
Nickel	13.7	16	1.83	2.39	µg/l
Arsenic	3.34	1.47	3.56	0.7	µg/l
Source: [113, Gidlund et al. 2008] [166, Lundqvist, A. 2009].					

For the Swedish plant, the situation is to some extent special. Parts of the mine water are used as process water for scrubbers and wet ESPs in the refining stages. The process waste water, runoff water and mine water enter through a thickener from where the waters are further conducted to a tailing pond where presettling takes place. From there, water is led to a clarification pond where additional sedimentation is achieved.

At the new MK3 pellet plant in Malmberget (Sweden), the pollution of the water is continuously measured. Table 4.2 shows the achievable concentration values for the plants located in Kiruna and Malmberget, Sweden.

4.2.2.3 Process residues such as wastes and by-products

The pelletisation plant itself is not a primary source of solid waste but the sorting and benefication of raw material. In addition, solid waste is generated whenever emissions of dust are abated. The precipitated dust ends up as sludge in the waste water treatment plant.

4.2.2.4 Energy consumption

[318, Eurofer 2007]

Specific energy consumption has successively decreased during the last decades. The decrease has been made possible through systematic improvements of the process. In 2005 the specific energy consumption was in the range of 186 to 662 MJ/t of pellets.

There are some differences between the various types of plants both when it comes to the kind of energy used and the kind of energy consumed. The grate kiln process predominantly uses coal while the travelling grate process uses oil or gas.

At most pelletising plants in the world, as is the case in the Netherlands, carbon-bearing additives to the pellets provide part of the heat required for sintering. This case refers to the higher end of the range of external energy consumption, as mentioned above.

The Swedish standalone plants use ores predominantly from magnetite deposits which give great advantages by magnetite oxidation. In fact, approximately 60 % of the thermal energy required is supplied by magnetite oxidation, hence resulting in external thermal energy consumption at the lower end of the above-mentioned range.

To save energy, heat supplied from the oxidation of magnetite and fuel is recovered in the pelletising process. The main part of the surplus heat from the cooling sections of the machines is recirculated to the hot zones, thus reducing the need for external energy input. At some industrial sites, waste heat is recovered into the internal heating system. Where it is practically possible, waste heat is also transferred into municipal heating networks.

4.2.2.5 Noise

The dry grinding mills at Corus IJmuiden are filled with 150 t of iron balls and turn at a speed of two revolutions per second (the rate of rotation is set to achieve optimum grinding efficiency). These mills can generate noise emissions of about 85 dBA and for this reason are fully enclosed in acoustic cabinets. Wet grinding mills do not generate the same level of noise and generally there is no need to house these mills in acoustic enclosures.

4.3 Techniques to consider in the determination of BAT for pelletisation plants

This section describes techniques (or combinations thereof), and associated monitoring, considered to have the potential for achieving a high level of environmental protection in the activities within the scope of this document.

It covers process-integrated techniques and end-of-pipe measures. Waste prevention and management, including waste minimisation and recycling procedures are also considered. Futhermore, techniques for reducing the consumption of raw materials, water and energy are covered.

Annex III to the Directive lists a number of criteria for determining BAT, and the information within this chapter will address these considerations. As far as possible, a standard structure as shown in Table 4.3 is used to outline the information gathered concerning each technique, to enable a comparison of techniques and the assessment against the definition of BAT given in the Directive.

This section does not necessarily provide an exhaustive list of techniques which could be applied in the sector and other techniques may exist or may be developed, which could be considered for the determination of BAT for an individual installation.

Table 4.3: Information breakdown for each technique described in this section

Type of information considered	Type of information included
Description	Brief technical description using, as appropriate, pictures, diagrams and flow sheets.
Achieved environmental benefits	Main potential environmental benefits to be gained through implementing the technique (including energy, water, raw material savings, as well as production yield increases, energy efficiency, etc.).
Cross-media effects	Potential environmental side effects and disadvantages to other media due to implementing the technique, including details of the environmental effects of the technique in comparison with others (advantages and disadvantages supported by data if available) in order to assess the impact of the technique on the environment as a whole. This may include issues such as: • consumption of raw materials and water • energy consumption and contribution to climate change • stratospheric ozone depletion potential • photochemical ozone creation potential • acidification resulting from emissions to air • particulate matter in ambient air (including microparticles and metals) • eutrophication of land and waters resulting from emissions to air or water • oxygen depletion potential in water • persistent/toxic/bioaccumulable components in water or to land (including metals) • creation or reduction of (waste) residues • ability to reuse or recycle (waste) residues • noise and/or odour • risk of accidents.
Operational data	Actual performance data (including reference conditions, monitoring periods and monitoring methods) on emission levels, consumption levels (raw materials, water, energy) and amounts of waste generated. Any other useful information on how to operate, maintain and control the technique.

Type of information considered	Type of information included
Applicability	Indication of the type of plants or processes in which the technique may or cannot be applied as well as constraints to implementation in certain cases, considering, e.g. plant age (new or existing), factors involved in retrofitting (e.g. space availability), plant size (large or small), techniques already installed and type or quality of product.
Economics	Information on costs (investment and operating) and any possible savings (e.g. reduced raw material or energy consumption, waste charges) or revenues including details on how these have been calculated/estimated. Economic information relevant to new build and retrofit to existing installations will be included. This should allow for identifying, where possible, the overall economic impact of the technique.
Driving force for implementation	Specific local conditions, requirements (e.g. legislation, safety measures) or non-environmental triggers (e.g. increased yield, improved product quality) which have driven or stimulated the implementation of the technique to date.
Example plants	Reference to the plant(s) where the technique has been implemented and from which information has been collected and used in writing the section. Indication of the degree to which the technique is in use in Europe or worldwide.
Reference literature	Literature or other reference material (e.g. books, reports, studies, websites) that was used in writing the section and that contains more detailed information on the technique.

4.3.1 Electrostatic precipitation at the grinding mills (dry grinding)

Description
After grinding, the particles are separated by means of air classification. Coarse particles are recycled to the grinding mills and fine, correctly sized particles are fed to the mixing stage. The air used for the air classification contains large amounts of dust which have to be captured. The characteristics of the dust are such that they can be effectively captured using an ESP. The captured material can be fed directly to the mixing stage as it has the same composition as the raw material (approximately 1.1 wt-% coke breeze, approximately 1.3 wt-% Olivine (FeO, MgO, SiO_2) and the rest is a blend of ores, being magnetite (FeO) and hematite (Fe_2O_3)).

Achieved environmental benefits
The ESP operates more or less as an integrated part of the air classification system. Achieved emissions concentrations are <20 mg/Nm³. Modern-design ESPs may achieve lower emissions and hence recover raw materials as well.

Cross-media effects
The precipitate from the ESP is completely used as raw material in the balling mill. The operation of the ESP consumes energy. At a waste gas flow of 300 000 Nm^3/h and a production of 4 Mt/yr, the energy consumption is approximately 1 MJ/t pellet.

Operational data
No data submitted.

Applicability
ESPs are applicable for new and existing plants.

Economics
An ESP is an integrated part of the plant design; part of the raw material from the air classification step is recovered by the ESP. However, it can be calculated that a dry ESP for treatment of a waste gas flow of 300 000 Nm^3/h will require an investment of approximately EUR 2 million (1996 prices). Operational costs can be calculated as EUR 0.03 to 0.05/t pellet (1996 prices) for

a pelletisation plant with an annual production of 4 Mt and a drying mill waste gas flow of 300 000 Nm^3/h.

Driving force for implementation
The driving forces for this technique are full recovery of raw materials and thus savings of resources.

Example plants
Pelletisation plant, Corus IJmuiden, the Netherlands.

Reference literature
[65, InfoMil 1997] [318, Eurofer 2007] [247, Netherlands 2007]

4.3.2 Individual or combined reduction of solid and gaseous pollutants from the drying and induration zone

Description
In pelletisation plants several techniques are used for dust removal. The main techniques used are mechanical collectors (for coarse particles), multicyclones, wet scrubbers, bag filters and electrostatic precipitators (ESP). ESPs and bag filters provide a high cleaning efficiency but can operate only over a limited range of temperature and moisture conditions. Wet scrubbers are therefore also used in pelletisation plants to remove dust. Scrubbers can be highly efficient dust removers. Scrubbing water is collected and treated by sedimentation (clarifier). The solid matter is recycled back into the process.

Achieved environmental benefits
Dust removal efficiency for the techniques listed above is normally >95 %, and in some cases >99 %. Dust emissions can be <10 mg/Nm^3 (see Table 4.1). For example, at the latest Swedish plant, KK3 in Kiruna, the dust concentrations in the emitted waste gas from the drying and induration zone are below 10 mg/Nm^3 and the total dust emissions from the plant as a whole are below 100 g/t pellets, applying a scrubber for the abatement of emissions from the drying zone and an ESP for the induration zone emissions.

An advantage of wet scrubbers is that SO_x, HF and HCl can also be removed. Achievable emissions concentrations to air (wet scrubber with NaOH addition) for SO_2 are <30 – 50 mg/Nm^3 and for both HF and HCL, <1–3 mg/Nm^3. In addition, fumes and aerosols are also captured. With scrubbers, the SO_2 emissions were reduced by more than 95 % at the LKAB Kiruna pellet plant in 1995 [114, Remus, Rainer 2008].

Cross-media effects
Normally the collected dust is recycled to the pelletisation process. In the case of scrubbers, some surplus water should be discharged after appropriate treatment.

The application of bag filters downstream from a wet scrubber requires that the waste gas streams are reheated after the scrubbers.

Operational data
No specific problems are known.

Applicability
The end-of-pipe techniques described can be applied both at new and existing plants.

Economics
A study has been performed in one installation of a bag filter downstream of the scrubber. Since it is necessary to reheat the waste gas streams after the scrubbers, the investment and operational

costs include a provision for the costs of heating. The investment for bag filters including reheating equipment is estimated at EUR 25 million. Operational costs are high, EUR 8 million/yr, mainly due to the cost of reheating [249, Netherlands 2007].

Driving force for implementation
No data submitted.

Example plants
KK3 and LKAB pelletisation plant, Kiruna, Sweden; Corus IJmuiden, the Netherlands.

Reference literature
[65, InfoMil 1997] [114, Remus, Rainer 2008] [169, LKAB 2004] [208, Lindfors et al. 2006] [249, Netherlands 2007] [251, Eurofer 2007] [318, Eurofer 2007]

4.3.3 Gas suspension absorber (GSA)

Description
The GSA is a semi-dry process. A wet lime slurry is sprayed in the waste gas in a fluidised bed reactor. The water from the lime slurry evaporates and the slaked lime reacts with the impurities (HF, HCl and SO_2). A high concentration of dust in the waste gas enhances the performance of the GSA and as it increases the reaction surface, dust is coated with the slaked lime solution.

After the fluidised bed reactor, the waste gases are led through cyclones. Part of the dry product (reacted lime and dust) is removed here and recirculated into the reactor, in order to maintain a high concentration of dust in the reactor. Final cleaning of the waste gas is performed using electrostatic precipitation.
The rate of injection of slaked lime is proportional to the SO_2 concentration in the waste gas.

Achieved environmental benefits
The performance data of a GSA at a pelletisation plant are summarised in Table 4.4. These data were provided by the Swedish company LKAB, which operates a GSA to treat the waste gas from the induration strand at their KK3 pelletisation plant. Waste gas from the drying zone of the induration strand is led through venturi scrubbers to remove dust before being emitted to the air.

The values in Table 4.4 show the low overall emissions from this plant.

Table 4.4: Performance data of a gas suspension absorber (GSA)

Component	Before GSA (mg/Nm^3)	After GSA (mg/Nm^3)	Removal efficiency (%)
Sulphur oxides (SO_2)	300	9.6	96.8
Hydrofluoric acid (HF)	78	<0.1	99.9
Hydrochloric acid (HCl)	133	0.6	99.5
Dust	1400	2	99.9
NB: KK3 pelletisation plant of LKAB, Kiruna, Sweden in 1995. *Source:* [200, Commission 2001].			

The following data can be given for this plant: the plant was commissioned in January 1995 and has an annual production capacity of 4.5 Mt. Actual production in 1995 was 2.8 Mt pellet. The plant is equipped with two burners: one burner in the firing zone of the induration strand and one burner to increase the temperature of the off-gas from the second cooling section, which is used as preheating air in the first preheating zone.

Cross-media effects
A GSA is a semi-dry device, with an electrostatic precipitator (ESP) as the last cleaning stage. The dry precipitate from the ESP contains dust, $CaSO_3$, $CaCl_2$, and CaF_2 and some unreacted lime (CaO). The dry precipitate is deposited.

Slaked lime consumption is 264 kg/h (design) and water consumption is 10.6 m^3/h (design). Furthermore, pressurised air (7 bar) is used: 690 kg/h (design). Energy consumption is about 0.64 MJ/t pellet (design).

Operational data
No specific problems are known.

Applicability
A GSA is an end-of-pipe measure that can be applied at both new and existing plants.

Economics
No data submitted.

Driving force for implementation
No data submitted.

Example plants
KK3 pelletisation plant, LKAB, Kiruna, Sweden.

Reference literature
[200, Commission 2001] [247, Netherlands 2007] [248, Eurofer 2007]

4.3.4 Process-integrated NO_x abatement

Description
The primary sources for NO_x formation in a pelletisation plant are ‘thermal’, ‘fuel’ and ‘prompt’ NO_x. NO_x that is formed in the pellet bed mainly consists of ‘fuel’ NO_x and ‘prompt’ NO_x. Both are formed by reactions between hydrocarbons in the coke breeze, nitrogen in the coke breeze and oxygen and nitrogen in the air (coke breeze addition made in the Dutch plant). The main factors for ‘thermal’ NO_x formation are the high temperatures (1300 – 1400 °C) in the induration strand and the high availability of oxygen in the burner zone. It is not possible to distinguish between the various forms of NO_x after they have formed, there being no difference in chemical composition. For pelletisation plants, it can be assumed that the overall NO_x emissions are dominated by ‘thermal NO_x’.

The most important measure aims to reduce the formation of thermal NO_x. This can be achieved by lowering the (peak) temperature in the burners and reducing the excess oxygen in the combustion air. Additionally, lower NO_x emissions can be achieved by a combination of low energy use, low nitrogen content in the fuel (coal and oil) and by limiting the excess oxygen.

Achieved environmental benefits
At the KK3 pelletisation plant of the company LKAB in Kiruna (Sweden) NO_x emissions from the firing zone are 175 – 196 g/t pellets or related to a specific off-gas flow of 2400 Nm^3/t pellets 73 – 82 mg/Nm^3. This plant was commissioned in January 1996 and no end-of-pipe techniques are used to reduce NO_x emissions. The low NO_x emissions were achieved by a combination of low energy use, low nitrogen content in the fuel (coal and oil) and by limiting the excess oxygen. The plant uses two large burners in the induration strand.

At the KK2 pelletising plant of the company LKAB in Kiruna, Sweden, the indirect coal firing technique is used. The NO_x emissions from this plant are 150 g/t pellets. The ‘indirect coal’

means that the coal is milled, filtered and is stored before it is used in the burner. The technique makes it possible to finely adjust energy use and the amount of transport air is small which means that one of the requirements for the formation of thermal NO_x is minimised.

The situation at the Corus IJmuiden, the Netherlands pelletisation plant is somewhat different. The plant uses 56 long burners (of which 44 are operated simultaneously). NO_x emissions from the induration strand are approximately 550 g/t pellet or (with 1940 Nm^3/t pellets) 283 mg/Nm^3. Process-integrated measures at this plant are complicated and were tailor made for it.

The new MK3 pellet plant in Malmberget, Sweden is equipped with extra burners in the recuperation hood to allow for lower flame temperatures in the burner hoods. When using this technique, it might be expected that NO_x formation can be reduced. Furthermore, the burner chambers are designed to allow for shaping and varying the geometry of the flame. In addition, long-term work has recently started on the development of new burner techniques for pelletising plants to reduce NO_x.

Cross-media effects
No cross-media effects occur.

Operational data
No data submitted

Applicability
When building a new plant, process-integrated measures for reducing the generation of NO_x can be considered at the design stage. In the case of existing plants, process-integrated NO_x abatement techniques are preferable. Non-design related measures can be considered for both new and existing plants.

Economics
The costs for new plants are considerably lower compared with retrofitting.

Driving force for implementation
The driving force is to lower national emissions to meet the national reduction goals according to national and international regulations, environmental reputation and improved economics.

Example plants
KK2 and KK3 pelletisation plants, LKAB, Kiruna, Sweden; MK3 plant, Malmberget, Sweden and Corus IJmuiden, the Netherlands.

Reference literature
[114, Remus, Rainer 2008] [200, Commission 2001] [208, Lindfors et al. 2006] [318, Eurofer 2007]

4.3.5 Selective catalytic reduction (SCR)

Description
See Section 3.3.2.8.2.

Achieved environmental benefits
Reduction of NO_x emissions.

Cross-media effects
See Section 3.3.2.8.2.

Operational data
The fact that the SCR might be successfully installed in a new pellet plant does not automatically mean that the installation would give the required effects at reasonable costs in existing plants. LKAB has already investigated the possibilities of end-of-pipe techniques for existing plants. Generally, the temperatures are too low to optimise the abatement of NO_x. Therefore, the gas flow must be preheated in this kind of installation, which involves negative effects like increased fuel use and consequently higher emissions and costs.

Applicability
For the existing plants, both straight grate and grate kiln systems, it is difficult to obtain the operating conditions necessary to suit an SCR reactor. For a new pelletising plant, however, the plant and the SCR system can be correctly designed with respect to the required temperature of the reactor and moderate gas flows. Due to high costs, the end-of-pipe nitrogen oxide reduction of waste gas should only be considered in circumstances where environmental quality standards are otherwise not likely to be met.

Economics
No data submitted.

Driving force for implementation
The driving force is to lower national emissions to meet the national reduction goals according to national and international regulations.

Example plants
LKAB will be involved in an extensive research programme on NO_x abatement until 2010. In this respect, it has been decided that the new pellet plant KK4 in Kiruna, Sweden, will be equipped with a $deNO_x$ facility.

The Alstom selective catalytic reduction (SCR) reactor was installed in KK4 for a full-scale pilot test. The test started in spring 2008 and the result will be reported by the end of 2009. This installation will be the first in the world on a grate kiln pelletising plant and the aim is to evaluate an SCR reactor in a new plant, under circumstances where the working conditions for this technique can be optimised.

Laboratory tests concerning the lifespan for an SCR were performed on a small scale and so far have given positive results. Many uncertainties still remain, however, regarding the functioning of an SCR reactor in pelletising plants.

Reference literature
[318, Eurofer 2007]

4.3.6 Pellet plant water treatment

Description
The waste water from scrubbers undergoes neutralisation before it enters a circulation basin. From there it is further processed to settling tanks. The sedimentation properties of the sludge are very often improved by dosage of flocculation agents. A part of the waste water from the settler is reused as scrubbing water. At Corus IJmuiden, the Netherlands another part is directed as a bleed to the arsenic removal plant to be further precipitated (see Section 4.3.7).

Achieved environmental benefits
Precleaning of process water and separation of sludge enables the recycling of water in the scrubber.

Cross-media effects
Sludge needs to be recycled or disposed of and may contain heavy metals such as Ni, Cr, and Cd.

Operational data
No specific problems are known.

Applicability
No data submitted.

Economics
No data submitted.

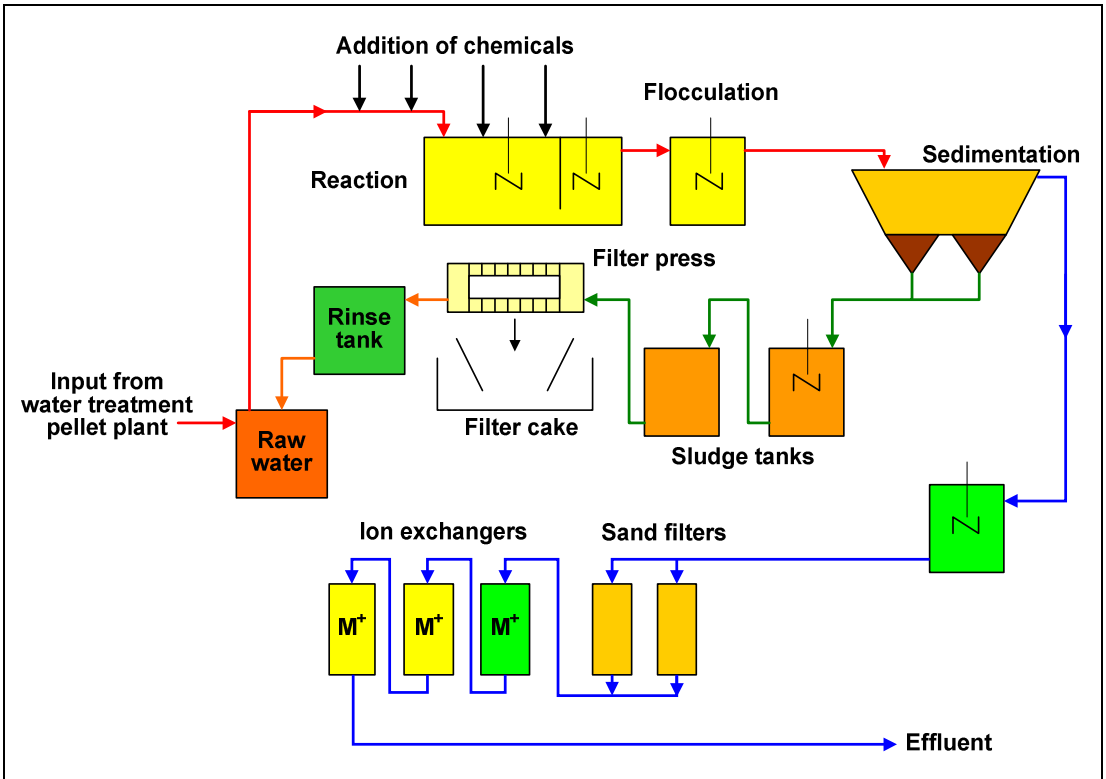
Driving force for implementation
No data submitted.

Example plants
Corus IJmuiden, the Netherlands

Reference literature
[114, Remus, Rainer 2008]

4.3.7 Arsenic removal plant

Description



Source: [318, Eurofer 2007]

Figure 4.7: Process flow diagram of an arsenic removal plant

The waste water from the water treatment plant at the Corus IJmuiden, the Netherlands, pellet plant contains dissolved arsenate (As^{5+}) and arsenite (As^{3+}). Arsenic compounds are present in some iron ores. The arsenite is converted to arsenate by means of Fenton's reagent (combination

of Fe(II)chloride and peroxide) at pH 7, after which the arsenate is precipitated. After dewatering, the filter cake which contains arsenic can be recycled or disposed of. After sedimentation, the waste water passes through sand filters in order to remove residual suspended solids, and three ion exchangers to control the level of other heavy metals, e.g. Cd, Cr, Cu, Ni. (see Figure 4.7).

Achieved environmental benefits
The operational data from the arsenic removal plant are shown in Table 4.5.

Table 4.5: Operational data from the arsenic removal plant (2007)

Parameter	Range	Units
Suspended solids	<10 – 95	mg/l
COD	56 – 81	mg/l
Kjeldahl-N	8.1 – 15	mg/l
Fluorides	1300 – 2000	mg/l
Cd	<1 – 1.7	µg/l
Hg	0.25 – 2	µg/l
As	10 – 27	µg/l
Cr	13 – 18	µg/l
Pb	10 – 83	µg/l
Zn	43 – 95	µg/l
Ni	44 – 64	µg/l
Cu	<1 – 19	µg/l
Source: [163, Infomil 2009].		

Cross-media effects
An arsenic sludge needs to be recycled or disposed of and may contain heavy metals such as Ni, Cr, and Cd.

Operational data
No specific problems are known. Consumption of chemicals has not been reported.

Applicability
The removal of arsenite and arsenate can be implemented as an end-of-pipe solution at all types of new and existing water treatment plants.

Economics
The investment cost for an arsenic removal plant with a capacity of 55 m^3/h was EUR 2.6 million in 2004. These costs also depend on the effluent limits of arsenic and the heavy metals.

Driving force for implementation
The Corus plant in IJmuiden, the Netherlands is being optimised in order to comply with legal limits and to reduce operating costs.

Example plants
The Corus, IJmuiden, the Netherlands arsenic removal plant has been operational since August 2004.

Reference literature
[318, Eurofer 2007]

4.3.8 Recovery of sensible heat from the induration strand

Description
A pelletisation plant is designed in such a way that the sensible heat of the flue-gases of the induration strand can be used efficiently. For example, the hot air from the primary cooling section is used as secondary combustion air in the firing section. In turn, the heat from the firing section is used in the drying section of the induration strand. Heat from the secondary cooling section is also used in the drying section.

For the Dutch pelletisation plant in an integrated steelworks, the cooling section generates more sensible heat than can be used in the induration strand. Formerly, this heat was not used, but since the mid 1980s, this sensible heat has been used in the drying chambers of the drying and grinding unit. The hot air is transported through an insulated pipeline called a 'hot air recirculation duct'.

The 'hot air recirculation duct' transports approximately 150 000 m^3/h hot air (250 °C) from the cooling section of the induration strand to the mills in the drying and grinding section. In the drying section, hot air (600 – 800 °C) is used to dry the concentrates and fines before grinding. By using the hot air from the cooling section, considerably less firing is needed in the drying chamber.

Achieved environmental benefits
Gross energy consumption of the above-mentioned pelletisation plant is approximately 1.4 GJ/t pellet (compared to the standalone plants in Sweden operating on a magnetite concentrate feedstock, this consumption is significantly higher – see Table 4.1 and Section 4.2.2.4). About 0.7 GJ/t pellet is supplied by means of heat recuperation, whereas approximately 0.7 GJ/t pellet is introduced by means of fuel. The 'hot air recirculation duct' is included in this calculation and accounts for an energy recovery of approximately 67.5 MJ/t pellet (approximately 4 % of gross energy consumption).

Cross-media effects
The use of hot air from the cooling zone in the firing zone of the induration strand may give rise to higher flame temperatures in the burner(s) and thus to higher NO_x emissions.

Operational data
No data submitted.

Applicability
Recovery of sensible heat is a process-integrated part of pelletisation plants. New plants can be expected to have a more efficient design than existing ones. The 'hot air recirculation duct' can be applied at existing plants with a comparable design and a sufficient supply of sensible heat.

Economics
Heat recuperation in the induration strand is an integrated part of the plant design and does not require additional investment. The 'hot air recirculation duct' was commissioned in 1984. The estimated investment was EUR 5 million. Savings in energy costs total EUR 2.8 million per year.

Driving force for implementation
No data submitted.

Example plants
Pelletisation plant, Corus, IJmuiden, the Netherlands.

Reference literature
[65, InfoMil 1997] [318, Eurofer 2007]

5 COKE OVEN PLANTS

[320, Eurofer 2007]

Coal pyrolysis means the heating of coal in an oxygen-free atmosphere to produce coke (solid), gases and liquids. Coal pyrolysis at high temperature is called carbonisation. In this process, the temperature of the flue-gases from underfiring is normally 1150 – 1350 °C indirectly heating the coal up to 1000 – 1100 °C for 14 – 28 hours. The duration depends, e.g. on the width of the oven (in the case of heating by the side), the density of coal and on the quality of the desired coke (e.g. use in foundries or blast furnaces). The most important reducing agent in hot metal production is coke which removes the oxygen either indirectly by forming carbon dioxide or directly using its inherent carbon content. The gasification of the coke also serves to supply the heat necessary for the reduction process. Coke functions both as a support material and as a matrix through which gas circulates in the stock column. Coke cannot be wholly replaced by coal or other fuels.

Only certain coals, for example coking or bituminous coals, with the right plastic properties, can be converted to coke and, as with ores, several types may be blended to improve blast furnace productivity and extend coke battery life. Other materials which contain carbon can also be applied in small quantities (e.g. petroleum coke (petrolcoke), used crushed rubber tyres) under the precondition that there is no negative influence on the environment. Oil or oil residues are added to give a better compaction of the coal.

5.1 Applied processes and techniques

[204, Neuwirth et al. 2003] [207, Ameling et al. 2004] [320, Eurofer 2007]

By the 1940s, the basic design of modern coke ovens had been developed. The ovens were about 12 m long, 4 m high and 0.5 m wide, and were equipped with doors on both sides. The air supply was preheated by the hot exit gas; waste heat recovery enabled higher temperatures and increased coking rates. Since the 1940s, the process has been mechanised and the materials used in the construction of the ovens have been improved without significant design modifications. Batteries may contain up to 70 ovens as large as 14 m long and 6 m high. Because of heat transfer considerations, widths have remained at between 0.3 and 0.6 m. Each oven in the battery holds up to 30 tonnes of coal. Some recently constructed coke oven plants have increased dimensions further. For instance, the chambers of the coke oven plant used in Duisburg-Schwelgern, Germany (see Figure 5.1), which was put into operation in 2003, are approximately 20 m long, 8.3 m high and 0.59 m wide, and each chamber has a capacity of approximately 70 tonnes of coal. Figure 5.1 shows a photograph of the coke oven plant in Duisburg-Schwelgern, Germany.

Source: [312, Dr. Michael Degner et al. 2008]

Figure 5.1: Photograph of the coke oven plant in Duisburg-Schwelgern, Germany

Developments in recent years have also been particularly aimed at minimising emissions from the processes and at improving working conditions for operators.

Besides the horizontal chamber coking as described before the so-called ‘heat recovery’ (non-recovery) cokemaking gained importance during recent years, although this technique is not applied in Europe to date. Heat recovery coke making needs oven systems which differ clearly in design when comparing with conventional horizontal chamber systems.

The coke-making process can be subdivided into:

- coal handling and preparation
- battery operation (coal charging, heating/firing, coking, coke pushing, coke quenching)
- coke handling (discharge, storage, conveyance) and preparation

- coke oven gas (COG) treatment with recovery and treatment of by-products in the case of a conventional coking plant
- recovery of the heat of the cooking and treatment of the flue gas in the case of a heat recovery coking plant.

In order to make the description of the waste water (coming from the COG treatment) treatment clearer, the water flows in the conventional coking process are also described here.

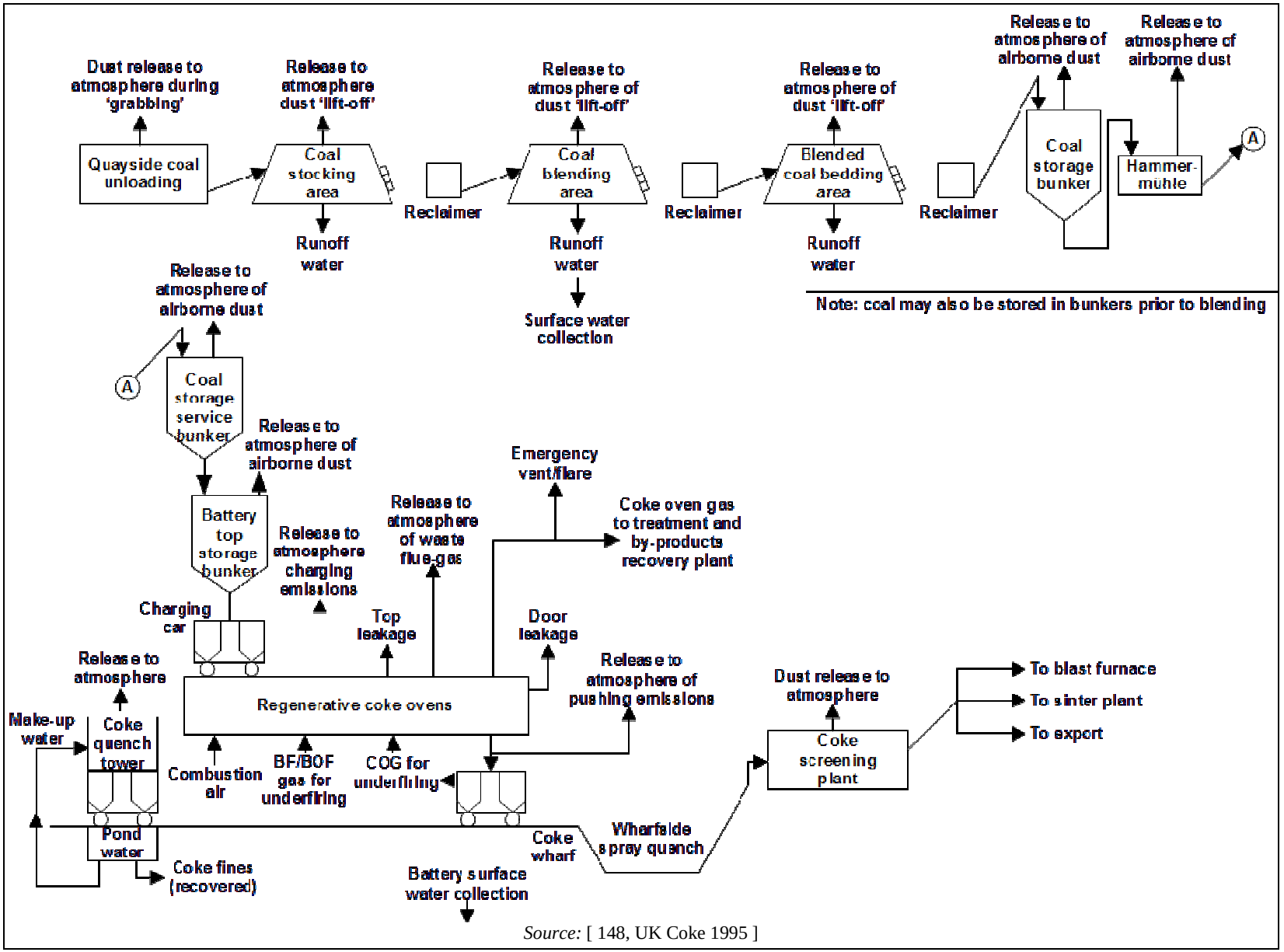
Figure 5.2 shows a simplified scheme of the whole sequence of operations and processes required to produce coke (showing emissions sources). The main steps mentioned above are described in more detail below.

5.1.1 Coal handling and preparation

[223, USEPA 2001] [320, Eurofer 2007]

Coal handling and preparation comprises the following steps:

- discharge of coal: the coal is discharged from ships or trains onto a transportation system or for storage. Usually large cranes with grabs are used. Wind and handling operations may cause coal dust emissions
- coal storage: coke oven plants are normally associated with large coal stocking areas. Wind may cause coal dust emissions. Attention should be paid to treatment (sedimentation) of runoff water from rain and water spraying
- coal transport: coal transport by conveyor, possible transfer points outside buildings and transportation by road should be taken into consideration
- coal preparation: this comprises crushing and bed or bunker blending, which may lead to dust emissions. Coal is prepared for coking by pulverising it in such a way that 80 – 90 % of the coal passes through a 3.2 mm screen. During blending, recycled substances such as tar may be added, which may lead to the emissions of volatile compounds
- charging of the coal tower (coal dust emissions may occur)
- charging of the charging car (coal dust emissions may occur)
- operation of two blending beds which can be filled and emptied alternatively. While one bed is filled, the other delivers the coal to the coal tower by scratching devices. Water sprayers prevent dust emissions and a continuous water spraying and height control of the feeder takes place.



Source: [148, UK Coke 1995]

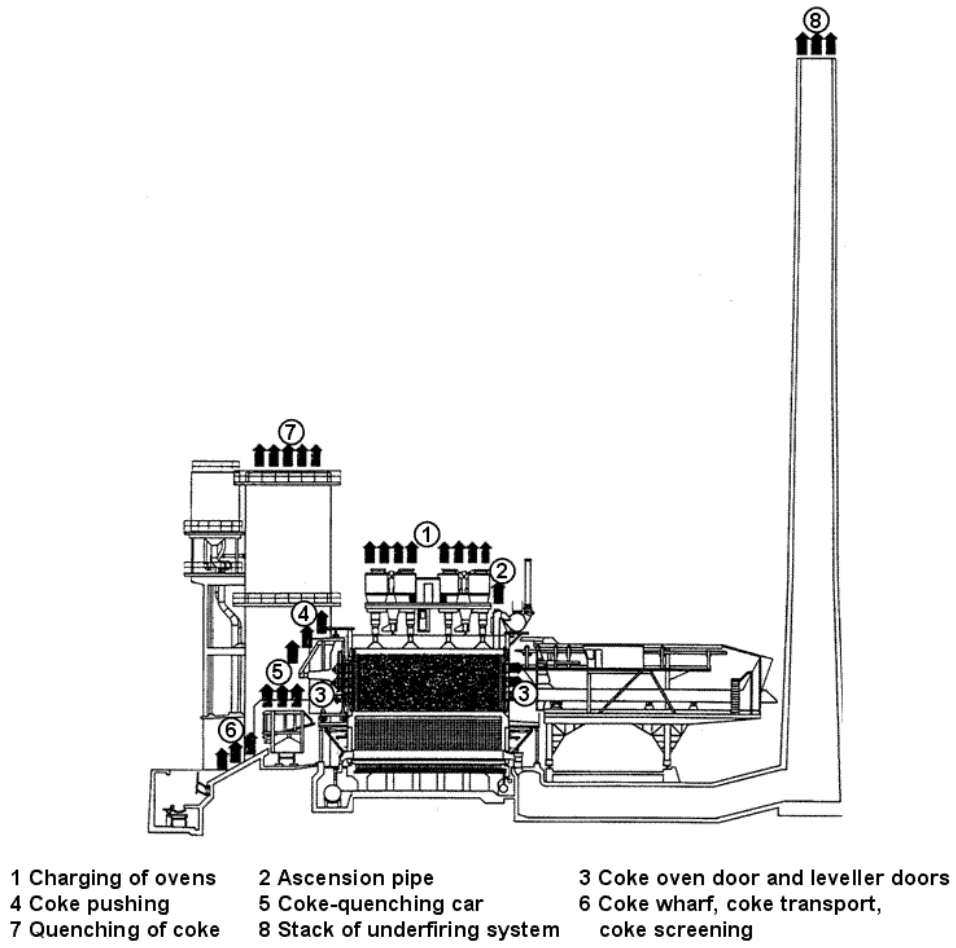
Figure 5.2: **Typical flow diagram of a coke oven plant showing emissions sources**

5.1.2 Coke oven battery operations

The operation of a coke oven battery comprises:

- coal charging
- heating/firing of the chambers
- coking
- coke pushing
- coke quenching.

These operations dominate the emissions from a coke oven plant. They are therefore described in more detail here, together with information about emissions sources. Figure 5.3 shows the layout of the battery and shows the main emissions sources.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 5.3: Schematic diagram of a coke oven battery showing the main emission sources

5.1.2.1 Coal charging

[320, Eurofer 2007] [102, Eurofer 2008]

There are a number of techniques for charging coke ovens with pulverised coal (80 – 90 % of the pulverised coal is <3.2 mm) through the charging holes. The most common technique is gravity charging by charging cars (see Figure 5.4). The charging process starts by lifting the first charging hole lid and finishes with closing the last charging hole. The whole procedure

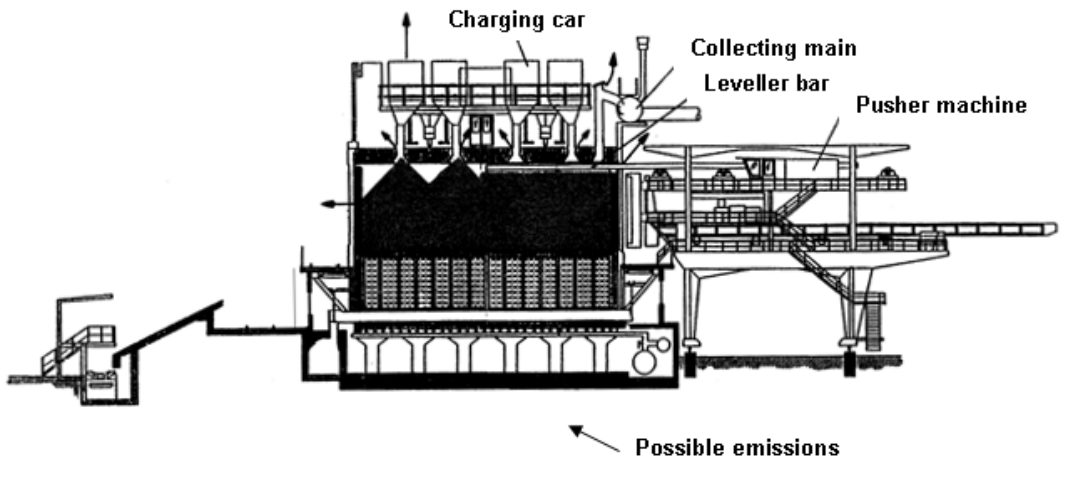
takes about 2 to 3 minutes, whereas the charging process itself takes about 45 to 60 seconds, depending on the size of the chamber. This can be simultaneous, sequential or stage charging by speed controlled horizontal screw feeders or turntables. Other systems like pipeline charging or stamp charging are also applied.

In a stamp charging system, charging is realised at the machine side through door opening of the coke oven battery. Two systems of the stamp charging technique are applied in coke oven plants as follows:

- in the classical stamp charging technique, the charging machine consists of a coal bunker and a charging box which moves after every charge. The coal blend demand necessary for one coke oven chamber filling is loaded from the feeder to the charging box. In the charging box, the blend is compacted and is then loaded into the coke oven chamber
-
- a new way of coal stamping is ‘stationary stamping’. Rammer units are installed under the coal tower and they compact and deliver the charge to the charge box of the charging machine. A charging machine is a mobile element and its main task is to load compacted charge into the coke oven chamber.

The advantage of stamp charging is that even with low quality coal high quality coke can be produced. The stamping of coal in the charging machine takes 4 to 17 minutes. The density of the charge is 20 – 50 % higher than the density of the coal in gravity charging systems. Additionally, ‘stationary stamping’ allows better efficiency operation of the rammers unit and the charging machine is smaller and lighter in comparison to classical charging machines.

Regardless of the system, the flow of the coal must be kept under control. General measures are given for all of these systems. The aim of these measures is to achieve ‘smokeless’ charging (charging with reduced emissions).



Source: [200, Commission 2001]

Figure 5.4: Diagram of coal charging of a coke oven chamber using a charging car showing the emissions points

5.1.2.2 Heating/firing of the chambers

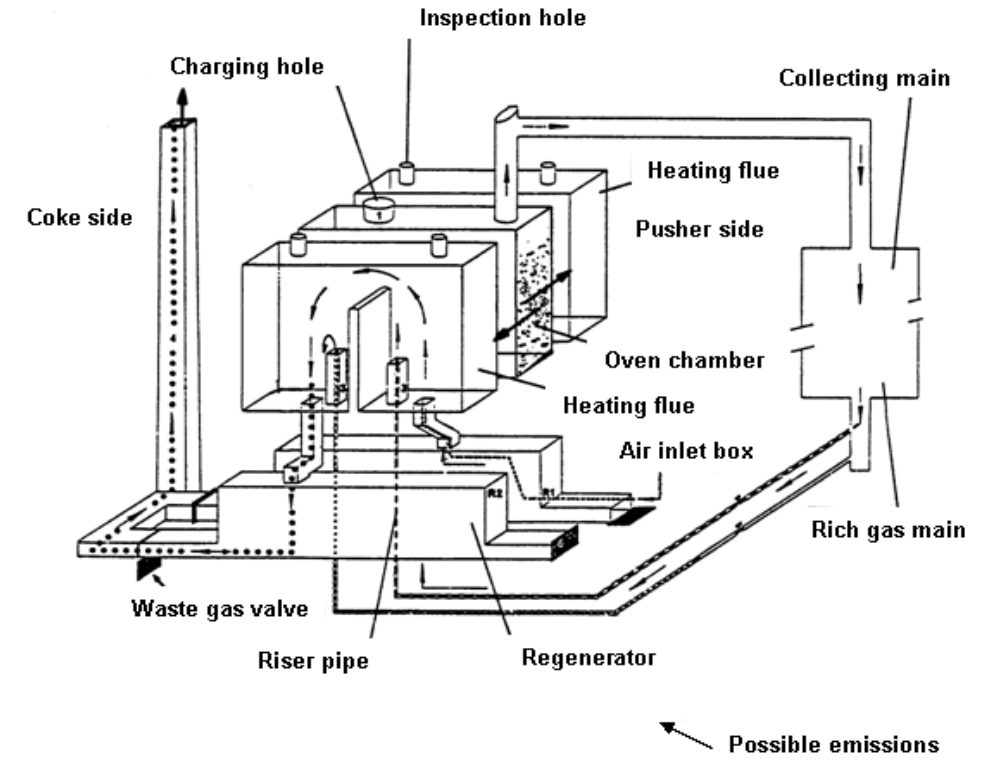
[223, USEPA 2001] [320, Eurofer 2007]

The individual coke oven chambers are separated by heating walls. All of the chambers are lined with refractory (silica) bricks. These heating walls consist of a number of heating flues with nozzles for fuel supply and with one or more air inlet boxes, depending on the height of the

coke oven wall. The average nozzle brick temperature, characterising the heating flue operation, is usually set at between 1150 and 1350 °C. Usually, cleaned coke oven gas is used as a fuel, but other gases such as (enriched) blast furnace gas can be used. The cleaned coke oven gas has a calorific value of about 17540 kJ/m^3 and the mixed fuel gases have about 4200 kJ/m^3.

In order to improve energy efficiency, regenerators are located directly under the ovens, exchanging heat from flue-gases with combustion air and/or process gases. Figure 5.5 shows a schematic diagram of a coke oven heating system together with the emissions points. If the heating walls are not completely gas-tight because of cracks, coke oven gas produced during coking will reach the flue-gas and will cause incomplete combustion resulting in emissions at the stack.

For the mechanisms and products of sooting resulting from an incomplete combustion of benzene see [213, Bittner et al. 1983] and [214, Richter et al. 2000].



Source: [200, Commission 2001]

Figure 5.5: Schematic diagram of a coke oven heating system showing the emissions points

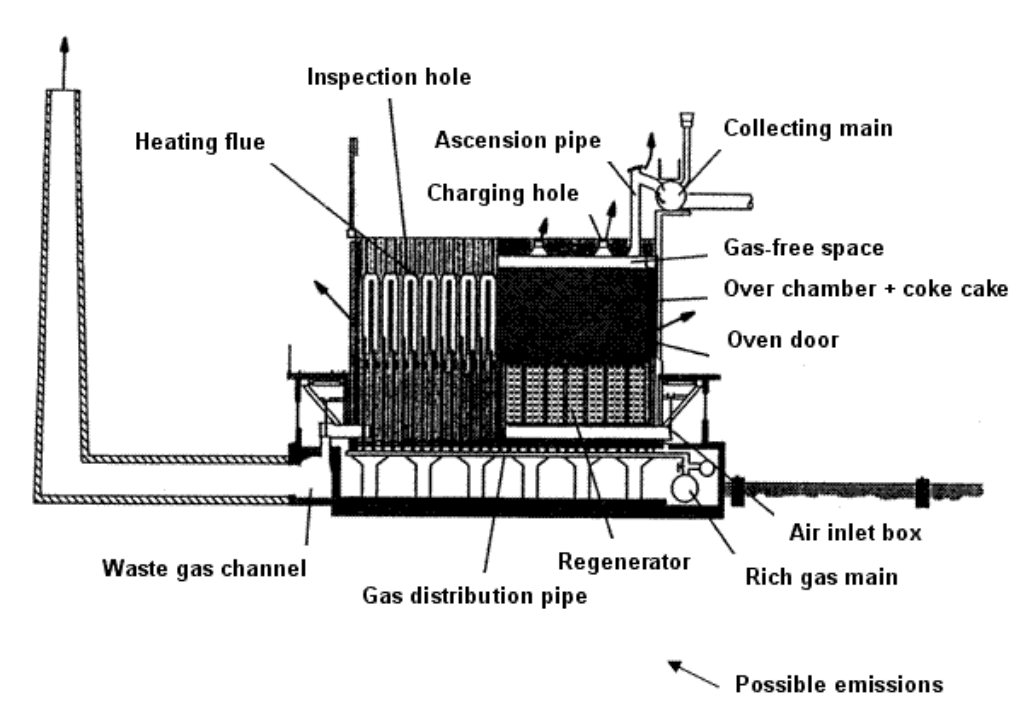
The design shown Figure 5.5 is for a single stage combustion whereas today most modern plants have multi-stage combustion; crude coke oven gas (COG) used as a fuel is normally desulphurised beforehand.

5.1.2.3 Coking

The coking process starts immediately after coal charging. The moisture driven off accounts for about 8 – 15 % of the charged coal. In addition to the moisture, carbonisation gas is produced. The total amount of volatiles is about 25 % [320, Eurofer 2007]. This crude coke oven gas (COG) is exhausted via ascension pipes into the collecting main. The high calorific content of this gas means that after purification it can be used as a fuel (e.g. for battery heating). The coal is heated by the heating/firing system described above and remains in the coke oven until the centre of the coal has reached a temperature of 1000 – 1100 °C.

The complete coking process takes around 14 – 28 hours, depending e.g. on the width of the oven (in case of heating by the side), the density of coal and on the quality of the desired coke (e.g. use in foundries or blast furnaces) [207, Ameling et al. 2004] [223, USEPA 2001]. The coking time is determined by the coal mixture, moisture content, rate of underfiring and the desired properties of the coke (e.g. foundry coke requires more time than blast furnace coke). When the coking time is not correct, 'green' coke is produced. Green coke is a bad quality coke that is not preferred by coke producers [223, USEPA 2001].

Figure 5.6 shows the main emissions sources during coking. Due to the positive pressure (10 – 15 mm H_2O column at 5 – 7 m tall ovens) within coke oven chambers, there may be door emissions, emissions from charging holes and ascension pipes and also, where there are wall cracks, emissions of incompletely combusted COG (see Section 5.1.2.2) [320, Eurofer 2007].



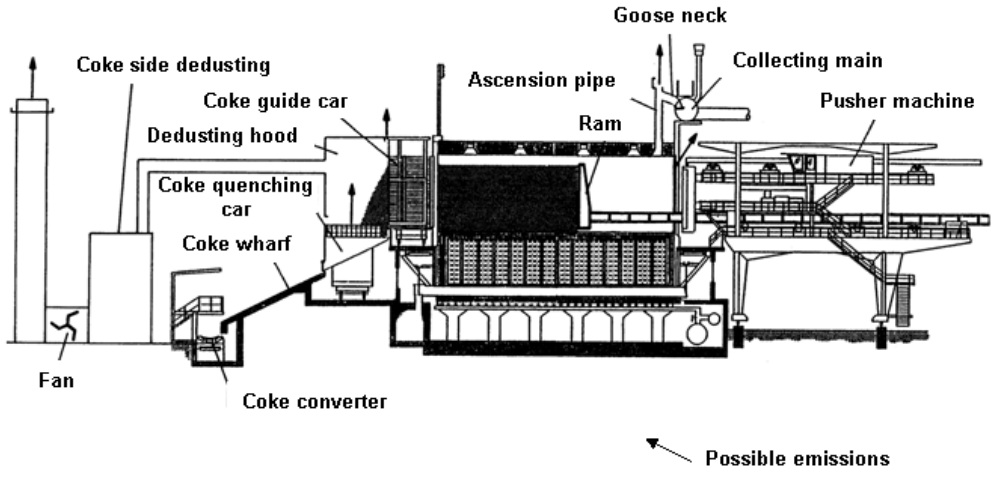
Source: [200, Commission 2001]

Figure 5.6: Schematic diagram of a coke oven chamber showing possible emissions points during coking (indicated by arrows)

In general, the coke yield varies from 700 to 800 kg dry coke/t dry coal and the gas production varies from 140 to 200 kg COG/t dry coal. However it should be noted that coke yield and COG production and composition depend, to a large extent, on coal composition and coking time.

5.1.2.4 Coke pushing

Fully-carbonised coke is pushed out of the oven into a container by the ram of the pusher machine usually in less than one minute (see Figure 5.7) [223, USEPA 2001] through a coke guide car (transfer machine) into a 'coke quenching car'. Contact with atmospheric oxygen causes the coke to start burning instantaneously.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 5.7: Pushing of carbonised coke from the coke oven into a quenching car showing the emissions points

5.1.2.5 Coke quenching

Basically there are two ways of quenching the red hot coke from the coke oven: wet quenching and dry quenching [320, Eurofer 2007] [334, Eurofer 2007]. When applying wet quenching the quenching car transports the coke to the quenching tower. Wet quenching consumes large volumes of water. The temperature of the coke is reduced from 1100 to 80 °C to avoid combustion [223, USEPA 2001]. The water fraction that does not evaporate can be collected and is used in the next batch, thus reducing water consumption [320, Eurofer 2007].

When applying dry quenching, the quenching car takes the hot coke to a vertical quenching chamber. Inert quenching gas circulates around the chamber, which is isolated from the atmosphere, thus preventing combustion whilst cooling the coke. The gas is cooled by a heat exchanger in order to recover thermal energy.

5.1.3 Coke handling and preparation

After quenching, the coke can be stored in stock piles from where it is transported by conveyors (with transfer points), road, rail or any combination of these to a separate building for crushing and screening. At the bottom of the wet quench tower, a small fraction (coke breeze) settles and is conveyed directly to the sinter strand or set aside for the sinter process [227, WB 1998].

Large fractions (20 – 70 mm) are used in the blast furnace or sold to the market [320, Eurofer 2007] [321, Eurofer 2007]. Small fractions (<20 mm) are used for the sinter process and in steel plants, the latter to permit a higher rate of scrap addition.

According to the specific requirements for the sinter process and the blast furnace process, these fractions undergo further crushing in order to meet the required size.

5.1.4 Coke oven gas treatment

[206, Diemer et al. 2004] [223, USEPA 2001]

In principle, there are two options for dealing with the large amount of generated coke oven gas:

- in the first case, the coke oven gas is fully collected and further processed by the cleaning and recovery of by-products. The cleaned coke oven gas (after the removal of economically valuable by-products) is internally or externally used by other steelworks consumers as a fuel in coke oven batteries, hot blast stove (cowper), blast furnaces, for the heating of ignition furnaces in sinter plants, for pusher-type heating furnaces in rolling mills and for electric power generation in power plants
- in the second case, the heat recovery process, the raw coke oven gas is burnt directly at its source in the coking reactor by a prudent air supply and no further recovery steps are necessary. The heat produced is partly used for the coking process. The excess energy is subsequently converted to steam and/or electricity. The heat recovery coking process has been operating successfully in the US since 1998.

The first case is described in more detail below as it is the commonly applied technique in Europe.

Another possibility is to use the cleaned coke oven gas as a raw material in the chemical synthesis of methanol or for hydrogen separation. In China approximately 10 methanol production installations with capacities of 70 – 200 000 tonnes/yr each are in use. An example is the installation in Shaanxi Hancheng Heimao Coking Company. Methanol synthesis from coke oven gas after deep desulphurisation in one step with a fixed bed reactor is a technique developed by Second Design Institute of Chemical Industry (SEDIN) which has been in operation since 2006.

5.1.4.1 Collection and treatment of coke oven gas (COG) with the recovery of by-products

Raw COG has a relatively high calorific content due to the presence of hydrogen, methane, carbon monoxide and hydrocarbons. Furthermore, the raw coke oven gas contains valuable products such as tar, light oil (mainly consisting of BTX (benzene, toluene and xylene)), sulphur and ammonia. Table 5.1 shows the composition of raw coke oven gas. For several reasons, the coke oven gas must be treated before use as a fuel.

Table 5.1: Raw coke oven gas yield and composition

Raw gas	Values	Units
Yield	280 – 450	m^3/t coal
Density	0.42 – 0.65	kg/Nm^3
Lower calorific value	17.4 – 20	MJ/Nm^3
H_2	39 – 65	vol-%
CH_4	20 – 42	vol-%
C_xH_y([1])	2.0 – 8.5	vol-%
CO	4.0 – 7.0	vol-%
H_2S	4 – 12	g/Nm^3
CO_2	1 – 3	vol-%
BTX	20 – 30	g/Nm^3
NH_3	6 – 8	g/Nm^3
PAH	NA	mg/Nm^3

([1]) C_xH_y is mainly ethylene and ethane. Others are cyclopentadiene, propane, propylene, butane, acetylene and pentene. Tar oil, tar acids (C_xH_yOH), tar bases (C_xH_yN), heavy hydrocarbons, and crude light oil are removed as liquid products during cooling. Oxygen, nitrogen and water vapour also appear in the composition of raw coke oven gas. PAH (e.g. naphthalene, phenanthrene, benzopyrenes), nitrogen compounds (e.g. pyridine, HCN, $(CN)_2$ and NO_2) and other sulphur compounds (e.g. COS, CS_2, thiophenes) also appear.

NB: — All given figures are based on the input of dry coal.
— NA = Not available.

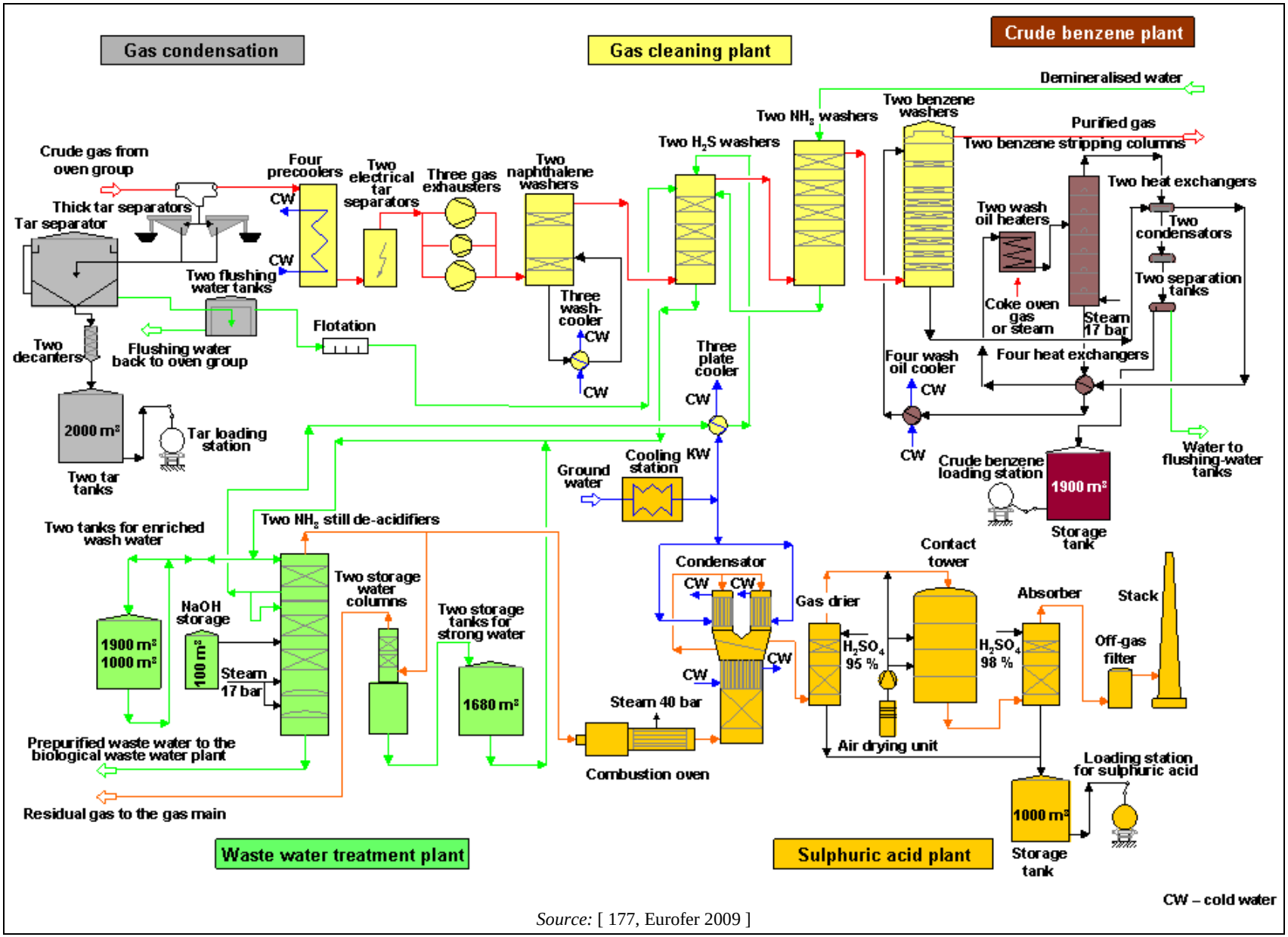
Source: [65, InfoMil 1997] [206, Diemer et al. 2004] [223, USEPA 2001] [276, Italy 2007] [320, Eurofer 2007] [322, Eurofer 2007].

The composition of coke oven gas depends on coking time and coal composition. The data given refer to water-free and ash-free coal. Tar and naphthalene in the raw gas may foul the piping and the equipment and should be removed first. For each tonne of coke produced, approximately 25 to 45 kg of tar may be recovered [223, USEPA 2001]. Several products can be recovered from the tar, e.g. pitch, anthracene oil, wash oil, naphthalene oil, carbolic oil (phenol) and light oil [320, Eurofer 2007].

Sulphur compounds and ammonia would cause corrosion of the piping and equipment and the sulphur compounds would cause emissions of SO_2 if raw uncleaned COG were used as a fuel. For each tonne of coke produced, approximately 3 kg of ammonia and 2.5 kg of H_2S are generated.

In some cases BTX is recovered from the raw COG as a valuable by-product. Up to 15 kg of light oil may be recovered per tonne of coke produced. This oil contains benzene, toluene, xylenes, non-aromatics, homologous aromatics, phenol, pyridine bases and other organic compounds such as polycyclic aromatic hydrocarbons (PAH).

Figure 5.8 shows a typical COG treatment plant. The main steps in the process are described below.



Source: [177, Eurofer 2009]

Figure 5.8: **Typical scheme of a COG treatment plant with the recovery of by-products**

5.1.4.2 Gas cooling

Hot crude oven gas enters the ascension pipes at a temperature of approximately 1000 °C. Gas cooling is carried out by e means of different liquids. Figure 5.9 shows schematic diagram of example water flows in a coke oven plant. However, many other alternative layouts exist.

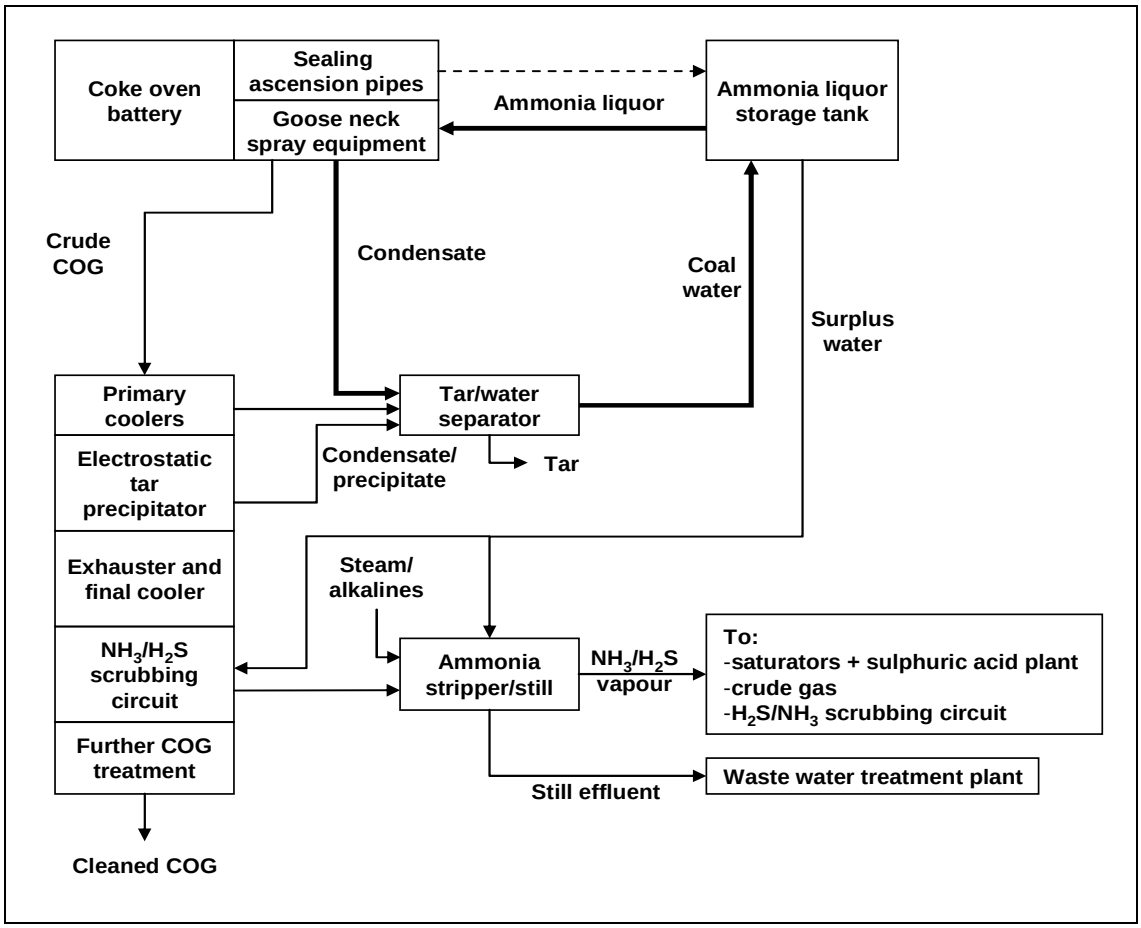


Figure 5.9: Schematic diagram of example water flows in a coke oven plant

In the gooseneck, it is directly cooled by an ammonia liquor spray to a steam saturation temperature of around 80 °C. This requires 2 – 4 m^3 of ammonia liquor for every tonne of coal carbonised.

The liquid phase built by the used ammonia liquor and the condensate of the coal moisture and chemical water is fed to the tar/water separator, whilst the gas phase is led to the primary coolers. It used to be common for primary coolers to be operated as open systems. Nowadays, indirect cooling with closed cooling systems is more frequent. When sufficient cooling water of the right temperature is available, the gas can be cooled to below 20 °C, given a moderate ambient temperature. Under these conditions, most of the higher boiling point compounds and the water from the steam fraction of the gas will condense [320, Eurofer 2007].

Droplets and particles are precipitated in the downstream electrostatic tar precipitators before the gas is drawn into the washing facilities by exhausters (suction fans). Occasionally, electrostatic tar precipitators are installed downstream of the exhausters. The precipitate from the electrostatic tar precipitator is also led to the tar/water separator.

The suction fans cause compression of the gas, and even if the fans are such that this is only slight, the associated temperature increase cannot be tolerated in view of the downstream processing conditions. This makes it essential to use ‘final coolers’.

Final coolers may be indirect or direct. When direct cooling is applied, the cooling water absorbs the impurities from the COG. Subsequently at the end of the cooling cycle, during return-flow cooling using natural draught or fan coolers, emissions are inevitably generated. Closed systems are therefore usually preferred for final cooling, though open circuits are still operated at some plants [320, Eurofer 2007].

5.1.4.3 Tar recovery from the coke oven gas

Most of the water and the high-boiling point hydrocarbons are condensed during coke oven gas cooling. The condensate from the pipes and the electrostatic tar precipitator is led to the tar/water separator, where the tar is recovered. The water phase is separated off as 'coal water' and led to the ammonia liquor storage tank. From there the surplus water goes to the ammonia stripper/still or to the H_2S washers.

Sometimes scrapers are installed to remove coal tar residues (thick tar) from the condensate. This coal tar contains reasonable amounts of PAH and is usually fed back to the coal feed [320, Eurofer 2007].

5.1.4.4 Desulphurisation of coke oven gas

Coke oven gas contains hydrogen sulphide (H_2S) and various organosulphur compounds (carbon disulphide (CS_2), carbon oxysulphide (COS), mercaptans, etc.). All wet desulphurisation techniques in use are highly efficient at removing H_2S. They are less efficient at removing organosulphur compounds. Commercial coke oven gas desulphurisation processes can be divided into two categories:

- processes using wet oxidation to produce elemental sulphur (S^0)
- processes which absorb and strip hydrogen sulphide (H_2S) for subsequent conversion into sulphuric acid (H_2SO_4) or elemental sulphur.

All wet oxidation processes utilise a reduction oxidation catalyst to facilitate the wet oxidation of hydrogen sulphide to elemental sulphur or sulphate. All these processes are characterised by very efficient removal of hydrogen sulphide (efficiency of >99.9 % for achieving residual H_2S concentrations as low as 1 – 10 mg/Nm^3, depending on the inlet concentration), but have the disadvantage of producing highly contaminated waste water and/or air, which makes elaborate treatment facilities a necessary part of the process [153, UN-ECE 1990] [320, Eurofer 2007].

Absorption/stripping processes are characterised by generally lower H_2S removal (achieving residual H_2S concentrations as low as <1000 mg/Nm^3, depending on the inlet concentration) but, since air is not included in the regenerating system and no toxic catalysts are used, emissions to air and water of process-related chemicals are minimised or eliminated. The processes can be operated to produce sulphuric acid (sulphuric acid plants), or a very high-purity elemental sulphur (Claus plants). Further developed absorptive processes such as the optimised Oxy-Claus® process or the ASK (ammonium sulphide Kreislaufwäscher) process, which is an ammonium sulphide scrubbing circuit, achieve efficiencies of >95 % desulphurisation with a residual H_2S concentrations in the coke oven gas of usually between 50 – 500 mg/Nm^3.

A common process combination is NH_3/H_2S circuit scrubbing in the low pressure stage and potassium carbonate scrubbing (vacuum carbonate process) in the high pressure stage, combined with a BTX washer either at a low or at an enhanced pressure. Potassium carbonate scrubbing at both pressure stages, combined with a BTX washer is also common.

5.1.4.5 Recovery of ammonia from the coke oven gas

The ammonia formed during coking appears in both the coke oven gas and the condensate (weak liquor) from the gas. Typically 20 – 30 % of the ammonia is found in the weak liquor.

The processes described below are applied commercially to remove ammonia from the coke oven gas:

- the NH_3/H_2S scrubbing circuit: in this process, the ammonia is scrubbed from the coke oven gas in an ammonia scrubber using water or dilute liquor wash as a scrubbing liquid. The effluent from the ammonia scrubber is used as a scrubbing liquor in the H_2S scrubber. The effluent from the H_2S scrubber contains H_2S and NH_3 and is led to the ammonia stripper and the still. This process is also known as the Carl Still, Diamex or ASK) process, which is an ammoniumsulphide scrubbing circuit. Some scrubbers use packed columns for the scrubbing system [204, Neuwirth et al. 2003] [320, Eurofer 2007]
- direct recovery as ammonium sulphate ($(NH_4)_2SO_4$): two types of this process can be used:
  - the Otto-type absorber and the Wilputte low differential controlled crystallisation process: in both systems the COG is sprayed with a dilute sulphuric acid solution and ammonium sulphate is yielded
  - direct recovery as anhydrous ammonia (NH_3): the recovery of ammonia from the gas as anhydrous ammonia was developed by the United States Steel Corporation under the name USS PHOSAM. In this process, ammonia is scrubbed from the COG by countercurrent contact with an ammonia-lean phosphate solution (phosphoric acid). Ammonia removal efficiency is 98 – 99 % [153, UN-ECE 1990].

5.1.4.6 Recovery of light oil from coke oven gas

The gas leaving the ammonia absorbers contains light oil, a clear yellow-brown oil with a specific gravity of 0.88. It is a mixture of COG products with boiling points mostly between 0 and 200 °C, containing well over a hundred constituents. Most of these are present in such low concentrations that their recovery is seldom practicable. The light oil is usually referred to as BTX. The principal usable constituents are benzene (60 – 80 %), toluene (6 – 17 %), xylene (1 – 7 %) and solvent naphtha (0.5 – 3 %). Four main methods are used for the recovery of light oil [153, UN-ECE 1990]:

- refrigeration and compression to temperatures below -70 °C and pressures of 10 hPa.
- adsorption by solid adsorbents, in which the light oil is removed from the gas by passing the latter through a bed of activated carbon and recovering the light oil from the carbon by heating with indirect or direct steam [320, Eurofer 2007]
- absorption by solvents, consisting of washing the COG with a petroleum wash oil, a coal tar fraction or other absorbent, followed by steam distillation of the enriched absorbent to recover the light oil.

5.1.5 Water flows from coke oven and by-product plants

Figure 5.9 shows an example of possible water flows in a coke oven plant. However, many other alternative layouts exist.

The main water flows to be drained from the coke oven results from the steam or ammonia liquor used in the goosenecks for the suction and direct cooling of the charging gases, the coal moisture and ‘chemical water’ (which is formed during the coking process).

Additional condensates occur from the coke oven gas treatment in the by-product plant in case of direct cooling, in the electrostatic precipitator and the scrubbing units.

The condensed water and tar from the collecting main (downstream of the gooseneck), the coolers and the electrostatic precipitator are led to the tar/water separator.

Primary cooling can be conducted by direct, or more usually, by indirect cooling. In the case of indirect cooling, the water is circulated in a close cycle and will not influence the waste water quantity. In the case of direct gas cooling, the cooling water is considered to be a washing liquor and is eventually drained via the still.

Water losses occur during the recooling of cooling waters and condensates by evaporation of the cooling waters.

The water from the tar/water separator referred to as ‘coal water’ contains high concentrations of ammonia and is led to the ammonia liquor storage tank.

The ammonia liquor storage tank provides water for the gooseneck spray equipment. The surplus water from the ammonia liquor storage tank is led to the ammonia stripper/still [320, Eurofer 2007] or to the H_2S washers [102, Eurofer 2008]. Together with parts of the steam used in the ammonia stripper/still and the scrubbing liquor from the NH_3/H_2S scrubbing circuit these waters generate the waste water referred to in Table 5.2.

It should be noted that usually all water flows, except for water from indirect cooling systems and wet oxidative desulphurisation systems, are eventually drained from the ammonia still and led to a waste water treatment plant.

High concentrations of NH_3 are present in the ammonia still. There are several reasons for decreasing the ammonia concentration before discharging the water to a waste water treatment plant or to the environment:

- the ammonia can be recovered as a valuable by-product (as ammonium sulphate or anhydrous ammonia)
- free ammonia is highly toxic for aquatic ecosystems (including biological waste water treatment plants)
- ammonia has a very high specific oxygen demand (it requires 4.5 times its own weight of oxygen for oxidation to nitrates). Thus, there is a risk of oxygen depletion of the waste water treatment plant or the recipient water.

These reasons have led to ammonia strippers being installed in almost all coke oven plants. This device strips H_2S and NH_3 from the liquid by steam and alkaline additions. The vapours are subsequently led to the crude gas or to the NH_3/H_2S scrubbing circuit (to improve H_2S scrubbing efficiency) or to a sulphuric acid plant, where NH_3 and H_2S are incinerated together. Sometimes the NH_3 is removed from these vapours in saturators, producing ammonium sulphate [320, Eurofer 2007].

The most commonly used alkali is caustic soda (NaOH). Formerly, slaked lime ($CaOH_2$) was often used.

Some possible water flows that were not indicated in Figure 5.9 include:

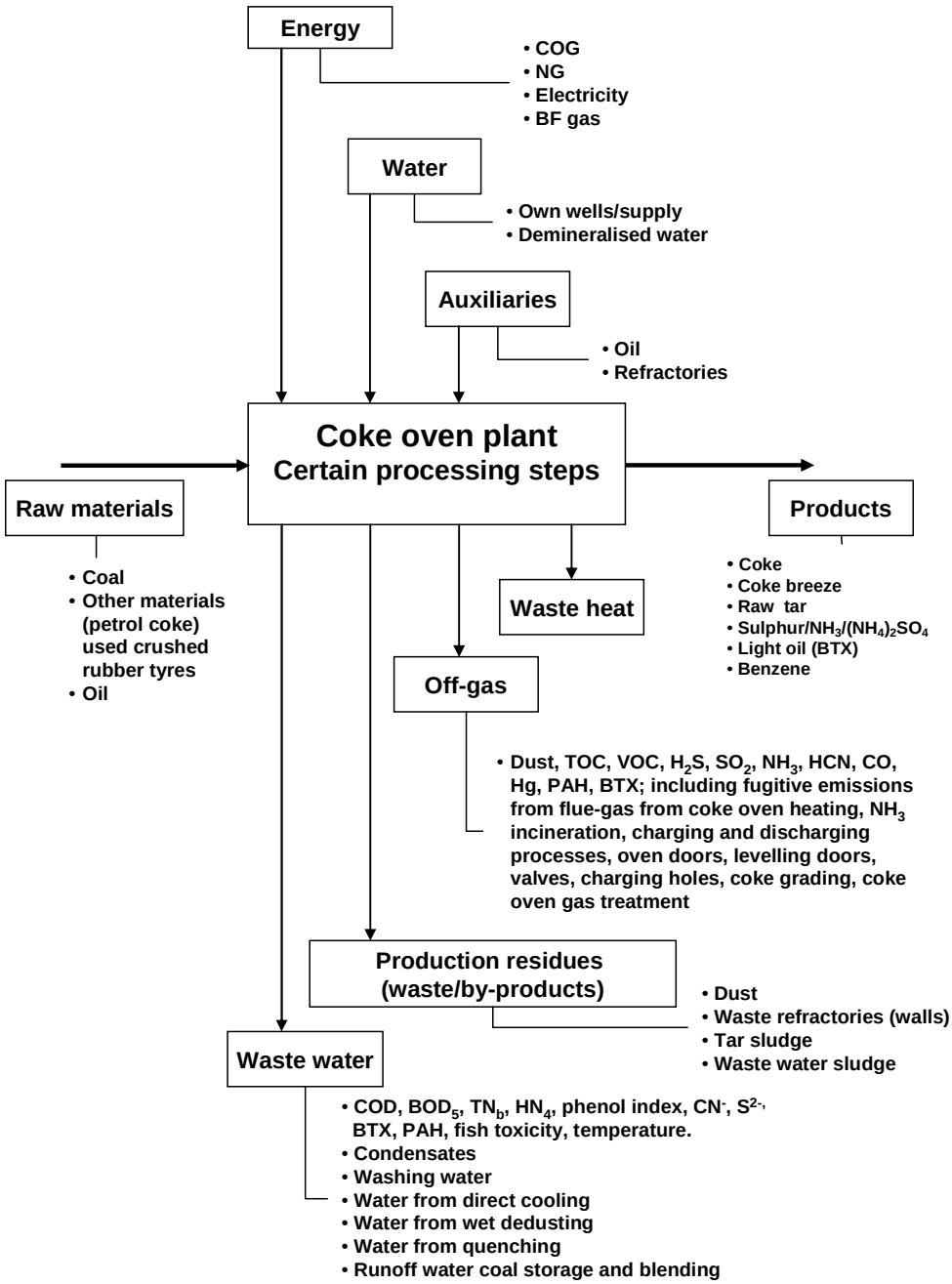
- waste water from BTX recovery which is led to the tar/water separator
- phenol (concentration >3 g/l) which may be recovered from the coal water by a solvent extraction process, before the coal water is led to the ammonia liquor storage tank
- waste water from the oxidative desulphurisation processes which is usually discharged separately after pretreatment
- chemical water from the (optional) sulphuric acid plant which is usually led to the still

- chemical water from the (optional) Claus process which will usually not be condensed but discharged to the atmosphere via a stack [21, EC Coke 1996]. An alternative is to inject this water into the raw gas before treatment
- indirect gas cooling water which is recirculated and will not influence the waste water quantity. In the case of direct gas cooling, the cooling water is considered to be a washing liquor and is eventually drained via the still.

5.2 Current emission and consumption levels

5.2.1 Mass stream overview and input and output data

Figure 5.10 shows an overview of the input and output mass streams of a coke oven treatment plant. This overview might be used for the collection of data from single coke oven plants.



Source: [200, Commission 2001] [323, Eurofer 2007]

Figure 5.10: Mass stream overview of a coke oven plant

Specific input factors and emission factors have both been determined for coke ovens. Input and output data from coke oven plants in different EU Member States from 2005 complemented by other references are shown in Table 5.2.

Table 5.2: Input and output data from coke oven plants in different EU Member States from 2005 complemented by other references

Input		
Raw materials		
Coal (dry)	kg/t coke	1220 – 1350
Energy		
BF gas + COG	MJ/t coke	3200 – 3900
Electricity	MJ/t coke	20 – 230 ([1])
Steam	MJ/t coke	60 – 800 ([3])
Compressed air	Nm^3/t coke	1 – 15
Oxygen	Nm^3/t coke	0.0007
Nitrogen ([8])	Nm^3/t coke	0.0047
Acetylene	g/t	0.24
Water		
Process water ([10])	m^3/t coke	0.24 – 1.5
Quenching water ([11])	m^3/t coke	0.5 – 1

Output		
Products		
Coke (dry)	kg/t	1000.0
COG NetCV of COG Energy	Nm^3/t coke kJ/Nm^3 MJ	360 – 518 17 000 – 18 000 7 200 – 9 000
Steam ([2])	MJ/t coke	9 – 267/1500 ([4])
Air emissions ([5])		
Dust	g/t coke	15.7 – 298 ([1])
SO_x ([6])	g/t coke	80 – 900 (2820) ([7])
NO_x	g/t coke	336 – 1783 ([1])
NH_3	g/t coke	0.5 – 24.7
H_2SO_4	g/t coke	2 ([9])
HCN	g/t coke	0.05 – 1.87
H_2S	g/t coke	12 – 100 ([1])
CO	g/t coke	200 – 4460 ([1])
CO_2	kg/t coke	160 – 860 ([12])
CH_4	g/t coke	1 – 80 ([13])
TOC	g/t coke	12 – 24 ([2])
Benzene	g/t coke	0.1 ([14]) – 45
PAH ([15])	mg/t coke	115 – 1091 ([16])
PCDD/F	ng I-TEQ/Nm³	<0.1 ([17])
Production residues (waste/ by-products)		
Benzene	kg/t coke	5.3 – 14
Light oil (BTX)	kg/t coke	9.1 – 14
H_2SO_4 ([9])	kg/t coke	4.2 – 9
Tar	kg/t coke	26 – 48
$(NH_4)_2SO_4$ as SO_4^{2-} ([18])	kg/t coke	28 – 48
Sulphur ([19])	kg/t coke	0.9 – 2
Sodium phenolate	kg/t coke	1.4
Waste water	m^3/t coke	0.1 – 0.5

([1]) High value for old plants with cracks in the oven walls (older than 20 years).
([2]) Values up to 983 g/t coke produced have been reported but they are not considered to be representative of the EU coke ovens [110, Brouhon 2008].
([3]) Old plants (older than 20 years) can have a steam consumption of 1200 MJ/t coke.
([4]) High values in cases of coke dry quenching (with heat recovery in the form of steam); value of 270 MJ/t coke from two plants which have been in operation for 14 and 15 years respectively; value of 1500 MJ/t coke from a plant which has been in operation for about 7 years.
([5]) Off-gas flow from battery underfiring only is approximately 1000 – 1700 m^3/t coke, depending on the combustion air demand for the different fuel gases.
([6]) The H_2S content of coke oven gas is analysed and a sulphur balance is made. The emissions include heating with coke oven gas, burning raw gas, quenching, shutdown of the catalytic cracker and the Claus plant and the operation of old combustion chambers.
([7]) The high value of this range indicates no or insufficient desulphurisation.
([8]) Some nitrogen is consumed from bottles.
([9]) In case of SO_2 absorption and H_2SO_4 production as the final by-product.
([10]) Process water corresponds to the 'total flow' mentioned in Tabelle 5.24.
([11]) Water losses due to evaporation.
([12]) Depending on the kind of fuel gases.
([13]) Only data from one plant available.
([14]) Low value for one modern plant (about 5 years old).
([15]) PAH as EPA 16 (sum of the following 16 PAH:
FLU+PYR+TRI+CPP+BaA+CHR+BNT+BeP+BbF+BkF+BaP+DbahaA+BghiP+INP+ANT+COR)
Calculated from measurements taken from pushing, quenching and emissions from the stack of the battery.
([16]) Only data from three plants available.
([17]) Data from one installation in Germany.
([18]) In the case of SO_2 absorption with ammonia liquor.
([19]) In the case of SO_2 absorption and sulphur recovery as elemental sulphur.

Source: [110, Brouhon 2008] [177, Eurofer 2009] [206, Diemer et al. 2004] [210, Brouhon 2006] [218, Dong et al. 1988] [223, USEPA 2001] [225, Brouhon 2006] [226, EEA 1999] [227, WB 1998] [228, UNEP 2001] [234, Poland 2007] [237, USEPA 2003] [320, Eurofer 2007] [324, Eurofer 2007].

It should be noted that Table 5.2 should not be used for proper calculations, e.g. benchmarking purposes, since it comprises the performances of existing and new plants all over Europe which results in very wide ranges of emission factors. Furthermore it should be pointed out that not all operators provided information. Table 5.2 only includes the emissions from stacks and quenching towers. Stack emissions occur from the underfiring and the cleaning of the collected emissions during charging and pushing, if applied. It does not include non-captured diffuse or fugitive sources caused by battery operation or by the by-products. The emissions data represent the emissions after abatement; they do not comprise emissions from coal and coke handling due to missing information, but these emissions are of less significance. Information about the determination of the data such as sampling methods, analysis methods, time intervals, computation methods and reference conditions is not entirely available for all given data in this section.

Table 5.3 gives the emission factors for specific compounds and should be seen as a complement to Table 5.2.

Table 5.3: 2004 output data from a Polish coke oven

Location	Benzo(a) pyrene	Pyridine	Toluene	Xylene	Phenol	CS_2
	g/t coke					
Directed emissions sources	0.012	2.35	0.74	0.69	5.67	0.30
Source: [234, Poland 2007].						

5.2.2 Environmental issues for the coke-making process

The coke oven plant is primarily a source of dust and gaseous emissions to air. When abatement techniques are applied to reduce emissions, cross-media effects occur. Generally, the information given in Section 5.2.2.1 to 5.2.2.5 below describe the most relevant environmental issues for coke ovens plants.

5.2.2.1 Emissions to air

It should be noted that coke oven plants have a relatively large number of emission sources. However, it is necessary to distinguish between the following three types of emission sources:

- directed emissions sources, like stacks for the off-gas from battery heating or from the various dedusting facilities, which are transported by pipes and leave via the stack. They can be treated and minimised. They can be measured without any problems in most cases (e.g. according to the rules of the Verein Deutscher Ingenieure VDI)
- diffuse emissions which occur during regular operation, e.g. coal and coke handling, transport of coal and coke, coal blending beds, ascension pipes, coke pushing and coke quenching. If these are not captured, they can be released through the roof, roof-hatch, windows or from stored material. Minimisation is possible only by prevention and/or further treatment after transferring them into ducted emissions (i.e. by capturing them)
- fugitive emissions which occur during irregular operation from leakages at the battery, e.g. because of leakage from vessels, oven doors, flanges, or at the by-product plant. For minimisation, the first option is to prevent emissions by good maintenance. PAH compounds, like benzo(a)pyrene (BaP), and benzene play an important role with regard to fugitive emissions [320, Eurofer 2007] [324, Eurofer 2007].

Diffuse and fugitive emissions are difficult to quantify.

In many cases, the emissions from the different sources vary considerably over time (e.g. semi-continuous emissions from doors, lids, ascension pipes and discontinuous emissions from pushing and quenching).

Comparison of emission factors between plants also needs to take account of plant-specific parameters. For instance, specific door emissions vary widely depending upon the type of doors, the size of ovens and the quality of maintenance. Maintenance can be a determining factor. Indeed, examples of good results with traditional (knife-edged) doors on well-maintained small ovens and poor results with modern flexible sealing doors on poorly maintained large ovens can be found. This should be borne in mind when assessing the information on individual emission sources to air given in Table 5.4. The wide range of values for emissions factors can primarily be explained by the maintenance programme, the degree of care taken in its performance (enabling smooth and stable operating conditions) and the abatement techniques applied [320, Eurofer 2007] [324, Eurofer 2007].

Estimation method of emissions from coke oven leaks and openings

Because of the high expenditure for leakage monitoring, there is very little actual data available for non-captured emissions caused by battery operation as shown in Table 5.4, where the situation of coke plants in the EU is described by the emission factors given. The results are supported by measurements from various plants in Europe, which differ in age, state of repair as well as in the emissions control techniques applied. The monitoring was carried out by capsulation of the leakages when a sample from the formed space was taken. While the lower level of the given range represents emissions from modern plants in a good state of repair, the higher emissions relate to older plants with poorer emissions control techniques and/or in a worse state of repair. Comparison of the figures in Table 5.4 shows that emissions from door leakages represent the largest portion of all fugitive emissions from the battery. The accuracy of these emissions factors, especially for BaP emissions, could be confirmed by reverse dispersion calculations, and by single emissions measurements from 7 m doors which gave specific emissions of BaP only up to 10 mg/t (coke). However, measurements taken at the doors with the most modern sealing systems showed that emissions of below 1 mg/t (coke) could be achieved [320, Eurofer 2007] [324, Eurofer 2007].

Fugitive emissions occur from the ascension pipe and charging hole sealings and from the oven doors and frame seals during coking. In addition to the direct measurements of fugitive emissions as described before, different methods for estimating these fugitive emissions from coke ovens are in use and all these methods have one thing in common: experienced or certified observers visually determine the visual emissions.

From these results achieved emission levels are expressed as a frequency of leaking percentage of the total number of openings at the battery showing visible leaks or mass/time depending on the monitoring method. For example the EPA 303 method enables the results from the observation procedure to be expressed in percentages of leakage.

However the DMT (Deutsche Montan Technologie GmbH) methodology, which is to a large extent consistent with the EPA method, allows emissions per day based on basic measurements to be calculated, assigning four different degrees of strength to the emissions and taking the duration of the visible emissions during the observation into consideration. Another method was developed by BCRA (British Carbonization Research Association). In contrast to the DMT method, the visible emissions are assigned five different degrees of strength. Another method which is used at Corus IJmuiden in the Netherlands is described in Section 5.3.3.

As there are still older plants in Europe which can be in bad condition, the emission situation for all European coke plants can best be described by the complete range of factors given in Table 5.2. In the case of temporary failure, the actual emissions can exceed the range quoted.

The values for CO are usually reported to be higher than those indicated in Table 5.5. The emissions concentration is very much relative to the design, the age, and the maintenance of the

combustion chambers. High CO values indicate incomplete combustion resulting in high CO stack emissions. Usually the specific emissions concentrations for CO are about or below 1000 g/t coke.

Coal handling and preparation
Diffuse dust emissions are associated with material handling operations. These operations consist of the unloading, storing, crushing and screening of coal. No information about emissions caused by these operations has been submitted.

Coal charging
During the coal charging of pulverised coal, not only do particular dust emissions occur, but also organic compounds such as benzene and BaP from coal decomposition and SO_2, H_2S and NH_3 are emitted [223, USEPA 2001] [320, Eurofer 2007], [324, Eurofer 2007].

The charging concept and the geometry and proper sealing of the charging holes and systems are very important elements in the reduction of charging emissions.

While charging, a distinction can be made between:

- emissions near the charging holes during the charging process itself
- evacuation and cleaning of the charging gases
- leveller door emissions during the levelling of the coal with the leveller bar
- diffuse emissions from material spilled onto the oven deck.

Factors for diffuse or fugitive emissions to air caused by battery operation of coke oven plants are given in Table 5.4.

Table 5.4: Factors for diffuse or fugitive emissions to air caused by battery operation of coke oven plants

Operation	Emissions						
	Dust (g/t)	CO (g/t)	SO_2 (g/t)	H_2S (g/t)	NH_3 (g/t)	Benzene (mg/t)	BaP (mg/t)
Charging	0.3 – 10	0.1 – 71	0.01 – 1		<0.3	10 – 1200	0.02 – 4.5
Coking:							
Doors	0.3 – 6	1.5 – 30	0.1 – 1.5	0.02 – 1	0.1 – 1.5	200 – 14000	4.5 – 45
Lids	0.2 – 1	1.5 – 9	0.1 – 1	<0.01	0.1 – 0.3	800 – 8000	9 – 15
Ascension pipes (off-takes)	<0.2	0.003 – 0.3	0.01 – 0.1	<0.01	<0.01	10 – 100	0.3 – 3
Source: [200, Commission 2001].							

Coke oven undergrate heating and firing
Directed emissions from the stacks occur during the combustion of fuel gases used to heat coke ovens. Sulphur dioxide emissions may be present if coke oven gas is not completely desulphurised. COG contains aromatic components (mainly BTX as shown in Table 5.1). If COG is used without scrubbing, these aromatic compounds have the tendency to form soot (which contains PAH) [213, Bittner et al. 1983] [214, Richter et al. 2000].

One source of fugitive emissions from the coke ovens that causes public concern is the black emissions from the battery combustion stacks of the coke ovens. Black emissions are caused by incomplete combustion of the fuel gases used to heat the ovens, or when leakage occurs from the ovens to the heating walls. In this case, coal fines and coking decomposition products may leak from the coke oven into combustion exhaust gases.

Table 5.2 shows emissions factors of between 336 and 1783 g/t coke for NO_x. For existing modern plants which have already incorporated low-NO_x techniques, such as staged air combustion and waste gas recirculation, NO_x concentrations of 322 – 414 mg/Nm^3 at 5 % O_2 are re-

ported. For existing plants without process-integrated deNO_x measures, achievable levels for NO_x are in the higher range up to 1783 g/t coke, with concentrations up to 1700 mg/Nm^3 at 5 % O_2).

Table 5.5 provides emissions data for directed emissions concentrations from coke oven plants in Germany and the Czech Republic.

Table 5.5: Directed emissions concentrations from coke oven plants in Germany and the Czech Republic

Location	Dust	CO	NO_x	SO_x	PCDD/PCDF
	(mg/Nm^3)				(ng I-TEQ/Nm^3)
Coke oven undergrate firing ([1])	0.8 – 4.8	20	322 – 414	111 – 157 ([2])	0.001
Coke pushing	0.9 30 ([3])				
Coke grading plant	0.5 – 4.5 100 ([3])				

([1]) Data for the use of mixed gas, coke gas or desulphurised coke gas at two coke oven plants.
([2]) Values after coke gas desulphurisation.
([3]) Czech data [372, Czech TWG member 2008].
NB: All data are annual averages. Reference oxygen content for particulates, NO_x and SO_x is 5 %.
Source: [220, Eurofer 2008] [244, Plickert 2007] [372, Czech TWG member 2008].

Emissions from flaring off or bypassing COG

On rare occasions, the production of COG exceeds demand. In these cases, and for safety reasons, the excess COG must be flared off. The flaring of coke oven gas generates some emissions. An estimation for one example is shown in Table 5.6 [223, USEPA 2001].

Table 5.6: Estimation of emissions from COG flaring

Parameter	Emissions	Unit
CO	2.4	kg/t
CO_2	390	kg/t
H_2S	0.05	kg/t
Heavy hydrocarbons	0.85	kg/t
SO_2	6.5	kg/t
Source: [223, USEPA 2001].		

Bypassing can also be necessary due to maintenance of the sulphuric acid plant. During these periods, the raw coke oven gas is used as a fuel for coke oven firing leading to increased SO_2 emissions.

Coking

The coking process starts immediately after coal charging. In addition to the coal moisture, carbonisation gas is produced. The total amount of volatiles is about 25 % [320, Eurofer 2007]. This crude COG is exhausted via ascension pipes into the collecting main. Due to the positive pressure (10 – 15 mm H_2O column 5 – 7 m tall ovens) within coke oven chambers, there may be diffuse and fugitive door emissions, emissions from charging holes and ascension pipes and also, where there are wall cracks, emissions of incompletely combusted COG via the heating gases. Figure 5.6 shows the main emissions sources during coking. Table 5.4 gives some ranges for the corresponding emissions factors for some pollutants during the coking process.

Coke pushing

Prior to pushing, the oven doors are automatically taken away. Eventually the fully carbonised coke is pushed out of the oven by a coke guide car (the coke transfer machine) into a ‘coke

quenching car'. The coke transfer machine is equipped with hoods. Emissions during pushing are collected by the pusher machine via an adequate extraction flow. Subsequently the off-gas is treated in a dust abatement device.

In cases where bag filters are applied, sparks need to be precipitated prior to the filter. As an annual average after a bag filter, the dust emissions concentration has been observed to be below 1 mg/Nm^3 in one plant (see Table 5.5) [244, Plickert 2007].

Coke quenching

Quenching hot coke with cold water creates thermal shock, releasing particulates from hot coke. Water vapour from water heated during contact with hot coke rises from quenched coke and pulls up dust from the coke mass. In addition, dissolved solids from the quench water may also become extracted in the steam plume rising from the tower. For the quenching process, the main components of the emissions are dust, CO, NH_3 and H_2S. Additionally, traces of different organic compounds can be emitted particularly when the coal is not fully coked. The emissions from quenching are considered to be within the ranges given in Table 5.7. Quenching towers can be equipped with a spraying system for dust abatement.

Table 5.7: Emissions factors for directed emissions from coke quenching towers

Location	Dust	CO	H_2S	NH_3
	(g/t coke)			
Coke quenching	10 – 50 (1)	100 – 2000	25 – 150	1 – 8

(1) The values for dust depend very much on the kind of dust sampling. Isokinetic sampling results in higher emissions values.

Source: [109, Hein, M. et al 2000] [200, Commission 2001].

Coke handling

Usually after quenching, the coke is conveyed to a separate building for crushing and screening. This generates particulate emissions which need to be extracted and this requires further abatement. The use of cyclones can reduce the emissions to 3 g/t coke. The dust emission concentration as an annual mean after a bag filter has been observed to be between 0.5 and 4.5 mg/Nm^3 respectively in two plants (see Table 5.5) [244, Plickert 2007]. The handling of dry quenched coke causes more dust emissions than the handling of wet quenched coke [276, Italy 2007] [320, Eurofer 2007] [321, Eurofer 2007].

COG treatment and by-product processing

Emissions from by-product processing like light oil, tar, naphthalene, phenol and ammonia are mainly organic compounds. Usually the by-product plant installations consist of closed processes. Fugitive emissions occur from leakages of, e.g. pumps, valves, exhausters, pressure relief devices and losses during transfers. Few data could be found for estimations of fugitive emissions from coke oven by-product plants based on measurements (see Table 5.8).

Table 5.8: Emissions factors for fugitive emissions from by-product plants

Location	Benzene	BaP	PAH
	(mg/t coke)		
By-product plant	100 – 24000 (1) 4000 – 26000 (2)	0.06 – 0.09	1.5 – 4.5

(1) The higher values are for plants without a gas balancing pipe system.
(2) Data from US by-product plants referring to tables C54 – C57 from [237, USEPA 2003].

Source: [200, Commission 2001] [237, USEPA 2003].

The estimations are made for plants using the maximum achievable control technology (MACT). Examples for such technologies are gas blanketing, gas balancing or vapour recovery.

For plants not using MACT the emissions can be significantly higher. For some plants the reported annual Benzene emissions are in the range of 200 – 320 tonnes.

One method for describing procedures for the measurement of volatile organic compounds fugitive emissions is the EPA method 21. A complete methodology for a comprehensive inventory of the leaks and the further management of fugitive emissions is described in [216, sniffers et al. 2006].

5.2.2.2 Water usage and waste water

Figure 5.9 shows an example of possible water flows in a coke oven plant. However, many other alternative layouts exist.

Use of water
[320, Eurofer 2007] [325, Eurofer 2007]

A wide variety of processes and variants are used for the downstream processing of coke oven gas. The amount of waste water originated by gas treatment plants depends on the water demand, for instance steam, fresh water addition to the washing liquids, diluting water, etc.

A substantial proportion of water to be drained from the coking process is the coal moisture from the coke oven. The average moisture content of coal is about 8 – 15 %, i.e. 0.08 – 0.15 m^3/t coal. Thus, a representative coke yield of 780 kg coke/t coal produces a water flow of about 0.1 to 0.17 m^3/t coke.

Thermal decomposition of coal generates additional water. Depending on the coal quality, 3 – 5 wt-% of ‘chemical water’ is produced which corresponds to 0.03 – 0.05 m^3/t coal corresponding to 0.04 – 0.06 m^3/t coke.

If steam injection is used for aspiration (cooling and suction of charging gases), condensation of this steam will result in further water being produced in the primary coolers. The condensate is then also part of the waste water from the coke oven plant.

The condensed water and tar from the collecting main (downstream of the gooseneck), the coolers and the electrostatic precipitator are led to the tar/water separator where the ‘coal water’ is separated off [21, EC Coke 1996]. This water is led to the ammonia liquor storage tank. The ammonia liquor storage tank provides water for the gooseneck spray equipment. The surplus water from the ammonia liquor storage tank is led to the ammonia stripper/still [320, Eurofer 2007] or to the H_2S washers [102, Eurofer 2008]. Together with parts of the steam used in the ammonia stripper/still this water corresponds to the process water referred to in Table 5.2.

Cooling water
[320, Eurofer 2007]

Cooling by the use of water comprises:

- the direct cooling of the hot crude COG with ammonia liquor
- the further primary cooling of the crude COG (indirect or direct)
- the further cooling (indirect)
- the recooling of the condensates or the waters from indirect cooling.

For direct cooling of COG in the gooseneck, between 6 and 10 m^3 ammonia liquor/t coke are normally used and kept in a closed circuit. In the case of a coke plant capacity of 100 to 300 t/h this equates to 600 up to 3000 m^3 ammonia liquor per hour.

Normally most cooling water is used for indirect cooling. In the case of indirect primary cooling in coke oven gas (COG) treatment, the water is recirculated in a closed loop and will not influence the waste water quantity. In the case of direct gas cooling, the cooling water should be considered to be a washing liquor and it is eventually drained via the still.

Water losses occur during the recooling of cooling waters and condensates by evaporation of cooling waters, e.g. in cooling towers. The amount of fresh water to replace evaporation and drainage losses from recooling is of around 6 – 10 m^3/h, which equates to 1 – 2 % of the used water.

Cooling water management in a coke oven plant primarily depends on local conditions, above all on the availability of fresh water and on legal requirements. Legal constraints of the local authorities in some countries demand the avoidance of plumes or the formation of industrial snow and ice during the winter period from recooling towers, which prevents further cooling water recycling. In such cases of a once-through cooling system, the cooling water demand is about 17 m^3/t coke.

Waste water from the coke oven plant
[227, WB 1998]

The ammonia liquor storage tank provides water for the gooseneck spray equipment. The surplus water from the ammonia liquor storage tank is led to the ammonia stripper/still [320, Eurofer 2007] or to the H_2S washers [102, Eurofer 2008]. Together with parts of the steam used in the ammonia stripper/still and scrubbing liquor from the NH_3/H_2S scrubbing circuit, this water corresponds to the waste water flow referred to in Table 5.2. The specific amount of waste water for the plants mentioned in Table 5.9 is 0.31 to 0.69 m^3/t coke.

After ammonia removal by distillation (see ‘still effluent’ in Figure 5.9) the waste water effluent contains various organic compounds (such as phenols) and inorganic compounds (such as residual ammonia and cyanides). These compounds have a negative impact on the recipient water when directly discharged. The still effluent is therefore usually treated in a waste water treatment plant before discharge.

Data concerning the composition of the amounts and composition of waste water before treatment can differ considerably from one plant to another, both in terms of concentration and load per tonne of coke produced. The main reason for the wide variation lies in the gas treatment systems, the type of charging processes and the type of coal at the individual coke oven plants. For coals used for stamp charging, a higher moisture content is preferred since they show better characteristic during compaction prior to charging.

In cases where water sealing of ascension pipes is applied, a small water consumption occurs due to evaporation losses. To guarantee gas tightness, the sealing should always be filled with water. During the filling of the seals, a small water overflow occurs. Compared to the ammonia liquor from direct cooling, this water is comparably clean and usually treated separately. Figure 5.9 shows that this water is led directly to the ammonia liquor storage tank.

Additional waste water flows can be generated from condensed steam in the ammonia stripper/still, collected rainwater and runoff water, bleed from cooling and recooling circuits and filter backwash water from water treatment which can lead to a dilution of the surplus coal water flow.

Table 5.9: Influent and effluent concentrations and some aspects of waste water treatment systems with the predenitrification-nitrification system

Aspect/component		Unit	Data
Coke production		Mt/yr	0.63 – 1.25
Coal water flow (surplus water)		m^3/h	16 – 80
Dilution by other waste waters		m^3/h	0 – 40
Total effluent flow		m^3/h	22 – 86
Specific effluent flow (specific waste water amount)		m^3/t coke	0.31 – 0.69
Influent	pH	–	8.5 – 9.5
	Suspended solids	mg/l	30 – 40
	COD (x±s)	mg/l	200 – 6500
	TOC (x±s)	mg/l	835 – 1215
	BOD_5	mg/l	800 – 3000
	Phenol	mg/l	500 – 1500
	SCN	mg/l	150 – 380
	Kjeldahl-N	mg/l	300
	Ammonia (x±s)	mg/l	50 – 200
	Nitrite	mg/l	NA
	Nitrate	mg/l	NA
	Oil and tar	mg/l	40
	PAH (6 Borneff)	µg/l	200
Effluent	pH	–	7.6 – 8.0
	Suspended solids	mg/l	42 – 75
	COD (x±s)	mg/l	45 – 800
	TOC (x±s)	mg/l	30 – 60
	BOD_5 (x±s)	mg/l	<20
	Phenol	mg/l	0.1 – <2
	SCN^-	mg/l	<4.0
	Kjeldahl-N	mg/l	3 – 10
	TNb	mg/l	3 – 30
	Ammonia (x±s)	mg/l	0.6 – 80
	Nitrite	mg/l	<1.3
	Nitrate	mg/l	0 (*) – 27
	Oil and tar	mg/l	5 – 15
	PAH (6 Borneff)	µg/l	0.2 – <50

(*) From the coking plant at Lorfonte Serémange this value is reported, although in theory it is impossible; but high residual ammonia content and a negligible nitrate concentration indicate nitrification inhibition.

NB:— Ranges reflect the maximum and minimum of daily averages over two years (2004 – 2005) except for BOD, BTX and PAH that refer to fewer samples.
— TNb = Total nitrogen bound.
— NA = Not available.

Source: [65, InfoMil 1997] [88, Löhr et al. 1996] [89, Löhr et al. 1997] [260, Germany 2007] [272, Germany 2007] [320, Eurofer 2007] [341, Eurofer 2007] [372, Czech TWG member 2008].

The COD as a sum parameter comprises a large variety of different organic chemical compounds such as phenol (1000 – 2000 mg/l), nitrogen compounds (Kjeldahl-N: 250 – 500 mg/l) and polycyclic aromatic hydrocarbons (PAH) (up to 30 mg/l). In addition to ammonia, other compounds which contain inorganic nitrogen are also present, such as thiocyanides (150 – 350 mg/l) [65, InfoMil 1997].

The levels of concentration of the monocyclic hydrocarbon aromatics are rather low. The PAH are essentially present in an adsorbed state on solid particles. Benzo(a)pyrene has also been detected [201, Colin et al. 2003] [202, USEPA 2002].

Waste water from wet oxidation desulphurisation processes
Waste water from wet oxidative desulphurisation processes is usually treated separately owing to the presence of compounds that have a detrimental effect on the biological waste water treatment plant.

Table 5.10 shows the waste water composition of two wet oxidative desulphurisation processes. The application of one of the other wet oxidative techniques may lead to water emissions of arsenic compounds (Thylox process), 1,4-naphthoquinone-2-sulphonic acid (Takahax process), picric acid and thiocyanides (Fumaks/Rhodacs process).

Table 5.10: Composition of waste water of two wet oxidative desulphurisation processes

Component	Stretford desulphurisation (g/l)
$NH_{3\,(free)}$	0.1
Na_2CO_3	5.7 – 65
SCN^-	80 – 300
$S_2O_3^{2-}$	50
SO_4^{2-}	12.2
Vanadate (VO_3^-)	1.2
Anthraquine disulphonate	1.9
Source: [21, EC Coke 1996] [320, Eurofer 2007] [327, Eurofer 2007].	

Wet coke quenching
Usually no waste water results from wet quenching. The consumption of quenching water depends on the quenching process itself and can be considered between 1 – 3 m^3/t coke. When quenching is operated correctly, the excess water is collected and is reused. Solids can be separated in settling chambers or sand filters prior to use for the next quenching procedure. Evaporation losses are between 0.5 and 1 m^3/t coke and are replaced with fresh water.

5.2.2.3 Process residues from coke oven plants

Coke production facilities generate process solid wastes other than coke breeze and biosludges of about 1 kg/t of coke as shown in Table 5.11.

Table 5.11: Main waste/residues from coke oven plants

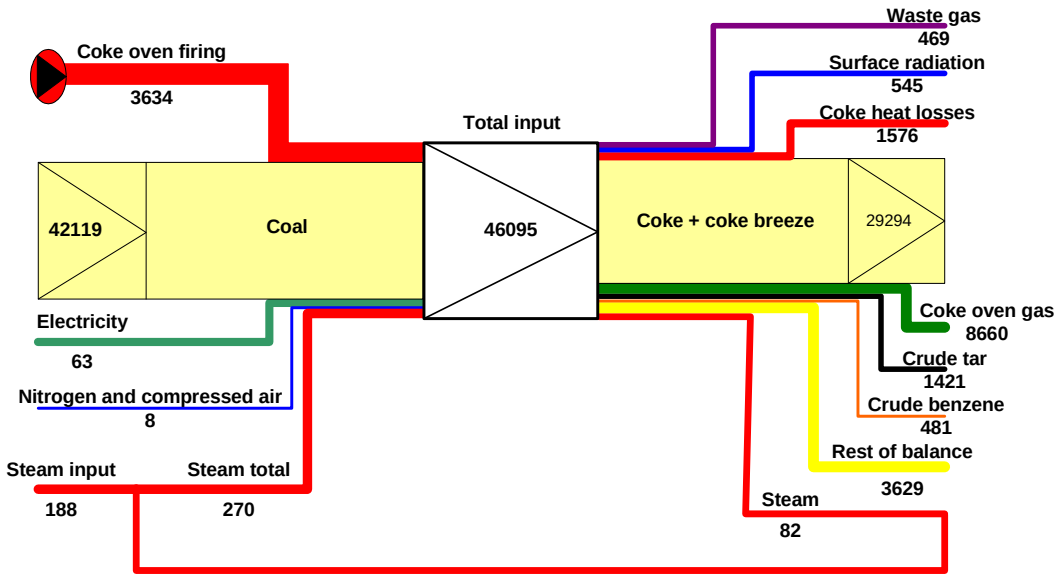
Waste/residue	Amount (kg/t of coke)
Coal tar recovery	0.1
Tar decanter	0.2
Tar storage	0.4
Light oil processing	0.2
Waste water treatment	0.1
Naphthalene collection and recovery	0.02
Tar distillation	0.01
Sludges from biological waste water treatment	–
Total	1.03
Source: [227, WB 1998].	

Most of the solid wastes contain hazardous components such as benzene and PAH. All process wastes are usually recycled to the coke ovens. Waste water sludges should be dewatered. Dewatered sludges can also be charged to the coke ovens or disposed of in a secure landfill or an appropriate combustion unit.

5.2.2.4 Energy demand

Figure 5.11 shows an example for the annual energy demand/balance of a coke oven plant in an integrated iron and steel works. The COG produced by coke oven plants means that this plays an important role in energy supply and management in integrated steelworks (see Section 2.1.1) [320, Eurofer 2007].

The expression ‘rest of balance’ refers to losses.



Source: [320, Eurofer 2007] [328, Eurofer 2007]
NB: Values are in MJ/t coke (dry) and correspond to an annual production of 1.4 Mt

Figure 5.11: Example for the annual energy demand/balance of a coke oven plant in an integrated iron and steel works

5.2.2.5 Soil pollution

In the coke oven gas treatment plant, tar and other organic compounds (e.g. BTX) are recovered from coke oven gas. Spillage or leakage of these compounds may cause a soil pollution hazard, depending on local soil conditions. Furthermore, spillage or leakage of coal water may also cause a soil pollution hazard. Only a brief description of possible measures will be given here and include:

- minimising the number of flanges and appendages
- maintaining pipes and flanges visible for inspection as much as possible (e.g. placed above ground or in mantle pipes), unless the age and design of the plant make this impossible
- storing and transporting substances which are potentially a soil pollution hazard in such a way that precautions are taken to prevent spillage to soil from occurring
- groundwater precipitation if necessary or in case of remediation (see Tabelle 5.22).

5.3 Bei der Bestimmung der BVT für Kokereien zu erwägende Techniken

In diesem Unterkapitel werden Maßnahmen/Techniken (oder deren Kombinationen) sowie damit verbundene Überwachungsmaßnahmen beschrieben, bei denen angenommen wird, dass diese ein hohes Umweltschutzpotenzial für die in diesem Dokument behandelten Tätigkeiten haben.

Dieses Unterkapitel beinhaltet prozessintegrierte sowie nachgeschaltete Techniken. Abfallvermeidung und -entsorgung sowie Verfahren zur Abfallminimierung und zum Recycling werden ebenfalls betrachtet. Weiterhin werden Maßnahmen/Techniken zur Senkung des Verbrauchs an Rohmaterialien, Wasser und Energie behandelt.

Anhang III der Richtlinie nennt eine Reihe von Kriterien, die bei der Bestimmung der BVT in Betracht zu ziehen sind. Die Informationen in diesem Unterkapitel zielen auf diese Kriterien ab. Soweit möglich, wird zur Gliederung der zu jeder Maßnahme/Technik zusammengetragenen Informationen die in Tabelle 5.12 beschriebene einheitliche Struktur verwendet, um einen Vergleich der Maßnahmen/Techniken und eine objektive Bewertung gemäß der Definition von BVT in der Richtlinie zu ermöglichen.

Dieses Unterkapitel enthält nicht notwendigerweise eine abschließende Liste aller Maßnahmen/Techniken, die in dieser Branche angewendet werden können – es mögen weitere Techniken existieren oder entwickelt werden, die bei der Bestimmung der BVT für eine einzelne Anlage in Erwägung kommen können.

Tabelle 5.12: Struktur der Informationen zu allen in diesem Unterkapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken

Betrachtete Aspekte	Enthaltene Informationen
Beschreibung	Technische Beschreibung der Maßnahme/Technik, soweit zweckmäßig auch mit Hilfe von Abbildungen, Schemata, Diagrammen etc.
Erreichte Umweltentlastungseffekte	Hauptsächliche Umweltvorteile (einschließlich Energie-, Wasser- und Rohmaterialeinsparungen sowie Steigerungen der Produktivität und der Energieeffizienz), die durch die Maßnahme/Technik erreicht werden
Medienübergreifende Effekte	Hauptsächliche Nebeneffekte und Nachteile für andere Umweltmedien, die durch die Anwendung dieser Maßnahme/Technik verursacht werden, einschließlich des Vergleichs einzelner Umweltwirkungen (quantifizierten Vor- und Nachteilen, soweit verfügbar) mit denen anderer Maßnahmen/Techniken, um die Effekte dieser Maßnahme/Technik auf die Umwelt als Ganzes bewerten zu können. Dieses kann folgende Aspekte betreffen: • Verbrauch an Rohmaterialien und Wasser • Energieverbrauch und Beitrag zur Klimaveränderung • Schädigungspotenzial für die Ozonschicht • Photochemisches Ozonbildungspotenzial • Versauerungspotenzial durch Luftemissionen • Staubbelastung der Luft (einschließlich Feinstpartikeln und Metallen) • Eutrophierung von Land und Gewässern durch Luft- oder Wasseremissionen • Sauerstoffzehrungspotential im Wasser • persistente, giftige oder bioakkumulierende Stoffe in Luft oder Wasser (einschließlich Metallen und -verbindungen) • Erzeugung oder Vermeidung von Rückständen/Abfällen • Möglichkeiten zur Wiederverwendung und -verwertung von Rückständen/Abfällen • Lärm und/oder Gerüche • Störfallrisiko
Betriebsdaten	Aktuelle Leistungswerte (unter Angabe der Referenzbedingungen, Überwachungszeiträume und der verwendeten Messmethoden) zu Emissionswerten, Verbrauchsdaten (Rohmaterialien, Wasser, Energie) und der Menge der anfallenden Abfälle. Andere relevante Informationen, wie diese Technik zu betreiben, zu warten und zu überwachen ist.
Anwendbarkeit	Beschreibung der Arten von Anlagen, bei denen die Maßnahme/Technik angewendet – oder nicht angewendet – werden kann, sowie von Beschränkungen ihrer Anwendbarkeit in speziellen Fällen z. B. aufgrund des Alters der Anlage (neue oder bestehende Anlage), ihrer Kapazität (groß oder klein), der bereits installierten Techniken oder der Art und Qualität ihrer Produkte.
Wirtschaftliche Aspekte	Informationen zu Kosten (Investitions- sowie Betriebskosten) und möglichen Einsparungen (z. B. reduzierter Rohmaterial- oder Energieverbrauch, Entsorgungskosten) oder zusätzlichen Erlösen, einschließlich der Erläuterung, wie diese Kosten, Einsparungen und Erlöse berechnet oder geschätzt wurden. Einschließlich relevanter Informationen für den Neubau oder die Ertüchtigung bestehender Anlagen. Dies soll ermöglichen, die gesamte ökonomische Dimension dieser Technik zu erkennen.
Auslöser für die Umsetzung	Lokale Bedingungen, Anforderungen (z. B. gesetzliche, Sicherheitsmaßnahmen) oder nicht umweltbezogene Gründe (z. B. Steigerung der Produktivität oder der Produktqualität), die zur Umsetzung dieser Maßnahme/Technik geführt oder diese befördert haben.
Referenzanlagen	Verweis auf die Anlage(n), in der/ denen die Maßnahme/Technik umgesetzt wurde, über die Informationen bereitgestellt und beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden. Angaben zur Verbreitung der Anwendung dieser Maßnahme/Technik in Europa oder weltweit.
Referenzliteratur	Literatur oder anderes Referenzmaterial (z. B. Bücher, Berichte, Studien, Internetseiten), die beim Schreiben dieses Unterkapitels verwendet wurden und die detailliertere Informationen über diese Maßnahme/Technik enthalten.

5.3.1 Kohleaufbereitung

Beschreibung
Voraussetzung für den guten Betrieb einer Kokerei, wie in Abschnitt 5.3.4 beschrieben, ist ein optimiertes Handling der Kohle. Um die angestrebte Koksqualität zu erreichen und gleichzeitig die Emissionen an Schwefeloxiden und anderen Schadstoffen zu mindern, kann die Qualität der eingesetzten Kohle durch vorherige Aufbereitung (bevorzugt am Ort des Kohlebergbaus) oder Abmischung verbessert werden.

Für den optimalen Betrieb einer Kokerei ist eine Kohlemischung erforderlich, die so homogen wie möglich sein sollte. Eine moderne Kohlevorbehandlungsanlage besteht aus Mischtrichtern, einer Zerkleinerungs- und Sichtungsanlage, Transportvorrichtungen, Entstaubungsanlagen und Förderbändern in einem geschlossenen Gebäude. Möglicherweise beinhaltet sie auch weitere Prozesse wie die Kohletrocknung oder die Zumischung von Additiven.

Die Zerkleinerungs- und Sichtungsprozesse werden gewöhnlich in Gebäuden durchgeführt. Alle relevanten Vorrichtungen/Anlagenteile sollten gekapselt sein. Die Emissionen aus diesen Vorrichtungen und aus dem Materialtransport sollten mittels Zyklonen, RotoClones®, Einhausungen (primäre und sekundäre Kohlemühle), Wäschern, nassen Elektrofiltern und Gewebefiltern erfasst und behandelt werden.[60]

Wenn erforderlich, können für den Transport der Kohle geschlossene oder gekapselte Förderbänder verwendet werden. Zur Unterdrückung der Staubbildung bei der Lagerung der Kohle können Sprinkler oder Kunststoffemulsionen eingesetzt werden. Zur Verringerung der Windgeschwindigkeiten können Windschutzzäune oder Erdwälle errichtet werden. Wenn erforderlich, sollten geschlossene Lagerräume genutzt werden. Je nach Anlagengröße und -konstruktion sollten die freien Fallhöhen minimiert werden; wenn möglich, sollten sie weniger als 0,5 m betragen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei den gefassten Emissionen können Staubwerte von <10 – 20 mg/Nm^3 erreicht werden.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Es lagen keine Angaben vor.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzliteratur
[211, Remus, Rainer 2008] [223, USEPA 2001] [227, WB 1998] [283, EC 2006]

[60] Anm. der Übersetzer: Der Satz ist im Original unvollständig, die Zuordnung der Prädikate und Objekte ergab u.E. keinen Sinn.

5.3.2 Minimierung der Emissionen aus der Ofenbefüllung

Beschreibung
Die Befüllung der Ofen mit der Kohle erfolgt meist durch bewegliche Füllmaschinen unter Nutzung der Schwerkraft. Drei grundsätzliche Techniken werden dabei zur Minderung der Emissionen angewendet:

1. ‘Rauchfreie’ Befüllung. Bei diesem System werden gasdichte Verbindungen zwischen dem Koksofen und der Füllmaschine verwendet. Die Kammern werden sehr schnell durch vier oder fünf Fülllöcher befüllt. Eine Absaugung wird durch Dampf- oder Wasserinjektion in den Krümmer der Steigrohre erreicht.
2. Sequentielle oder abschnittsweise Befüllung. Bei diesem Verfahren werden die Fülllöcher nacheinander befüllt. Diese Art der Befüllung braucht relativ lange. Die Absaugung erfolgt an beiden Seiten des Ofens, entweder durch Verwendung von Doppelsteigrohren (sofern vorhanden) oder einer Kombination aus einem Steigrohr und einem feststehenden Verbindungsrohr zum angrenzenden Ofen. Die Verbindungen zwischen der Füllmaschine und dem Ofen sind nicht gasdicht; aber durch die Absaugung entstehen praktisch keine Emissionen, wenn es nur eine Öffnung zur Umgebungsluft gibt.
3. Die Befüllung mit Teleskoparmen – wird auch “japanische Befüllung” genannt. Bei dieser Art der Befüllung werden simultan (üblicherweise) vier Fülllöcher befüllt. Die Verbindungen zwischen dem Füllwagen und dem Koksofen sind nicht gasdicht, werden jedoch von den Teleskoparmen umschlossen, durch die das Gas abgeleitet wird. Das Gas gelangt vom Füllwagen über eine Sammelleitung in die Hauptsammelleitung. Das abgesaugte Gas wird verbrannt und anschließend einem am Boden befindlichen Staubabscheider zugeführt. In einigen Fällen werden die Füllmaschinen mit Entstaubungseinrichtungen zur Behandlung der abgesaugten Gase ausgerüstet [227, WB 1998].

Durch Nivellieren der Kohle während der Befüllung soll ein freier Gasraum unter der Ofendecke geschaffen werden, der einen ungestörten Gasabzug während der Befüllung und während des Verkokungsprozesses ermöglicht. So können die Emissionen bei der Befüllung gemindert werden. Der Effekt dieser Technik hängt wesentlich von der Bauart des Ofens und folglich auch von der Methode zur Befüllung und Nivellierung ab.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei allen genannten Systemen können die Emissionen aus der Befüllung sehr gering sein. Der bestimmende Faktor ist der Überdruck in der Ofenkammer und den Teleskop-Befüllungsarmen.

Die Emissionen aus der Befüllung sind schlecht zu quantifizieren, üblicherweise treten aber für weniger als 30 Sekunden pro Füllvorgang sichtbare Emissionen auf. Unter optimalen Bedingungen werden Emissionszeiten von weniger als 10 Sekunden erreicht. Der in den USA geltende Standard für Koksofenbatterien mit Kohlenwertstoffgewinnung beträgt maximal 12 Sekunden an sichtbaren Emissionen pro Befüllung, die nach EPA-Methode 303 zu bestimmen sind. In der Praxis wurden an 51 Koksofenbatterien in den USA Werte von weniger als 5 Sekunden gemessen [235, Ailor 1999].

Für die Befüllung mit Teleskoparmen in Verbindung mit einer Absaugvorrichtung am Füllwagen wurden Staubemissionen von unter 5 g/t Koks (Konzentrationswerte <50 mg/Nm^3) berichtet. In diesem Fall wird das abgesaugte Gas vor der Freisetzung in die Atmosphäre verbrannt.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Die Empfindlichkeit der genannten Füllsysteme gegenüber betriebsbedingten Problemen ist unterschiedlich.

Anwendbarkeit
Die Technik kann in neuen und in bestehenden Anlagen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Emissionsarme Füllsysteme werden weltweit in vielen Anlagen angewandt. Tabelle 5.13 nennt einige Beispiele.

Tabelle 5.13: Referenzanlagen für emissionsarme Koksofenfüllsysteme

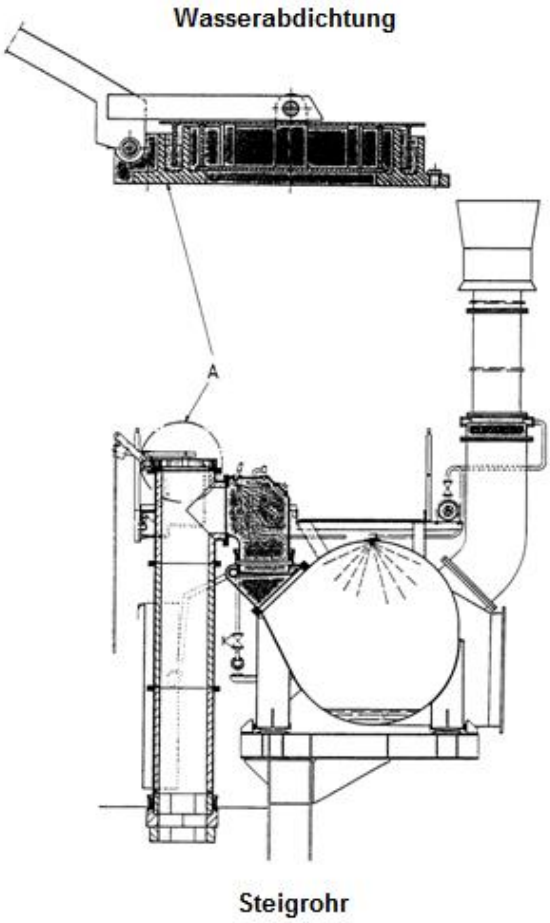
Verfahren der Ofenbefüllung	Referenzanlagen
‘rauchlos‘	Koksofen 2 von Corus, IJmuiden (Niederlande) Kokerei von ArcelorMittal, Gent (Belgien) Kokerei von ArcelorMittal, Dünkirchen (Frankreich) Kokerei von ArcelorMittal, Fos sur Mer (Frankreich) Kokerei Gijón (Spanien) Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich) Riva Gruppe, Taranto (Italien)
stufenweise	viele Anlagen in den USA Kokerei der Hüttenwerke Krupp Mannesmann, Duisburg-Huckingen (Deutschland) Koksofen Prosper, Bottrop (Deutschland)
‘japanisch‘	Koksofen 1 der Kawasaki Steel Corporation, Chiba Works (Japan) Koksofen der Nippon Steel Corporation, Kimitsu Works (Japan) Koksofen der Sumitomo Metal Industries, Wakayama Works (Japan) Koksofen 1 von Corus, IJmuiden (Niederlande) Kokerei von ArcelorMittal, Seremange (Frankreich) BHP Steel (Australien)

Referenzliteratur:
[33, Eisenhut et al. 1988] [215, BSS 2007] [223, USEPA 2001] [227, WB 1998] [320, Eurofer 2007] [337, Eurofer 2007]

5.3.3 Abdichtung der Steigrohre und Fülllöcher

Beschreibung
Beim Verkokungsprozess auftretende diffuse Emissionen aus den Öffnungen des Koksofens können durch gründliches Abdichten dieser Öffnungen nach den Füll- und Koksdrückvorgängen minimiert werden. Diese Maßnahmen sind aber nur dann erfolgreich, wenn sie durch eine sorgfältige Wartung und Reinigung begleitet werden.

Wassergedichtete Steigrohre gehören zur Standardausrüstung der meisten Kokereien (siehe Abbildung 5.12).



Quelle: [200, Commission 2001]

Abbildung 5.12: Steigrohr einer Koksofenkammer

So werden auch viele ältere Anlagen mit wassergedichteten Steigrohren ausgerüstet. Die Wasserdichtung kann sehr wirksam sein, sofern die Wasserzufuhr und die Ablaufrohre nicht verstopfen.

Die beste Art, die Fülllöcher leckagefrei zu halten, ist es, sie mit tonartigem Material oder ähnlichem abzudichten.

Die Dichtheit der Steigrohre und Fülllöcher sollte überwacht werden. Es werden verschiedene Methoden zur Abschätzung der diffusen Emissionen aus Koksöfen angewandt. Die erreichbaren Emissionswerte hängen von der Monitoringmethode ab; sie werden als Anzahl der Undichtigkeiten (d. h. Stellen mit sichtbaren Emissionen) pro Zeit oder als prozentuale Häufigkeit der Undichtigkeiten im Verhältnis zur Gesamtzahl an Steigrohren und Fülllöchern angegeben. Zum Beispiel führt die Überwachung nach EPA-Methode 303 zu Angaben der prozentualen Undichtigkeit. Die DMT-Methode führt dagegen auf Basis einfacher Messungen zu Angaben der Emissionen pro Tag, welche vier Intensitätsstufen zugeordnet werden und auch die Dauer der sichtbaren Emissionen während der Beobachtung berücksichtigen.

Folgendermaßen wird die Überwachung an einer Beispielanlage durchgeführt:

- Sichtbare Leckagen an den Steigrohren und Fülllöchern werden aus einem Abstand von 2 Metern auf der Ofendecke bestimmt. Sichtbare Leckagen an den Steigrohren werden zudem auch von der Hauptsammelleitung aus bestimmt
- Steigrohre und Fülllöcher werden einmal am Tag beobachtet (Stichprobe)

- sichtbare Emissionen aufgrund normaler Betriebsvorgänge (Kohlebefüllung, Koksdrücken) zählen nicht als Undichtigkeiten
- Es wird der Wochenmittelwert der relativen Häufigkeit von Undichtigkeiten bestimmt.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Wassergedichtete Steigrohre und Fülllöcher mit abgedichteten Deckeln können Emissionen an Staub, CO und Kohlenwasserstoffen wesentlich verringern (siehe auch Table 5.2).

Mit abgedichteten Deckeln kann erreicht werden, dass nur bei maximal 1% der Fülllöcher sichtbare Leckagen auftreten. Auch bei der Verbindung zwischen Koksofenbatterie und Hauptsammelleitung, d. h. den Steigrohren, Steigrohrkrümmern und fest installierten Verbindungsrohren ist eine relative Häufigkeit der Undichtigkeiten von 1% (Wochenmittelwert) erreichbar.

Medienübergreifende Effekte
Bei wassergedichtete Steigrohren fällt ein Abwasserstrom an. Dieses Wasser kann aber in einigen Fällen in den Ammoniaklauge-Tank zurückgeführt oder dem Ammoniakstripper zugeführt werden. Für die Zirkulation des Wassers wird Energie benötigt.

Das Abdichten der Fülllöcher ist mit keinen relevanten medienübergreifenden Effekten verbunden.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Diese Technik kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Anlagen angewendet werden. Bei neuen Anlagen kann die Ausführung der Steigrohre und Fülllöcher optimiert werden, so dass die diffusen Emissionen gemindert werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Viele Anlagen in der Welt verfügen über wassergedichtete Steigrohre. Zudem werden bei fast allen Anlagen die Fülllöcher automatisch oder manuell abgedichtet.

Referenzliteratur
[33, Eisenhut et al. 1988] [249, Netherlands 2007] [320, Eurofer 2007]

5.3.4 Gleichmäßiger und ungestörter Betrieb der Kokerei

Beschreibung
Zusammen mit dem Wartungsregime und den Reinigungsarbeiten ist ein gleichmäßiger und ungestörter Betrieb der Kokerei eine der wichtigsten prozessintegrierten Maßnahmen zur Emissionsminderung. Ein Unterbleiben kann zu erheblichen Temperaturschwankungen und einer größeren Wahrscheinlichkeit von Koksanhaftungen beim Koksdrücken führen. Dies wirkt sich nachteilig auf das Feuerfestmaterial und den Koksofen insgesamt aus und kann zu vermehrten Leckagen und einer Zunahme unnormaler Betriebszustände führen.

Eine Voraussetzung für den gleichmäßigen und ungestörten Betrieb ist eine hohe Zuverlässigkeit der Ofentechnik und ihrer Einrichtungen. Das führt auch zu einer höheren Produktivität.

Ein störungsfreier Betrieb der Kohlenwertstoffanlagen wirkt sich ebenfalls positiv auf die Emissionen aus der Koksofenbatterie aus.

Durch Überwachung der Temperatur der beheizten Wände (das Meßgerät befindet sich an der Druckstange) ist es möglich, die Temperaturverteilung in der Kammer zu ermitteln, was Rückschlüsse auf die Effizienz der Unterfeuerung ermöglicht.

Auf Grundlage dieser Messergebnisse können Reparaturmaßnahmen oder Maßnahmen zur Optimierung des Koksofenbetriebes ergriffen werden.

Durch Überprüfung und Sicherstellung, dass die eingesetzte Kohle vollständig verkokt wurde, können Emissionen an VOC sowie Emissionen, die bei geöffneter Tür durch spontane Verbrennung von verbliebenem Koksofengas entstehen können, verhindert werden.

Ein automatisierter Betrieb der Kokserzeugung ermöglicht, die Kokerei mit optimalem Wirkungsgrad zu betreiben. Einige Möglichkeiten der Betriebsüberwachung sind:

- ein Infrarotmesssystem zur Messung der Oberflächentemperatur der beiden Heizwände
- ein Infrarotpyrometer mit integrierter Datenspeicherung zur manuellen Messung an den Heizzügen
- Verringerung der Anzahl der Abgasfahnen durch Einführung eines Systems zur Registrierung der Abgasfahnen (z. B. durch ein Infrarotkamerasystem), welches ermöglicht, alle ungewöhnlichen Ereignisse zu erfassen. Analyse der Aufzeichnungen und Verknüpfung mit den bekannten Hauptursachen von Abgasfahnen, z. B. dem Drücken von grünem Koks, Kokskuchenkomponenten, mechanische Gründe (Verstopfungen), Qualität der Absauganlage und schließlich die Fehlerbehebung (Fallhöhe und Heizungsregulierung, Anpassung der Qualität des Füllgutes, Reinigungsarbeiten usw.)
- Installation einer Reihe günstig platzierter Videokameras zur Überwachung luftseitiger Emissionen aus den Koksöfen. Einige können direkt an der Koksöfen, andere in gewissem Abstand davon angebracht werden, um einen Überblick über den Gesamtbetrieb zu liefern. Die Kameras übermitteln die Bilder in die Leitwarte. Die Bilder können für analytische Zwecke aufgezeichnet und archiviert werden
- ein Computersystem zur Berechnung des Energiebedarfs jeder Koksofenbatterie
- ein automatisches Befüll- und Drücksystem zur Unterstützung der Betriebsmannschaften
- ein System zur Steuerung der Gasaufbereitungs-/Kohlenwertstoffanlage.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Ein bedeutender Teil der Emissionen aus Kokereien wird durch Leckagen aus Rissen in den Wänden zwischen den Heizzügen und Ofenkammern sowie durch verbogene Ofentüren, Türrahmen, Ankerständer usw. verursacht. Diese Emissionen können zum großen Teil durch einen gleichmäßigeren und ungestörten Betrieb der Kokerei vermieden werden. Zudem kann diese Technik die Lebenszeit der Koksofenanlage verlängern.

Die aufgezeichneten Bilder können zur Untersuchung und Identifizierung von Emissionen und zur genauen Abklärung, woher sie kommen und was zu dieser Zeit in der Anlage passiert ist, genutzt werden. Diese Analyse liefert wertvolle Informationen zur Vorsorge vor zukünftigen Betriebsstörungen.

Staubemissionen durch Abgasfahnen können zum großen Teil verhindert werden.

Medienübergreifende Effekte
Es sind keine bedeutenden medienübergreifenden Effekte bekannt.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Techniken können sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden. Aufgrund der Modulbauweise der Koksöfen können Komponenten zur Automatisierung der Kokserzeugung maßgeschneidert den kundenspezifischen Anforderungen angepasst werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Durch Vermeidung der Erzeugung von Grünkoks wird generell die Produktivität der Kokerei verbessert.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Weltweit sind meisten Anlagenführer von Kokereien geschult, ihre Kokerei so gleichmäßig wie möglich zu betreiben. Wirtschaftliche Anreize können allerdings dazu führen, dass höhere Produktionsleistungen angestrebt werden und dadurch die Wahrscheinlichkeit eines instabilen Anlagenbetriebs steigt.

Ein Beispiel für die oben im dritten Anstrich beschriebene Technik ist die Kokerei von ArcelorMittal in Dunkerque (Frankreich).

Ein Beispiel für die im vierten Anstrich beschriebene Technik ist BHP Steel (Australien).

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [215, BSS 2007] [223, USEPA 2001] [227, WB 1998] [252, France 2007] [253, ICSTI' 06 2006] [320, Eurofer 2007]

5.3.5 Wartung der Koksöfen

Beschreibung
Die Wartung des Koksofens ist eine der wichtigsten prozessintegrierten Maßnahmen und ein entscheidender Faktor für einen gleichmäßigen und ungestörten Betrieb.

Die Wartung kann kampagnenweise oder kontinuierlich erfolgen. Für die Wartungen kann kein fester Rhythmus oder Mindestabstand vorgeben werden. Die Wartung sollte nach einem systematischen Konzept erfolgen und von speziell ausgebildetem Wartungspersonal durchgeführt werden (z. B. während zwei Schichten).

Nachfolgend wird beispielhaft das Wartungskonzept von ArcelorMittal in Gent (Belgien) beschrieben. Hier erhält jeder Ofen nach durchschnittlich fünf Jahren eine komplette Überholung, je nach Zustand des Ofens. Das bedeutet, dass der Ofen für eine Woche leer bleibt, während folgende Arbeiten ausgeführt werden:

- regelmäßige Inspektion des Ofens (z. B. ein Ofen pro Tag)
- Entfernung alle Graphitablagerungen in der Kammer, d. h. von den Wänden, der Decke und den Steigrohren
- Reparatur von Rissen, Löchern und Schäden an der Oberfläche des Feuerfest-Mauerwerks durch Sauerstoffschweißen
- Reparatur des Ofenkammerbodens durch Gießen von Zement
- Injektion von Staub in feine Risse

- komplette Überholung der Türen: vollständige Demontage, Reinigung aller Einzelteile und erneuter Zusammenbau; Nachjustierung aller Dichtelemente. Ersetzung beschädigter Steine in den Ofentüren; oftmals auch der gesamten Türausmauerung.

Zusätzlich zu diesen Instandsetzungsarbeiten wird das Verankerungssystem des Ofens (Federn, Verankerungen usw.) regelmäßig überprüft und eingestellt.

Andere Konzepte schließen z. B. folgendes mit ein:

- häufige Reinigung der Steigrohrkrümmer und der Übergänge zur Hauptsammelleitung zwecks Vorsorge vor Verstopfungen
- Reinigung der Deckel
- Entwicklung einer Diagnose- und Reparaturvorrichtung für die Koksofenwände.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Durch gute Wartung wird Rissen im Feuerfest-Mauerwerk vorgebeugt und das Auftreten von Leckagen und somit Freisetzungen von unvollständig verbranntem Rohgas minimiert. So wird sichtbarer schwarzen Rauch aus den Schornsteinen der Koksofenunterfeuerung vermieden. Zusätzlich verhindern Wartung, Nachjustierung und Überholung der Ofentüren und Rahmen Leckagen. Weiterhin werden durch gut gewartete Steigrohrkrümmer und Hauptsammelleitungen Emissionen aus der Befüllung verhindert.

Medienübergreifende Effekte
Es sind keine bedeutenden medienübergreifenden Effekte bekannt.

Betriebsdaten
Wartungskonzepte wie oben beschrieben werden generell von allen Betreibern mit betrachtlichem Erfolg angewendet (z. B. seit 1986 bei ArcelorMittal in Gent (Belgien)).

Anwendbarkeit
Kontinuierliche oder kampagnenweise Wartungskonzepte können sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Personalkosten für die Fachkräfte, die die Wartungsarbeiten durchführen, sind erheblich (im Falle von ArcelorMittal, Gent (Belgien) etwa 2 €/t Koks); als Teil der Maßnahmen für einen gleichmäßigen und ungestörten Betrieb tragen besser ausgebildete Arbeiter aber zu einer höheren Produktivität bei, wodurch deren Kosten kompensiert werden.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung dieser Technik ist die Absicht, den Koksofen so gleichmäßig und ungestört wie möglich zu betreiben, um die Produktivität zu optimieren und die Emissionen zu minimieren.

Referenzanlagen
Kokerei von ArcelorMittal in Gent (Belgien). Das ist eine weit verbreitete Technik, von allen Kokserzeugern angewendet wird.

Referenzliteratur
[200, Commission 2001] [223, USEPA 2001] [225, Brouhon 2006] [242, Caughlin 2007] [253, ICSTI' 06 2006] [254, Eurofer 2007] [276, Italy 2007] [320, Eurofer 2007] [330, Eurofer 2007]

5.3.6 Größere Koksofenkammern

Beschreibung
Die beiden folgenden Ansätze führten zur Entwicklung von breiteren und höheren Koksofenkammern:

- Verbesserung der Umweltleistung durch Verringerung der Anzahl an Koksdrückvorgängen pro Tag und Verkürzung der Gesamtlänge der Dichtungen
- Senkung der Investitions- und Produktionskosten, weil nur ein Satz Maschinen benötigt wird.

Die Hauptcharakteristik der höheren oder breiteren Kammern der Koksöfen ist das größere Volumen im Vergleich zum konventionellen Ofen. Bei gleichem Output ist folglich die Gesamtlänge der Türdichtungen und die Häufigkeit der Drückvorgänge geringer. Besondere Aufmerksamkeit sollte jedoch den Dichtungen gewidmet werden, weil es schwieriger ist, solche Öfen gasdicht zu halten, insbesondere an den oberen und unteren Enden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei ordentlicher Wartung und bei Einsatz von Türen mit flexibler federbelasteter Dichtung kann unter vergleichbaren Betriebsbedingungen erwartet werden, dass die spezifischen (diffusen) Emissionen aus den Tür- und Rahmendichtungen proportional zu der – gegenüber konventionellen Koksofen – verkürzten Dichtungslänge vermindert werden.

Unter der Annahme, dass die Emissionen direkt proportional zur Anzahl der Drückvorgänge sind, ist zudem, wenn weniger Drückvorgänge pro Tonne Koks erforderlich sind, eine Minderung der Emissionen aus Drückvorgängen zu erwarteen. Die spezifischen Emissionen pro Deckel oder pro Tür ändern sich durch die Nutzung größerer Koksofenkammern allerdings nicht.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Größere Ofentüren erfordern eine intensivere Wartung. Tabelle 5.14 zeigt charakteristische Merkmale verschiedener Größen von Koksöfen.

Tabelle 5.14: Charakteristische Merkmale verschiedener Größen von Koksöfen

Aspekt	Einheit	klein	mittel	groß		
(nutzbare) Maße:						
Höhe	m	4,5	6,0	7,1	7,85	8,23
Länge	m	11,7	14,2	15,9	17,2	20,8
Breite	m	0,45	0,45	0,59	0,55	0,59
nutzbares Volumen	m^3	22,1	36,4	62,3	70,0	93
Produktivität	t Koks/Ofen	12,7	21,3	39,8	43,0	55
Anzahl der Öfen	Anzahl	322	187	142	120	140
Gesamtzahl der Ofenöffnungen	Anzahl	2898	1496	1278	1080	380
Gesamtlänge der Dichtungen	km	10,5	6,9	6,2	6,0	5,0
Koksdrückvorgänge	Anzahl/d	430	257	138	128	135
Anzahl der Öffnungsvorgänge pro Tag	Anzahl/d	3870	2056	1242	1152	945
Länge der zu reinigenden Dichtungen	km/d	14,0	9,5	6,0	5,6	4,9
Quelle: [33, Eisenhut et al. 1988] [204, Neuwirth et al. 2003] [320, Eurofer 2007] [335, Eurofer 2007].						

Es sind von Anlagen, die breite und hohe Ofenkammern haben, keine besonderen Probleme bekannt. Die größeren Ofenkammern stellen allerdings höhere Anforderungen an die Festigkeit der Wände.

Anwendbarkeit
Die Technik ist nur bei neuen Anlagen anwendbar. In einigen Fällen können bei der kompletten Erneuerung von Ofenbatterien größere Koksofenkammern auf den alten Fundamenten errichtet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
- Koksofenbatterie der Hüttenwerke Krupp Mannesmann, Duisburg-Huckingen (Deutschland)
- Batterie Nr. 3 der Kokerei Prosper, Bottrop (Deutschland)
- Kokerei Schwelgern der KBS, Duisburg-Schwelgern (Deutschland)
- Kokerei von ArcelorMittal, Gent (Belgien).

Referenzliteratur
[33, Eisenhut et al. 1988] [129, Stalherm et al. 1990] [204, Neuwirth et al. 2003] [320, Eurofer 2007] [335, Eurofer 2007]

5.3.7 Verbesserung der Ofentür- und Rahmendichtungen

Beschreibung
Die Gasdichtheit der Ofentüren ist entscheidend und kann durch Anwendung folgender Techniken erreicht werden:

- Einsatz von Türen mit flexiblen federbelasteten Dichtungen
- sorgfältige Reinigung der Tür und des Rahmens nach jedem Koksdrücken
- Gaskanäle im Inneren der Tür.

Bestehende Ofenbatterien können mit neuen Türen mit federbelasteter Dichtung ausgerüstet werden, wenn die Türrahmen und Panzerplatten nicht zu sehr deformiert sind. In diesem Fall spielt die Festigkeit der Ankerständer eine entscheidende Rolle, weil die Panzerplatten (die das Mauerwerk an Ort und Stelle halten) bevorzugt von Federn in Position gehalten werden, die an den Ankerständern befestigt sind.

Zu beachten ist, dass die Situation für kleine und große Öfen unterschiedlich ist. Bei Öfen mit einer Höhe von weniger als 5 Metern kann eine Messerkantendichtung in Verbindung mit einer guten Ofenwartung ausreichen, um Emissionen aus den Türen zu verhindern.

Die Leistungsfähigkeit der Dichtungen an Türen und Rahmen sollte überwacht werden (siehe Abschnitt 2.5.5.6.3).

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die spezifischen Emissionswerte von Türen mit flexibler Dichtung sind viel geringer als bei konventionellen Türen. Unter der Voraussetzung, dass die Türen sauber gehalten werden, kann das Auftreten sichtbarer Emissionen mit Türen nach dem Stand der Technik im Wochenmittel auf 5 % aller Türen auf beiden Seiten der Batterie begrenzt werden. Nach der Bestimmungsmethode 303 der US EPA wurden an US-amerikanischen Koksofenbatterien Werte unter 4 % (Mittelwert über 30 Tage) erreicht. Generell bieten flexible Dichtungen viel bessere Voraussetzungen für die Dichtheit, insbesondere von großen Öfen. Es gibt allerdings auch Beispiele, wo mit traditionellen (Messerkanten-) Dichtungen an gut gewarteten kleinen Öfen gute Messwerte und

mit flexibel gedichteten Türen an schlecht gewarteten großen Öfen schlechte Messwerte erreicht werden.

In die Innenseite der Tür (z. B. durch Zurückschneiden des Türstopfens oder ein Hitzeschild) oder in die Dichtung integrierte Gaskanäle mit großen Querschnitten verkleinern den Druckunterschied zwischen der Innen- und Außenseite der Türdichtung.

Verbesserungen an den Arbeitstüren für die Nivellierstangen haben zu einer 93%-igen Minderung der diffusen Emissionen aus diesen Türen geführt.

Medienübergreifende Effekte
Es treten keine medienübergreifenden Effekte auf.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Technik ist bei neuen und –in einigen Fällen– auch in bestehenden Anlagen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionssumme zum Ersatz der Türen einer Koksofenbatterie betragen rund 6 Mio. € in einer Kokerei unter der Bedingung, dass circa 100 Ofentüren ersetzt werden und 1,2 – 1,5 Mio. Tonnen Koks pro Jahr produziert werden.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Die folgenden neuen und wieder aufgebauten Anlagen wurden mit flexiblen Türen mit federbelasteter Dichtung ausgerüstet:

- Koksofen 1, Corus, IJmuiden (Niederlande)
- Koksofen Hüttenwerke Krupp Mannesmann, Duisburg-Huckingen (Deutschland)
- Koksofen in BHP Steel in Australien
- ArcelorMittal, Fos sur Mer (Frankreich)
- ArcelorMittal, Dunkirk (Frankreich)
- Riva Gruppe Taranto (Italien).

Referenzliteratur
[161, Vos 1995] [215, BSS 2007] [223, USEPA 2001] [252, France 2007] [320, Eurofer 2007] [331, Eurofer 2007]

5.3.8 Reinigen der Ofentür- und Rahmendichtungen

Beschreibung
Viele der älteren Kokereien in Europa haben noch die ursprünglichen Türen mit Messerkantendichtung ohne Federbelastung. Bei diesen Anlagen können Türleckagen ein ernsthaftes Problem darstellen, insbesondere wenn der Ofen höher als 5 Meter ist. Bei guter Wartung kann der Anteil der Türen mit sichtbaren Emissionen aber unter 10% liegen. Der Erfolg des Wartungskonzepts hängt zum großen Teil aber von der Stabilität des Verkokungsprozesses, der permanenten Verfügbarkeit des Wartungspersonals sowie der kontinuierlichen Überwachung und dem Feedback zu den Ergebnissen ab. Der Betrieb einer eigenen Werkstatt zur Wartung der Türen ist sehr zu empfehlen.

Fortschrittliche Reinigungsvorrichtungen, die die Türen bei jedem Zyklus mittels Schabern reinigen, erzielen gute Ergebnisse. Eine andere Methode zur Reinigung der Ofentüren ist die Verwendung von Hochdruckwasserstrahlern. Eine Reinigung mit Hochdruckwasserstrahlern kann jedoch nicht bei jedem Zyklus erfolgen.

Wartungskonzepte für Koksofentüren sehen z. B. Vorrichtungen zur Türreinigung und ein Servicekonzept für die Wartung und Instandhaltung der Türen vor.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Hochdruckwasserstrahler ermöglichen, praktisch alle sichtbaren Emissionen zu vermeiden – es kann eine Verminderung um 95% erreicht werden (bestimmt nach EPA Methode 303). Die Verwendung eines Türreinigungssystems mit Schabern trägt ebenfalls zu einer drastischen Verminderung der sichtbaren Emissionen aus den Türen bei.

Medienübergreifende Effekte
Bei Reinigung mit Hochdruckwasserstrahlern fällt ein kontaminierter Abwasserstrom an, der gemeinsam mit anderem Abwasser aus der Koksofenbatterie behandelt werden kann. In einigen Anlagen wird dieses Abwasser bei der Nasslöschung des Kokses mit genutzt.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Anwendbar sowohl in neuen als auch in bestehenden Anlagen.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen:
Koksofen 2 von Corus in IJmuiden (Niederlande).
Kokereien von BHP Steel in Australien.

Referenzliteratur
[97, Murphy et al. 1991] [161, Vos 1995] [215, BSS 2007] [276, Italy 2007] [320, Eurofer 2007] [332, Eurofer 2007]

5.3.9 Aufrechterhaltung einer ungestörten Gasströmung im Koksofen

Beschreibung
Im oberen Teil der Ofenkammer wird ein freier Raum aufrechterhalten, damit die Gase und der gasförmige Teer in Richtung des Steigrohres entweichen können. Das Steigrohr ist, je nach Bauart der Ofens gewöhnlich entweder an der Kohle-/Drückseite des Ofens oder an beiden Seiten angebracht. Wenn die eingefüllte Kohle bis zur Ofendecke reicht oder wenn Graphitansammlungen den Raum unterhalb der Ofendecke verstopfen, wird die Abströmung des Koksofengases behindert. Wann immer dies passiert, steigt der Überdruck hinter der Verstopfung und es treten Leckagen an den Türen und Fülllöchern auf.

Diese Situation kann durch eine geeignete Nivellierung der zugeführten Kohle vermieden werden. Die Ansammlung von Graphit im oberen Teil der Ofenkammer kann durch eine geeignete Hitzeverteilung an den Ofenwänden, d. h. durch eine Absenkung der Temperatur im oberen Teil der Wände vermindert werden. Wenn sich dennoch zu viel Graphit ansammelt, können die Ni-

vellierstangen (Leveller) in der Ofenkammer hängen bleiben. Um das zu verhindern, ist die Drückstange der Drückmaschine mit einem speziellen Schaber ausgerüstet, mit dem die Decke und die oberen Teile der Ofenwände während des Drückvorgangs gereinigt werden können.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Durch eine gute Druckverteilung in der Koksofenkammer werden die diffusen Emissionen und Leckagen beträchtlich gemindert. Weiterhin wird das Risiko eines Festklemmens der Kokscharge beim Drückvorgang gemindert.

Medienübergreifende Effekte
Es treten keine medienübergreifenden Effekte auf.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Anwendbar bei neuen und bei bestehenden Koksöfen.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Die Technik wird von all den Anlagen mit geeigneten Wartungskonzepten angewendet, die darauf abzielen, Leckagen aus den Ofentüren zu vermindern.

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [320, Eurofer 2007]

5.3.10 Variable Druckregulierung der Öfen während der Verkokung

Beschreibung
Bei konventionellen Koksöfen ist eins der schwierigsten Umweltprobleme, diffuse Emissionen zu vermeiden, die hauptsächlich an den Öffnungen der Koksöfen wie Ofentüren, Steigrohr- und Fülllochdeckeln auftreten. Der Hauptgrund und Auslöser dieser Emissionen ist der Überdruck in den Ofenkammern, der durch die Gasbildung während des Verkokungsprozesses entsteht. Aufgrund diese Überdrucks durchdringt das Rohgas die Dichtungen der diversen Koksofenöffnungen.

Normalerweise wird die Ofenkammer während des Verkokens unter leichtem Überdruck gehalten, weil ein Unterdruck dazu führen könnte, dass Luft in die Ofenkammer eindringt und der Koks teilweise verbrennt, was zur Zerstörung des Ofens führen würde. Während am Boden des Ofens Atmosphärendruck herrscht, sollte der Überdruck in der Hauptsammelleitung (ausgedrückt in mm Wassersäule) einer Faustregel folgend dem doppelten Wert der Ofenhöhe in Metern entsprechen. Folglich würde der Überdruck in der Hauptsammelleitung bei modernen, 7 m hohen Öfen 14 mm Wassersäule und bei älteren, 4 m hohen Öfen 8 mm Wassersäule betragen.

Während des Verkokens erreicht der Koksofengasdruck sein Maximum nach einer Verkokungszeit von 2 Stunden. Während der weiteren Zeit des Verkokens nehmen sowohl das spezifische Rohgasverhältnis[61] und als auch der Kammerdruck ab.

[61] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist die Menge des entstehenden Rohgases pro Zeiteinheit und Tonne Kohle/Koks gemeint.

Der übliche Weg zur Druckregulierung und Emissionsminderung ist, bei Über- oder Unterdruck eine Anpassung vorzunehmen. In den meisten Kokereien in der EU-25 wird ein bestimmter Überdruck in der Hauptsammelleitung aufrechterhalten.

Sobald der Ofen jedoch mit der Hauptsammelleitung verbunden ist, bestimmt der Druck in der Hauptsammelleitung den Druck in der Ofenkammer. Die Notwendigkeit eines Überdrucks in der Hauptsammelleitung ist der Hauptgrund für höhere Emissionen an den Ofenöffnungen. Zur Entkopplung des Drucks der Hauptsammelleitung von dem in den Kammern wurde eine neue Art von Ventilen für den Anschluss der einzelnen Öfen an die Hauptsammelleitung entwickelt (Markenname „FixCup“), das die herkömmlichen mechanischen Klappen ersetzt. Dieses Ventil ist eine wesentliche Komponente des innovativen Druckregelsystems, mit dem jeder Ofen individuell reguliert werden kann (Markenname PROven®, für ‘Pressure Regulated Oven’ – Druckregulierter Ofen). Den Aufbau des PROven® Systems zeigt Abbildung 5.13. Das neue Ventil ermöglicht die Regulierung des Gasdrucks im Ofen über das Wassersniveau in der Tauchdichtung. Der Gasdruck wird am Steigrohr oder am Steigrohrkrümmer gemessen. Um ein robustes Regelungssystem zu erhalten, das den rauen Bedingungen eines Koksofenbetriebes standhält, ist das FixCup-Ventil mit einer becherförmigen Wasserdichtung, einem ständigen Wasserstrom und einer Ablaufkontrolle ausgerüstet. So kann die Wasserhöhe im FixCup verändert und der Überdruck für jeden einzelnen Ofen frei gewählt werden. Typischerweise beträgt er in den ersten Stunden 0 hPa (0 mm Wassersäule), und steigt dann stufenweise auf etwa 1,3 hPa (13 mm WS) am Ende des Verkokungsprozesses. So wird ein veränderlicher Strömungswiderstand für die Abführung des Rohgases aus dem Koksofen erzeugt. Während in den Öfen ein leichter Überdruck herrscht, wird die Hauptsammelleitung mit Unterdruck betrieben (typischer Druck: –3 bis –3.5 hPa (–30 bis –35 mm WS)). Die Absaugung wird auch sehr effektiv zum Gastransport eingesetzt, ohne dass es einer Hochdruck-Flüssigkeitsabsaugung bedarf.

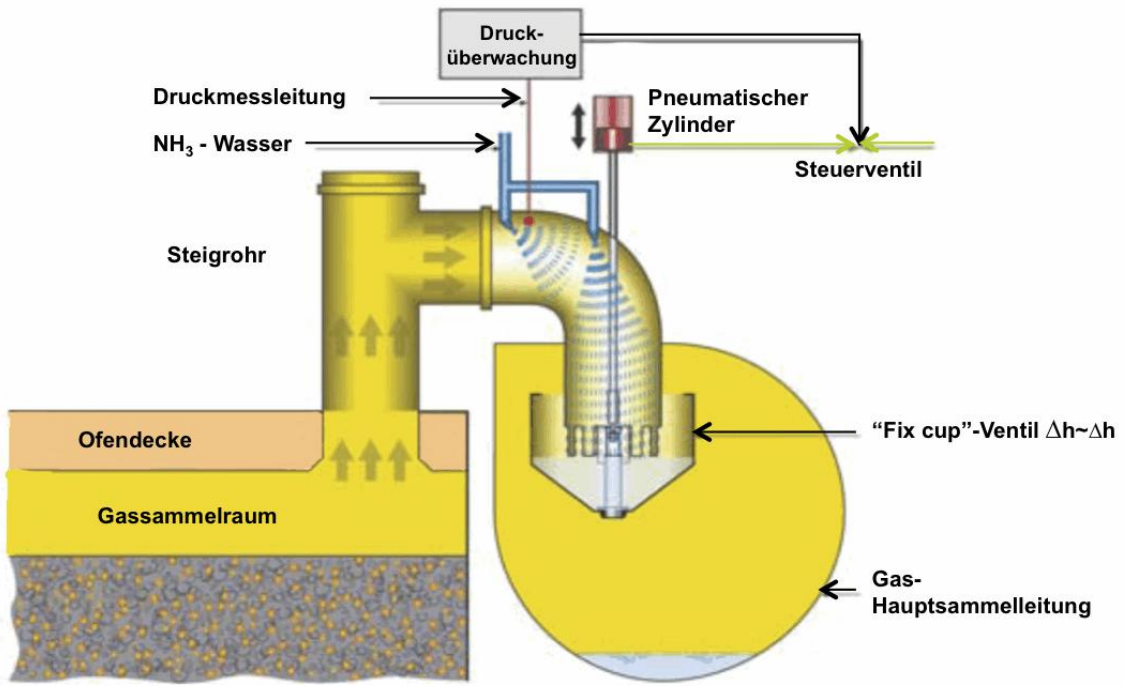


Abbildung 5.13: Aufbau des PROven® Systems

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Die Menge an Staub und Kokspartikeln im Koksofengas kann drastisch reduziert werden. Tabelle 5.15 zeigt Ergebnisse von PAK-Emissionsmessungen, die vor und nach Installation der variablen Druckregulierung durchgeführt wurden.

Tabelle 5.15: Minderung der PAK-Emissionen durch variable Druckregulierung der Öfen

Ort	Verkokungszeit nach der Befüllung (h)	Minderung der PAK-Emissionen durch variable Druckregulierung (%)
Kohle-/Druckseite	0 – 2	64
	2 – 5	73
Koksseite	0 – 2	69
	2 – 5	73
Quelle: [203, Liszlo et al. 2004] [225, Brouhon 2006].		

Außerdem ist keine Hochdruckflüssigkeitsabsaugung erforderlich, da die Hauptsammelleitung abgesaugt wird.

Medienübergreifende Effekte
Es sind keine wesentlichen medienübergreifenden Effekte bekannt.

Betriebsdaten
Betriebsdaten der konventionellen Technik sind gut bekannt. Zu den Betriebseigenschaften der variablen Druckregulierung werden seit 1999 Erfahrungen gesammelt. Es wurde von keinen besonderen Probleme berichtet.

Anwendbarkeit
Die Technik der variablen Druckregulierung kann bei neuen Kokereien angewendet werden und ist eine Option für bestehende Anlagen. Die Möglichkeiten zur Einführung dieser Technik bei bestehenden Anlagen sollte sorgfältig geprüft werden und ist abhängig von den individuellen Gegebenheiten der einzelnen Anlage.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Der Auslöser für die Einführung dieser Technik war die Minderung der Emissionen.

Referenzanlagen
Das variable Druckregulierungssystem wurde 1999 in einer alten Kokerei in Deutschland (52 Koksöfen, 6 m Höhe) eingeführt. Es war dort 3 Jahre in Betrieb, bis die Kokerei abgebrochen wurde. In 2003 wurde dieses Druckregulierungssystem in der neuen Kokerei in Duisburg-Schwelgern (zwei Batterien mit je 70 Öfen und einer Höhe von 8,4 m) installiert. Seitdem wurde das System in einigen Kokereien in Brasilien (China) und Südkorea eingeführt. Bis 2008 wurden die PROven® Technologie an mehr als 1200 Koksöfen installiert oder für diese in Auftrag gegeben.

Referenzliteratur
[203, Liszlo et al. 2004] [204, Neuwirth et al. 2003] [225, Brouhon 2006] [320, Eurofer 2007] [329, Eurofer 2007]

5.3.11 „Heat-Recovery“-Koksöfen

Beschreibung
Diese Technik des Verkokens wird auch oft als “non-recovery coking” (Verkokung ohne Rückgewinnung) bezeichnet, weil dabei keine (Rück-)Gewinnung von Kokereigasgas und Kohlenwertstoffen erfolgt. Zum Zeitpunkt der Erarbeitung dieses Dokuments (2010) hatte sich allerdings das Attribut “heat-recovery” (deutsch: Wärmerückgewinnung) durchgesetzt, wenn die Abwärme genutzt und die Abgase entschwefelt werden, wie das bei Neuanlagen üblich ist.

Das Charakteristische ist, dass bei den „Heat-Recovery“-Koksöfen der Teer und die bei der Verkokung entstehenden Gase innerhalb des Ofens und der Gaszüge in der Ofensohle verbrannt werden. Für den „Heat-Recovery“-Prozess ist eine andere Bauart von Öfen erforderlich als beim traditionellen Horizontalkammersystem. Anlagen zur Behandlung des Koksofengases und der Abwässer werden nicht benötigt.

Die „Bienenkorböfen“, die immer noch in China betrieben werden, sind eine traditionelle Form der „Heat-Recovery“-Ofen, aber ohne Abgasnutzung und -Reinigung. Basis einer „Heat-Recovery“-Kokerei ist der „Jewell-Thompson-Ofen“ (siehe Abbildung 5.14), wobei mehrere Öfen zusammen eine Batterie bilden.

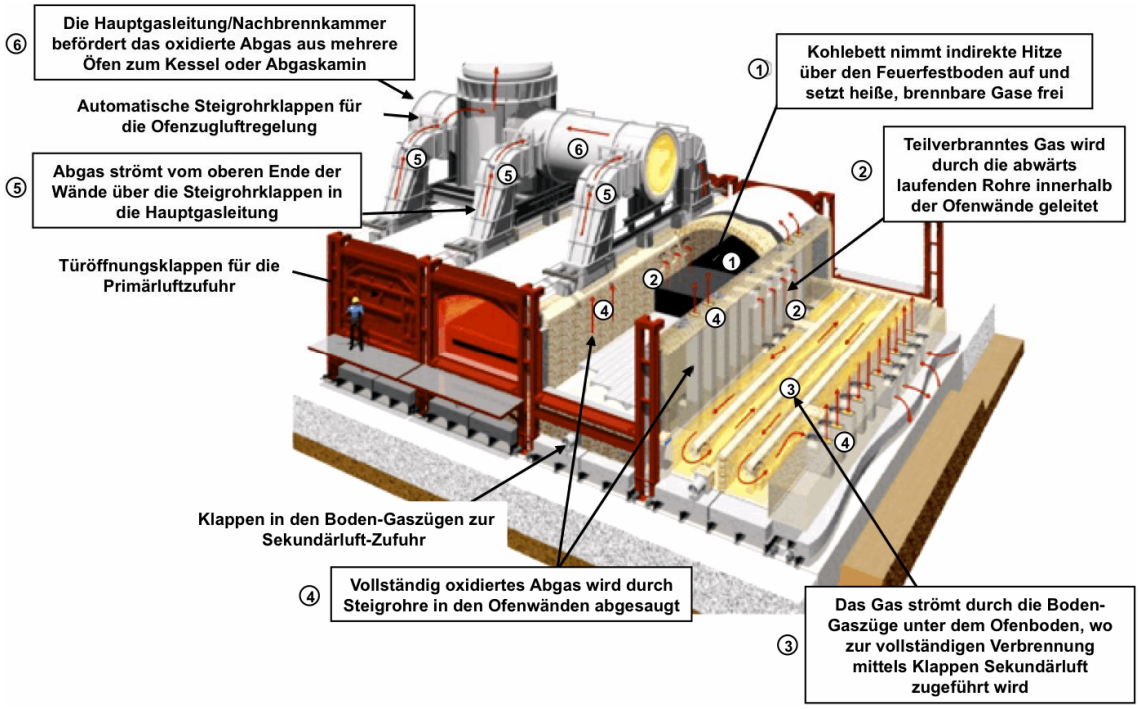


Abbildung 5.14: Jewell-Thompson Öfen in einer „Heat-Recovery“-Kokerei

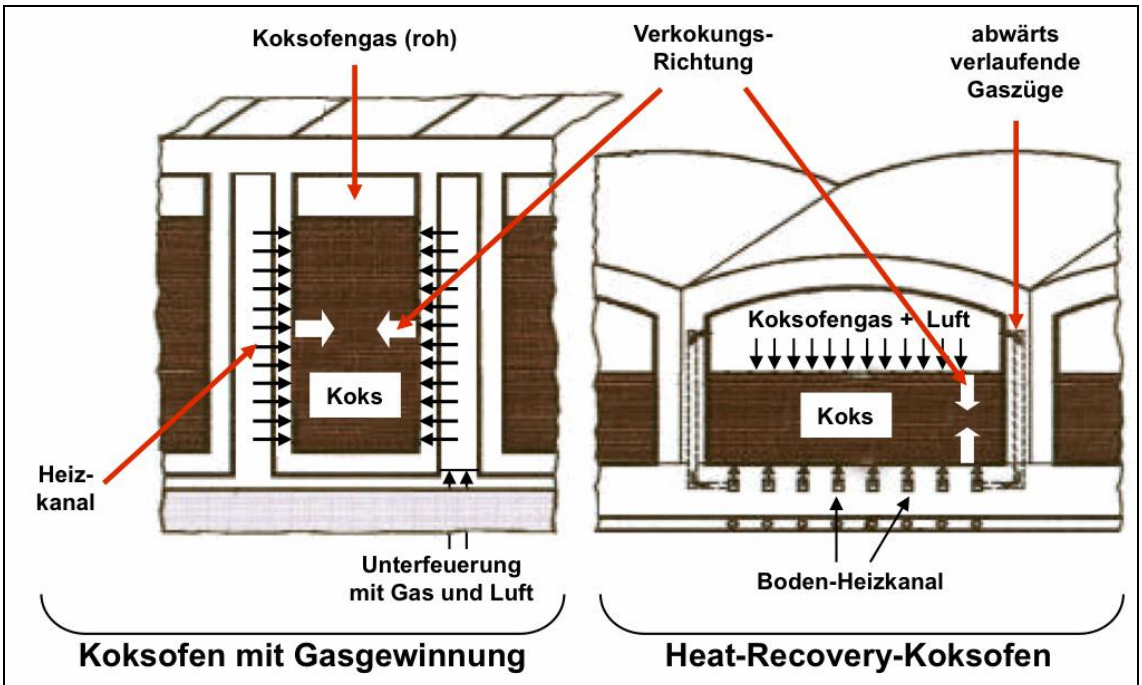
Die Ofenkammern der von der Indian Harbor Coke Company in East Chicago (USA) betriebenen Kokerei haben einen rechteckigen Grundriss, ein gewölbtes Dach und sind 14 × 3.5 × 2.4 m (Länge x Breite x Höhe) groß (siehe Abbildung 5.14). Die Innenausmauerung des Ofens besteht aus quarzbasiertem Feuerfestmaterial. Die Befüllung des Ofens mit Kohle (40 bis 45 Tonnen pro Charge) erfolgt über eine Tür an der Drückseite unter Zuhilfenahme eines wassergekühlten Kohleförderbandes. Die typische Befüllhöhe beträgt 1000 mm.

Der Verkokungsprozess beginnt mit der Hitze, die vom vorherigen Verkokungsprozess übrig geblieben ist. Das freigesetzte Koksofengas wird teilweise im Gewölbe mit der durch die Ofentür zugeführten Außenluft verbrannt und durch abwärts verlaufende Rohre in die Heizzüge unter der Ofensohle geleitet. Durch Zuführung weiterer Außenluft wird das Rohgas hier bei einer Temperatur von 1200 und 1400 ºC vollständig verbrannt.

Somit erfolgt die Verkokung der zugeführten Kohle durch die direkte Hitze im Oberteil des Ofens sowie durch die indirekte Erhitzung über die feuerfeste Sohle. Das gesamte System arbeitet bei Unterdruck. Bei modernen Heat-Recovery-Kokereien wird das heiße Abgas zur Energieerzeugung genutzt und nachfolgend entschwefelt, bevor es an die Umgebung abgegeben wird.

Die Verkokungszeit in einem Jewell-Thompson Ofen beträgt ungefähr 48 Stunden. Danach wird der Koks rausgedrückt und nass gelöscht. Die wesentlichsten Merkmale, die die Heat-Recovery-Technik von der konventionellen Kokserzeugung unterscheiden, werden in Abbildung 5.15 gezeigt und können wie folgt zusammengefasst werden:

- Kokserzeugung im Flachbett
- Betrieb der Öfen mit Unterdruck
- Luftzufuhr direkt in die Ofenkammern
- vollständige Verbrennung des Rohgases im jeweiligen Ofen
- kein Abwasseranfall
- Gips kann als Nebenprodukt erzeugt werden.



Quelle: [320, Eurofer 2007]

Abbildung 5.15: Wesentliche Merkmale der Heat-Recovery-Koksöfen im Vergleich zu Koksöfen, bei denen Kokereigas gewonnen wird

Von den im Jahr 2005 insgesamt weltweit betriebenen Kokereien, die etwa 556 Millionen Tonnen Koks pro Jahr erzeugen, sind nur etwa 6 % Heat-Recovery-Kokereien. Diese Anlagen befinden sich in den USA, Asien und Australien. Die Heat-Recovery-Kokerei in Haverhill (Ohio, USA) wurde 2005 in Betrieb genommen

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Tabelle 5.16 nennt Emissionswerte einer Heat-Recovery-Kokerei. Angegeben sind die Rohgaswerte ohne Abgasbehandlung. Bei der Kokerei in Vasant, Virginia (USA), wird ein Teil des Abgases in einer Trocknungsanlage nass gereinigt[62], die restlichen Öfen arbeiten jedoch ohne Abgasreinigungsanlage.[63]

Weil der Ofen mit leichtem Unterdruck betrieben wird, sind die Emissionen aus den Türen während des Verkokens vernachlässigbar. Emissionswerte aus der Befüllung und dem Koksdrücken in einer Heat-Recovery-Kokerei sind ebenfalls Tabelle 5.16 zu entnehmen. Es ist zu beachten, dass die beiden Koksbatterien, von denen diese Daten stammen, nicht mit Entstaubungseinrichtungen für Füll- und Drückvorgänge ausgerüstet sind.

[62] Anm. der Übersetzer: Der erste Halbsatz ist u.E. zumindest missverständlich; dieser Teil des Abgases wird der benachbarten Kohletrocknungsanlage nicht deshalb zugeführt, um es zu nass zu reinigen, sondern um den Energiegehalt des Abgases dort zur Trocknung der Kohle zu nutzen. Erst nach dem Trocknungsvorgang findet eine Nasswäsche statt, indem die Brüden aus der Trocknungsanlage mittels Venturiwäschern abgereinigt werden.

[63] Anm. der Übersetzer: Der zweite Halbsatz trifft zumindest zum Zeitpunkt der Übersetzung (2013) für die mittlerweile von Sun Coke betriebene Anlage in Vasant nicht (mehr) zu: Laut der aktuellen Genehmigung vom 21.08.2012 wird das nicht zur Kohletrocknung verwendete Abgas dort mittels Nachverbrennung sowie Gewebefiltern abgereinigt.

Tabelle 5.16: Emissionen aus einer Heat-Recovery-Kokerei einschließlich der Befüllung und dem Koksdrücken (ohne Abgasbehandlung)

Schadstoff	Wert	Befüllung	Koksdrücken	Einheit
Staub	1960	7,35	276	g/t Koks
SO_2	7000			g/t Koks
NO_x	380			g/t Koks
CO	77			g/t Koks
in Benzol lösliche organische Stoffe		nicht nachgewiesen	0,65	g/t Koks
Benzo(a)pyren		$1,3 \times 10^{-5}$	nicht nachgewiesen	g/t Koks

Anm.: Angaben basieren auf Emissionsfaktoren der US-Umweltbehörde EPA; die Umrechnung von g/t Kohle auf g/t Koks erfolgte auf Basis einer Koksausbeute von 0,78 t pro 1 t Kohle (siehe Abschnitt 5.1.2.3).

Quelle: [74, Knoerzer et al. 1991].

Voraussetzung für einen umweltfreundlichen Betrieb einer Heat-Recovery-Kokerei ist die Nutzung der Abgaswärme und der Einsatz einer Abgasreinigungsanlage (mit Entschwefelung).

Die NO_x-Emissionen können die typischen Werte einer konventionellen Batterieunterfeuerung mit stufenweiser Verbrennung übersteigen.

Weil die Koksöfen mit Unterdruck betrieben werden, sind die durch Leckagen an den Türen verursachten diffusen Emissionen während des Verkokens vernachlässigbar. So können die Emissionen an krebserregenden Substanzen (z. B. an Benzo(a)pyren) aus der Verkokung fast vollständig vermieden werden. Bei der Kohlebefüllung können allerdings Emissionen an Staub und Benzo(a)pyren auftreten.

Verbesserungen bei der Emissionsminderung können durch eine angepasste Absaugung über die Öfen oder durch zusätzliche Absaugungen mit Entstaubung an der Drückseite erreicht werden. Generell sind die Staubemissionen beim Koksdrücken aufgrund der geringeren Fallhöhe des Kokses (aus dem Flachbett in den Löschwagen) kleiner als beim Verkoken in konventionellen Horizontalkammern. Um die verbleibenden Staubemissionen zu erfassen, wird eine Haube mit entsprechender Absaugung und Entstaubung auf der Koksseite installiert.

Medienübergreifende Effekte

Ein Nachteil der Heat-Recovery-Technik ist die größere Flächeninanspruchnahme durch die Öfen aufgrund ihrer flachen Form im Vergleich zu herkömmlichen Koksöfen.

Die Teilverbrennung der Kohle während des Verkokens führt zu einem geringeren Ertrag an Hochofenkoks.

Die Heat-Recovery-Technik erlaubt die Verwendung von Kohle geringerer Qualität, d. h. billigerer Kohle, einschließlich schlecht-kokender und Treibkohle, um einen qualitativ gleichwertigem Koks im Vergleich zu dem aus konventionellen Anlagen zu erzeugen.

Betriebsdaten

Die Heat-Recovery-Anlage im Werk in Indiana Harbor (USA) nahm 1998 den Betrieb auf. Die Berichte zu Betriebserfahrungen sind ausreichend und schließen eine Betrachtung von Umweltaspekten ein. Es wurde von Problemen mit Rußablagerungen in den Abgaskesseln berichtet, wenn das Koksofengas nicht ausreichend verbrannt ist. Wegen des Unterdrucks während der Verkokung sind die sichtbaren Emissionen aus den Türen vernachlässigbar.

Mit dem Heat-Recovery-Prozess kann aus verschiedenartigsten Kohlen hochwertiger Koks erzeugt werden, einschließlich solcher Kohlen, die zu hohem Blähdruck neigen. Die Koksqualitäten sind mit denen aus Horizontalkammer-Koksöfen vergleichbar. Eine weitere Verbesserung der Koksqualität kann durch Kompaktierung der eingesetzten Kohle erreicht werden.

Anwendbarkeit
Diese Technik kann nur bei Neukonzeptionierung einer Kokerei in Abhängigkeit von den Standortbedingungen eingesetzt werden.

Die Entscheidung für die Errichtung einer Heat-Recovery-Kokerei hängt vom Standort ab. Es erscheint schwierig, bei Integration einer Heat-Recovery-Kokerei in ein bestehendes Stahlwerk einen wirtschaftlich vorteilhaften Energieverbund herzustellen. Bei einer Heat-Recovery-Kokerei wird kein Kokereigas gewonnen, das für Heizzwecke verwendet werden kann; stattdessen muss es am Standort Verwendungen für den erzeugten Dampf oder Strom geben.

Wirtschaftliche Aspekte
Nach den Angaben zur Heat-Recovery-Kokerei in Indiana Harbor (Indiana, USA) betrugen die Investitionskosten für den Neubau einer Heat-Recovery-Kokerei mit einer Produktionskapazität von 1,2 Mio. Tonnen Koks pro Jahr im Jahr 1998 365 Mio. US-$. Diese beinhalten die Kosten für die Koksöfen, die Einrichtungen zum Umschlag und Mischen der Kohle sowie das Kraftwerk. Die Kosten für das Kraftwerk betrugen lediglich 140 Mio. US-$.

Die Betriebskosten sind allgemein geringer als bei einer Kokerei mit Kokereigasgewinnung.

Auslöser für die Umsetzung
Hauptvorteile der Anwendung des Heat-Recovery-Kokereiprozesses ist der geringere Arbeitsaufwand und die Möglichkeit, Kohlen geringerer Qualität, d. h. billigere Kohle einzusetzen.

Referenzanlagen
Es gibt keine Heat-Recovery-Kokereien in Europa. Mehrere Anlagen sind in den USA und in China in Betrieb.

Referenzliteratur
[115, Walker, D.; Barkdoll, M. 2002] [117, Hoffmann, A. et al 2001] [121, Hein, M. 2002] [124, Arendt, P. et al 2006] [200, Commission 2001] [320, Eurofer 2007] [336, Eurofer 2007]

5.3.12 Minderung der Emissionen aus der Koksofenunterfeuerung

Die für den Verkokungsprozess benötigte Wärme wird durch Befeuerung der Heizkammern mit gasförmigen Brennstoffen erzeugt. Die Wärme gelangt durch Wärmeleitung über das Feuerfest-Mauerwerk in die Koksofenkammer. Je höher die Temperatur in der Ofenkammer ist, desto kürzer ist die Verkokungszeit. Die wichtigsten Schadstoffe aus der Koksofenunterfeuerung sind NO_x, SO_2 und Staub. Zur Minderung der Emissionen aus der Koksofenunterfeuerung gehört sowohl eine gute Instandhaltung des Mauerwerks als auch primäre und sekundäre Minderungsmaßnahmen für die einzelnen Schadstoffe.

5.3.12.1 Minimierung von Leckagen zwischen den Koksofenkammern und den Heizkammern

Beschreibung
Durch eine systematische und kontinuierliche Instandhaltung des Koksofens, wie in Abschnitt 5.3.3 beschrieben, können Leckagen durch das Mauerwerk zum großen Teil vermieden werden. Undichtheiten durch Risse im Mauerwerk ermöglichen, dass unbehandeltes Koksofengas in das Abgas der Unterfeuerung gelangt. Das führt zu erhöhten Emissionen an SO_2, Staub und Kohlenwasserstoffen. Das Vorhandensein von Rissen kann während des Betriebs aufgrund der sichtbaren schwarzen Rauchfahnen aus den Schornsteinen der Unterfeuerung leicht festgestellt werden. Es ist aber nicht leicht festzustellen, welche Koksofenkammer Risse hat. Die üblichste Technik zum Auffinden der Risse ist die Betrachtung der beiden Heizwände nach dem Drück-

vorgang und der Heizkammern unmittelbar nach dem Befüllen der Öfen. Die Lage der Risse ist anhand der auftretenden Flammen in den Heizkammern zu erkennen.

Aufgrund von Rissen in den Wänden steigen die Staubemissionen mit zunehmender Betriebszeit der Öfen in der Regel an und können Werte von 10 mg/Nm^3 überschreiten. Durch Überwachung des Rußgehalts des über den Kamin abgeleiteten Abgases kann das Koksofenpersonal feststellen, ob regelmäßig schwarzer Rauch aus den Kaminen austritt, und die Emissionen den jeweils befüllten Öfen zuordnen. So ist es in der Lage, die Koksöfen so zu betreiben, dass Leckagen zwischen den Öfen und den Heizwänden minimiert werden.

Wenn das Problem identifiziert ist, können Risse, Löcher und andere Beschädigungen der Oberfläche des Feuerfest-Mauerwerks durch Sauerstoffschweißen, Siliziumschweißen oder durch nasses oder trockenes Besprühen mit Feuerfestzement wirksam repariert werden. In Extremfällen kann es notwendig sein, das Mauerwerk zu erneuern.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Üblicherweise liegen die Staubemissionen am Kamin unter 10 mg/Nm^3. Die Emissionen können auf nahezu Null reduziert werden, wenn das Besprühen[64] ordnungsgemäß erfolgt und das Auftreten von Rissen überwacht wird. Die Qualität und der Zustand der Koksofenwände sind in dieser Hinsicht von großer Bedeutung.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Diese Technik ist nur für bestehende Anlagen relevant.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Viele Anlagen in der EU.

Referenzliteratur
[33, Eisenhut et al. 1988] [65, InfoMil 1997] [130, Stalherm et al. 1995] [215, BSS 2007] [244, Plickert 2007] [320, Eurofer 2007] [338, Eurofer 2007]

5.3.12.2 Minderung der NO_x-Emissionen durch Primärmaßnahmen

Beschreibung
Das entstehende NO_x besteht fast ausschließlich aus thermischem NO_x, das bei der Reaktion von N_2 und O_2 in der Flamme gebildet wird. Die Bildung von thermischem NO_x steht in direkter Beziehung zu den Spitzentemperaturen und den Sauerstoffkonzentrationen in der Flamme. Indirekt hängen die NO_x-Emissionen auch vom eingesetzten Brennstoff (angereichertes Hochofengas oder Koksofengas), der Art der verwendeten Kohle, der Kohlemenge pro Charge, der Verkokungszeit sowie den Dimensionen der Koksofenkammer ab.

[64] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach müsste sich diese Aussage auf alle vorgenannten Maßnahmen zur Instandhaltung des Feuerfest-Mauerwerks beziehen, nicht nur auf das Besprühen mit Feuerfestzement.

Der effizienteste Weg, die NO_x-Bildung zu mindern, ist die Verringerung der Flammentemperatur in der Heizkammer. Das Ziel ist daher die Verbrennung mit kühler Flamme. Folgende drei Methoden haben sich als wirksam erwiesen:

- Abgasrückführung: Dem Abgas aus dem Koksofen[65] werden Brennstoff und Verbrennungsluft beigemischt. Durch die niedrigere Sauerstoff- und die höhere CO_2-Konzentration wird die Flammentemperatur gesenkt. Dass die Abgasrückführung zur Vorheizung der Verbrennungsluft führt, kann allerdings der angestrebten Senkung der Flammentemperatur entgegenwirken.
- Stufenweise Luftzufuhr: Durch Zufuhr der Verbrennungsluft in mehreren Stufen werden die Verbrennungsbedingungen gemildert und die NO_x-Bildung verringert
- Verringerung der Verkokungstemperatur: Die Temperatur hat einen Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit und die Energieeffizienz des Koksofens. Für eine geringere Verkokungstemperatur kann die Temperatur der Heizkammer niedriger sein, was zu einer geringeren NO_x-Bildung führt.

Zudem kann die Temperatur der Heizkammer (und damit die NO_x-Bildung) vermindert werden, auch wenn die normale Verkokungstemperatur aufrechterhalten wird, indem der Temperaturgradient in der Feuerfest-Mauer zwischen der Heizkammer und Koksofenkammer vermindert wird. Dies kann durch dünnere Mauersteine erfolgen oder durch ein Feuerfestmaterial mit besserer Wärmeleitfähigkeit. Früher führte eine Heizkammertemperatur von 1320 °C zu einer Koksofentemperatur von 1180 °C. Heutzutage wird durch dünnere Ziegelsteine eine Koksofentemperatur von 1200 °C bei gleicher Heizkammertemperatur erreicht.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Eine stufenweise Luftzufuhr in Kombination mit einer internen Abgasrückführung bewirkt eine lange und “kühle” Flamme, die eine Voraussetzung für die Verringerung der NO_x-Konzentration im Abgas ist.

Anlagen, die diese prozessintegrierte $DeNO_x$-Maßnahme eingeführt haben, emittieren etwa 340 g NO_x/t Tonne Koks (Konzentrationswerte : 322 – 414 mg/Nm^3 bei 5 % O_2).

Bei mehreren deutschen Anlagen liegen die Emissionen in folgenden Bereichen:

- bei Befeuerung mit Mischgas: NO_x-Konzentrationen zwischen 322 und 358 mg/Nm^3
- bei Befeuerung mit Koksofengas: NO_x-Konzentrationen zwischen 332 und 414 mg/Nm^3

Medienübergreifende Effekte
Wenn die Kühlkapazität des Rohgaskühlers erhöht wird, um die Wirksamkeit der Entschwefelung zu verbessern, erhöhen sich der Energieverbrauch und damit möglicherweise auch die Emissionen an thermischem NO_x. Bezogen auf die Minderung der NO_x-Emissionen aus der Koksofenunterfeuerung wurden keine medienübergreifenden Effekte identifiziert.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Prozessintegrierte $DeNO_x$-Maßnahmen können bei neuen Anlagen angewendet werden. Bei bestehenden Anlagen führt die Verringerung der Temperatur zu längeren Verkokungszeiten und einem Betrieb unterhalb der Nominalkapazität.

Die Verwendung von dünneren Ziegeln und von Feuerfestmaterialien mit besserer Temperaturleitfähigkeit kann nur bei neuen Anlagen umgesetzt werden.

[65] Anm. der Übersetzer: Wortfehler – u.E. kann nur das Abgas aus der Unterfeuerung gemeint sein.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Neu gebaute oder erneuerte Anlagen sind mit Low-NO_x-Feuerungssystemen ausgerüstet, z. B.

- Kokerei der Hüttenwerke Krupp Mannesmann, Duisburg-Huckingen (Deutschland)
- Kokerei Prosper, Bottrop (Deutschland)
- Kokerei Schwelgern der KBS, Duisburg (Deutschland)
- Kokerei B3 von ArcelorMittal in Fos sur Mer (Frankreich)
- Kokerei von ArcelorMittal in Seremange (Frankreich)
- Batterie ACO der Kokerei 2 von Corus in Scunthorpe (Vereinigtes Königreich)
- Kokerei der Riva Gruppe in Taranto (Italien).

Referenzliteratur
[33, Eisenhut et al. 1988] [130, Stalherm et al. 1995] [253, ICSTI' 06 2006] [276, Italy 2007] [320, Eurofer 2007] [333, Eurofer 2007]

5.3.12.3 Minderung der NO_x-Emissionen durch Sekundärmaßnahmen

Beschreibung
Die NO_x-Emissionen aus der Koksofenunterfeuerung werden bevorzugt durch prozessintegrierte Maßnahmen gemindert, es können aber auch nachgeschaltete Minderungstechniken eingesetzt werden.

Beim SCR-Prozess wird das im Abgas enthaltene NO_x katalytisch durch Ammoniak (NH_3) zu N_2 und H_2O reduziert. Oft werden als Katalysatoren Vanadiumoxid (V_2O_5) oder Wolframoxid (WO_3) auf einem Titandioxid (TiO_2)-Träger eingesetzt. Andere mögliche Katalysatoren sind Eisenoxid oder Platin. Die optimalen Betriebstemperaturen liegen im Bereich von 300 bis 400 °C. Solche hohe Temperaturen verringern die Wärmerückgewinnung in den Regeneratoren (das Optimum liegt bei 180 – 250 °C) oder machen eine zusätzliche Aufheizung des Abgases erforderlich.

Besondere Aufmerksamkeit muss auf eine mögliche Deaktivierung des Katalysators, eine Anreicherung von explosivem Ammoniumnitrat (NH_4NO_3), den Ammoniakschlupf sowie die Bildung von korrosivem Schwefelsäureanhydrit (SO_3) gelegt werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Es kann eine Minderung der NO_x-Emissionen um 90% erreicht werden. Es gibt aber kaum Langzeiterfahrungen hinsichtlich der nachhaltigen Anwendung in Kokereien.

Medienübergreifende Effekte
Der Energie- und Ammoniakverbrauch steigt. Ein Teil des Katalysators muss entsorgt werden, wenn er nicht mehr wirksam ist.

Betriebsdaten
Im Jahr 1976 wurde eine SCR-Anlage zur Behandlung des Abgases der Koksofenunterfeuerung bei Chiba Works von Kawasaki Steel in Japan in Betrieb genommen. Die SCR-Anlage hatte eine Kapazität von 500.000 Nm^3/h. Die Betriebstemperatur lag bei 240 °C, als Reduktionsmittel wurde Ammoniak (NH_3) eingesetzt. Der Wirkungsgrad der Entstickung lag bei 90 %. Die Bildung von Ammoniaksulfat und Anreicherung von Staub führte dazu, dass der Katalysator einmal täglich durch Aufheizen des Abgases auf über 260 °C regeneriert werden musste.

Im Jahr 1992 wurde die SCR-Anlage außer Betrieb genommen, als die Ofenbatterien 2 bis 4 außer Betrieb genommen wurden.

Anwendbarkeit
Die SCR-Technik ist nur bei Neuanlagen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Folgende Kosten wurden für die Anwendung der SCR-Technik berichtet: Die Investitionskosten betrugen im Jahr 1976 47 Mio. Euro; Angaben zu den Betriebskosten waren nicht verfügbar.

Bezogen auf das Jahr 1996 wurden Investitionskosten für eine SCR-Anlage von 50 €/(Nm^3/h) ± 30 % berichtet. Für eine Kokerei mit einem Abgasvolumenstrom von 300.000 Nm^3/h und einer Produktionskapazität von 1 Mio. Tonnen Koks pro Jahr betragen die Kosten:

- Investition: 15 ± 5 Mio. € (bezogen auf das Jahr 1996)
- Betrieb: 0,17 – 0,51 €/t Koks (bezogen auf das Jahr 1996).

Referenzanlagen
Eine SCR-Anlage zur Entstickung des Abgases aus der Koksofenunterfeuerung wurde an den Ofenbatterien 2, 3 und 6 des Stahlwerks von Kawasaki in Chiba (Japan) betrieben. Zwischenzeitlich wurden alle SCR-Anlagen außer Betrieb genommen; derzeit wird weltweit keine SCR-Anlage an einer Koksofenbatterie betrieben.

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [276, Italy 2007] [339, Eurofer 2007]

5.3.12.4 Minderung der SO_2-Emissionen durch Entschwefelung des Koksofengases

Beschreibung
Die Menge der SO_2 -Emissionen hängt stark vom Schwefelgehalt des Brennstoffs ab. Folglich können die SO_2-Emissionen durch die Minimierung des Schwefelgehalts im Brennstoff gemindert werden. Üblicherweise wird (angereichertes) Hochofengas oder Kokereigas zur Unterfeuerung des Koksofens eingesetzt. Der Schwefelgehalt des Kokereigases hängt von der Entschwefelungsleistung der Behandlungsanlage für das Koksofengas ab. Der H_2S-Gehalt des behandelten Koksofengases kann zwischen 1 und 1000 mg/Nm^3 variieren, je nach angewendetem Entschwefelungsverfahren und dessen Wirkungsgrad. Wenn keine Entschwefelung erfolgt (was in einigen europäischen Anlagen immer noch der Fall ist), kann der H_2S-Gehalt Werte zwischen 8 und 12 g H_2S/Nm^3 erreichen. Angereichertes Hochofengas hat einen geringeren Schwefelgehalt.

Die SO_2-Emissionen und insbesondere die Staubemissionen aus der Unterfeuerung können erhöht sein, wenn unbehandeltes Koksofengas durch Risse in den Heizwänden dringt und zusammen mit dem zur Unterfeuerung verwendeten Brennstoff verbrannt wird. Gleichzeitig wird durch die unvollständige Verbrennung des Koksofengases und des zur Unterfeuerung verwendeten Gases Staub gebildet. Wenn das der Fall ist, können sichtbare Staubemissionen (schwarzer Rauch) aus den Kaminen der Ofenbatterien beobachtet werden. Staubemissionen treten auch auf, wenn das zur Unterfeuerung verwendeten Gas Staub enthält.

Ungereinigtes Koksofengas ist aufgrund seines H_2S-Gehalts für viele industrielle Anwendungen ungeeignet. Wird das Gas jedoch entschwefelt, kann es für verschiedene Anwendungen geeignet sein. Viele Anlagen können ihr Koksofengas nach der Entschwefelung mit Gewinn verkaufen. Die Entschwefelung aus kommerziellen Gründen steht im Einklang mit dem Schutz der Umwelt vor “saurem Regen”, da entschwefeltes Koksofengas die SO_2-Emissionen am Ort seiner Koksofengasverbrennung mindert. In vielen Fällen wird der Schwefel in zwei Stufen ent-

fernt: einer Niederdruckstufe und einer Hochdruckstufe. Die Entschwefelung des Koksofengases wird in der EU-27 immer üblicher.

Koksofengas enthält auch eine Reihe von organischen Schwefelverbindungen wie Kohlenstoffdisulfid (CS_2), Carbonylsulfid (COS), Mercaptane usw. (insgesamt etwa 0,5 g/Nm^3). Es gibt bisher aber nur begrenzte Erkenntnisse zur Rückgewinnung organischer Schwefelverbindungen aus dem Koksofengas.

Wie im Abschnitt 5.1.4.4 beschrieben, gibt es zwei Arten von Entschwefelungsverfahren für das Koksofengas: nass-oxidative Prozesse und absorptive Prozesse mit nachfolgender Strippung. Bei den absorptiven Verfahren wird die H_2S- und Ammoniak (NH_3)-Entfernung mit deren Verarbeitung kombiniert. Der entfernte Schwefelwasserstoff und das Ammoniak werden in Dampfform aus den Kolonnen zum Entsäuern/NH_3-Strippen zurückgewonnen. Der Strippdampf für den Entsäurer/NH_3-Stripper wird direkt in die Kolonne geleitet. Die H_2S/NH_3-reichen Dämpfe können entweder in eine Claus-Anlage, wo das Ammoniak zersetzt wird und der Schwefelwasserstoff in elementaren Schwefel umgewandelt wird, oder in eine Schwefelsäureanlage in Kombination mit einer Erzeugung von Ammoniumsulfat eingeleitet werden.

Über die Jahre wurde der Claus-Prozess kontinuierlich weiterentwickelt, so dass die Effizienz der Schwefelrückgewinnung gesteigert werden konnte. Eine dieser Fortentwicklungen ist der OxyClaus®-Prozess. Das Verfahren gleicht dem Claus-Prozess, allerdings wird an Stelle von Luft Sauerstoff eingesetzt. Zuerst wird das in den Dämpfen enthaltene Ammoniak (NH_3) durch thermisches Cracken zersetzt (bei 1450 °C). Dann wird der Schwefelwasserstoff durch Behandlung mit reinem Sauerstoff (daher „OxyClaus“) entfernt, wobei flüssiger Schwefel anfällt.

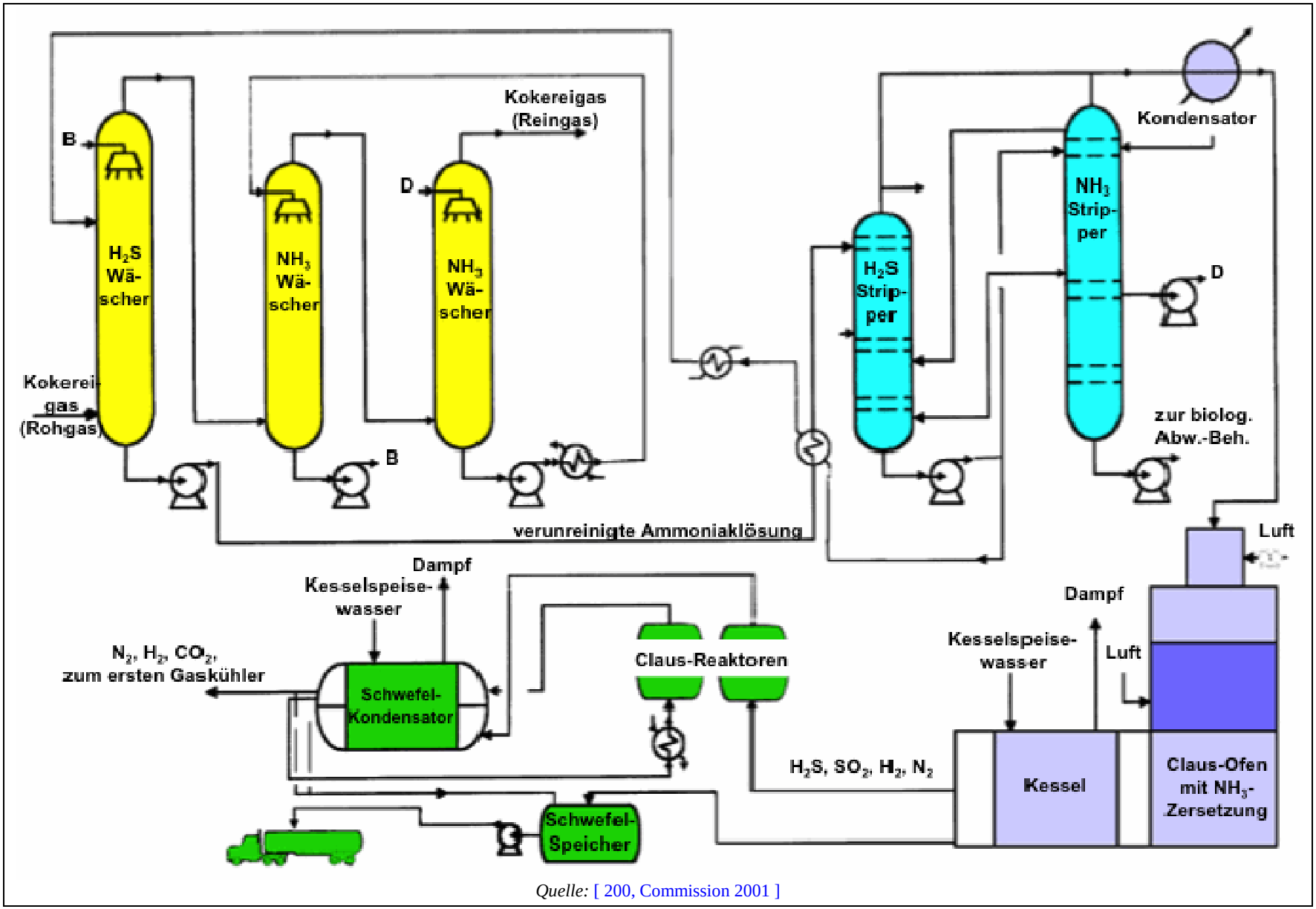
Tabelle 5.17 nennt die verschiedenen Entschwefelungsverfahren für Koksofengas und ihre wesentlichen Merkmale.

In Europa sind die absorptiven Prozesse zur Abscheidung des H_2S aus dem Koksofengas mittels Ammoniaklösung (Carl Still-, Diamex-, ASK- oder Cyclasulf-Verfahren) am weitesten verbreitet. Abbildung 5.16 zeigt das Flussdiagramm einer Entschwefelungsanlage für Koksofengas nach dem ASK-Verfahren, welche 1997 installiert wurde.

Tabelle 5.17: Entschwefelungsverfahren für Koksofengas und ihre wesentlichen Merkmale

Nass-oxidative Verfahren		Absorptions-/Strippverfahren	
Name	**Beschreibung**	**Name**	**Beschreibung**
Stretford	H_2S wird aus dem Koksofengas durch Natriumcarbonatlösung (Na_2CO_3) ausgewaschen und unter Verwendung von Vanadat (VO_3) als Katalysator elementarer Schwefel (S^0) erzeugt. Die Regeneration der Waschflüssigkeit erfolgt durch Belüftung (mit O_2) unter Verwendung von Antraquinon-Disulfonsäure (ADA) als Zwischenprodukt.	Carl Still, Diamex®, Cyclasulf® oder ASK (Ammonium-sulfid-Kreis-laufwäscher-Prozess)	H_2S wird aus dem Koksofengas durch Ammoniaklösung (NH_3) ausgewaschen. Die Ammoniaklösung wird dem Ammoniakwäscher entnommen. H_2S und NH_3 werden aus der Waschlösung durch Strippen mit Dampf ausgetragen und die Dämpfe eine Clausanlage oder einer Schwefelsäureanlage zugeleitet.
Takahax®	Ähnlich dem Stretford-Prozess, außer dass 1,4-Naphthoquinone-2-Sulfonsäure als Zwischenprodukt zur Regenerierung verwendet wird	Vacasulf®	Verfahren für Koksofengas mit geringem Ammoniakgehalt. H_2S (ebenso HCN und CO_2) werden mit Natriumcarbonat- (Na_2CO_3) oder Kaliumcarbonatlösung (K_2CO_3) aus dem Koksofengas ausgewaschen. Die Kaliumvariante ermöglicht höhere Carbonatkonzentrationen. Die Waschflüssigkeit wird in einer Kolonne bei hoher Temperatur und niedrigem Druck (0,12 – 0,14 bar) regeneriert. Die sauren Gase werden aus der Flüssigkeit gestrippt und können in einer Claus- oder Schwefelsäureanlage behandelt werden.
Thylox®	H_2S wird mit Natriumthioarsenat ($Na_4As_2S_5O_2$) gebunden; die Regenerierung erfolgt durch Sauerstoffbehandlung. Das Produkt ist elementarer Schwefel.	Sulfiban®	Das Koksofengas wird mit Monoethanolamin (MEA) gewaschen. Die NH_3-Abscheidung vor der H_2S -Entfernung ist notwendig, um eine Verschmutzung der Waschlösung zu verhindern. Mittels Dampf wird das H_2S aus der MEA-Lösung gestrippt und kann in einer Claus- oder Schwefelsäureanlage behandelt werden. Unlösliche organische Schwefelverbindungen werden aus der MEA-Lösung als fester Abfall abgetrennt.
Perox®	Das Gas wird mit Ammoniaklösung gewaschen. Zur Schwefeloxidation wird Parabenzoquinon verwendet; die Regenerierung erfolgt mittels Sauerstoff.	Desulf®	Nahezu identisch mit dem ASK-Prozess, allerdings wird das NH_3 in einem Sättiger aus dem NH_3/H_2S-Dampf entfernt; dabei fällt Ammoniumsulfat ($(NH_4)_2SO_4$) an.
Fumaks® Rhodacs®	H_2S wird in der „Fumaks-Phase“ durch Pikrinsäure oxidiert , wobei elementarer Schwefel anfällt. In der „Rhodacs-Phase“ werden Cyanide zurückgewonnen		

Quellen: [21, EC Coke 1996] [153, UN-ECE 1990] [186, Sowa et al. 2009] [242, Caughlin 2007] [252, France 2007] [254, Eurofer 2007].



Quelle: [200, Commission 2001]

Abbildung 5.16: Flussdiagramm einer Koksofengas-Entschwefelungsanlage nach dem ASK-Verfahren, die 1997 installiert wurde

Das am häufigsten angewendete nass-oxidative Verfahren ist das 'Stretford'-Verfahren. Dieses ist in einem weiten Bereich von zu entschwefelnden Gasvolumina anwendbar. Berichtet wurde von zu entschwefelnden Gasvolumina von 400 bis 110.000 Nm^3/h (Auslegungswerte).

Mehr Informationen zu Schwefelsäureanlagen sind dem BVT-Merkblatt zur Herstellung anorganischer Grundchemikalien – Ammoniak, Säuren und Düngemittel – (*engl.* Large Volume Inorganic Chemicals – Ammonia, Acids and Fertilisers BREF) zu entnehmen [168, EC 2007].

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Nass-oxidative Prozesse erreichen bei der Entschwefelung bessere Wirkungsgrade als absorptive Prozesse. Nass-oxidative Prozesse können Abscheidegrade >99.9 % erreichen und erreichen Restgehalte an H_2S im Koksofengas von unter 1 mg/Nm^3. Weiterentwickelte Absorptions-/Stripping-Verfahren wie das ASK- oder das Cyclasulf-Verfahren erreichen Entschwefelungsgrade von >95 % und H_2S-Restgehalte von üblicherweise 50 bis 500 mg/Nm^3.

Mit einem optimierten OxyClaus-Verfahren kann ein NH_3-Crackinggrad und eine H_2S – Rückgewinnungsrate[66] von nahezu 99,9 % erreicht werden. Diese Technik verbessert die H_2S-Rückgewinnung deutlich im Vergleich zu den traditionellen Claus-Verfahren; allerdings sind dafür höhere Betriebstemperaturen erforderlich.

Mit keiner der zur Verfügung stehenden Techniken werden organische Schwefelverbindungen wirksam entfernt. In der Niederdruckphase der Gasreinigung werden die organischen Schwefelverbindungen nur von 0,5 g/Nm^3 auf 0,2 – 0,3 g/Nm^3 gemindert.

Mit dem optimierten OxyClaus-Verfahren kann eine NH_3- und H_2S-Minderung von 99,9 % erreicht werden. Diese Technik verbessert die Entschwefelung gegenüber den traditionellen Verfahren um bis zu 50 %[67].

Bei zwei deutschen Anlagen, die absorptive Verfahren zur Entschwefelung des Koksofengases einsetzen, liegen die SO_2-Emissionen aus der Koksofenunterfeuerung in folgenden Bandbreiten:

- bei Befeuerung mit Mischgas: SO_2-Konzentration 111 – 157 mg/Nm^3
- bei Befeuerung mit Koksofengas: SO_2 -Konzentration 118 – 128 mg/Nm^3.

Medienübergreifende Effekte

Alle nass-oxidativen Prozesse, die zur Entschwefelung von Koksofengas eingesetzt werden, entfernen auch die meisten Wasserstoffcyanide aus dem Koksofengas unter Bildung von Natriumthiocyanat[68] entsprechend folgender Reaktion:

$$2\ HCN + Na_2CO_3 + 2\ S^0 \rightarrow 2\ NaSCN + H_2O + CO_2$$

Das Natriumthiocyanat und kleine Mengen an Natriumsulfat und Natriumthiosulfat, die in Nebenreaktionen gebildet werden, werden nicht im Prozess regeneriert und reichern sich daher in der zirkulierenden Lösung an.

Es ist deshalb notwendig, einen Teilstrom dieser Flüssigkeit auszuschleusen, um ein Ausfällen der genannten Chemikalien zu verhindern. Im Falle des Stretford-Verfahrens enthält die abgeleitete Flüssigkeit Vanadiumverbindungen, Chinon und Hydrochinon-Verbindungen (aus der Anthrachinon-Disulfonsäure), Thiocyanate[69] und Thiosulfate. Die Ableitung dieser Komponenten ist aus Umweltsicht und aus ökonomischer Sicht unerwünscht (Wasserverschmutzung und

---

[66] Anm. der Übersetzer: Gemeint ist vermutlich die Rückgewinnung des enthaltenen Schwefels in Form von Schwefelsäure.

[67] Anm. der Übersetzer: Gemeint ist vermutlich, dass die Restemissionen um bis zu 50% geringer sind. Die Menge des abgeschiedenen Schwefels ändert sich bei einem Entschwefelungsgrad >99% dagegen nur unwesentlich.

[68] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung wird die Verbindung NaSCN als „sodium thiocyanide" bezeichnet; unserer Kenntnis nach lautet die korrekte Bezeichnung „Natriumthiocyanat".

[69] Anm. der Übersetzer: Analog zur vorstehenden Anmerkung haben wir „thiocyanide" ebenfalls mit „Thiocyanate" übersetzt.

Verlust an teuren Chemikalien). Normalerweise wird dieses Gemisch dem Kohlemischprozess zugeführt.

Um den Chemikalienverbrauch zu verringern, kann Cyanwasserstoff (Blausäure, HCN) vor der Entschwefelung in einem Vorwäscher durch den Einsatz von Natriumpolysulfid- oder Ammoniumpolysulfid-Lösung abgeschieden werden. Die vorherige Abscheidung von Cyanwasserstoff verringert jedoch nicht die Menge des anfallenden Abwassers.

Für den OxyClaus-Prozess wird Energie zum Cracken benötigt, es wird aber kein Katalysator für die Entfernung des Ammoniaks benötigt. Die NO_x–Emissionen werden ebenfalls gemindert.

In seltenen Fällen, z. B. wenn die erzeugte Menge an Koksofengas den Bedarf übersteigt, sollte das überschüssige Koksofengas aus Sicherheitsgründen abgefackelt werden. Bei der Verbrennung von Koksofengas entstehen Emissionen. Deren Höhe wird beispielhaft in Table 5.6 geschätzt. Der Wirksamkeit der Verbrennung in der Fackel sollte >95 % betragen.

Ein Bypass-Betrieb kann zu erheblichen Emissionen führen. An einer der zwei Koksofenbatterien von Corus in IJmuiden (Niederlande) wird das H_2S aus dem Koksofengas durch den Sulfiban-Absorptionsprozess unter Verwendung von MEA (Monoethanolamin) abgeschieden. Der Entschwefelungsgrad dieses Verfahrens beträgt ungefähr 95 %. Das H_2S wird aus dem MEA gestrippt und in Schwefelsäure überführt. Die Schwefelsäureanlage ist während der Wartung des MEA-Strippers (1,5 Wochen) und der Schwefelsäureanlage selbst (1,5 Wochen), d. h. insgesamt drei Wochen pro Jahr außer Betrieb. In dieser Zeit wird nicht entschwefeltes Koksofengas in das Gasverbundnetz eingespeist oder zur Befeuerung des Koksofens eingesetzt, wodurch etwa 400 Tonnen SO_2 zusätzlich emittiert werden.

Betriebsdaten
Das OxyClaus-Verfahren wird seit 2002 bei der Kokerei von ArcelorMittal in Fos sur Mer (Frankreich) betrieben. Seitdem wurden die SO_2-Emissionen von etwa 1900 auf unter 500 g/t Koks gesenkt.

Anwendbarkeit
Die nass-oxydative oder absorptive Entschwefelung des Koksofengases kann bei neuen wie bei bestehenden Anlagen angewendet werden. Die Wahl hängt unter anderem von den Anforderungen an das gereinigte Koksofengases, Umweltschutzbetrachtungen sowie der möglichen Integration in die Gasreinigungsanlage ab.

Wirtschaftliche Aspekte
Tabelle 5.18 zeigt typische Betriebs- und Investitionskosten der beiden hauptsächlich in Europa genutzten Entschwefelungsverfahren für Koksofengas (ASK- und Stretford-Verfahren), bezogen auf einen Gasvolumenstrom von 42.000 Nm^3/h, welcher 6 g H_2S /Nm^3 und 6 g NH_3/Nm^3 enthält. Es wurde berichtet, dass eine Steigerung des Entschwefelungsgrades von 95 auf 99 % beim Stretford-Verfahren die Kosten nur um 10 % erhöht. Beim Stretford-Prozess sind die wichtigsten Kostenpositionen die Kapitalzinsen und der Chemikalienverbrauch (siehe Tabelle 5.18). Koksofengas mit hohen HCN-Konzentrationen (>2 g/Nm^3) führt zu einem relativ hohen Chemikalienverbrauch. In diesem Fall kann es vorteilhaft sein, eine HCN-Vorwäsche vor der Stretford-Anlage zu installieren.

Die Einführung einer Entschwefelung in einer Kokerei mit rund 100 Öfen (wie bei der obengenannten Anlage von ArcelorMittal) kann ca. 30 Mio. € kosten (Investitionskosten).

Tabelle 5.18: Typische Betriebs- und Investitionskosten der beiden hauptsächlich in Europa genutzten Entschwefelungsverfahren für Koksofengas (ASK und Stretford-Prozess), bezogen auf eine Gasmenge von 42.000 Nm^3/h mit 6 g H_2S /Nm^3 und 6 g NH_3/Nm^3

Parameter		Einheit	Ammoniumsulfat-/ Stretford-Verfahren	ASK-Verfahren/ Claus-Anlage
rohes Koksofengas	H_2S	g/Nm^3	6	6
	NH_3	g/Nm^3	6	6
gereinigtes Koksofengas	H_2S	mg/Nm^3	2	300
	NH_3	mg/Nm^3	30	30
Preise für Betriebsstoffe	**Betriebsstoffe**	**Einheit**	**Ammoniumsulfat-/ Stretford-Verfahren**	**ASK-Verfahren/ Claus-Anlage**
11,9 €/t	Dampf	t/d	154	264
0,34 €/kWh	Elektrizität	kWh/d	11.900	6.600
128 €/t	H_2SO_4 (98 %)	t/d	17,5	–
7,7 €/kg	ADA	kg/d	24	–
27 €/kg	Vanadat	kg/d	10	–
5,5 €/kg	Tartrat	kg/d	13	–
370 €/t	Natron	t/d	2,6	–
110 €/t	Natronlauge	t/d	9,6	9.6
Parameter		**Einheit**	**Ammoniumsulfat-/ Stretford-Verfahren**	**ASK-Verfahren/ Claus-Anlage**
Produkte	Schwefel	t/d	4,8	5.4
	Ammoniumsulfat	t/d	23,5	–
Einnahmen	Schwefel	€/t	125 ([1])	250 ([1])
	Ammoniumsulfat	€/t	180 ([2])	–
jährliche Zinsen auf die Investitionskosten		%	11	11
Kostenanteil für die Instandhaltung (in % der Investitionskosten)		%	4	4
Netto-Gesamtkosten				
Bei zusätzlichen Kosten für die Dampferzeugung		€/1000Nm^3	9,80	9,20
Bei kostenloser Verfügbarkeit von Dampf		€/1000 Nm^3	8,00	6,10

Anm.: Die Schwefel- und Ammoniakpreise weisen eine hohe Schwankungen auf. Zum Zeitpunkt der Überarbeitung dieses BVT-Merkblattes (2010) galten folgende Preise:
([1]) für das ASK-/Claus-Verfahren: 16 – 21 €/t Schwefel; für Schwefel aus dem Stretford-Verfahren ist der Erlös geringer oder sogar gleich Null..
([2]) 50 – 70 €/t Ammoniumsulfat.
Quellen: [65, InfoMil 1997] [118, Rothery 1987] [186, Sowa et al. 2009] [320, Eurofer 2007].

Die Kosten für den Ersatz einer Ammoniakdampf-Verbrennungsanlage durch eine Entschwefelungsanlage nach dem OxyClaus-Verfahren betrugen etwa 12 Mio. €, bezogen auf eine Kokerei mit einer Produktionskapazität von 1,5 Mio. t Koks/ Jahr.

Auslöser für die Umsetzung

Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen

Tabelle 5.19 nennt eine (nicht abschließende) Liste von Beispielanlagen.

Tabelle 5.19: Beispielanlagen zu den Entschwefelungsverfahren für Koksofengas

Nass-oxidative Verfahren	
Stretford	ArcelorMittal, Hamilton (Kanada) Metarom (Rumänien) Erdemir (Türkei) ArcelorMittal, Lorraine (Frankreich) Kobe Steel, Kakogawa Works (Japan) Posco (Korea)
Takahax	Nippon Steel, Yawata Works (Japan) Nippon Steel, Nagoya Works (Japan) Nippon Steel, Hirohata Works (Japan) Nippon Steel, Oita Works (Japan) Nippon Steel, Muroran Works (Japan) Nippon Kokan, Fukuyama Works (Japan) Nippon Kokan, Keihin Works (Japan)
Fumaks Rhodacs	Nippon Steel, Kimitsu Works (Japan) Sumitomo Metal Industries, Wakayama Works (Japan) Sumitomo Metal Industries, Kashima Works (Japan) Kawasaki Steel, Chiba Works (Japan)
Thylox	(keine Referenzanlage bekannt)
absorptive Verfahren:	
Vacasulf	Maanshan Iron & Steel Company Ltd. (China)
Carl Still, Diamex, ASK or Cyclasulf	Prosper, Bottrop (Deutschland) ZKS, Dillingen (Deutschland) Kokerei der KBS, Duisburg-Schwelgern (Deutschland) Kawasaki Steel, Mizushima Works (Japan) Ofenbatterie Nr. 2 von Corus, IJmuiden (Niederlande) Kokerei von ArcelorMittal, Gent (Belgien) Voestalpine, Linz (Österreich) Riva Gruppe, Taranto (Italien) ArcelorMittal, Dunkerque (Frankreich) ArcelorMittal, Fos sur Mer (Frankreich)
Sulfiban	Koksofen Nr. 1, Corus, IJmuiden (Niederlande) Nippon Kokan, Keihin Works (Japan)
Quellen: [65, InfoMil 1997] [252, France 2007].	

Referenzliteratur

[33, Eisenhut et al. 1988] [65, InfoMil 1997] [118, Rothery 1987] [223, USEPA 2001] [242, Caughlin 2007] [249, Netherlands 2007] [252, France 2007] [254, Eurofer 2007] [277, Wiesenberger 2007] [297, Hekkema et al. 2004] [320, Eurofer 2007]

5.3.13 Minderung der Emissionen beim Koksdrücken

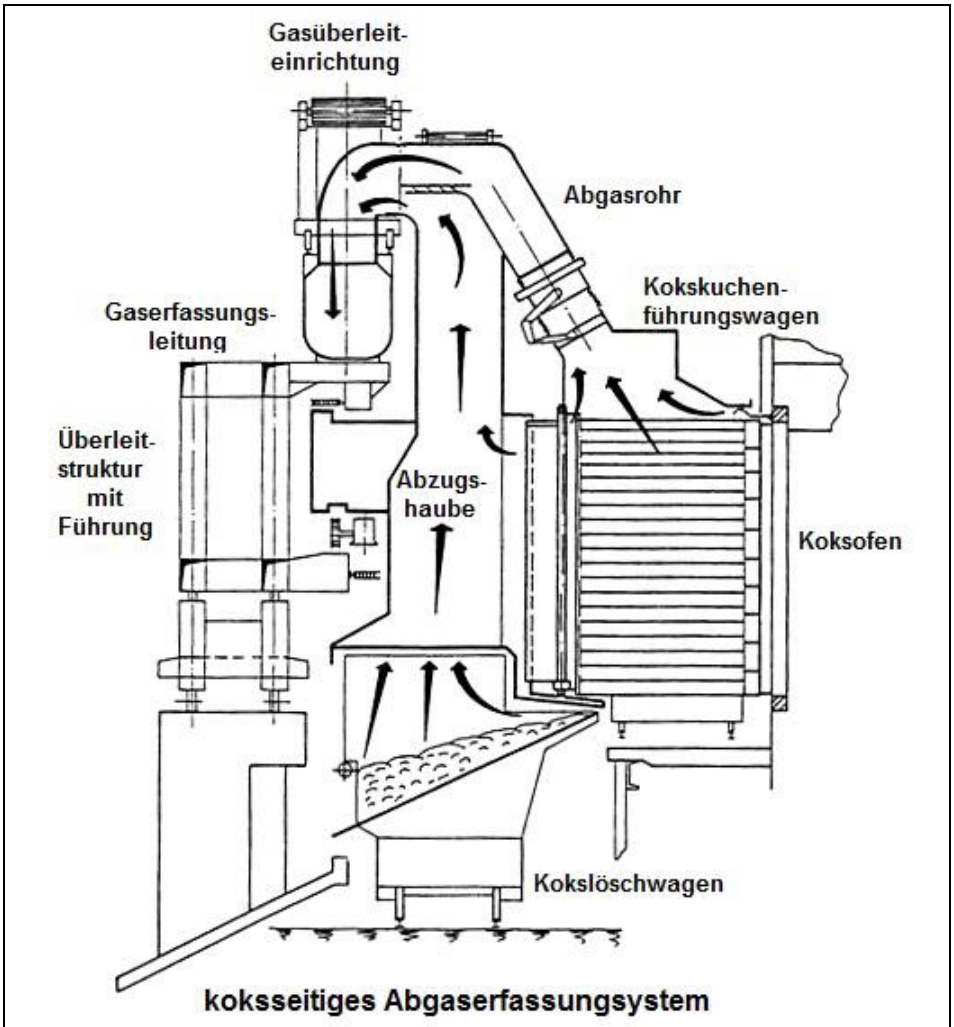
Beschreibung

Verschiedene Techniken wurden zur Minimierung der (koksseitigen) Staubemissionen beim Koksdrücken entwickelt, unter anderem:

- Verwendung von koksseitigen Dichtungsrahmen, einschließlich Absaugung und Entstaubung. Der Staub wird aus der Kokskuchenführung mit Dichtungsrahmen abgesaugt und mittels Gewebefiltern abgeschieden.
- Verwendung eines Containerwagens. Der Koks wird direkt aus der Koksofenkammer in einen Containerwagen gepresst. Der Koks kommt nicht mit Sauerstoff in Kontakt, so dass

nur geringe Mengen an Staub gebildet werden. Wird üblicherweise in Verbindung mit der Kokstrockenkühlung angewendet.

- Verwendung einer Koksüberleitmaschine mit (integrierter) Absaughaube, stationärem Luftkanal und stationärer Gasreinigung, bevorzugt mittels Gewebefilter (sogenanntes „Minister-Stein-System“). Während des gesamten Drückvorgangs ist der Kokskühlwagen (Einpunkt- oder mobiler Löschwagen mit integrierter Haube an der Koksüberleitmaschine) im Einzugsbereich des Stauberfassungssystems positioniert. Ein Beispiel für dieses Erfassungssystem für den beim Koksdrücken freigesetzten Staub wird in Abbildung 5.17 gezeigt.
- Sicherstellung einer ausreichenden Verkokungszeit sowie einer gleichmäßige Beheizung und optimalen Heizwärme, um das Drücken von Grünkoks zu vermeiden.



Quelle: [200, Commission 2001]

Abbildung 5.17: Beispiel für ein Stauberfassungssystem beim Koksdrücken

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Ohne Stauberfassung betragen die Staubemissionen beim Koksdrücken 500 g/t Koks. Von den vier oben genannten Techniken werden mit dem „Minister-Stein-System“ die besten Erfassungsgrade und Arbeitsbedingungen für das Betriebspersonal erreicht (im Gegensatz zur Verwendung koksseitiger Dichtungsrahmen). Bei bestehenden Anlagen ist ein Erfassungsgrad von >99 % erreichbar. Dieses System basiert auch auf der Absaugung über einen stationären Absaugkanal.

Bei Verwendung des „Minister-Stein-Systems“ liegt der abgesaugte Volumenstrom häufig in der Größenordnung von 200.000 Nm^3/h, ist aber abhängig von der Größe der Ofenkammern.

Bei ThyssenKrupp Steel in Duisburg (Deutschland) beträgt der abgesaugte Volumenstrom etwa 400.000 Nm^3/h.

Zur Entstaubung werden meist Gewebefilter eingesetzt. In einem Fall wurden für die Staubemissionen aus dem Koksdrücken unter Anwendung von Gewebefiltern 0,9 mg/Nm^3 als Jahresmittelwert und 1,5 mg/Nm^3 als 95 %-Perzentilwert (auf der Basis von Halbstundenmittelwerten) berichtet. Im Allgemeinen werden für die Staubemissionen ohne Angabe der angewendeten Technik Konzentrationswerte im Abgas unter 30 mg/Nm^3 berichtet. Nassabscheider, die immer noch angewendet werden, erreichen Staubkonzentrationswerte von <20 mg/Nm^3.

Im Allgemeinen können die spezifischen Emissionen (am Kamin) auf Werte unter 5 g Staub/t Koks gemindert werden. Aus den obengenannten Volumenströmen kann ein spezifisches Absaugvolumen von 500 – 1000 m^3/t Koks angenommen werden. Mit diesem Wert und einem spezifischen Emissionsfaktor von 5 g/t Koks bei Einsatz wirksamer Entstaubungstechniken kann auf eine Staubkonzentration von 5 – 10 mg/m^3 geschlossen werden.[70]

Medienübergreifende Effekte
Für den Betrieb der Entstaubungsanlage ist Energie zum Betrieb der Absauggebläse erforderlich. Die abgeschiedenen Feststoffe können in den Prozess zurückgeführt werden.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Eine Entstaubung auf der Koksseite der Ofenbatterie ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen anwendbar. Bei einer bestehenden Anlage muss eventuell eine standortspezifische Lösung entwickelt werden. Manchmal kann fehlender Platz an der Anlage hinderlich sein.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

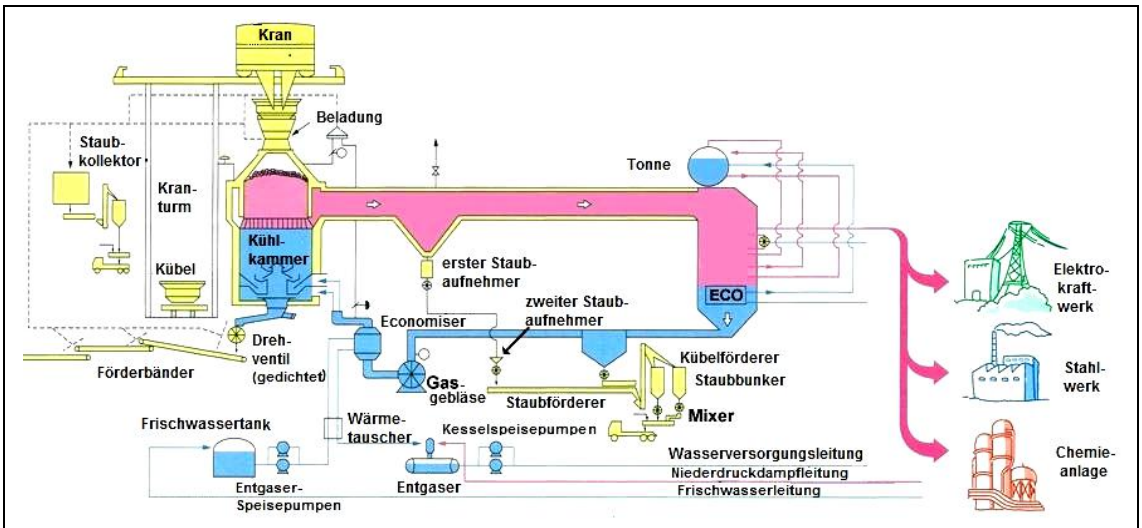
Referenzanlagen
Das „Minister-Stein-System“ ist bei folgenden Anlagen in Betrieb:
- Clairton Works von US Steel, Pittsburgh (Pennsylvania, USA)
- ArcelorMittal, Gent (Belgien)
- ArcelorMittal, Dunkerque (Frankreich)
- ArcelorMittal, Fos sur Mer (Frankreich)
- ArcelorMittal, Seremange (Frankreich)
- Hüttenwerke Krupp Mannesmann, Duisburg-Huckingen (Deutschland)
- Kokerei Prosper, Bottrop (Deutschland)
- Corus, IJmuiden (Niederlande)
- Kansai Coke and Chemicals, Kakogawa (Japan)
- Voestalpine, Linz (Österreich)
- Riva Gruppe, Taranto (Italien).

Referenzliteratur
[33, Eisenhut et al. 1988] [65, InfoMil 1997] [223, USEPA 2001] [227, WB 1998] [244, Plickert 2007] [253, ICSTI' 06 2006] [276, Italy 2007] [320, Eurofer 2007]

[70] Anm. der Übersetzer: Das ist nach unserem Verständnis ein Ringschluss.

5.3.14 Kokstrockenkühlung (KTK)

Beschreibung
Abbildung 5.18 zeigt das Anlagenkonzept einer Kokstrockenkühlung (KTK, *engl.* CDQ – coke dry quenching), bestehend aus einer schachtförmigen Kühleinheit, dem Abhitzekessel und dem Gasrückführungssystem.



Quelle: [290, Nippon Steel Engineering Co. 2008]

Abbildung 5.18: Schema einer Kokstrockenkühlungs-Anlage

Eine KTK-Anlage besteht aus zwei oder mehr Kühlkammern und den damit verbundenen Abhitzekesseln und Befülleinrichtungen. Der Koks wird in den Kammern durch das im Kreislauf geführte Gas gekühlt. Das Zirkulationsgas besteht hauptsächlich aus Stickstoff, gemischt mit anderen Inertgasen. Diese Mischung entsteht, wenn der Sauerstoff zu Beginn des Kreislaufprozesses verbrennt. Beim Verlassen der Kühlkammer hat das Zirkulationsgas eine Temperatur von etwa 780 °C und wird im Abhitzekessel auf rund 150 °C abgekühlt. Die Temperatur des in die Kühlkammer eingefüllten Kokses beträgt etwa 1050 °C, bei Verlassen der Kammer sind es nur noch etwa 180 °C. Der Koks durchläuft die Kammer in ungefähr 5 Stunden. Die Nennkapazität einer typischen KTK-Anlage beträgt weniger als 100 t/(h·Kammer). Eine bei voller Auslastung arbeitende Einheit erzeugt etwa 25 t Hochdruckdampf pro Stunde (mit einem Druck von 93 bar). Der Koks wird mit Förderbändern aus der KTK-Anlage zu den Kokssichtern am Hochofen transportiert.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Moderne KTK-Anlagen sind mit Stauberfassungssystemen bei der Befüllung und Entleerung sowie mit primären und sekundären Staubabscheidern am Kessel ausgerüstet. Durch die abschließende Abscheidung mittels Gewebefiltern können spezifische Emissionfrachten von unter 3 g/t Koks erreicht werden; das ergibt sich aus Staubkonzentrationswerten unter 20 mg/Nm^3. Die SO_2-Emissionen liegen bei 200 mg/Nm^3. Die Emissionen in Gewässer liegen nahe Null. Der abgeschiedene Koksstaub wird der Sinteranlage als Brennstoff zugeführt.

Durch die KTK können ca. 0,5 t Dampf/t Koks gewonnen und zur Stromerzeugung genutzt werden. Die Staubemissionen aus dem Handling des trockenen Kokses und der Siebung können es erforderlich machen, einen zusätzlichen Kühlschritt einzuführen oder Wasser einzusetzen, um einen Feuchtegehalt von 1 % im Koks einzustellen. Die erzeugte Dampfmenge mit einem Druck von 93 bar beträgt etwa 470.000 t/a, die Dampfmenge mit 8 bar etwa 50.000 t/a. Bei den Raahe Steel Works in Raahe (Finnland) wird der 93 bar-Dampf hauptsächlich im eigenen Kraftwerk genutzt, was einer elektrischen Leistung von etwa 15 MW entspricht.

Die Wasseremissionen liegen nahe Null. Die PAK- und CSB-Werte sind marginal. Es werden keine staubhaltigen Dämpfe aus der Kühlung an die Umgebung abgegeben.

Der Wassergehalt des Kokses ist geringer als bei Nasslöschverfahren, was vorteilhaft für den Hochofen sein kann.

Medienübergreifende Effekte
Das Handling von trockengekühltem Koks kann höhere Staubemissionen verursachen als das Handling von nassgelöschtem Koks. Der Stromverbrauch für die Gebläse, den Betrieb der verschiedenen Entstaubungseinrichtungen usw. ist nicht vernachlässigbar. Aufgrund der Nutzung der Abwärme, die üblicherweise in elektrische Energie umgewandelt wird, führt die KTK allerdings insgesamt zu einem positiven Energieertrag.

Betriebsdaten
Laut aktueller Betriebserfahrungen in Japan hat diese Technik eine hohe Verfügbarkeit von etwa 97 %. Die Wartung wird normalerweise während der regelmäßigen Wartung der Koksöfen durchgeführt. Es ist nur eine geringfügige Verlängerung der Wartungszeit erforderlich.

Der Feuchtegehalt des Kokses beträgt nur etwa 0,05 %, während nassgelöschter Koks etwa 2 – 5 % Feuchte enthält. Daher ist der Koks besser verwendbar, seine Qualität in Hinblick auf den Hochofenbetrieb homogener und die Kosten für Handling und Aufbereitung des Trockenkokses geringer, insbesondere unter Winterbedingungen. Zudem ist die Festigkeit des Kokses, angegeben als Trommelindex 150/15, um 1 bis 2 Punkte höher als die von konventionell nassgelöschtem Koks. Das rührt daher, dass keine Schockrisse auftreten, weil der Koks nicht so ruckartig runtergekühlt wird wie beim Nasslöschverfahren. Dies ermöglicht ein besseres Koksverhältnis, eine höhere Einblasrate von Pulverkohle sowie eine höhere Produktivität des Hochofens.

Anwendbarkeit
Die KTK kann in neuen und in bestehenden Anlagen angewendet werden. Für den kontinuierlichen Betrieb einer KTK-Anlage gibt es zwei Möglichkeiten: Im ersten Fall besteht die KTK-Einheit aus zwei bis vier Kammern, von denen eine stets in Bereitschaft steht. Daher ist das Vorhalten eines Nasslöschturms nicht erforderlich; allerdings muss die KTK für eine höhere Verarbeitungskapazität ausgelegt werden als Kokerei selbst, was zu hohen Kosten führt. Im anderen Fall ist eine zusätzliche Nasslöscheinheit erforderlich. Bei Nachrüstung einer KTK-Anlage in einer Kokerei mit Nasslöschung kann eine bestehende Nasslöscheinrichtung hierfür genutzt werden. Dann muss die KTK-Anlage keine überzählige Verarbeitungskapazität gegenüber der Kokerei haben.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für eine KTK-Anlage mit einer jährlichen Verarbeitungskapazität von 2 Mio. Tonnen Koks betragen rund 100 Mio. €, wovon üblicherweise 70 Mio. € auf die Anlagentechnik entfallen. Die Kosten hängen aber auch von den Standortbedingungen, dem Umfang, den Spezifikationen und den jeweiligen Materialkosten etc. ab. Basierend auf den Erkenntnissen von zuletzt in Asien errichteten KTK-Anlagen zur Effizienz der Stromerzeugung kann eine Anlage mit einer Kapazität von 2 Mio. Tonnen Koks pro Jahr bei 100 %iger Nutzung des erzeugten Dampfs etwa 320.000 MWh/a erzeugen. Bei einer Zinsrate von 5 % und dem durchschnittlichen Strompreis für industrielle Anwender in der EU-27 [siehe http://epp.eurostat.ec.europa.eu/portal/page/portal/energy/data/main_tables] führt dies zu einer Amortisationszeit von 4,4 Jahren. Die Amortisationszeit hängt allerdings sehr von den Strompreisen ab und kann innerhalb der EU-27 zwischen 3 und 8 Jahren variieren. Wenn man zusätzlich bestehende Konzepte zur Verbesserung der Energieeffizienz wie “handelbare Zertifikate für Energieeinsparungen” (auch “weiße Zertifikate” genannt) berücksichtigt, die in einigen europäischen Ländern eingeführt wurden, ist mit einer deutlich kürzeren Amortisationszeit zu rechnen.

Auslöser für die Umsetzung
Umweltschutzgründe, eine höhe Stabilität des erzeugten Kokses im Vergleich zum konventionellen Nasslöschverfahren (vor allem aufgrund des geringeren Feuchtegehalts) sowie die Energieeffizienz waren die hauptsächlichen Auslöser für die Umsetzung der KTK-Technik.
Referenzanlagen

Im März 2008 lag die Anzahl der in Betrieb befindlichen KTK-Anlagen (Kühlkammern) bei 104 in Ostasien, 12 in Zentralasien, 5 in Südamerika und 21 in Europa. Letztere stehen in Ungarn (5 Kammern), Finnland (3), Polen (4), Rumänien (4) und in der Türkei (5).
[290, Nippon Steel Engineering Co. 2008]

Referenzliteratur
[207, Ameling et al. 2004] [208, Lindfors et al. 2006] [227, WB 1998] [276, Italy 2007] [277, Wiesenberger 2007] [290, Nippon Steel Engineering Co. 2008] [320, Eurofer 2007] [334, Eurofer 2007]

5.3.15 Nasslöschverfahren

Die Nasslöschung von Koks (*engl.* coke wet quenching – CWQ) kann durch die konventionelle Nasslöschung oder durch das weiterentwickelte CSQ-Nasslöschverfahren (*engl.* coke stabilisation quenching – CSQ) erfolgen.

5.3.15.1 Konventionelles Nasslöschverfahren

Beschreibung
Wenn Koks im Löschturm mit Wasser gelöscht wird, entsteht bei der Verdampfung des Löschwassers auf dem glühenden Koks Staub und Wassernebel, welche als Abgasfahne freigesetzt werden. Die Menge des mitgenommenen Staubs hängt von den Betriebsbedingungen, den Kokseigenschaften und der Art der Wasserzusätze ab. Es wurden Versuche zur Minderung der Staub- und Wasserdampfemissionen durch konstruktive und andere Maßnahmen unternommen, z. B. durch das Besprühen der Abgasfahne mit Wasser.

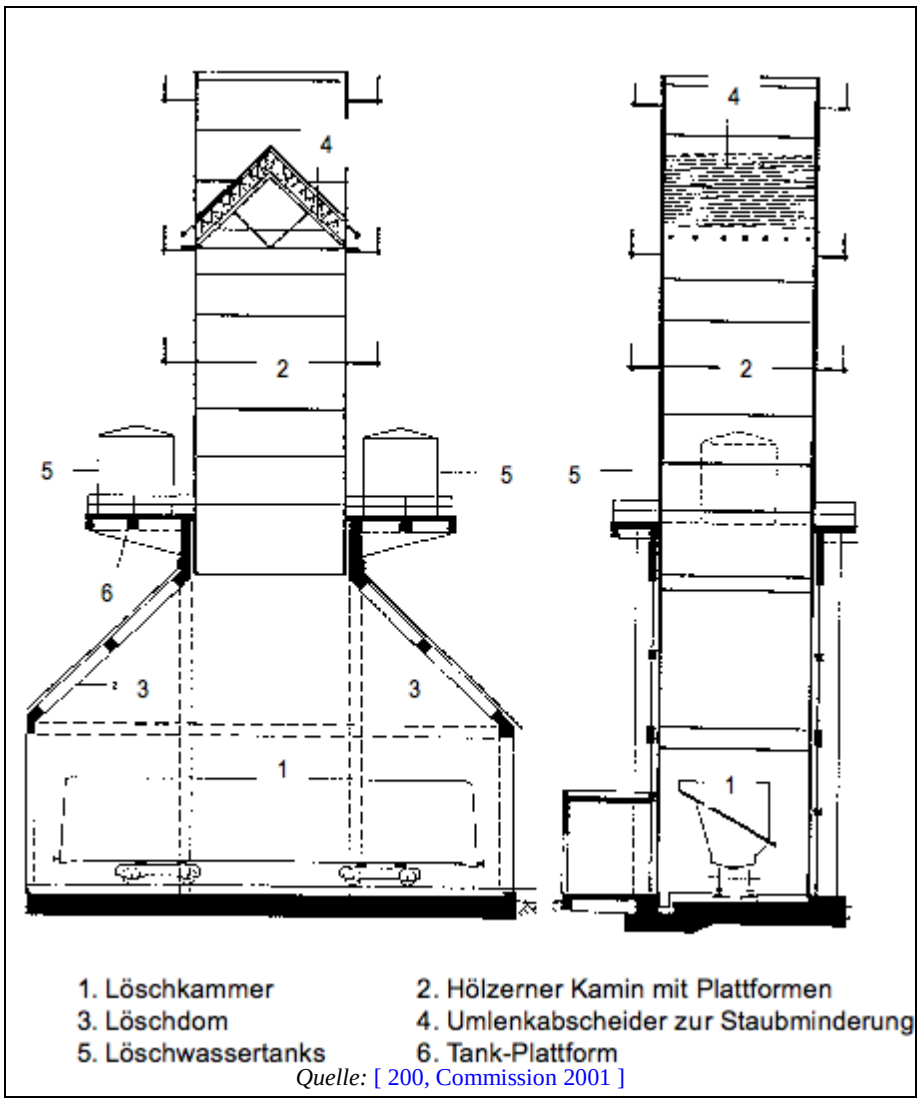
Optimierte Lösungen zur Minderung der Staubemissionen beinhalten die Verwendung von lamellenartigen Blenden/Blechen im Kamin und eine geeignete Form des Löschturms ein (siehe Abbildung 5.19).

Zusätzlich kann als eine Modifikation des Nasslöschverfahrens das Löschen von oben mit "Löschsumpf" angewendet werden. Dazu wird ein Teil des Löschwassers über ein im Boden des Löschwagens befindliches Röhrensystem eingedüst (wodurch der Koks eingesumpft wird), während der andere Teil des Wassers von oben auf den Koks gesprüht wird, so wie dies bei den meisten Nasslöschanlagen ausschließlich erfolgt. Der Löschturm an sich sowie die Staubabscheider unterscheiden sich nicht von denen anderer Nasslöschanlagen (siehe Abbildung 5.19). Ein Nachteil der Anwendung eines "Löschsumpfs" ist die Freisetzung von Kokspartikeln aus dem Löschwagen durch die plötzliche Dampfentstehung unter und innerhalb des Kokses, insbesondere wenn der Löschwagen einen hohen Füllstand hat. Das Löschwasser wird wiederverwendet.

Die Vorrichtungen zur Staubabscheidung bestehen aus einzelnen Rahmen, in denen die Plastiklamellen angebracht sind. Die Löschtürme werden aus Holz und Zement gebaut.

Die Löschtürme werden in einem etwa 15-minütigen Turnus betrieben. Um die Emissionen zu mindern, ist eine festlegte Zahl von Stunden pro Monat (z. B. 4 h/Monat) für Wartungsarbeiten vorgesehen. Ein weiterer Ansatz zur Emissionsminderung ist, einen zweiten Löschturm als Reserve vorzuhalten.[71]

[71] Anm. der Übersetzer: Auf die Staub- und Dampfentstehung bei der Verdampfung des Löschwassers auf dem glühenden Koks haben Wartung und Stillstandszeiten unserem Verständnis nach keinen Einfluss. Vermutlich sind hier die Emissionen aus der Wiederaufwirbelung der Staubablagerungen aus vorhergehenden Löschvorgängen gemeint.



Quelle: [200, Commission 2001]

Abbildung 5.19: Schematischer Aufbau eines Löschturms mit Umlenkabscheidern zur Emissionsminderung

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Ohne Minderungsmaßnahmen betragen die Staubemissionen aus der Nasslöschung etwa 200 – 400 g/t Koks. Mit dem beschriebenen System können diese zumindest auf 50 g/t Koks gemindert werden (bei einer Ausgangsstaubfracht von maximal 250 g/t Koks und einem Feststoffgehalt im Löschwasser von unter 50 mg/l).

In der Praxis werden üblicherweise Emissionen von unter 25 g/t Koks erreicht. Es ist zu beachten, dass die Emissionswerte stark von der verwendeten Messmethode abhängen. Die genannten Emissionsfaktoren wurden mit der Methode nach VDI-Richtlinie 2303 („Auswurfbegrenzung von Staub beim Löschen von Koks“) bestimmt.[72] Dieser Leitfaden beschreibt eine Sammlungsmethode, die auch als „Morhauer Methode” bekannt ist, und die den Bedingungen in einem Löschturm angepasst wurde.

Medienübergreifende Effekte

Für die Wassereindüsung wird zusätzliche Energie benötigt, aber nicht in relevanter Menge.

[72] Anm. der Übersetzer: Die VDI-Richtlinie 2303 wurde bereits im Jahr 19... zurückgezogen. Gemäß VDI-Richtlinie 2066 sind für Emissionsmessungen isokinetische Probennahmen über den gesamten Querschnitt des Löschtürms erforderlich; die dafür nötigen Vorrichtungen sind jedoch an den meisten Löschtürmen nicht vorhanden.

Betriebsdaten
Es gibt viele Löschtürme in der ganzen Welt, die mit Leitblechen zur Emissionsminderung ausgerüstet sind. Es wurde von guten Betriebsleistungen berichtet.

Anwendbarkeit
Nasslöschverfahren können sowohl in neuen als auch in bestehenden Anlagen angewendet werden. Bestehende Löschtürme können mit Umlenkblechen zur Emissionsminderung nachgerüstet werden. Es ist eine minimale Turmhöhe von 30 Metern erforderlich, um ausreichende Abzugsbedingungen sicher zu stellen.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Kosten für die Nachrüstung eines bestehenden Löschturms mit Umlenkblechen zur Emissionsminderung liegen eine Größenordnung von 200.000 €. Die Nachrüstung ist aber nur bei geeignetem Löschturm möglich. Andernfalls muss ein neuer Turm gebaut werden, wodurch sich die Kosten deutlich erhöhen.

Auslöser für die Umsetzung
Üblicherweise sind die rechtlichen Anforderungen und ihr Vollzug durch die lokale Behörden Auslöser für eine Nachrüstung von bestehenden Löschtürmen.

Referenzanlagen
Beispiele für gebaute oder nachgerüstete Löschtürme mit Leitblechen zur Emissionsminderung stehen z. B. bei:

- ArcelorMittal, Gent (Belgien)
- Hüttenwerke Krupp Mannesmann, Duisburg-Huckingen (Deutschland)
- Kokerei ArcelorMittal Atlantique, Dunkerque (Frankreich)
- Kokerei Salzgitter, Salzgitter Flachstahl GmbH (Deutschland)
- Port Talbot (Vereinigtes Königreich).

Alle diese Anlagen erreichen spezifische Emissionswerte unter 25 g Staub/t Koks.

Referenzliteratur
[100, Nathaus et al. 1997] [223, USEPA 2001] [227, WB 1998] [242, Caughlin 2007] [320, Eurofer 2007] [334, Eurofer 2007]

5.3.15.2 CSQ -Nasslöschverfahren

Beschreibung
Das vorliegende Beispiel einer CSQ-Nasslöschanlage (von *engl.* coke stabilisation quenching) wurde für sechs Löschvorgänge pro Stunde und eine Koksmenge von 54 t pro Löschvorgang ausgelegt. Das System besteht aus dem Löschturm, dem Absetzbecken für das Löschwasser und dem Löschwagen. Die Türme sind größer als herkömmliche Löschtürme (z. B. Grundfläche 16 × 16 m, 70 m hoch). Die zweistufige Technik zur Emissionsminderung besteht aus Umlenkblechen sowie der Wasserbedüsung der Löschdämpfe zur Staubminderung. Das charakteristische Merkmal dieser Technik besteht darin, dass der Koks gleichzeitig durch Besprühen von oben sowie durch Einsumpfung gelöscht wird.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Staubemissionen betragen 6 – 12 g/t Koks. Die hohe Intensität des Löschvorgangs ist ein wesentliches Merkmal dieses Prozesses. Sie ermöglicht eine schlagartige Herabsetzung der Kokstemperatur, eine kürzere Reaktionszeit, eine geringere Bildung von Wassergas und Schwefelwasserstoff sowie eine hohe mechanische Einwirkung und damit verbundene Stabilisierung des gelöschten Kokses, eine gleichmäßige Kornverteilung und damit eine bessere Koksqualität.

Es ist zu beachten, dass die Emissionswerte sehr stark von der verwendeten Messmethode abhängen. Der obengenannte Emissionsfaktor für Staub wurde gemäß der Anforderungen der VDI-Richtlinie 2066 mittels isokinetischer Probenahme bestimmt, was üblicherweise zu deutlich höheren Emissionswerten[73] führt.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Die anfallende Menge an Koksgrus (Feinkoks) ist bei dieser Technik höher als beim konventionellen Nasslöschverfahren. Der spezifische Löschwasserbedarf liegt bei 2 m^3/t Koks, wovon 1,5 m^3 über ein Absetzbecken rezirkuliert werden.

Tabelle 5.20: Staubemissionen aus dem CSQ-Löschturm

	Wert	Einheit
Merkmale der Koksofenbatterie		
• Anzahl der Koksöfen	140	
• Koksofentemperatur	1300	°C
• Verkokungsdauer	25	h
• Volumen pro Ofenkammer	93	m^3
• Koksmenge pro Drückvorgang (Mittelwert)	56,6	t
• Gesamtzahl der Drückvorgänge pro Tag	135	1/d
• erzeugte Koksmenge pro Tag	7600	t/d
Merkmale des CSQ-Löschturms		
• Löschverfahren	CSQ	
• Querschnittsfläche	256 (16 m × 16 m)	m^2
• Turmhöhe	70	m
• Löschwasserqualität	zurückgeführtes Wasser aus dem Löschturm	
• Wasserverbrauch pro Löschvorgang	98	m^3
Staubmessungen (gesamtes Messnetz im Löschturm)		
• Messwerte (März/April 2004)	6, 8, 9 und 12	g/t Koks
• arithmetischer Mittelwert	9	g/t Koks
• Maximalwert	12	g/t Koks
Quelle: [264, Germany 2007].		

Anwendbarkeit
Da die Anlage größer ist als bei konventioneller Nasslöschung, wird mehr Platz benötigt.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Mit dem CSQ-Verfahren können geringere Staubemissionen erreicht werden.

Referenzanlagen
Kokerei KBS, Duisburg-Schwelgern (Deutschland).

Referenzliteratur
[204, Neuwirth et al. 2003] [207, Ameling et al. 2004] [253, ICSTI' 06 2006] [264, Germany 2007]

[73] Anm. der Übersetzer: im Vergleich zur „Mohrhauer"-Methode, die aufgrund der nicht-isokinetischen Probennahme keine belastbaren Emissionswerte liefert

5.3.16 Minderung der Emissionen aus dem Handling des erzeugten Kokses

Beschreibung
Die Klassierung des Kokses beinhaltet das Zerkleinern, Mahlen und Sieben des Kokses, wobei Staubemissionen entstehen, die abgesaugt und einer weiteren Behandlung zugeführt werden müssen. Von zwei Anlagen wurden Jahresmittelwerte der Staubemissionen hinter dem Gewebefilter von 0,5 und 4,5 mg/Nm^3 berichtet. Beim Handling von trocken gekühltem Koks entstehen höhere Staubemissionen als beim Handling von nass gelöschtem Koks. Die Klassierungsanlage sollte geschlossen gehalten werden.

Für den Transport des Kokses werden geschlossene oder gekapselte Förderbänder benutzt. Bei der Lagerung des Kokses können Sprinkler zur Befeuchtung der Oberfläche und Unterdrückung der Staubbildung eingesetzt werden. Windschutzzäune oder vor Wind schützende Wälle können zur Verringerung der Windgeschwindigkeiten eingesetzt werden. Die freie Fallhöhe des Materials sollte weniger als 0,5 Meter betragen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Mit Gewebefiltern können Staubkonzentrationswerte zwischen 0,5 – 4,5 mg/Nm^3 (Jahresmittelwerte) erreicht werden.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Es lagen keine Angaben vor.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzliteratur
[227, WB 1998] [244, Plickert 2007]

5.3.17 Rohrförderbandsystem

Beschreibung
Für Materialien wie feinkörnige Kohle oder Koks kommen als Transportmittel Rohrförderbandsysteme in Betracht, die die Umwelt gegen alle Emissionen von Material schützen. Rohrförderbänder bestehen aus einem flexiblen Förderband, welches durch spezielle Vorrichtungen zu einer geschlossenen Röhre geformt wird. Am einen Ende – im Bereich der Materialbeladung – ist das Band offen, so dass Kohle oder Koks wie bei einem normalen Förderband aufgegeben werden können. Dieser Bereich ist etwa 12 Meter lang. Anschließend wird das Band geschlossen, so dass es über die gesamte Transportlänge und eine Röhre formt. Am anderen Ende des Bandes – etwa 12 Meter vor dem Entladepunkt entfernt – öffnet sich das Band wieder. Nach der Entladung wird das Band zwecks Rückführung erneut geschlossen, wie in Abbildung 5.20 zu erkennen ist.

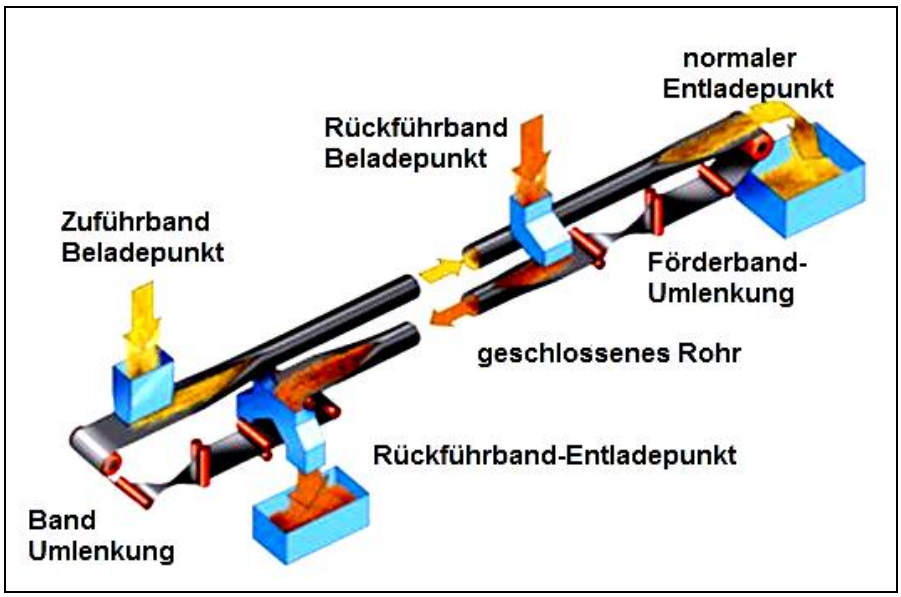


Abbildung 5.20: Beispiel einer Rohrförderbandanlage

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die geschlossene Form des Förderbandes verhindert diffuse Emissionen von Kohle oder Koks aus der Entladung der Kohle und des Kokses während des Transports.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Die technischen Daten für eine Rohrföderbandanlage in einer Kokerei in Deutschland sind in Tabelle 5.21 dargestellt.

Tabelle 5.21: Technische Daten einer Rohrförderbandanlage in einer Kokerei in Deutschland

Parameter	Wert	Einheit
Durchmesser	500	mm
Breite des Förderbands	1900	mm
maximale Transportkapazität	800	t/h
Geschwindigkeit	2,09	m/s
Länge	736	m

Anwendbarkeit
Rohrförderbänder können generell in neuen sowie in bestehenden Anlagen zum Transport staubender Materialien wie Koks, feingemahlener Kohle oder Eisenschwamm (DRI) eingesetzt werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Eine Kokerei in Deutschland.

Referenzliteratur
[260, Germany 2007] [269, Germany 2007] [273, Eurofer 2007] [283, EC 2006]

5.3.18 Gasdichter Betrieb der Kohlenwertstoffanlage

Beschreibung
In der Kohlenwertstoffanlage wird das rohe Koksofengas über mehrere Stufen für die spätere Verwendung als Brennstoff aufbereitet. Aufgrund des flüchtigen Charakters der Komponenten des Koksofengases können Emissionen aus Flanschen, Druckventilen, Pumpen usw. auftreten. Abgesehen von den negativen Auswirkungen auf die Umwelt, sind auch Belange der Arbeitssicherheit zu beachten, da einige Stoffe im Koksofengas als karzinogen bekannt sind (z. B. PAKs und Benzol). Die Vorrichtung zur BTX-Abtrennung (BTX = Benzol, Toluol, Xylol) in der Kohlenwertstoffanlage ist in dieser Hinsicht von besonderer Bedeutung. In dieser Vorrichtung wird BTX, welches hauptsächlich aus Benzol, Toluol und Xylol besteht, aus dem Koksofengas mittels einer Waschlösung ausgewaschen. Nachfolgend wird die BTX-beladene Waschlösung regeneriert, und das gewonnene BTX kann verkauft werden.

Ein gasdichter Betrieb der Kohlenwertstoffanlage ist vor allem eine Angelegenheit des Gesundheits- und Arbeitsschutzes.

Alle Maßnahmen, die einen quasi gasdichten Betrieb der Kohlenwertstoffanlage ermöglichen, sollten in Erwägung gezogen werden. Dies schließt Folgendes ein:

- Minimierung der Anzahl an Flanschen durch Verwendung geschweißter Rohrverbindungen, soweit möglich
- Einsatz gasdichter Pumpen (z. B. Magnetpumpen oder doppelt gedichteter Pumpen)
- Vermeidung von Emissionen aus den Druckventilen von Lagertanks. Dies wird meistens durch Verbindung des Ventilauslasses mit der Hauptsammelleitung für das Koksofengas erreicht (Erfassung der Gase und nachfolgende Verbrennung oder Erstickung); alternativ können an der Entlüftung Wäscher eingesetzt werden.
- Verwendung spezieller Dichtungen an den Flanschen und Ventilen zur Vermeidung von Schadstoffemissionen; alternativ können geschlossene, emissionsfreie Verfahren wie der Claus-Prozess mit Rückführung des Restgases[74] oder eine Teer- und Flüssigkeitsbehandlung mit Rückführung des Teerschlamms eingesetzt werden
- Einhausung der Teerschlammanlage. Feststoffe werden vom Rohteer aus dem Teerdekanter mittels einer gasdichten Zentrifuge abgetrennt. Der zentrifugierte Teer wird über ein Auffanggefäß in den Teerlagertank überführt. Der separierte Teerschlamm aus dem Feststoffauslass der Zentrifuge wird in einem Gefäß gesammelt, bevor er mittels einer Hochdruck-Feststoffpumpe zur Kohlendosierstation im Kohleturm gepumpt wird. Die Zudosierung ist an Kohledurchsatz gekoppelt, so dass eine perfekte Mischung aus Teerschlamm und Kohle sichergestellt ist. Falls notwendig, kann der Teerschlamm über einen mobilen Container ausgeschleust und entsorgt werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Es lagen keine Angaben vor.

Medienübergreifende Effekte
Es treten keine medienübergreifenden Effekte auf.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Anwendbar sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen. Bei Neuanlagen ist eine gasdichte Ausführung wahrscheinlich leichter umzusetzen als bei bestehenden Anlagen.

[74] Anm. der Übersetzer: vermutlich ist ein mehrstufiger Claus-Prozess gemeint

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Die Kokereien der Voestalpine in Linz (Österreich), von Corus in IJmuiden (Niederlande) und ArcelorMittal in Gent (Belgien) betreiben alle quasi-gasdichte Kohlenwertstoffanlagen.

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [204, Neuwirth et al. 2003] [216, sniffers et al. 2006] [320, Eurofer 2007]

5.3.19 Abscheidung von Teer (und PAK) aus dem Ablauf der Destillation

Beschreibung
Der Ablauf aus der Ammonikdestillation enthält üblicherweise keinen Teer, falls das aber vorkommt, kann sich der Teer schädlich auf die Funktion der biologischen Abwasserbehandlung auswirken. Insbesondere das Vorhandensein polyzyklischer aromatischer Kohlenwasserstoffe (PAKs) im Teer kann Probleme verursachen, da die PAKs toxisch für die Mikroorganismen im Belebtschlamm sein können. Diese PAKs sind relativ schwer abbaubar. Deshalb ist es angeraten, den Teer vor der biologischen Behandlung aus dem Wasser zu entfernen.

Der Teer kann durch die Zugabe von koagulierenden Chemikalien und nachfolgende Abscheidung mit einer der folgenden Techniken entfernt werden:

- Sedimentation, ggf. in Kombination mit einer nachfolgenden Filtration
- Zentrifugation des Ablaufwassers
- Flotation
- Sandfiltration.

Mit dieser Behandlung wird der größte Teil des Teers aus dem Abwasser in Form eines hochkonzentrierten Filterkuchens oder Schlamms ausgeschleust. Dieser muss weiter behandelt werden, z. B. durch Rückführung in die Koksöfen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Mittels Sandfiltration werden Ablaufkonzentrationen unter 700 – 800 µg/l (EPA-PAK) erreicht; das entspricht einem Abscheidegrad von 99 %.

Medienübergreifende Effekte
Bei allen genannten Techniken zur Teerabscheidung fällt Abfall an. Der teerhaltige Abfall, einschließlich des Schlamms aus dem Dekanter, kann in die Koksöfen zurückgeführt werden.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Abscheidung von Teer vor der Abwasserbehandlung kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Sedimentation und Filtration: Kokerei von Corus in IJmuiden (Niederlande).

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [320, Eurofer 2007] [340, Eurofer 2007]

5.3.20 Strippen von Ammoniak aus dem Abwasser

Beschreibung
Eine Begrenzung des Ammoniakgehalts im Ablauf von Stripper und Destillationsanlage verbessert die Wirksamkeit der biologischen Abwasserbehandlungsanlage. Die Wirksamkeit der Ammoniakentfernung hängt stark von der Zugabe an Alkalien und Dampf sowie von der Bauart des Strippers ab (z. B. der Anzahl an Stufen). Durch Steigerung der Zugabe von NaOH und eine größere Anzahl an Stufen kann der Ammoniakgehalt im Ablauf erheblich gemindert werden.

Wenn die Behandlung des Ablaufes auch eine Nitrifikation und nachfolgende Denitrifikation beinhaltet, ist das Strippen des Ammoniaks aus dem Ablauf weniger kritisch. In diesem Fall sollte in Hinblick auf die Wirtschaftlichkeit und die Umwelt eine optimale Kombination aus Ammoniakstrippung und der Ammoniakentfernung in der biologischen Abwasserbehandlungsanlage gefunden werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Der Ammoniakgehalt im Ablauf kann ja nach Zugabe von Dampf und Alkalien und Bauart des Strippers zwischen 20 und 150 mg/l variieren. Werte zwischen 20 und 40 mg/l sind erreichbar, sind möglicherweise aber zur Erreichung eines geeigneten BSB_5/P/N – Verhältnisses im Abwasser vor der biologischen Behandlung gar nicht erforderlich.

Medienübergreifende Effekte
Der Betrieb der Stripper verbraucht Energie in Form von Dampf (0,1 – 0,2 t Dampf/m^3 Abwasser) sowie Chemikalien (6 – 22 l NaOH/m^3 Abwasser). Früher wurde Kalk anstelle von NaOH verwendet. Höhere Zugaben an Dampf oder Alkalien führen zu geringeren Ammoniakgehalten im Ablauf. Beim Betrieb der Stipper entsteht Ammoniak- und Schwefelwasserstoff-haltiger Dampf, der behandelt werden muss, z. B. in einer Schwefelsäureanlage, einer Claus-Anlage oder einer Ammoniaksulfat-Kristallisationsanlage.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Anwendbar sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen.

Wirtschaftliche Aspekte
Für einen Ammoniakstripper, der einen Ablauf von 150 m^3 pro Stunde behandelt, sind folgende Aufwendungen erforderlich (die Angaben beziehen sich auf das Jahr 1993):

- Investitionskosten: 0,75 – 0,9 Mio. € für die Kolonnen
- Betriebskosten: 0,18 €/m^3.

Für einen Ammoniakstripper, der einen Ablauf von 120 m^3 pro Stunde behandelt, wurden von einem Werk in Spanien (ArcelorMittal, Avilés) Investitionskosten von 0,8 Mio. € im Jahr 2005 berichtet.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Nahezu alle Kokereien in der Welt setzten Ammoniakstripper ein.

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [276, Italy 2007] [320, Eurofer 2007]

5.3.21 Abwasserbehandlung

Das Abwasser einer Kokerei enthält eine Mischung an Kohlenwasserstoffen, Cyanidverbindungen und Stickstoffverbindungen in vergleichsweise hohen Konzentrationen. Verschiedene Methoden der Abwasserbehandlung sind möglich. In jedem Fall muss das Abwasser einen Ammoniakstripper durchlaufen, bevor es eine weitere Behandlung erfährt.

Das Abwasser kann biologisch und chemisch behandelt werden. Wenn es biologisch behandelt wird, wird der enthaltene Teer häufig durch ein physikalisch-chemisches Verfahren entfernt und das Abwasser verdünnt, um toxische Wirkungen einzelner Komponenten auf die Mikroorganismen zu verhindern, insbesondere die Hemmung nitrifizierender Bakterien.

Die am häufigsten angewendete Technik zur biologischen Behandlung des Kokereiabwassers ist ein aerob-biologisches System mit Belebtschlamm. In einigen Fällen wird besondere Aufmerksamkeit auf die Nitrifikation und Denitrifikation (unter Abwesenheit von Sauerstoff) gelegt. In anderen Fällen findet die biologische Behandlung des Abwassers in einem Wirbelbett statt.

Beschreibung
In diesem Abschnitt werden folgende Techniken weiter beschrieben:

a) ein aerobes System mit Belebtschlamm
b) Nitrifikation
c) Nitrifikation – Denitrifikation.

Technik a) Aerobes System mit Belebtschlamm
In einem aeroben System mit Belebtschlamm werden die bioabbaubaren Schadstoffe hauptsächlich biologisch zu CO_2, H_2O und Mineralien abgebaut; die nicht-abbaubaren, nicht-polaren Komponenten (wie die meisten PAKs und Schwermetalle) werden aus dem Abwasser durch teilweise Adsorption am Belebtschlamm entfernt. In der Praxis werden die meisten der potentiell gefährlichen Schadstoffe, z. B. Phenole, Cyanide und aromatische Kohlenwasserstoffe, biologisch abgebaut und die Schwermetalle teilweise durch Adsorption am Belebtschlamm entfernt.[75]

Belebtschlamm-Systeme mit einem niedrigen Nährstoff/Mikroorganismen-Verhältnis (N/M), sind aus Umweltsicht zu bevorzugen. Ein niedriges N/M-Verhältnis ermöglicht auch den biologischen Abbau von schwer abbaubaren organischen Verbindungen. Das N/M- Verhältnis ist das Verhältnis des Gehalts an organischen Stoffen im Abwasser zum Feststoffgehalt des Belebtschlamms (*engl.* mixed-liquor suspended solids – MLSS), angegeben in kg CSB/(kg MLSS·Tag), wobei der CSB der chemische Sauerstoffbedarf ist.

Zur Belüftung kann statt Umgebungsluft Sauerstoff verwendet werden. Das verbessert die Prozesssteuerung und mindert das (unerwünschte) Strippen von flüchtigen Verbindungen im Abwasser. Zum Beispiel wird die Sauerstoffbelüftung bei ArcelorMittal in Gent (Belgien) eingesetzt.

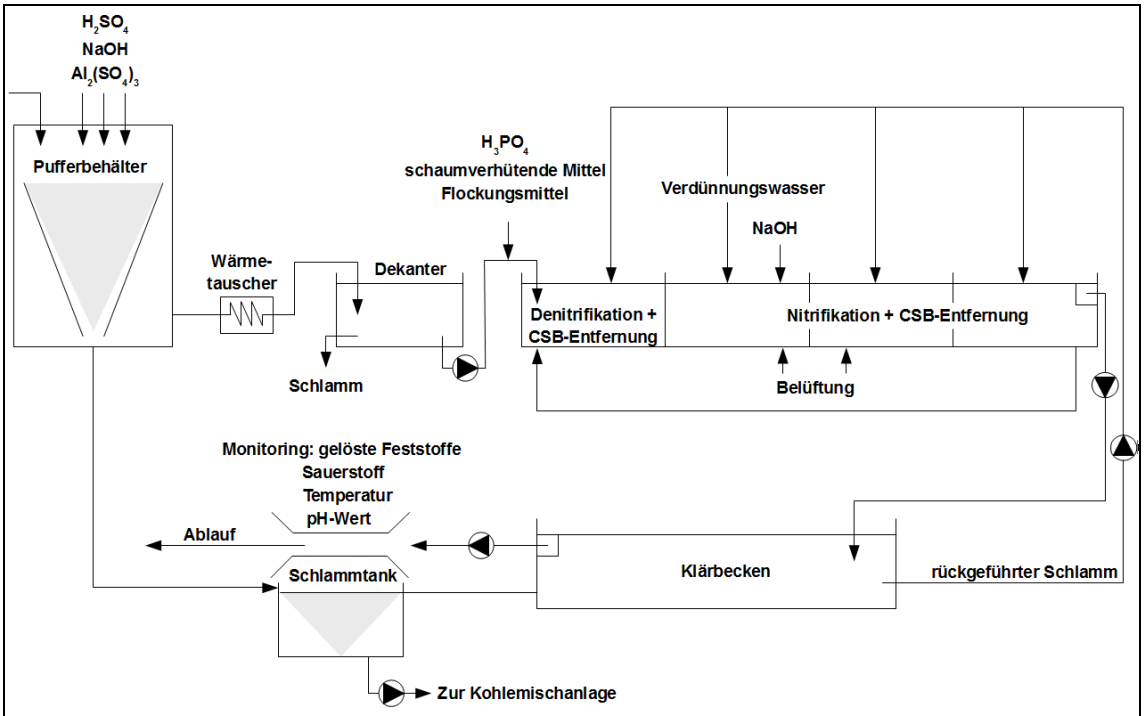
[75] Anm. der Übersetzer: Beide weitgehend inhaltsgleichen Sätze stehen so im englischen Original.

Technik b) *Nitrifikation*

Einige Abwasserbehandlungsanlagen sind auf eine effiziente Entfernung von Ammonium (NH_4^+) mittels Nitrifikation ausgelegt. Das herkömmliche Konzept eines aeroben Belebtschlammsystems kann als Ausgangspunkt für diese Art von Anlagen dienen. Die Anlage sollte ein sehr niedriges N/M-Verhältnis und eine hohe Rezirkulationsrate aufweisen, um zu verhindern, dass die langsam wachsenden Nitrifikationsbakterien ausgewaschen werden. Die Nitrifikationsbakterien wandeln das Ammoniak in Nitrat (NO_3^-) um. Unter den genannten Bedingungen können auch schwer abbaubare organische Verbindungen mit hoher Wirksamkeit mineralisiert werden.

Technik c) *Nitrifikation–Denitrifikation*

In einigen Fällen haben die lokalen Behörden bezüglich aller Stickstoffverbindungen (einschließlich Nitraten) geringe Frachten im Ablauf verlangt. Das macht eine zusätzliche anoxische Behandlung des Abwassers erforderlich. Hierzu sind verschiedene Anlagenkonzepte möglich; gute Resultate wurden mit Abwasserbehandlungsanlagen nach dem Konzept der Vor-Denitrifikation und Nitrifikation ("pre-DN/N") erreicht. Zwei Beispiele werden nachfolgend in Abbildung 5.21 und Abbildung 5.22 gezeigt.



Quelle: [320, Eurofer 2007] [341, Eurofer 2007]

Abbildung 5.21: Beispiel für eine typische biologische Abwasserbehandlung mit Nitrifikations- und Denitrifikations-Stufe

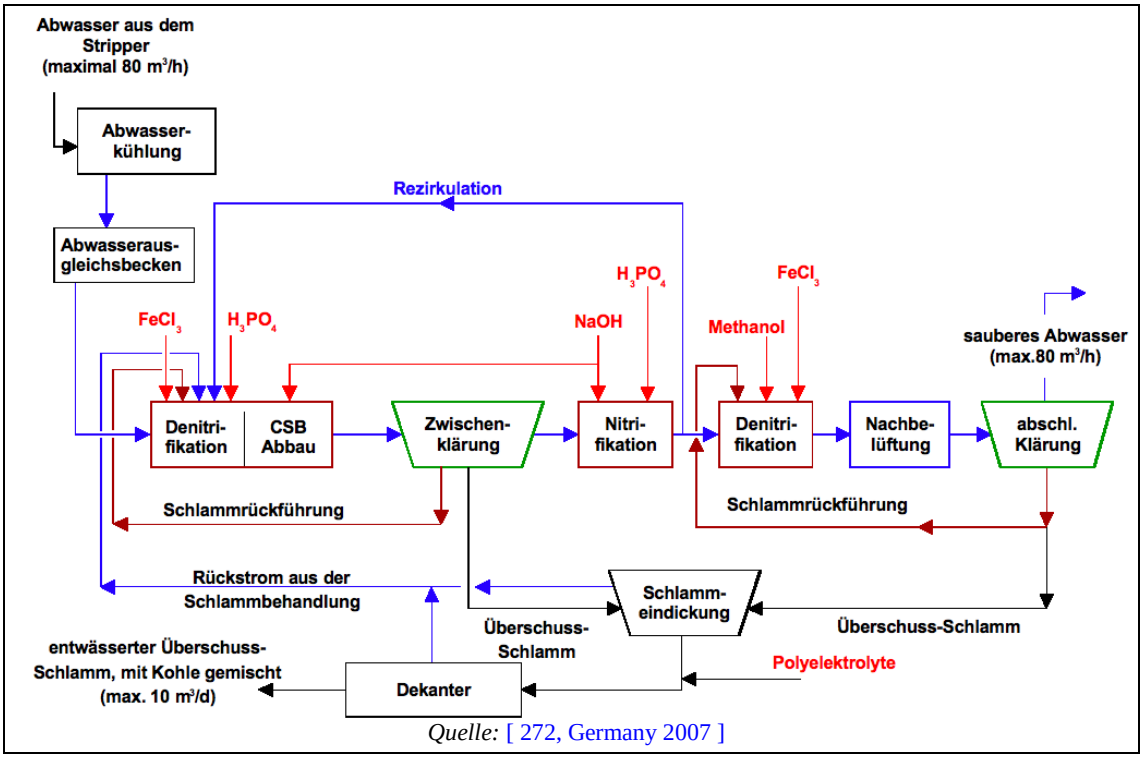
Beim 'pre-DN/N'-Konzept dient auch das aerobe Belebtschlammverfahren als Ausgangspunkt. Bevor das Abwasser jedoch belüftet wird, wird nitratreiches Wasser aus der Nitrifikationsstufe hinzugefügt. Unter anoxischen Bedingungen verwenden die Bakterien anstelle von molekularem Sauerstoff (O_2) das Nitrat als finalen Elektronenakzeptor. Der enthaltene Stickstoff wird als molekularer Stickstoff (N_2) freigesetzt. Die Gesamtreaktion lautet:

$$5\ C_{organ.} + 2\ H_2O + 4\ NO_3^- \rightarrow 2\ N_2 + 4\ OH^- + 5\ CO_2$$

Die Abwasserbehandlungsanlage der Hüttenwerke Krupp Mannesmann in Duisburg (Deutschland) ist als mehrstufiges biologisches System mit folgenden Stufen ausgestaltet (in der Reihenfolge, wie das Abwasser diese durchläuft):

- einem Wärmetauscher zum Abkühlen des wässrigen Ablaufs aus der H_2S/NH_3-Strippkolonne
- einem Ausgleichbecken
- einem Belüftungsbecken (Belebtschlammverfahren zum Abbau organischer Stoffe) mit vorgelagerter Denitrifikation (erste Denitrifikationsstufe)
- einer Zwischenklärung
- einem Nitrifikationsbecken (Festbett-/Tropfkörperverfahren)
- einer zweiten Denitrifikationsstufe mit Methanolzugabe als externer Kohlenstoffquelle
- einem Nachbelüftungsbecken zur Aufsättigung des Belebtschlamms
- einer abschließenden Klärung.

Zur Sicherstellung der Qualität des biologisch gereinigten Abwassers beinhalten die Einrichtungen zur Überwachung und Steuerung der Anlage ein Online-Überwachungssystem, mit dem das Betriebspersonal bei ungewöhnlichen Zuständen frühzeitig alarmiert wird.



Quelle: [272, Germany 2007]

Abbildung 5.22: Beispiel einer biologischen Behandlungsanlage mit Vor-Nitrifikation, Nitrifikation und Denitrifikation

Diese Anlage zeigt sehr gute Ergebnisse bei der Reinigung des Kokereiabwassers mit sehr geringen Emissionen an Stickstoff-, Schwefel- und Cyanidverbindungen. Einlauf- und Ablaufkonzentrationen sind Tabelle 5.24 zu entnehmen.

Ein anderes Beispiel des ‘pre-DN/N’-Konzepts ist erfolgreich seit 2000 bei Corus in IJmuiden (Niederlande) in Betrieb. Es wird BIO 2000 genannt und beinhaltet die kombinierte Behandlung des Abwassers aus der Kokerei, den Hochöfen und der Sinteranlage durch ein Belebtschlammsystem mit Vornitrifikation und Nitrifikation zur Minimierung der Emissionen an CSB und stickstoffhaltigen Verbindungen.

Nitrifikation und CSB-Abbau finden gleichzeitig im aeroben Teil der Anlage statt. Die Endprodukte dieser Umwandlung sind CO_2, Wasser und Nitrat (NO_3^-).

Denitrifikation nennt man den biologischen Prozess, bei dem Nitrat durch Bakterien in gasförmigen Stickstoff umgewandelt wird. Dieser Prozess findet unter anaeroben oder anoxischen

Bedingungen statt. Also muss es einen speziellen Teil in der Anlage geben, in dem die Konzentration an gelöstem Sauerstoff nahe oder gleich Null ist. Zur Denitrifikation benötigen Bakterien allerdings auch etwas CSB als "Nahrung". Durch Zugabe (eines Teils) des Zulaufwassers in den anoxischen Teil der Anlage und die Rückführung von nitrifiziertem Abwasser kommen CSB- und nitrathaltiges Wasser zusammen. Die Denitrifikation, die im ersten Teil der Anlage stattfindet, wird Vor-Denitrifikation genannt.

Tabelle 5.22: Zusammensetzung der einzelnen Abwasserströme bei Corus in IJmuiden (Niederlande) (2007)

Parameter	Einheit	Hochöfen	Sinteranlage	Kokerei	Grundwasser ([1])	gesamtes Abwasser
Zulaufmenge	m^3/h	140 – 150	50 – 55	80 – 90	35 – 40	320
Temperatur	°C	40 – 44	35 – 40	30 – 35	10 – 12	33
Schwebstoffe	mg/l	25 – 35	10 – 25	20 – 50	<10	25
CSB	mg/l	65 – 120	250 – 450	3000 – 3500	150 – 350	1100
Kjeldahl-N	mg/l	130 – 150	200 – 300	200 – 300	100 – 200	180
CN^- gesamt	mg/l	5 – 20	–	20 – 60	20 – 50	15
Zink	mg/l	2 – 4	–	–	–	–
Metalle	mg/l	1 – 3	1 – 3	–	–	–
Phenole	mg/l	–	–	500 – 700	–	–
SCN^-	mg/l	–	–	200 – 250	–	–
([1]) Verunreinigtes Grundwasser aus der Kokerei.						

Herzstück des neuen Abwasserbehandlungskonzepts bei Corus in IJmuiden ist die biologische Behandlungsanlage, die 1999/2000 gebaut wurde und bei der die Behandlungsstufen umlaufartig angeordnet sind (siehe Abbildung 5.23 und Abbildung 5.24). Diese Umlaufanlagen (Handelsname Carrousel®[76]) sind in Westeuropa ziemlich verbreitet, wo sie üblicherweise zur Behandlung häuslicher Abwässer betrieben werden.

Die großen Becken mit Oberflächenbelüftung und die relative hohen Fließgeschwindigkeiten machen die Anlage mehr zu einem Mischreaktor denn zu einem Reaktor mit Pfropfenströmung. Die Belüfter werden auf Basis eines Abgleichs des kontinuierlich gemessenen Sauerstoffgehalts mit dem Sollwert von 1,5 – 2 mg O_2/l gesteuert. Zudem wird der pH-Wert, wenn er kleiner als 6,8 ist, durch Zugabe von Natronlauge oder, wenn er höher als 7,4 ist, durch Zugabe von Schwefelsäure eingestellt.

Hinter der biologischen Behandlung sind kontinuierlich arbeitende Gegenstrom-Sandfilter installiert. Trotz der Tatsache, dass die Mischung der obengenannten Abwässer einfach zu behandeln ist, treten manchmal sehr feine biologische Flocken im Überlauf des letzten Absetzbeckens auf.

Der Überschussschlamm wird zuerst in einen Eindicker gepumpt. Danach wird der Schlamm entwässert und der Kohle zugemischt, die in den Koksöfen eingesetzt wird.

Abbildung 5.24 zeigt die „Carrousel"-Anlage mit den in den blauen Kästen installierten Oberflächenbelüftern. Die Belüfter sind eingehaust, um Lärmbelästigungen in der direkten Nachbarschaft der Anlage zu vermeiden. Die hellblauen Kolonnen in der hinteren Bildmitte sind die sechs Sandfilter.

Die Dimensionen der Umlaufanlage sind folgende: Belüftungsvolumen 15.000 m^3; das bedeutet eine hydraulische Verweildauer von 33 Stunden. Das Absetzvolumen beträgt 1.500 m^3, der Durchmesser des Absetzbeckens 29 m und die Beschickung 5 $m^3/(m^2 \cdot h)$.

[76] Anmerkung der Übersetzer: Eingetragenes Markenzeichen der DHV-Group, Amersfoort (Niederlande).

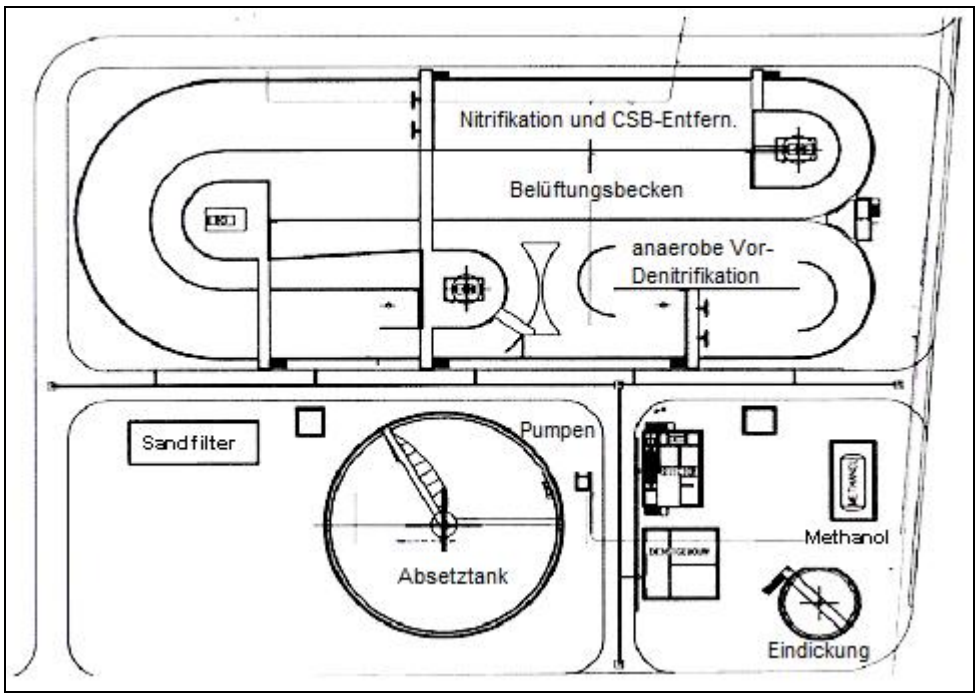


Abbildung 5.23: Grundriss der biologischen Abwasserbehandlungsanlage von Corus, IJmuiden (Niederlande)

Quelle:[379, Corus IJmuiden 2009]

Abbildung 5.24: Luftaufnahme der biologischen Abwasserbehandlungsanlage von Corus, IJmuiden (Niederlande)

Der Schlammeindicker ist ein Becken mit einem Durchmesser von 9,5 m und einem Volumen von 250 m^3. Der durchschnittliche Schlammanfall beträgt 45 m^3/Tag mit einem Trockensubstanzgehalt von 3 %. Der Schlammrücklauf beträgt maximal 640 m^3/h (die doppelte Menge des Zulaufs). Es erfolgt eine Zugabe von Phosphorsäure, um einen Phosphatgehalt von 2 mg/l im

Abwasser sicherzustellen[77]. Dazu ist ein Zugabe von etwa 5 l/h an 75 %iger Phosphorsäure erforderlich [379, Corus IJmuiden 2009].

Andere Techniken zur Abscheidung der Schwebstoffe wie Flotation und Sandfiltration oder eine gemeinsame Behandlung mit kommunalem Abwasser können angewendet werden, wenn die Voraussetzungen gegeben sind.[78]

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Technik a) *Aerobes System mit Belebtschlamm*
Tabelle 5.23 zeigt Leistungsdaten von bei Kokereien in Europa betriebenen aeroben Belebtschlammanlagen.

Tabelle 5.23: Ablaufkonzentrationen und spezifische Emissionsfrachten von bei Kokereien in Europa betriebenen aeroben Belebtschlammanlagen

Parameter	Konzentration	Einheit	spezifische Emissionsfracht	Einheit
CSB	140 – 700	mg/l	0,2 – 1	kg/t Koks
TOC	37	mg/l		
Kjeldahl-N	20 – 120	mg/l	0,01 – 0,1	kg/t Koks
NH_3	<1 – 100	mg/l	0 – 0,1	kg/t Koks
SCN^-	<0,1 – 35	mg/l	0 – 0,05	kg/t Koks
Cyanide, leicht freisetzbar	<0,1	mg/l		
Phenole	<0,1 – 10	mg/l	0 – 0,005	kg/t Koks
PAK	0,003 – 0,2	mg/l	0 – 0,001	kg/t Koks
Quelle: [200, Commission 2001] [208, Lindfors et al. 2006].				

Technik b) *Nitrifikation*
Allgemein zeigen Anlagen mit geringer spezifischer Beladung eine bessere Leistung und ermöglichen den Abbau von Ammoniak durch Nitrifikation. Eine geringe spezifische Beladung verbessert auch den Abbau von schwer abbaubaren organischen Verbindungen. Bei Nitrifikations-Anlagen ist die Ablaufkonzentration von Nitrat (NO_3^-) relativ hoch (im Bereich von 200 mg/l).

Technik c) *Nitrifikation–Denitrifikation*

Nitrifikations-Denitrifikations-Anlagen haben eine sehr niedriges N/M-Verhältnis von 0,05 – 0,2 kg CSB/(kg MLSS·d) und erreichen sehr gute Ergebnisse bei der Reinigung von Kokereiabwasser. Die Stickstofffrachten aus diesen Anlagen sind besonders niedrig im Vergleich zu Anlagen mit einem hohem N/M-Verhältnis und solchen, die nur eine Nitrifikation beinhalten. Die Einlauf- und Ablauf-Konzentrationen von vier dieser Anlagen sind in Tabelle 5.24 zusammengestellt.

[77] Anm. der Übersetzer: Dieser Satz ist u.E. in der englischen Fassung missverständlich; unserem Verständnis nach wird die Phosphorsäure dem zurückgeführten Schlamm zugegeben, da die Bakterien für die Abbau eine bestimmte Menge an Phosphat als Nährstoff benötigen; im Ablauf der Anlage ist Phosphat dagegen in der Regel unerwünscht.

[78] Anm. der Übersetzer: Dem BVT-Merkblatt ist allerdings nicht zu entnehmen, welche Voraussetzungen hier gemeint sind.

Tabelle 5.24: Einlauf- und Ablaufkonzentrationen sowie einige Kenndaten von vier Abwasserbehandlungsanlagen von Kokereien mit Vor-Denitrifikation und Nitrifikation

Kenndaten/Parameter		Einheit	Kokerei A	Kokerei B (1)	Kokerei C	Kokerei D (2)
erzeugte Koksmenge		Mt/a	1,25	0,60	1,03	1,08
Kokereiabwasser (Volumenstrom)		m^3/h	42	22	65	80
Verdünnung durch andere Abwässer (siehe Abschnitt 5.2.2.2)		m^3/h	40	5–10	20	–
Gesamter Abwasservolumenstrom		m^3/h	86	30,1±3,5	85	80
Spezifische Ablaufmenge (spezifische Abwassermenge)		m^3/t Koks	0,59	0,44	0,69	0,65
Nährstoff/Mikroorganismen(N/M)-Verhältnis		kg CSB / (kg MLSS·d)	≤ 0,15	k.A.	0,5 (3)	k.A.
Einlauf:	pH	–	k.A.	9,2±0,33	9,0 – 9,5	8,5
	Schwebstoffe	mg/l	30 – 40	k.A.	k.A.	k.A.
	CSB	mg/l	3650±310	3161±1269	3220±590	200 – 2000
	TOC	mg/l	k.A.	k.A.	1025±190	k.A.
	BSB_5	mg/l	2100	k.A.	k.A.	800 – 3000
	Phenole	mg/l	964	705±276	650	500 – 1500
	SCN^-	mg/l	355	k.A.	350	150 – 200
	Kjeldahl-N	mg/l	k.A.	k.A.	300	k.A.
	Ammoniak-N	mg/l	125±25	k.A.	50±15	150±200
	Nitrit-N	mg/l	k.A.	k.A.	k.A.	k.A.
	Nitrat-N	mg/l	k.A.	k.A.	k.A.	k.A.
	Öl und Teer	mg/l	40	k.A.	k.A.	k.A.
	PAK (6 Borneff-PAKs)	µg/l	200	k.A.	k.A.	k.A.
Ablauf:	pH	–	7,7	8	7,6	8,1±0,3
	Schwebstoffe	mg/l	42	33±21	75	k.A.
	CSB	mg/l	189±30	137±43	213±70	74±10
	TOC	mg/l	k.A.	k.A.	45±16	k.A.
	BSB_5	mg/l	8,1±2,3	k.A.	15±5	4,8±1,7
	Phenol	mg/l	0,06	0,02±0,03	<0,1	0,02±0,01
	SCN^-	mg/l	3	k.A.	1,3	0,87±0,46
	CN^-, leicht freisetzbar	mg/l	k.A.	0,01	k.A.	0,02±0,01
	Sulfide, leicht freisetzbar	mg/l	k.A.	k.A.	k.A.	0,03±0,02
	Kjeldahl-N	mg/l	8,8±4 (4)	k.A.	k.A.	4,96±1,33
	TN_b-N	mg/l	k.A.	k.A.	13	10,67±7,04
	Ammoniak-N	mg/l	3±3 (4)	0,28±0,56	<1	<1
	Nitrit-N	mg/l	0,9±1,5 (4)	0	1,3	0,01±0,07
	Nitrat-N	mg/l	22±6,6 (4)	8,2±6,92	11	6,11±6,68
	Öl und Teer	mg/l	5	k.A.	k.A.	<5 (5)
	PAK (6 Borneff-PAKs)	µg/l	<50	k.A.	<20	1,06±1,12
	Phosphor	mg/l	k.A.	0,4±0,29	k.A.	1,3±0,4

(1) Angegeben sind die Jahresmittelwerte im Ablauf im Jahr 2009.
(2) Angaben spiegeln die Streuung der Tagesmittelwerte im Ablauf im Jahr 2005 wider, außer bei SCN^- (Werte aus 2004).
(3) Die Angabe bezieht sich auf die erste von drei Behandlungsstufen.
(4) Angaben spiegeln die Streuung der Jahresmittelwerte aus den Jahren 2006, 2008 und 2009 wider.
(5) Die Angabe bezieht sich auf BTX.

Anm.: TN_b: Gesamtstickstoff, gebunden
Alle Werte sind als arithmetischer Mittelwert ± der Standardabweichung angegeben, soweit verfügbar
k.A. : keine Angabe

Quelle: [65, InfoMil 1997] [88, Löhr et al. 1996] [89, Löhr et al. 1997] [173, UBA-Germany 2005] [196, Josis 2010] [197, Jost 2010] [260, Germany 2007] [272, Germany 2007] [320, Eurofer 2007] [341, Eurofer 2007].

Tabelle 5.25 zeigt die in 2007 erreichten Ablaufkonzentrationen aus der biologischen Abwasserbehandlungsanlage von Corus, IJmuiden (Niederlande), in der das Abwasser aus der Kokerei, den Hochöfen und der Sinteranlage gemeinsam behandelt wird.

Tabelle 5.25: Ablaufwerte der biologischen Abwasserbehandlungsanlage von Corus, IJmuiden (Niederlande), in der das Abwasser aus der Kokerei, den Hochöfen und der Sinteranlage gemeinsam behandelt wird, im Jahr 2007

Parameter	Einheit	Durchschnitt	Maximum
Ablauf (Volumenstrom)	m^3/h	340	400
Schwebstoffe	mg/l	60	80
CSB	mg/l	135	150
Kjeldahl-N	mg/l	15	30
Phosphat	mg/l	5	10
CN^- gesamt	mg/l	11	13
CN^-, leicht freisetztbar	mg/l	0,35	0,45
SCN^-	mg/l	2,0	4,0
Phenole	mg/l	<0,5	1,0
Summe aus Cr, Cu, Pb, Ni, und Zn	mg/l		0,011 – 0,013
Cd	µg/l		10
Hg	µg/l		5
As	µg/l		2,5

Anm.: Durchschnitt = gleitender Durchschnitt aus 10 Mischproben
Maximum = Maximalwert der Stichproben

Quelle: [379, Corus IJmuiden 2010].

Medienübergreifende Effekte
In der Abwasserbehandlungsanlage fällt Belebtschlamm an. Der überschüssige Belebtschlamm kann der in der Kokerei eingesetzten Kohle zugegeben werden.

Betriebsdaten
Technik a) Aerobes System mit Belebtschlamm
Es werden Phosphate und Natronlauge zugefügt. Die Natronlauge wird zur Einstellung des pH-Werts verwendet. Die Sedimentation wird durch die Zugabe von $FeCl_3$ und eines Polymers befördert. Allerdings erreichen manche Anlagen auch ohne Additivzugabe gute Ergebnisse.

Anwendbarkeit
Zum Erreichen optimaler Ergebnisse ist eine Behandlung mit einer Kombination aus Vor-Denitrifikation und Nitrifikation, wie unter Technik c) beschrieben, anzuwenden.[79]

Wirtschaftliche Aspekte
Technik c) Nitrifikation–Denitrifikation
- 1994 betrugen die Investitionskosten für die Erweiterung einer Nitrifikationsanlage zu einer Anlage mit „pre-DN/N“-System 0,6 Mio. €. Die Gesamtinvestitionen betrugen 4,6 Mio. €
- Die Betriebskosten einschließlich Abwasserabgaben betrugen im Jahr 1996 345.000 €/a (das entspricht 0,57 €/t Koks),

Auslöser für die Umsetzung
Die Forderung nach geringeren Einträgen an Stickstoffverbindungen machte ein geeignetes Abwasserbehandlungssystem erforderlich.

Referenzanlagen
Technik a) Aerobes System mit Belebtschlamm
Luleå Works der SSAB Tunnplåt AB (Schweden).

[79] Anm. der Übersetzer: Offenkundig sind die genannten Techniken allgemein anwendbar, jedenfalls werden hier keine Einschränkungen hinsichtlich ihrer Anwendbarkeit genannt.

Technik c) Nitrifikation–Denitrifikation
Abwasserbehandlungsanlagen nach dem pre-DN/N-Konzept werden bei den Kokereien von ArcelorMittal in Gent (Belgien) und Seremange (Frankreich), von ZKS in Dillingen (Deutschland) und von den Hüttenwerken Krupp Mannesmann in Duisburg-Huckingen (Deutschland) betrieben (siehe Tabelle 5.24).

Eine Abwasserbehandlungsanlage mit abschließendem Strippen von Ammoniak ist bei der Kokerei von Riva in Taranto (Italien) installiert.

Referenzliteratur
[21, EC Coke 1996] [65, InfoMil 1997] [88, Löhr et al. 1996] [89, Löhr et al. 1997] [201, Colin et al. 2003] [208, Lindfors et al. 2006] [260, Germany 2007] [272, Germany 2007] [320, Eurofer 2007] [341, Eurofer 2007]

6 BLAST FURNACES

6.1 Applied processes

The first true coke-based blast furnace was introduced in 1735 [152, Ullmann's 1994]. The blast furnace remains by far the most important process for the production of hot metal (pig iron). The technique is likely to continue to dominate hot metal (HM) production in the medium term. Figure 6.1 shows a general view of two blast furnaces [344, Eurofer 2007].

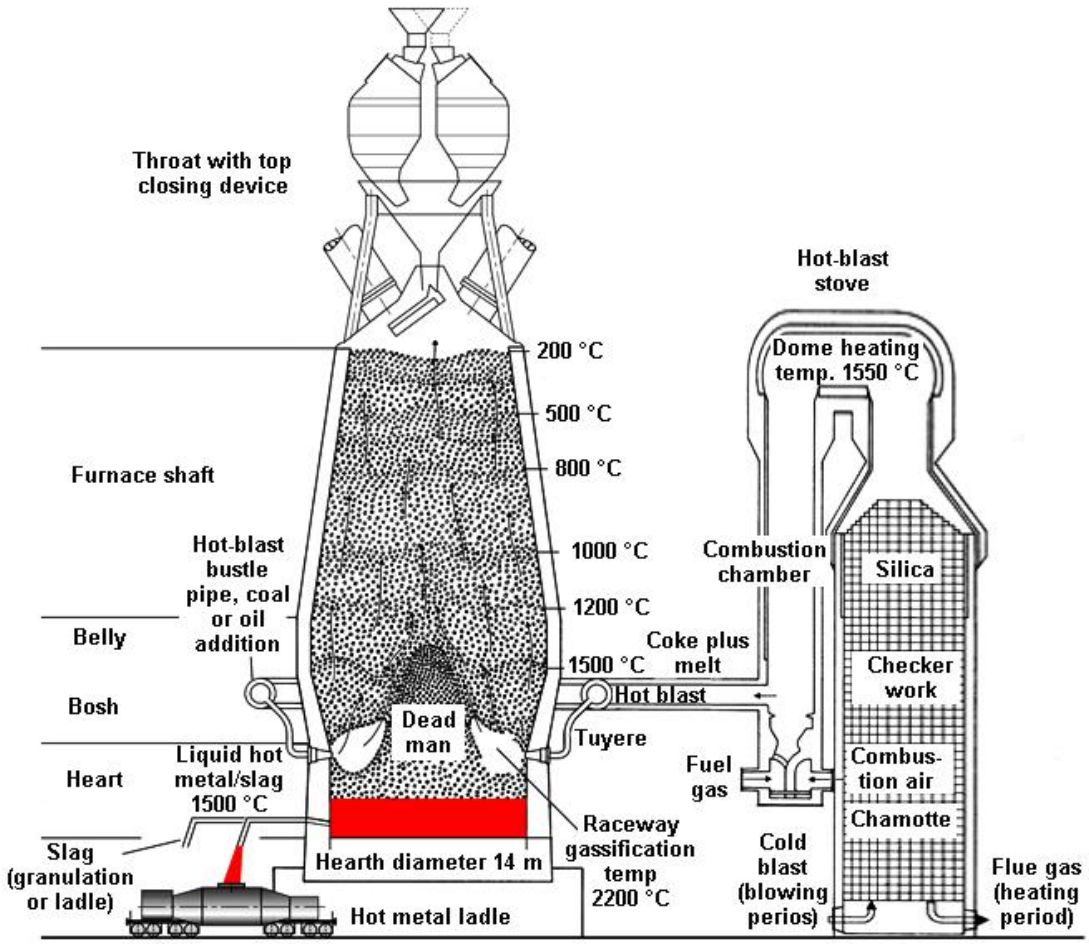
Source:[200, Commission 2001]

Figure 6.1: General view of two blast furnaces with three hot stoves each and the stack for the waste gas from the hot stoves

A blast furnace is a closed system into which iron-bearing materials (iron ore lump, sinter and/or pellets), additives (slag formers such as limestone) and reducing agents (i.e. coke) are continuously fed from the top of the furnace shaft through a charging system that prevents escape of blast furnace gas (BF gas). Figure 6.2 shows a simplified layout of a blast furnace consisting of the furnace itself, the cast house, the hot stoves and a two-stage treatment of BF gas.

A hot air blast, enriched with oxygen and auxiliary reducing agents are injected on the tuyère level providing a countercurrent of reducing gases. The air blast reacts with the reducing agents to produce mainly carbon monoxide (CO), which in turn reduces iron oxides to metal iron. The liquid iron is collected in the hearth along with the slag and both are cast on a regular basis. The liquid iron is transported, i.e. in torpedo vessels to the steel plant and the slag is processed to produce aggregate, granulate or pellet for road construction and cement manufacture. The blast furnace gas is collected at the top of the furnace. It is treated and distributed around the works to be used as a fuel for heating or for electricity production.

Various reducing agents are available. Carbon/hydrocarbons in the form of granular or pulverised coal, heavy fuel oil, oil residues, used oils, fats and emulsions, animal fats, eco-oil, natural gas, coke oven gas, BOF gas, BF gas, waste plastics, coal tar, etc. are generally available in sufficient quantities at reasonable costs. However, the choice between several reducing agents is not determined by costs alone. Apart from being a reducing agent, coke also serves as a carrier of the bulk column in the blast furnace. Without this carrying capacity, blast furnace operation would not be possible.



Source: [312, Dr. Michael Degner et al. 2008]

Figure 6.2: Simplified scheme of a blast furnace

Iron ore processed nowadays contains a large content of hematite (Fe_2O_3) and sometimes small amounts of magnetite (Fe_3O_4). In the blast furnace, these components become increasingly reduced, producing iron oxide (FeO) then a partially reduced and carburised form of solid iron. Finally, the iron charge melts, the reactions are completed and liquid hot metal and slag are collected in the bottom. The reducing carbons react to form CO and CO_2. Fluxes and additives are added to lower the melting point of the gangue, improve sulphur uptake by slag, provide the required liquid hot metal quality and allow for further processing of the slag.

As the blast furnace burden moves down, its temperature increases, thus facilitating oxide reduction reactions and slag formation. The burden undergoes a series of composition changes as this happens:

- the iron oxide in the burden becomes increasingly reduced (forming sponge iron and finally molten hot metal)
- the oxygen from the iron ore reacts with the coke or the carbon monoxide, thus forming carbon monoxide or carbon dioxide, which is collected at the top
- the gangue components combine with the fluxes to form slag. This slag is a complex mix of silicates of a lower density than the molten iron
- the coke primarily serves as a reducing agent, but also as a fuel. It leaves the furnace as carbon monoxide, carbon dioxide or carbon in the hot metal
- any hydrogen present also acts as a reducing agent by reacting with oxygen to form water.

The main operations are as follows:

- burden preparation
- charging and conveying of raw materials
- blast furnace processing
- generation of hot blast
- direct injection of reducing agents
- casting
- slag cooling and processing.
-

6.1.1 Burden preparation

The production of hot metal requires large amounts of bulk materials like lump ore, any blend of lump ore agglomerates and pellets, iron-sinter and auxiliaries.

Excessively coarse lumps of ore have to be crushed, ground and screened to produce defined sizes of particles required. Ores usually undergo specific preparation steps.

Usually pretreated ores and other materials are delivered by ships, by trains and sometimes by lorries being unloaded by appropriate unloading devices. Depending on the prerequisites and their properties, e.g. their drift sensitivity and their wettability, they undergo outdoor, under roof, bunker, silo or packed short, intermediate or long-term storage. Irregularities within the ores from one or more provenances are balanced out by mixing. This homogenising process is performed in bedding yards.

Concerning the question what burden preparation exactly comprises, different views can be found. Commonly, burden preparation includes the ore preparation processes, the blending processes before the sinter plant in bedding yards, the conveying of the sinter, the coke and the possible direct conveying of lump ore and all batching processes up to the BF top charging. Sometimes the unloading, conveying and storage of ores and coke is included and sometimes only ores are regarded.

The batching system includes screens (for iron ore and coke), vibro feeders (for fluxes) and weighing bins. From the weigh bins, the raw material is conveyed to the skips or the BF top via a belt conveyor. In case of the use of sinter and/or pellets in addition to lump ore, suitable storage and batching systems are added to the stockhouse.

For the majority of BF the raw material batching and BF top charging is handled automatically through a supervisory system from the control room and the burden preparation system is fully dedusted by a bag filter system.

6.1.2 Conveying and charging of raw materials

The mixture of iron-bearing materials (iron ore rubble, sinter and/or pellets) and additives (flux material) are known collectively as the ‘burden’. The burden and the accompanying coke are charged into the top of the furnace either via skips or mechanical conveyor belts. They enter into the furnace via a sealed charging system which isolates the furnace gases from the atmosphere. This system is necessary because blast furnace pressure exceeds atmospheric pressure (0.25 – 2.5 bar gauge). Whilst many new large blast furnaces have high top pressures (up to 2.5 bar gauge), there are modern furnaces operating at pressures much lower than this. These pressures can be as low as 0.25 bar gauge, depending on the age of the furnace and other constraints such as available blast pressure and limitations due to the gas treatment plant construction.

The sealed charging system can be a bell charging system or a bell-less charging system. Some dust and BF gas emissions may arise during charging. The evacuation of gas at the top of the furnace and connection to the BF gas treatment system can be used to control emissions at this stage of the process.

6.1.3 Blast furnace operation

In a blast furnace, the raw materials enter at the top, while the products (molten iron and slag) are tapped from the bottom (the hearth). The solid burden moves downwards, meeting a rising stream of hot reducing gas. BF gas with residual calorific value is collected from the top of the furnace for treatment.

A blast furnace can be divided into six temperature zones:

- the top: At the top, charging of the burden and evacuation of BF gas occurs
- the shaft: in the shaft, the hot BF gas gives its heat to the solid burden. The temperature of the burden rises from ambient temperature to approximately 950 °C and the iron oxide becomes partially reduced in this zone
- the belly: the belly links the shaft to the bosh. In this section, the temperature rises further from 950 °C to approximately 1250 °C. Further reduction of the iron oxide takes place and coke reaction begins
- the bosh: coke reactions continue to take place in the zone of the bosh. The iron melts and slag is formed
- the tuyères: in this zone the hot blast is introduced into the furnace by means of a series of tuyères (up to 42). The tuyères are located around the upper perimeter of the hearth and are fed by a large pipe (bustle pipe), circling the furnace at the height of the bosh. Temperatures here can exceed 2000 °C and the oxides are completely reduced
- the hearth: the hearth collects the molten hot metal and slag. One to four tap holes are located around the hearth, with one or two in operation at any time.

The shaft, belly, bosh and tuyère belt are typically water-cooled with the hearth water, oil or air-cooled. The furnace is lined with refractory material (the hearth being up to 1.5 m thick at least at the hearth level).

Hot metal production ranges from approximately 0.5 Mt/yr for small blast furnaces to about 5.5 Mt/yr for large blast furnaces.

Blast furnace technology uses high-grade ore. Any elements accompanying the iron are distributed between the hot metal phase and slag. Those passing into the hot metal include phosphorus, sulphur, manganese and silicon. Titanium, aluminium, calcium, magnesium and the bulk of silicon and sulphur pass into the slag as oxides or metalloids. It is also possible for a variety of elements to volatilise and deposit on different parts of the blast furnace. This is especially the case for zinc (Zn) and lead (Pb) which reach the blast furnace via iron ores and recycled by-products via the sinter plant.

The total zinc in the charge generally varies from 100 – 250 g/t of hot metal produced. As a rule of thumb, most modern plants restrict zinc to 100 – 150 g/t hot metal. Dusts and sludges with a high zinc or lead content are usually not accepted as returns to the sinter plant, or are only used in limited amounts [344, Eurofer 2007].

Removal of Zn and Pb from the furnace is done by operating the blast furnace in such a way that the temperature in the centre of the furnace is kept above 400 °C. The zinc is then more likely to be removed with the top gas as fine ZnO particles, which are almost completely retained in the BF gas treatment [105, Pazdej et al. 1995].

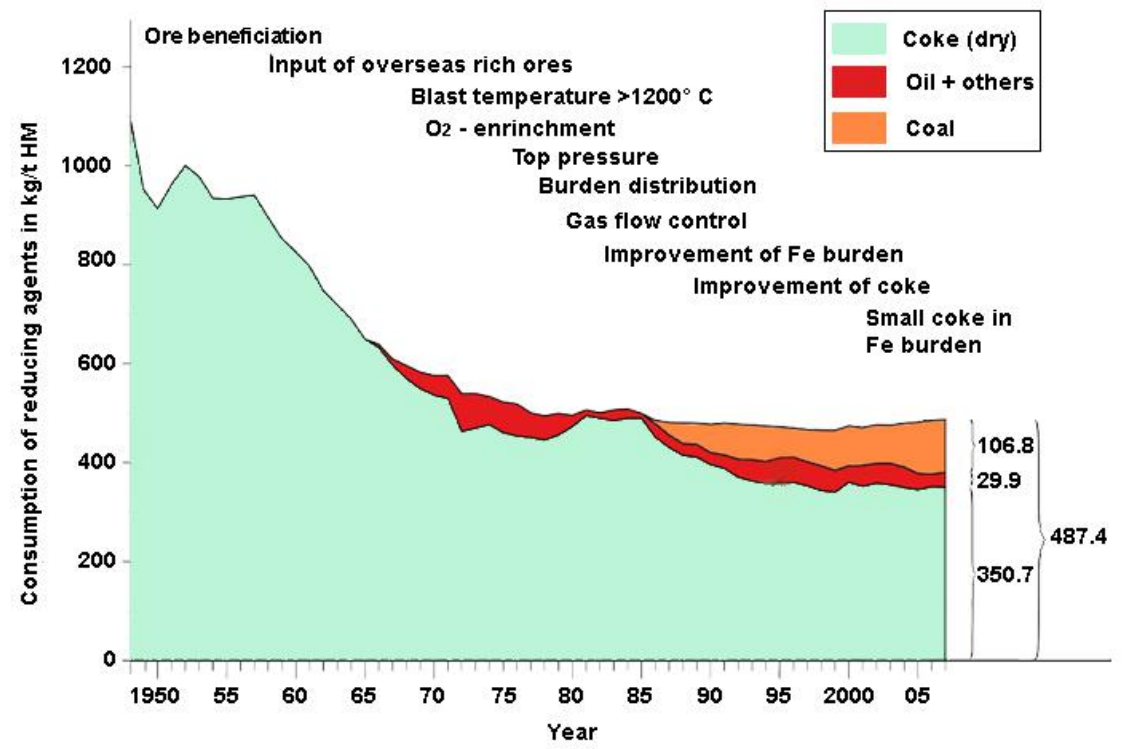
Blast furnace top gas
BF gas contains about 20 – 28 % CO, 1 – 5 % H_2, inert compounds (50 – 55 % N_2, 17 – 25 % CO_2), some sulphur and cyanide compounds and large amounts of dust from the burden. BFs with NG and COG injection have higher hydrogen contents of up to 10 % in the top gas. The amount of cyanide may be especially high during blowdown operations of the blast furnace; but this only occurs occasionally and then additions are made to the system to minimise cyanide formation. The heating value of BF gas is approximately 2.7 – 4.0 MJ/Nm^3. The production of BF gas is approximately 1200 – 2000 Nm^3/t hot metal.

After cleaning, the BF gas is often used as a fuel after enriching with coke oven gas, BOF gas or natural gas, which have higher heating values. BF gas can also be used without upgrading (e.g. in the hot stoves) if modern burners and/or combustion air preheating are applied and if appropriate safety precautions are taken [145, UBA Comments 1997].

6.1.3.1 Reducing agents application

The reducing agents used for processing the iron oxides in the blast furnace are coke, coal, oil gas and other hydrocarbon sources. These are mainly used to produce the reducing gas and thus to promote the reduction of the iron oxides to metallic iron, and then for carburising the iron. The most important reducing agent is coke provided by the coking process (see Chapter 5).

A portion of the coke in the blast furnace might be replaced by coal, oil or gas injected at the tuyère level, which is also called direct injection.



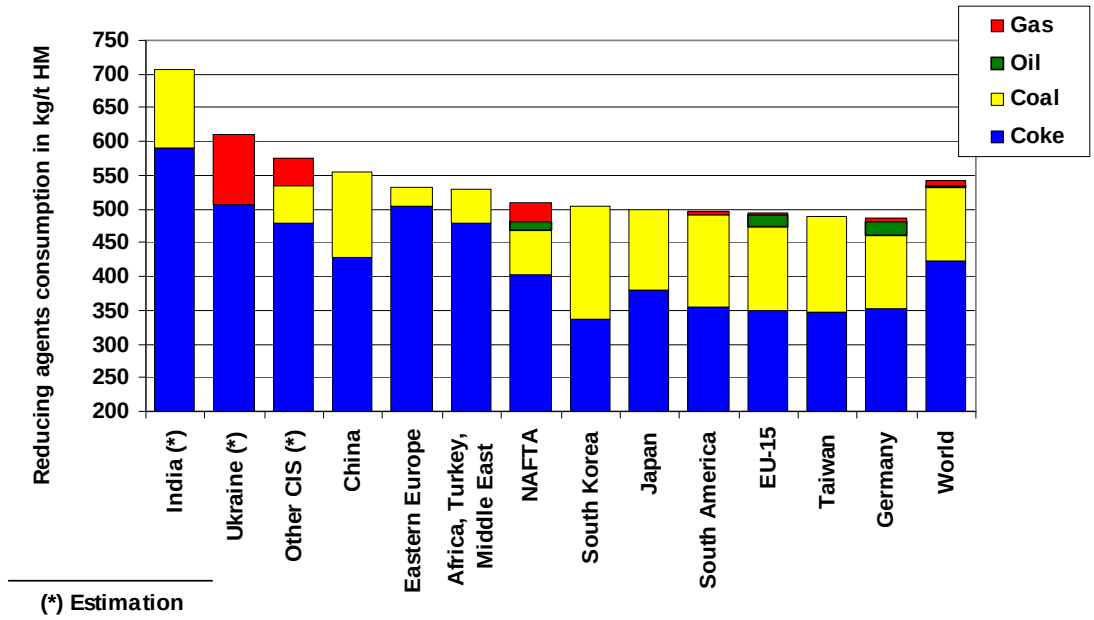
Source: [158, Dr. Ameling, D. 2008]

Figure 6.3: Average consumption of reducing agents of the blast furnaces in Germany

Figure 6.3 shows the average consumption of reducing agents of the blast furnaces in Germany and the development in reducing agent demand and types since 1950. What can be seen is that the total demand has been reduced drastically over the years by the mentioned measures. The

application of oils started in the late 60s, whereas coal injection appeared in 1985 and has increased since.
Coal or oil injection into blast furnaces is a technique now widely applied in Europe and worldwide. Figure 6.4 gives the reducing agents consumption levels for different countries or regions in the year 2006. It can be seen that worldwide, coke and coal are the main reducing agents used. The use of coke replacement through coal injection depends upon factors such as productivity, coke properties, desired hot metal quality, type (e.g. anthracite) and condition (humidity) of coal, etc. [11, Campell et al. 1992] [65, InfoMil 1997].

It should be stressed, however, that a certain amount of coke is still necessary in the blast furnace to allow proper blast furnace operation. The theoretical maximum for coal injection at the tuyère level is thought to be 270 kg/t hot metal. This limit is set by the carrying capacity of the coke and the thermochemical conditions in the furnace. The coke provides the required carrying capacity to sustain the blast furnace charge and ensures sufficient gas penetration.



Source: [159, VAI 1997]

Figure 6.4: Reducing agent consumption in blast furnaces in the world in 2006

Direct injection of reducing agents means replacing part of the coke by another hydrocarbon source, which is injected in the furnace at the tuyère level (see also Section 6.2.2.4). As mentioned above, coal and oil are the most commonly used of the tuyère injectants. Other hydrocarbons may be used such as heavy fuel oil, oil residues, recovered waste oil, coal tar, granular material or, more commonly, pulverised coal, natural gas or coke oven gas and plastics. By reducing the need for coke, overall pollution and energy demand decrease.

Pulverised coal injection (PCI) or oil injection can provide important economic and operational benefits. These include:

- lower consumption of expensive coking coals and a wider range of coals being used
- extended coke oven life
- higher BF productivity
- greater flexibility in BF operation (adjusting the tuyère input is much easier than the burden adjusting charge)
- improved consistency in hot metal quality and silicon content
- reduced overall emissions from steel plants due to lower emissions from coke making.

The disadvantages of PCI are:

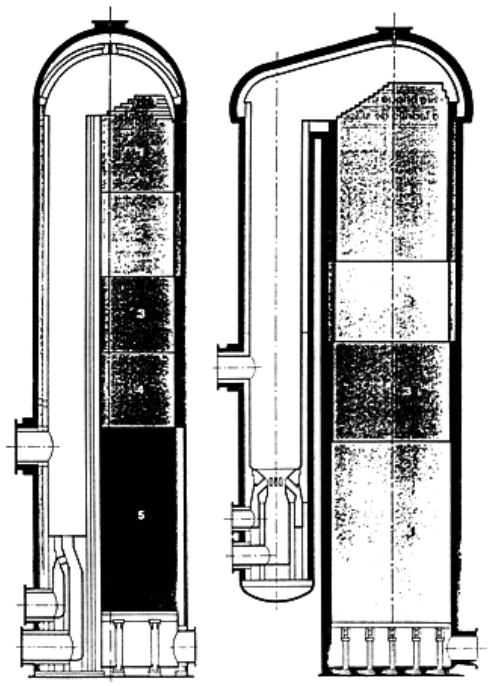
- additional costs for air enrichment. Providing with consistently large oxygen amounts require an air separation plant
- additional demand on the pulverisers in existing plants and additional requirements for injection unit maintenance.

The injection of significant amounts of coal and oil decreases the raceway temperatures which influences the efficiency of the blast furnace. This means that in blast furnaces with conventional smelting reduction, the allowed coal injection is limited to 150 kg/t hot metal. To maintain suitable raceway conditions and at the same time achieve higher input rates of coal and/or oil (up to 260 kg/t hot metal), different options exist. The common option is to use oxygen to enrich the blast or to inject the coal or oil together with the oxygen at the tuyère level. The latter ones are called oxy-coal or oxy-oil injection (see Section 6.3.12).

At the time of writing this BREF (2010), new BFs or upgraded existing injection systems are designed for PCI rates of 200 kg/t hot metal or more.

Referenzliteratur
[158, Dr. Ameling, D. 2008] [160, IEA Clean Coal Centre 2006] [208, Lindfors et al. 2006] [211, Remus, Rainer 2008] [277, Wiesenberger 2007]

6.1.4 Hot stoves operation



Source: [29, EC Sinter/BF 1995]

Figure 6.5: Cross-section of hot stoves ('cowpers') with an internal and external combustion chamber

The hot blast for the blast furnace operation is provided by the hot stoves (sometimes called 'blast furnace cowpers'). Stoves are auxiliary installations used to heat the blast. Increased blast temperature results in a reduction of carbon requirements. The main function of the hot blast is

to provide the oxygen necessary for coke gasification, and thus produce the gas that, on contact with the burden, reduces iron oxides.

The stoves operate on a cyclical basis. They are heated up by burning gases (usually enriched BF gas) until the dome is at the correct temperature (approximately 1100 – 1500 °C). Combustion gas is then cut off and cold ambient air is forced through the stoves in the opposite direction. The cold air is heated by the hot bricks and thus forms the hot blast (900 – 1350 °C), which is fed to the blast furnace. The process continues until the stove can no longer generate the proper blast gas temperature, after which the initial heating cycle is started again. The duration of each cycle depends on individual site conditions such as energy source, system characteristics and conservation measures.

In principle, hot stoves can be classified as being of either the internal or external combustion chamber type (see Figure 6.5). This distinction is important for CO emissions.

Three or four hot stoves are necessary for each blast furnace. Emissions to air occur during the heating phase of the stove.

6.1.5 Casting

The blast furnace is periodically cast to remove the hot metal and slag from the hearth. For this purpose, one of the tap holes is opened in the side wall of the hearth by means of a tap hole drill or soaking bar. In some cases, an oxygen lance is used to open the tap hole. Usually, a blast furnace has one to four tap holes. The number of tap holes is determined by the capacity (size) of the blast furnace.

In modern blast furnaces, hot metal and slag are tapped together (typically slag starting to run after the hot metal). The slag and hot metal are subsequently separated at the skimmer in the cast house, after which each continues in a separate runner.

Hot metal tapped from the blast furnace flows along refractory or low cement covered runners, lined with a heat-resistant alumina-carbon or silica-carbide mixture, and is poured into ladles (directly or via tilted runners). These ladles can be open or closed top types, or torpedo cars. In this molten state, the metal has a temperature of approximately 1440 – 1500 °C.

Slag tapped from the furnace flows in runners to a granulation plant to slag ladles or to an open pit.

At the end of the casting cycle, the tap hole is closed mechanically by injecting a specific heat-resistant tap hole clay mixture, using a ‘mud gun’ or ‘tap hole gun’.

6.1.6 Slag cooling and processing

[174, Euroslag 2006] [347, Eurofer 2007]

The amount of slag produced depends upon the gangue content of the blast furnace, the ferrous burden, the coke ash and ash from the injection material, e.g. coal, and the amount of flux required to achieve the necessary hot metal quality. In order for blast furnace slag to be acceptable for use outside the iron and steel works, it is necessary to take additional measures to ensure that the slag chemistry and/or physical properties are requisite. Slag can be put to a variety of uses including material for road building, as concrete aggregate, as thermal insulation (mineral wool), and as a clinker substitute in cement production. Total utilisation of blast furnace slag is a target that has already been met in many cases [347, Eurofer 2007].

At the time of writing (2010), three principal processes are used to treat liquid blast furnace slag:

- a slag granulation process with water (75 %)
- a slag pelletising process (2 %)
- a slag pit process (also called cooling in air) (23 %).

All of these slag cooling processes may generate hydrogen sulphide, which can result in odour.

The granulation by air is presently used for processing blast furnace slags in some industrial scale plants. In all air granulation processes, the slag is dispersed and the particles are cooled off during their way through the surrounding air. Often an additional water spray is applied to the dispersed slag in order to achieve a faster cooling. Due to some disadvantages (e.g. high space requirements, noise, uncontrollable gaseous sulphur compound emissions, PM emissions), the air granulation is operated in very few industrial plants.

Other processes such as blowing to produce slag wool and foaming to produce foamed blast furnace slag are used less frequently.

The possible flow lines for the liquid slag tapped from the blast furnace and the measures to influence the quality are shown in Figure 6.6.

6.1.6.1 Slag granulation processing

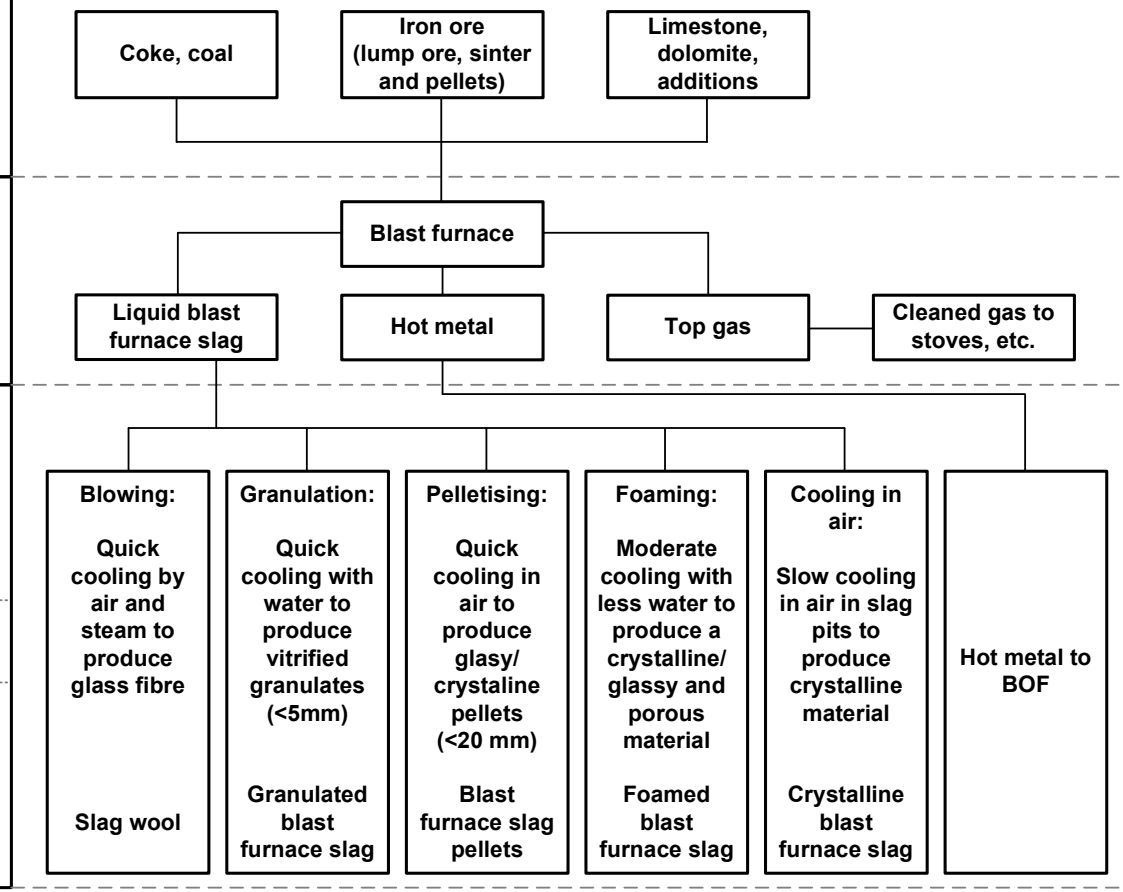
[241, Poland 2007] [347, Eurofer 2007] [392, Schmidt et al. 2003]

Granulation is the most common process used at the time of writing (2010) in the EU to process blast furnace slag. The process involves pouring the molten slag through a high-pressure water spray in a granulation head (sometimes in granulation chambers), located in close proximity to the blast furnace. For slag granulation, fresh water in open/closed circuit or in some cases sea water in open circuits are used.

After granulation, the slag/water slurry is typically transported to a drainage system, consisting of a horizontal filtering basin (e.g. the OCP – open circuit process), a vertical filtering hopper or a rotating dewatering drum (e.g. the INBA® and the RASA® process). In several cases, the slag/water slurry is transported to a separation tank prior to water drainage. In some cases, water vapour is collected and condensed or emitted via a stack.

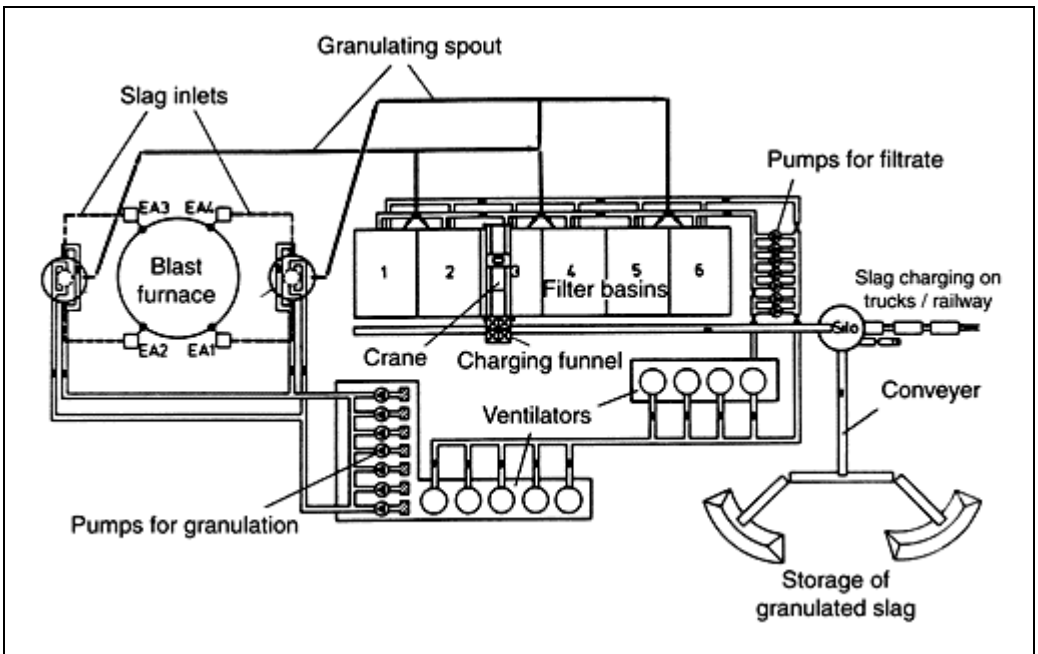
After dewatering, the residual moisture of the slag sand is generally around 10 %. The filter bed is periodically backwashed with water and air to remove the fine particles. Figure 6.7 and Figure 6.8 show two examples of granulation techniques: the OCP and the INBA process.

Process	Measures to influence the quality	Influenced properties
Raw material preparation	Selection, arrangement and pretreatment of raw materials relating to the chemical composition of the blast furnace slag	Chemical composition, eg.: CaO, SiO_2, Al_2O_3, MgO, alkalis
Melting process	Selection of suitable process conditions (blast temperature, reduction rate, carbon rate, gas flow)	Temperature, composition of the products
Heat treatment	Different cooling rates: a) Quick: • blowing • granulation • pelletising	Glass content, structure, porosity
	b) Moderate: • foaming	Bulk density, strength, porosity
	c) Slow: • air cooling	Strength, porosity, resistance to polishing, grain size



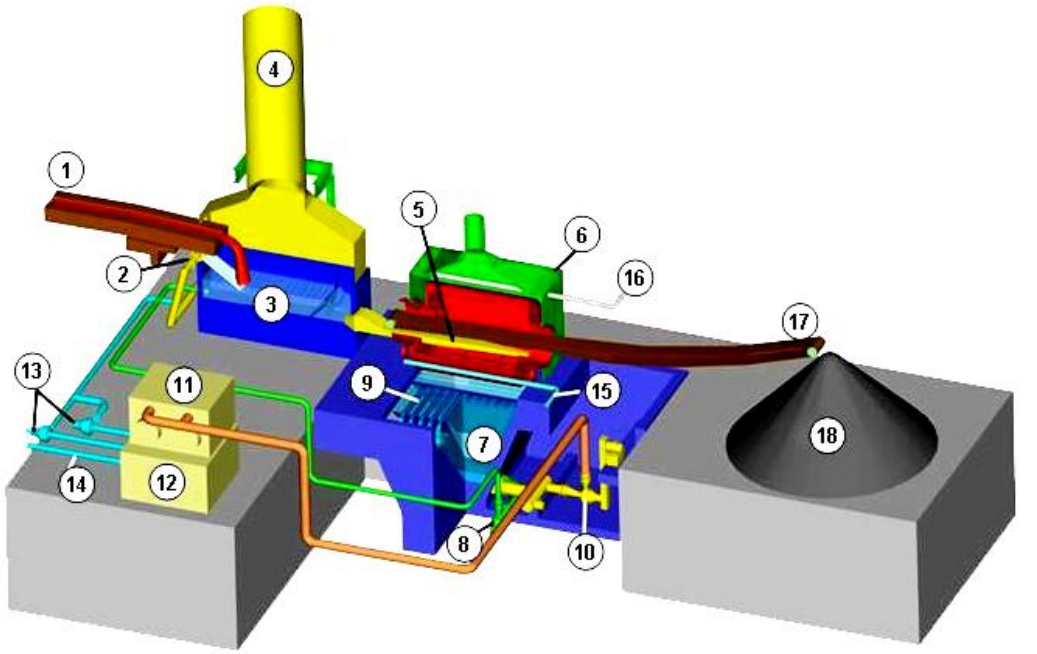
Source: [174, Euroslag 2006] [344, Eurofer 2007] [347, Eurofer 2007]

Figure 6.6: Summary of control methods and flow sheet for liquid BF slags



Source: [111, Poth 1985]

Figure 6.7: Example of a granulation of slag from the blast furnace in the open circuit process



1	Hot runner	2	Blowing box	3	Granulation tank
4	Stack	5	Distributor & slow down boxes	6	Dewatering drum
7	Hot water tank	8	Recirculation pump	9	Overflow runner system
10	Cooling tower pump	11	Cooling tower	12	Cold water tank
13	Granulation water pump	14	Make up water	15	Drum cleaning water
16	Drum cleaning air	17	Conveyor belt	18	Material storage pile

Source: [140, Eurofer 2009]

Figure 6.8: Granulation of slag from the blast furnace in the INBA process

6.1.6.2 Slag pelletising process

The pelletising process is only in use in a few plants in the EU and in some plants in Canada. The molten slag is spread in a layer on a plate, which acts as a deflector. The sheet of slag is sheared by controlled water-jets which initiate the swelling and cooling of the slag. The slag is then projected centrifugally into the air on a rotating drum to complete the blowing up and cooling. The slag particles follow different trajectories according to their size, which range from granulated sand to expanded pellets [347, Eurofer 2007].

When properly applied, process water is totally consumed by evaporation and as moisture in the product. Specific water consumption is less than that required for wet granulation.

Similar to the granulated slag, the pelletised slag is used as a clinker substitute in cement production.

6.1.6.3 Slag pit process

[392, Schmidt et al. 2003]

The slag pit process (also called cooling in air) involves pouring thin layers of molten slag directly into slag pits adjacent to the furnaces. Alternatively, after the collection of slag in ladles, the molten slag is slowly cooled and crystallised in the open air. The pits are alternately filled and excavated, and lump slag is broken up and crushed for use as coarse aggregate. In practice, cooling time can be reduced by spraying the hot slag with a controlled amount of water, although this increases the potential for odour emissions. When properly applied, the cooling water is totally consumed by evaporation.

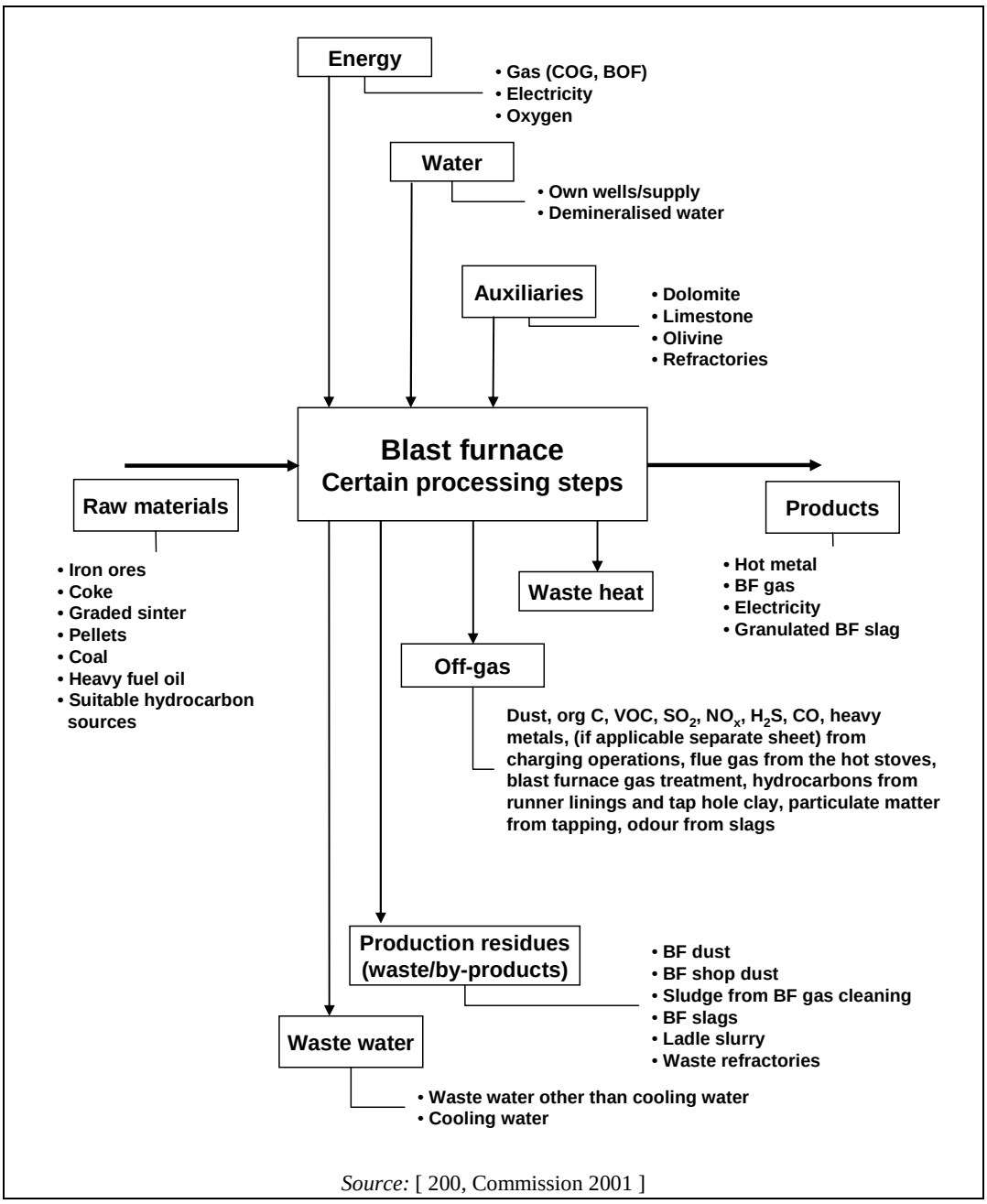
The slag pit process produces lump crystalline slag that is a desirable aggregate in construction (i.e. raw material for road construction). The cooling time has a strong influence on the quality of lump slag produced. Water cooling also improves the microstructure, achieving better mechanical properties.

Some identified disadvantages of this process are that the product quality at this point can hardly be influenced which leads to limited product applications, and that the handling of liquid slag and the crushing of solid slag requires a great deal of work compared to granulation and pelletisation.

6.2 Current emission and consumption levels

6.2.1 Mass stream overview and input/output data

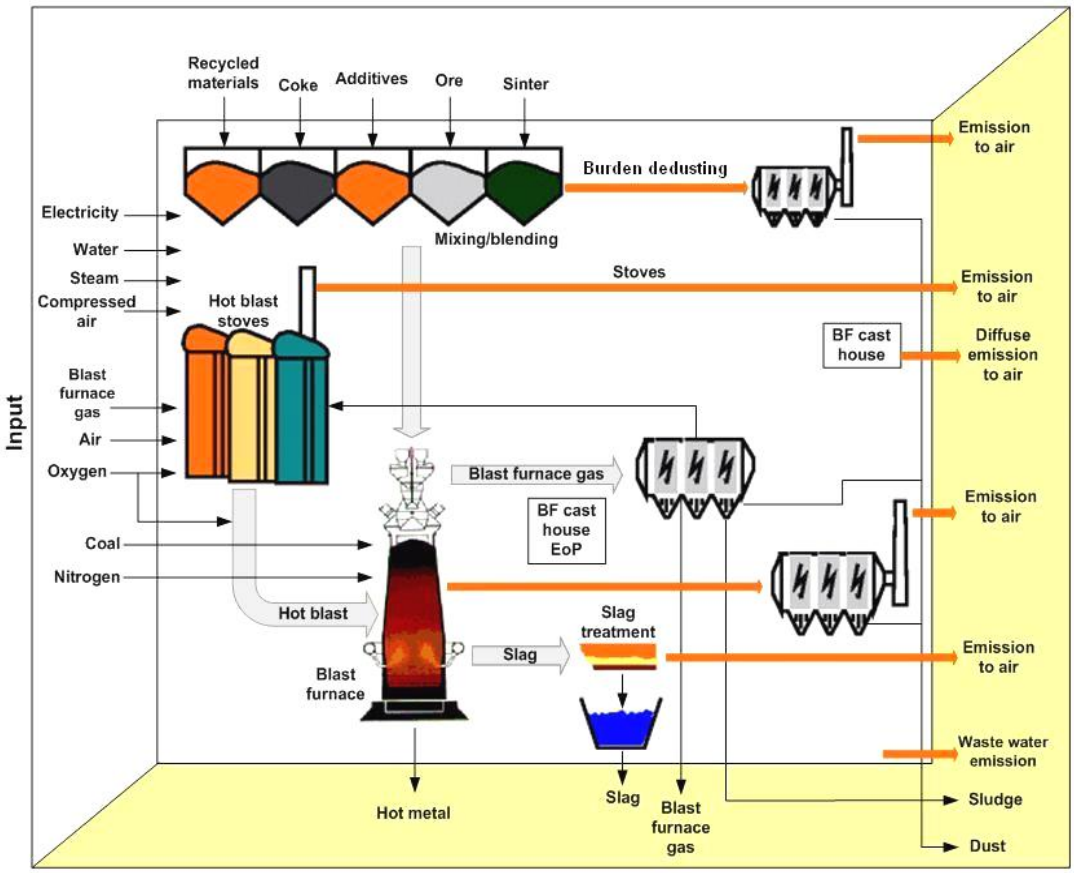
Figure 6.9 provides an overview for the input and output mass streams of a blast furnace. This overview may be used for the collection of data from single blast furnaces.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 6.9: Mass stream overview of a blast furnace

Figure 6.10 shows an example of the general process layout of a blast furnace along with the input and output mass streams.



Source: [200, Commission 2001] [344, Eurofer 2007]

Figure 6.10: General process layout of a blast furnace with indication of the individual operations and the input and output mass streams

Specific input factors and specific emission factors have been determined for blast furnaces. Table 6.1, Table 6.2 and Table 6.5 give figures for these factors taken from many blast furnaces, thus giving a representative picture of modern plants.

Inputs

Table 6.1: Input data from blast furnaces in different EU member states

Inputs	Units	Maximum	Minimum	Weighted average value
Raw materials				
Sinter	kg/t HM	1621	116	1088
Iron ore	kg/t HM	684	0	180
Pellets	kg/t HM	972	0	358
Coke	kg/t HM	515	282	359
Returned material	kg/t HM	106	0	20.1
Limestone/Lime	kg/t HM	80	0	25.7
Tuyère injection				
Oil	kg/t HM	116	0	30.1
Coal	kg/t HM	232	0	162
COG	kg/t HM	46.9	0	1.1
Natural gas	kg/t HM	5.6	0	2.2
Oxygen	kg/t HM	85.1	0	54.4
Other ([1])	kg/t HM	73.5	0	3.6
To stoves				
BF gas	MJ/t HM	2287	1.2	1536
COG	MJ/t HM	817	0.024	284
Natural gas	MJ/t HM	819	0	168
BOF gas	MJ/t HM	259	0.124	213
Energy				
Electricity	MJ/t HM	850	107	268
Other				
Oxygen	m^3/t HM	67	4.6	43
Nitrogen	m^3/t HM	59	33	46
Steam	MJ/t HM	435	14.8	48
Compressed air	m^3/t HM	35	0.008	9.1
Cooling water ([2])	m^3/t HM	22.9 ([4])	0.37 ([4])	–
Process water ([3])	m^3/t HM	13	0.28	3.4

([1]) Other could include plastic, recovered oils, fats, emulsions, etc.
([2]) Water that does not have direct contact in the process.
([3]) Process water is an integral part of the process and is not contained in a defined cooling system, e.g. slag pit water.
([4]) Differences reflect once-through systems and closed systems. Weighted averages are not calculated since once-through systems should not be compared to closed systems.

NB: — HM: hot metal.
— Blast furnace input data for 2004, based upon a production of 73.4 Mt HM.

Source: [140, Eurofer 2009] [234, Poland 2007] [346, Eurofer 2007].

Outputs

Table 6.2: Blast furnace output data for 2004

Outputs	Units	Maximum	Minimum	No	Tonnage HM
Energy					
BF gas	MJ/t HM	6061	3377	16	62 956 753
Electricity	MJ/t HM	91	40	6	31 160 302
Production residues (waste/by-products)					
Slag	kg/t HM	346.6	150.0	18	69 223 393
Top gas dust	kg/t HM	18.0	3.4	13	61 044 562
Top gas sludge	kg/t HM	22.3	2.0	15	66 268 056
Dust from cast house dedusting	kg/t HM	5.1	0.6	8	41 197 012
Used refractory, etc.	kg/t HM	5.9	0.3	8	48 063 570
Waste water	m³/t HM	13.736 (*)	0.096 (*)	12	54 428 253

Data based upon:
– Tonnes of hot metal = 73 459 787. No single output has been reported for all installations. This is the reason why the figure is higher than any other in the column Tonnage HM.
– Tonnes of BF slag = 19 562 299
(*) Differences reflect once-through systems and closed systems.

NB: — HM = Hot metal.
— No = Number of EU installations that have reported.
— Tonnage of hot metal: Amount of hot metal produced by the installations that have reported data for each item.

Source: [140, Eurofer 2009] [208, Lindfors et al. 2006] [234, Poland 2007] [346, Eurofer 2007].

The following tables Table 6.3 – Table 6.6 complement the information with more details on emission factors to air (after abatement) for the charging zone, the BF cast house and main individual operations associated with a blast furnace.

Table 6.3: Emissions from coal preparation for injection

Operation/emission source: Coal preparation for injection	**Dust (g/t HM)**
Number of data	15
Range (min.-max. values)	2 – 54
x±s	12±16

NB: – HM = Hot metal (crude liquid steel).
– x±s = Mean value and standard deviation (only calculated if enough data are available).

Source: [200, Commission 2001]**.**

Table 6.4: Emissions from the charging zone

Parameter	Units	Range
Dust	g/t HM	2.7 – 81.4
PM_{10}	g/t HM	0.2 – 11.0

Source: [200, Commission 2001] [346, Eurofer 2007].

High values for dust emissions from the charging zone have been reported depending on the type of spout and the presence or not of an offtake system directing the gas from the airlock to the BF gas treatment system (see Section 6.3.4). In the absence of the latter device, the emission factors for the charging zone are reported to be as high as 400 and 850 g dust/t hot metal in two Belgium plants [170, N.N. 1997].

Table 6.5: Emission to air from BF cast house (end-of-pipe)

Parameter	Units	Maximum	Minimum
Dust	g/t HM	41.95	0.42
PM_{10}	g/t HM	25.92	0.26
SO_2	g/t HM	193.80	7.34
NO_x	g/t HM	2.08	2.08
CO	g/t HM	35.63	21.52
Cr	mg/t HM	10.41	2.76
Mn	mg/t HM	53.02	45.12
Ni	mg/t HM	10.61	1.99
Pb	mg/t HM	24.33	2.19
Zn	mg/t HM	12.9	3.81
Hg	µg/t HM	200.3	55.50
As	µg/t HM	299.8	205.69
Cd	µg/t HM	223.3	65.3

NB: — Particulates are generated in the air during casting as a consequence of the oxidation: two areas are of concern: a) at the tap hole and b) at the spout to the torpedo. To reduce the pollution to the atmosphere from this minor oxidation of the hot metal, the runners are covered and suction is applied at both the tap hole and torpedo filling station. The air from this is treated in ESPs or bag filters before discharge to the atmosphere. The data provided refer to discharge from the abatement equipment.
— HM = Hot metal.

Source: [140, Eurofer 2009] [346, Eurofer 2007].

Particulates are released into the air during casting as a consequence of oxidation. Two areas are of concern; the area at the tap hole and the area at the spout to the torpedo ladles. To reduce the pollution to the atmosphere from this minor oxidation of the hot metal, the runners are covered and a suction is applied at both the tap hole and the torpedo filling station. The air from this is treated in ESPs or bag filters before discharge to the atmosphere. The data provided in Table 6.5 refer to discharge from the abatement equipment.

Table 6.6: Emission to air for slag granulation in blast furnaces

Operation/emission source		Dust (g/t HM)	H_2S (g/t HM)	SO_2 (g/t HM)	NO_x (g/t HM)	CO (g/t HM)
Slag granulation	NR	NA	14/1 – 300 ([1])	13/1 – 142 ([1])	LS	LS
	x±s		63±95	31±42		

([1]) Low values (around 1 g/t HM) are for slag granulation plants with fume condensation.

NB: — HM = Hot metal (crude liquid steel).
— x±s = Mean value and standard deviation (only calculated if enough data are available)
— NR = Number of data/range of data (min-max).
— LS = Low significance.
— NA = Not available.

Source: [200, Commission 2001].

6.2.2 Environmental issues for the blast furnace process

The blast furnace is primarily a source of dust and gaseous emissions to air. When abatement techniques are applied to reduce emissions, cross-media effects can occur.

Generally, Sections 6.2.2.1 to 6.2.2.5 below describe the most relevant environmental issues in the blast furnace process:

- Emissions to Air from:
  - burden preparation
  - charging and conveying
  - blast furnace gas (as an indirect emission at the site of combustion)
  - hot stoves
  - cast house
  - slag processing
- Waste water from:
  - overflow water from BF gas scrubbing
  - waste water from slag granulation
  - blowdown from cooling water circuits
- Process residues such as wastes and by-products from:
  - dust from casting
  - dust and sludge from BF gas treatment
  - slag from blast furnace
- Process residues such as wastes and by-products from:
  - direct injection of reducing agents
  - reducing agent demand
- Noise.

6.2.2.1 Emissions to Air

[145, UBA Comments 1997] [247, Netherlands 2007]

Burden preparation

Emissions from the drying/crushing of coal can be relevant. Available data from one Belgian plant show that the emissions for dust are between 54 – 139 mg/Nm^3, for CO 292 – 383 mg/Nm^3 and for CH_4 1250 mg/Nm^3. All values are related to an oxygen content of 3 % [171, N.N. 2007].

Pulverised coal for direct injection is usually stored in bunkers and silos. Emission to air can also occur by displaced air during loading. For this reason the dust-containing air is usually captured and subsequently dry dedusted.

Charging and conveying

Since the furnace pressure is higher than atmospheric pressure, a sealed charging system based on ‘bell-shaped’ or ‘bell-less type’ charging is used.

All components present in the BF gas may be emitted here, but the main components are carbon monoxide (CO) and dust. When using systems with gas recovery, much lower charging and conveying emissions are possible.

Blast furnace gas

Raw BF gas contains dust (including heavy metals and carbon), carbon monoxide, carbon dioxide, sulphur compounds, ammonia, cyanide compounds, hydrocarbons and PAH. BF gas is contained and used as an energy source. The gas is purified in order to meet quality specifications and is reused for various firing processes such as blast generation in the hot stoves (see Section 6.1.4) or for coke oven firing (see Section 5.1.2.2). Thus (indirect) emissions of combusted BF gas occur.

BF gas treatment usually consists of pretreatment for the removal of coarse dust and subsequently wet scrubbing for the removal of fine dust (and thus heavy metals), SO_2 and cyanide compounds. In some plants an electrostatic precipitation is applied.

The dust content of raw BF gas is very different from one plant to another and is also highly dependent on process conditions, varying from 5.5 – 40 kg/t hot metal produced. After cleaning,

the BF gas contains normally less than 10 mg/Nm^3 dust. This is emitted at the site of combustion.
In Table 6.7 specific factors of several components in raw untreated BF gas are given.

Table 6.7: Raw blast furnace gas composition (before treatment)

Raw BF gas component	Value	Unit	Specific factor	Unit
BF gas production	1.0 – 7.0	$1 \cdot 10^5$ Nm^3/h	1 200 – 2 000	Nm^3/t HM
Dust	3 500 – 30 000	mg/Nm^3	7 000 – 40 000	g/t HM
Hydrocarbons	67 – 250	mg/Nm^3	130 – 330	g/t HM
Cyanide compounds (as CN^-)	0.26 – 1.0 ([1])	mg/Nm^3	0.5 – 1.3	g/t HM
Ammonia	10 – 40	mg/Nm^3	20 – 50	g/t HM
PAH ([2])				
Benzo(a)pyrene	0.08 – 0.28	mg/Nm^3	0.15 – 0.36	g/t HM
Fluoranthene	0.15 – 0.56	mg/Nm^3	0.30 – 0.72	g/t HM
Carbon monoxide	20 – 28	vol.-%	300 – 700	kg/t HM
Carbon dioxide	17 – 25	vol.-%	400 – 900	kg/t HM
Hydrogen	1 – 5	vol.-%	1 – 7.5	kg/t HM

([1]) Emissions during blowdown may be significantly higher.
([2]) Many other polycyclic aromatic hydrocarbons (PAH) are also present.
Source: [65, InfoMil 1997] [344, Eurofer 2007].

During the two-stage treatment of BF gas, dust is removed with a high degree of efficiency as are compounds associated with dust such as most heavy metals and PAH. Table 6.8 shows the BF gas composition after treatment. The gas still contains some heavy metals but compared with sinter plants (see Section 4.2.1), the load is much lower.

Table 6.8: Blast furnace gas composition (after two-stage treatment)

Treated BF gas component	Concentration	Unit	Specific factor	Unit
BF gas production	1.0 – 7.0	$1 \cdot 10^5$ Nm^3/h	1200 – 2000	Nm^3/t HM
Dust	1 – 10	mg/Nm^3	1 – 20	g/t HM
Hydrocarbons	NA	mg/Nm^3	NA	g/t HM
H_2S	14	mg/Nm^3	17 – 26	g/t HM
Cyanide compounds (as CN^-)	NA	mg/Nm^3	NA	g/t HM
Ammonia	NA	mg/Nm^3	NA	g/t HM
Metals				
Mn	0.10 – 0.29	mg/Nm^3	0.22 – 0.37	g/t HM
Pb	0.01 – 0.05	mg/Nm^3	0.02 – 0.07	g/t HM
Zn	0.03 – 0.17	mg/Nm^3	0.07 – 0.22	g/t HM
Carbon monoxide	20 – 28	vol.-%	300 – 700	kg/t HM
Carbon dioxide	17 – 25	vol.-%	400 – 900	kg/t HM
Hydrogen	1 – 5	vol.-%	1 – 7.5	kg/t HM

NB: NA = Data not available.
Source: [65, InfoMil 1997] [344, Eurofer 2007].

In the EU, wet scrubbing is the technique most commonly applied as a second step in BF gas treatment. Scrubbing generates a contaminated waste water flow, which contains suspended solids (e.g. carbon and heavy metals), cyanide compounds, nitrogen compounds, etc. The separated solids generate a waste problem because of heavy metals, especially zinc. Whereas coarse dust is normally recycled to the sinter plant, sludge from scrubbing is usually dewatered and either recycled to the sinter plant (normally via a hydrocyclone that separates fractions with a

low and high concentration of heavy metals) or put to secure landfill [247, Netherlands 2007] [248, Eurofer 2007].

Hot stoves
Hot stoves are fired with gas. Depending on the installation, the combinations are:

- BF gas + COG gas
- BF gas + natural gas
- BF gas + BOF gas
- any other combination of the four gases used (BF gas, COG gas, Natural gas, BOF gas) or pure gas.

Coke oven gas contains sulphur compounds, which are emitted as SO_2 at the hot stove when the gas is used for firing. [145, UBA Comments 1997] reports that several hot stoves with modern burners and combustion air preheating are operated using BF gas without enrichment [344, Eurofer 2007].

Table 6.9 shows measured emission concentrations for the main pollutants from hot stoves.

Table 6.9: Emission concentrations from hot stoves

Parameter	Range (mg/Nm³) Annual average	Range (mg/Nm³) Half hourly average
Dust	<0.1 – 12	
CO	4.11 – 2891	20
NO_x	19 – 115	20 – 120
SO_x	4 – 154	60 – 210
Hg	0.003	
Cd, Tl	0.0057 ([1])	
Sb, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V	0.24 ([1])	
HF	<0.08	
HCl	3 ([1])	
PCDD/F	0.002 – 0.004 (ng/Nm³)	

([1]) Values correspond to maximum values, not to annual averages.
NB: The values are derived from seven EU installations and correspond to annual averages and for three German plants additionally to half-hourly averages.
Source: [171, N.N. 2007] [200, Commission 2001] [244, Plickert 2007] [346, Eurofer 2007].

Flue-gas flow from the hot stoves is approximately 100 000 to 500 000 Nm^3/h per blast furnace. The specific off-gas flow is 400 – 1500 Nm^3/t hot metal. Emissions concentrations for SO_2 are in the range of 4 – 154 mg/Nm^3 depending on the used gas (on an annual average basis, see Table 6.9) which corresponds to 1.6 – 154 g/t hot metal. In case of a mixture of BF gas and non-desulphurised COG, the emission factor can be up to 400 g SO_2/t hot metal which corresponds to up to 267 – 1000 mg/Nm^3.

The hot stoves are the main source of emissions of NO_x in the blast furnace process. NO_x is formed as a result of high temperatures in the stove. Emission concentrations are in the range of 19 – 115 mg/Nm^3 (on an annual average basis, see Table 6.9) which corresponds to 6 – 173 g/t hot metal produced [344, Eurofer 2007].

Dust emissions from the hot stoves are usually between 1 and 12 mg/Nm^3 which corresponds to 0.4 – 18 g/t hot metal [344, Eurofer 2007].

CO emissions are considerable in the case of internal combustion chambers (see Figure 6.5). Cracks in the brick work, which are very difficult to avoid, mean BF gas can move without

combustion to the waste gas and can be emitted in concentrations of up to 2891 mg CO/Nm^3. In the case of an external combustion chamber with controlled combustion, the concentration is about <50 mg CO/Nm^3 [171, N.N. 2007] [344, Eurofer 2007].

Cast house

The casting of hot metal generates dust emissions. On average, unabated emissions are in the range of 400 – 1500 g/t hot metal produced. These emissions mainly arise from contact between the hot metal and slag and ambient oxygen. In order to catch the dust formed during casting in many blast furnaces in the EU, cast house dedusting systems (dust extraction at tap hole, skimmer and hot metal charging to the torpedo ladle) with flows of between 200 000 and 700 000 Nm^3/h are used. Dust emissions depend on applied abatement techniques (in some cases there are still none) and dust collection efficiency. In many cases, bag filters are applied, achieving less than 10 mg dust/Nm^3. Dust emission factors vary between 0.5 and 45 g/t hot metal with an average of 32 g dust/t hot metal. Furthermore, a certain amount of SO_2 is emitted from the liquid slag and iron during casting (7 – 195 g/t hot metal) [344, Eurofer 2007].

Table 6.10: Emission concentrations from the BF cast house and burden dedusting

Parameter	Range (mg/Nm³) Annual average	Reference time period
Dust	0.3 – 10.4 0.38 – 0.49	AAV DAV
SO_x	12	AAV
Hg	<0.0001	AAV
Cd, Tl	0.00004	AAV
As, Co, Ni, Se, Te	<0.003	AAv
Pb, Co, Ni, Se, Te	<0.5	AAV
Pb, Cr, Cu, Mn, V	0.004 – 0.014	AAV
Sb, Cr, CN, F, Cu, Mn, V, Sn	<1	AAV
HCl	0.7	AAV
H_2S	1.2	AAV
NB: Values are the ranges derived from four EU installations and correspond to annual averages and for dust correspond to daily averages for one German plant. *Source:* [200, Commission 2001] [244, Plickert 2007] [346, Eurofer 2007].		

Slag processing

The reaction of water with molten slag, particularly with sulphur compounds (essentially CaS and MnS) generates both steam and diffuse H_2S and SO_2 emissions. These emissions cause potential odour and corrosion problems. Their importance varies according to the slag processing technique used. Blast furnace slag taken from the slag runner has a sulphur content of around 1 – 2 wt-%. The major sulphur compound in the slag is CaS [392, Schmidt et al. 2003].

Emissions can vary greatly from one plant to another, from one slag treatment cycle to another and within the slag treatment cycle itself. The range of available emission factors is wide. Available figures vary from 1 – 320 g H_2S/t hot metal and 1 – 150 g SO_2/t hot metal for slag granulation. For an industrial INBA plant with an average slag flow rate of 3.5 t/min and a supposed exhaust air/steam flow rate of 10 000 Nm^3/h at the stack, the resulting concentrations of H_2S and SO_2 are in the range of 50 – 28 000 mg/Nm^3 for H_2S and 135 – 15 600 mg/Nm^3 for SO_2. If slag is not exposed to water but air-cooled, long-lasting low emissions of mainly SO_2 will occur. From the perspective of nuisance abatement, this can be considered an advantage [344, Eurofer 2007] [392, Schmidt et al. 2003].

Emissions of H_2S and SO_2 cause potential odour and corrosion problems. The gaseous sulphur compounds emissions depend strongly on the kind of granulation system, slag flow rate, slag/water ratio and on the granulation water temperature. Since the solubility of H_2S and SO_2 decreases with rising water temperatures, at cold water granulation systems, lower gaseous sul-

phur compounds emissions are observed than at hot water systems [242, Caughlin 2007] [392, Schmidt et al. 2003].

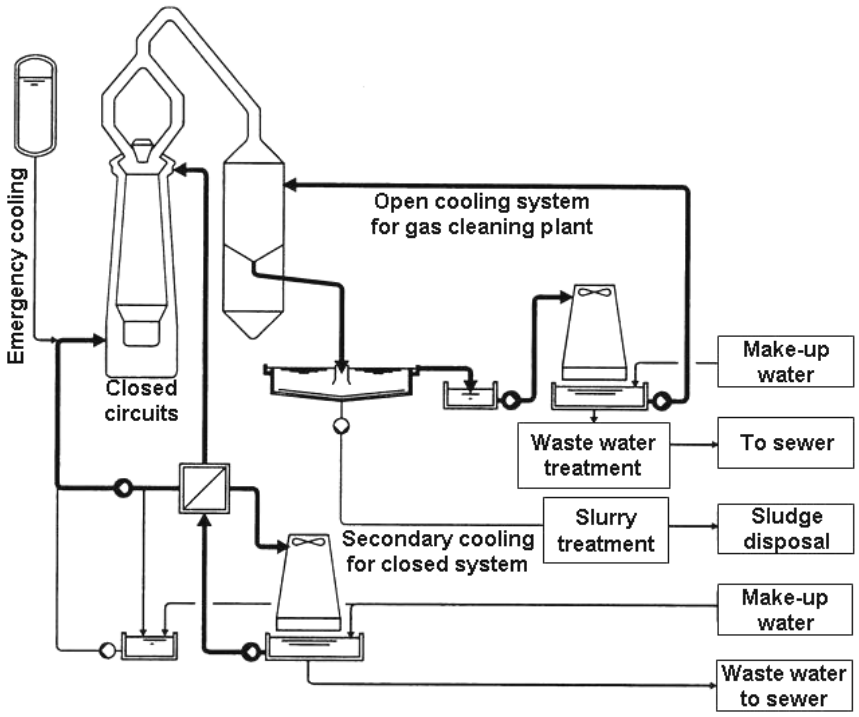
In order to reduce emissions, some plants are operated with fume condensation. The condensate and the slag dewatering water are circulated after cooling where fresh water is utilised. The reuse of water is not operated when sea water is utilised for slag granulation and fume condensation. With this technique, H_2S emissions within the range of 1 – 10 g per tonne of hot metal are achievable.

The water used in the granulation and the pelletising process can largely be collected and reused if fresh water is utilised. These systems can be operated so as to generate very small amounts of waste water. The steam generated during this process contains dust, SO_2 and H_2S, which is usually emitted to the atmosphere. Tests have been carried out to reuse the sensible heat of the slag, but no system is commercially available at the moment. The potential for energy recovery is approximately 0.35 GJ/t hot metal.

The production of lump slag from pits usually leads to larger emissions of SO_2 and H_2S, which can be more difficult to control. Conditioning with water can influence the emissions of H_2S.

6.2.2.2 Waste water

Waste water from BF gas treatment
Water from BF gas scrubbing is normally treated, cooled and recycled to the scrubber (see Figure 6.11). Treatment usually takes place in circular settling tanks.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 6.11: Schematic diagram of water management at a blast furnace

The overflow of the circuit is normally 0.1 – 3.5 m^3/t hot metal depending on raw material quality/specification and water availability which influences the measures taken to optimise water recycling. Especially raw materials with a high salt content can require significantly higher volumes of wash water.

Table 6.11 shows some data about the composition of the waste water from BF gas scrubbing before treatment.

Table 6.11: Composition of waste water from BF gas scrubbing before treatment

Parameter	Concentration (mg/l)
CN^-	0.1 – 50
Cl	73.6 ([1])
F	1.74 ([1])
SO_4^{2-}	42 ([1])
NH_4^+	2.0 – 200
S	0 – 5
Fe	6.77 ([1])
Mn	0.48 ([1])
Zn	0.1 – 29.36
Pb	0.01 – 5
Na	19.19 ([1])
Phenols	0.1 – 5

([1]) Average value.

NB: Data from a study carried out in 1990 and 1992. Six blast furnaces (volume: 837 – 1680 m^3) producing between 280 – 400 kg slag/t hot metal. Average basicity: CaO/SiO2 0.9 – 1.1. Alkali input: 1.4 – 4.8 kg/t hot metal.

Source: [232, Brouhon et al. 1990] [233, Poos et al. 1993].

Cyanide content is shown to increase during a burden descent in the blast furnace and during transitional periods (stopping, restarting) that are more frequent at the end of a production campaign. Under these conditions, higher values of cyanide in the scrubbing water can be found. It seems that the formation of cyanides in the blast furnace are related to the presence of alkali metals [232, Brouhon et al. 1990] [233, Poos et al. 1993].

Waste water from slag granulation

Overflow of water from slag granulation primarily depends on water availability and is in the range of 0.125 – 10 m^3/t hot metal produced. Information on pollutant concentrations and emission factors for waste water from blast furnace slag granulation with fresh water is available in Table 6.12. The emission factors are based on a fresh water consumption of 7921113 m^3 and a hot metal production of 2221686 t which results in a specific fresh water demand of 3.57 m^3/t hot metal.

Table 6.12: Pollutant concentrations and emission factors for waste water from blast furnace slag granulation

Parameter	Unit	Average	Median	Range (min-max)	SD	Emission factor	Unit
Water demand						3.57	m^3/t HM
Pb	µg/l	2.52	2.00	*<2.00* – 6.40	1.10	7.13	m^3/t HM
Cr	µg/l	2.41	2.00	*<2.00* – 6.90	1.08	7.13	m^3/t HM
Cu	µg/l	4.06	3.80	*<2.00* – 9.50	2.05	13.55	m^3/t HM
Zn	µg/l	20.92	20.00	*<20.00* – 38.00	3.62	71.31	m^3/t HM
Cd	µg/l	0.20	0.20	*<0.20* – 0.23	0.01	0.71	m^3/t HM
Ni	µg/l	3.74	3.15	*<2.00* – 10.00	1.98	11.23	m^3/t HM
Fe	mg/l	0.44	0.18	0.03 – 2.60	0.61	0.64	g/t HM
Cl	mg/l	262.96	264.00	140 – 402	57.60	941.26	g/t HM
AOX	µg/l	21.63	16.50	*<10.0* – 66.0	13.18	58.83	g/t HM
Suspended solids	mg/l	27.11	5.90	0.6 – 145.0	42.68	21.04	g/t HM
DOC	mg/l	4.70	4.00	3.10 – 8.70	1.46	14.26	g/t HM
TOC	mg/l	5.51	5.00	3.10 – 11.3	2.06	17.83	g/t HM
COD	mg/l	22.17	22.50	14.00 – 27.00	4.22	80.22	g/t HM
HC	mg/l	0.15	*0.10*	*<0.10* – 0.25	0.05	0.36	g/t HM

NB: — SS: Suspended solids.
— HC: Mineral oil hydrocarbons.
— SD: Standard deviation.
— The data are based on the median of 24 measurements (for COD on six measurements).
— Data from Stahlwerke, Bremen Germany, random sample measurements for the composition of waste water from slag granulation from March 2000 to November 2006.
— Figures in *italics* indicate that measurement values below the detection limit have been computed as the detection limit.

Source: [357, Germany 2007].

Blowdown from cooling water circuits
Blowdowns of the cooling water circuit take place (see Figure 6.11). Information on representative quantities and chemical composition is not available.

6.2.2.3 Process residues such as wastes and by-products

Dust from casting
Between 0.6 and 5.1 kg of dust can be extracted from the cast house per tonne of hot metal (see Table 6.2). It is common practice to separate this dust in a bag filter so that it can easily be recycled for example to the sinter strand or back to the BF after cold briquetting (see Section 2.5.4.4.4) or where applicable using direct injection [344, Eurofer 2007].

Dust and sludge from BF gas treatment
BF gas is usually treated in two stages: coarse dusts separation, i.e. by dust-catchers or cyclones, followed by fine dust separation in a wet ESP or scrubber. This produces 3.5 – 18 kg of dry dust per tonne of hot metal and 2 – 22 kg of sludge/t hot metal (see Table 6.2).

Table 6.13 shows the typical composition of dry coarse dust. This dust mainly contains carbon and iron from coke and sinter abrasion respectively. This coarse dust is normally returned to the sinter strand. This is much more difficult for the sludge because its zinc content is 10 – 20 times higher and lead content is 20 – 30 times higher.

Table 6.13: Typical composition in (wt-%) of dry coarse dust from BF gas treatment

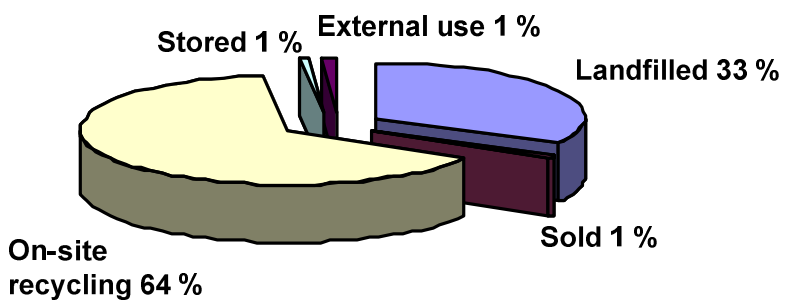
Parameter	Concentration (wt-%)		Parameter	Concentration (wt-%)
C	25 – 40		S	0.2 – 1.3
Fe	15 – 40		SiO_2	4 – 8
Pb	0.02 – 0.07		P_2O_5	0.04 – 0.26
Zn	0.1 – 0.5		CaO	2 – 8
Mn	0.1 – 0.5		MgO	0.3 – 2
Al_2O_3	0.2 – 3.7		Na_2O	0.03 – 0.64
Ti	0.02 – 0.2		K_2O	0.24 – 0.96
Source: [64, IISI 1985] [95, Mertins 1986].				

The zinc and lead compounds are mainly removed from BF gas in a wet treatment stage. Most of the particles associated with zinc and lead compounds or these heavy metals themselves have grain sizes of less than 25 µm and concentrate in this fraction of the sludge. This makes them amenable to separation from the ferrous and carbon-rich fraction, i.e. in a hydrocyclone [344, Eurofer 2007].

Table 6.14: Typical composition in (wt-%) of sludge from BF gas treatment

Parameter	Concentration (wt-%)		Parameter	Concentration (wt-%)
C	15 – 47		S	2.4 – 2.5
Fe	7 – 35		SiO_2	3 – 9
Pb	0.8 – 2.0		P_2O_5	0.1 – 0.44
Zn	1 – 10		CaO	3.5 – 18
Mn	0.12 – 0.14		MgO	3.5 – 17
Al_2O_3	0.8 – 4.6		Na_2O	0.15 – 0.24
			K_2O	0.08 – 0.36
Source: [64, IISI 1985] [95, Mertins 1986].				

Figure 6.12 shows the fate of dust and sludge from BF gas treatment without distinguishing them.



Source: [30, Roederer et al. 1996]

Figure 6.12: Fate of dust and sludge from BF gas treatment in the EU

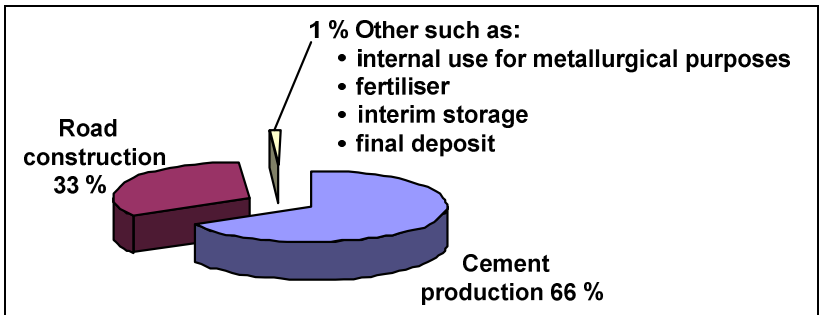
Slag from blast furnaces

The specific quantity of slag mainly depends on the raw materials used, but generally lies in the range of 175 – 350 kg/t hot metal produced. The composition of different blast furnace slags is given in Table 6.15 [344, Eurofer 2007].

Table 6.15: Chemical composition in (wt-%) of blast furnace slag for basicity below and above 1.0 and other examples

Classification CaO/SiO_2	>1.0 middle	<1.0 high	BF1	BF2	BF3
Fe_{total}	0.2 –0.6	0.4			
FeO			0.49	0.24	0.80
Mn_{total}	0.2 – 0.7	0.3			
MnO			0.48	0.66	1.00
TiO_2	0.5 – 2.7	0.7		0.77	
Al_2O_3	9.0 – 14.0	9.2	13.09	12.63	10.90
S_{total}, mainly CaS	0.8 – 2.0	1.6		1.12	1.15
SiO_2	33.2 – 37.0	38.4	32.88	36.78	36.90
CaO	38.1 – 41.7	35.6	33.76	36.64	35.80
MgO	7.0 – 11.0	18.0	15.96	11.19	10.70
Na_2O	0.3 – 0.6	0.5		0.35	0.35
K_2O	0.6 – 0.8	0.8		0.54	0.40
CaO/SiO_2	1.1 – 1.2	0.9			
$(CaO+MgO)/SiO_2$	1.3 – 1.5	1.2			
TiO_2			2.05		
Source: [47, Geiseler 1992] [270, Reynard 2007] [385, Malmberg et al. 2005] [392, Schmidt et al. 2003] [394, Colletta et al. 2002].					

The slag is used for various purposes (see Figure 6.13).



Source: Based on [174, Euroslag 2006]

Figure 6.13: Final use of blast furnace slag in the EU

6.2.2.4 Energy and reductant demand

A major parameter for the consumption of energy is the use of reducing agents (e.g. coke, coal, oil), which also determines CO_2 emissions of the blast furnace process to a major extent. Input of reducing agents is influenced by several operating parameters, such as hot blast temperature, rates and quality of sinter and pellets, quality of coke (ash content, sulphur content, CSR value), input of alkaline, slag amount, ilmenite, Pb/Zn and Si. Thus, the average reducing agent demand for different countries within the European Community in 2002 show a wide range from 453 – 514 kg per tonne of hot metal, with an average reducing demand in the EU-15 of 486 kg per tonne of hot metal.

In a special BF-process, where iron which contains waste materials are processed via a sinter strand to produce foundry crude iron in a blast furnace, the consumption of reducing agents are considerably higher than in the usual blast furnace due to a higher input of the influencing factors mentioned above (see Section 2.5.4.4.2).

The blast furnace process is the most energy-consuming process and thus CO_2 emitting unit (in the form of reducing agents) in iron and steel production (see Abbildung 2.1 and Abbildung 2.2). Table 6.16 gives an example of the energy input/output of a blast furnace

with high top pressure using coal injection and top gas pressure recovery in 1986 for electricity generation without considering the energy content of the hot metal.

Table 6.16: Example of energy input/output of a blast furnace with high top pressure using coal injection and top gas pressure recovery in 1986

Energy carrier		Specific energy value (GJ/t HM)
Input:	Coke	12.4
	Powdered coal	1.63
	Hot blast (from stoves)	4.52
	Electricity	0.12
	Total (gross)	18.67
Output:	Electricity	0.35
	BF gas	5.15
Source: [65, InfoMil 1997].		

Many plants with adequate top gas pressure (>1.5 bar gauge) and sufficient pressure drop are suitable for installation of expansion turbines for the recovery of top gas pressure energy.
Process improvements have meant that the specific coal consumption in European steelworks has decreased considerably.

A trend towards direct reducing agent injection will probably further decrease specific coke consumption. Direct reducing agent injection in the blast furnace replaces the use of coke, thus saving energy in coke production. Most blast furnace installations inject reducing agents into the furnace at the tuyère level. This partially replaces coke in the top charge. This practice enables the operator to optimise the use of reducing agents. Other advantages are a lowered production of coke, thereby decreasing the specific coke oven emissions per tonne of steel produced. Many plants inject pulverised or granular coal or oil. Some blast furnace operators now inject coke oven gas or natural gas. Two companies have been injecting plastic waste into their furnaces to utilise the high hydrocarbon content for reduction processes for several years [145, UBA Comments 1997] and at least one new facility has been installed in the EU since 2001. Where appropriate, other injectants classified as eco-oils, reclaimed or waste oils, fats, tar, animal fats and emulsions have also received attention [344, Eurofer 2007].

6.2.2.5 Noise emissions

Noise emissions may be generated from blast furnace tuyères, particularly when they are not aligned [242, Caughlin 2007].

6.3 Bei der Bestimmung der BVT für Hochöfen zu erwägende Techniken

In diesem Unterkapitel werden Maßnahmen/Techniken (oder deren Kombinationen) sowie damit verbundene Überwachungsmaßnahmen beschrieben, bei denen angenommen wird, dass diese ein hohes Umweltschutzpotenzial für die in diesem Dokument behandelten Tätigkeiten haben.

Dieses Unterkapitel beinhaltet prozessintegrierte sowie nachgeschaltete Techniken. Abfallvermeidung und -entsorgung sowie Verfahren zur Abfallminimierung und zum Recycling werden ebenfalls betrachtet. Weiterhin werden Maßnahmen/Techniken zur Senkung des Verbrauchs an Rohmaterialien, Wasser und Energie behandelt.

Anhang III der Richtlinie nennt eine Reihe von Kriterien, die bei der Bestimmung der BVT in Betracht zu ziehen sind. Die Informationen in diesem Unterkapitel zielen auf diese Kriterien ab. Soweit möglich, wird zur Gliederung der zu jeder Maßnahme/Technik zusammengetragenen Informationen die in Tabelle 6.17 beschriebene einheitliche Struktur verwendet, um einen Vergleich der Maßnahmen/Techniken und eine objektive Bewertung gemäß der Definition von BVT in der Richtlinie zu ermöglichen.

Dieses Unterkapitel enthält nicht notwendigerweise eine abschließende Liste aller Maßnahmen/Techniken, die in dieser Branche angewendet werden können – es mögen weitere Techniken existieren oder entwickelt werden, die bei der Bestimmung der BVT für eine einzelne Anlage in Erwägung kommen können.

Tabelle 6.17: Struktur der Informationen zu allen in diesem Unterkapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken

Betrachtete Aspekte	Enthaltene Informationen
Beschreibung	Technische Beschreibung der Maßnahme/Technik, soweit zweckmäßig auch mit Hilfe von Abbildungen, Schemata, Fließbilden etc.
Erreichte Umweltentlastungseffekte	Hauptsächliche Umweltvorteile (einschließlich Energie-, Wasser- und Rohmaterialeinsparungen sowie Steigerungen der Produktivität und der Energieeffizienz), die durch die Maßnahme/Technik erreicht werden
Medienübergreifende Effekte	Hauptsächliche Nebeneffekte und Nachteile für andere Umweltmedien, die durch die Anwendung dieser Maßnahme/Technik verursacht werden, einschließlich des Vergleichs einzelner Umweltwirkungen (quantifizierten Vor- und Nachteilen, soweit verfügbar) mit denen anderer Maßnahmen/Techniken, um die Effekte dieser Maßnahme/Technik auf die Umwelt als Ganzes bewerten zu können. Dieses kann folgende Aspekte betreffen: • Verbrauch an Rohmaterialien und Wasser • Energieverbrauch und Beitrag zur Klimaveränderung • Schädigungspotenzial für die Ozonschicht • Photochemisches Ozonbildungspotenzial • Versauerungspotenzial durch Luftemissionen • Staubbelastung der Luft (einschließlich Feinstpartikeln und Metallen) • Eutrophierung von Land und Gewässern durch Luft- oder Wasseremissionen • Sauerstoffzehrungspotential im Wasser • persistente, giftige oder bioakkumulierende Stoffe in Luft oder Wasser (einschließlich Metallen und -verbindungen) • Erzeugung oder Vermeidung von Rückständen/Abfällen • Möglichkeiten zur Wiederverwendung und -verwertung von Rückständen/Abfällen • Lärm und/oder Gerüche • Störfallrisiko
Betriebsdaten	Aktuelle Leistungswerte (unter Angabe der Referenzbedingungen, Überwachungszeiträume und der verwendeten Messmethoden) zu Emissionswerten, Verbrauchsdaten (Rohmaterialien, Wasser, Energie) und der Menge der anfallenden Abfälle. Andere relevante Informationen, wie diese Technik zu betreiben, zu warten und zu überwachen ist.
Anwendbarkeit	Beschreibung der Arten von Anlagen, bei denen die Maßnahme/Technik angewendet – oder nicht angewendet – werden kann, sowie von Beschränkungen ihrer Anwendbarkeit in speziellen Fällen z. B. aufgrund des Alters der Anlage (neue oder bestehende Anlage), ihrer Kapazität (groß oder klein), der bereits installierten Techniken oder der Art und Qualität ihrer Produkte.
Wirtschaftliche Aspekte	Informationen zu Kosten (Investitions- sowie Betriebskosten) und möglichen Einsparungen (z. B. reduzierter Rohmaterial- oder Energieverbrauch, Entsorgungskosten) oder zusätzlichen Erlösen, einschließlich der Erläuterung, wie diese Kosten, Einsparungen und Erlöse berechnet oder geschätzt wurden. Einschließlich relevanter Informationen für den Neubau oder die Ertüchtigung bestehender Anlagen. Dies soll ermöglichen, die gesamte ökonomische Dimension dieser Technik zu erkennen.
Auslöser für die Umsetzung	Lokale Bedingungen, Anforderungen (z. B. gesetzliche, Sicherheitsmaßnahmen) oder nicht umweltbezogene Gründe (z. B. Steigerung der Produktivität oder der Produktqualität), die zur Umsetzung dieser Maßnahme/Technik geführt oder diese befördert haben.
Referenzanlagen	Verweis auf die Anlage(n), in der/denen die Maßnahme/Technik umgesetzt wurde, über die Informationen bereitgestellt und beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden. Angaben zur Verbreitung der Anwendung dieser Maßnahme/Technik in Europa oder weltweit.
Referenzliteratur	Literatur oder anderes Referenzmaterial (z. B. Bücher, Berichte, Studien, Internetseiten), die beim Schreiben dieses Unterkapitels verwendet wurden und die detailliertere Informationen über diese Maßnahme/Technik enthalten.

6.3.1 Entstaubung der Hochofengießhalle (Abstichlöcher, Abstichrinnen, Fuchs, Befüllung der Torpedopfannen)

Beschreibung
Wenn Roheisen und Schlacke vom Hochofen abgestochen werden, laufen sie durch die Abstichrinne zur Pfanne bzw. zur Schlackenbehandlung. Während des Abstichs/Abgusses kommt das flüssige Metall, wenn es durch die Rinne läuft, mit Luftsauerstoff (O_2) in Kontakt. Aufgrund der hohen Temperatur des Eisens (1300 – 1500 °C) reagiert es mit dem Sauerstoff und bildet Eisenoxide (z. B. Fe_2O_3), den „braunen Rauch“. Die Schlacke reagiert nicht mit dem Luftsauerstoff, da ein Großteil ihrer Bestandteile bereits oxidiert ist. Es können allerdings alkalische Oxide (z. B. Na_2O und K_2O) aus der Schlacke verdampfen und Staubpartikel bilden.

Erste Messungen des Abgases aus der Gießhallenentstaubung[80] ohne Einsatz einer Abgasreinigung ergaben Staubemissionswerte im Bereich von 100 – 400 mg/ Nm^3 (Einzelmessungen).

Generell können die Staubemissionen aus der Gießhalle auf zwei Arten gemindert werden:

- Abdecken der Abstichrinne mit beweglichen Hauben
- Fernhalten von Sauerstoff vom abgestochenen Roheisen durch Bedecken des Roheisens mit Stickstoff (N_2). Auf diese Weise wird die Bildung von Eisenoxiden verhindert (siehe Abschnitt 6.3.2).

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Ohne Anwendung von Minderungsmaßnahmen entstehen während des Abstichs etwa 400 – 1500 g Staub pro Tonne Roheisen. Eine Luftabsaugung oberhalb der Abstichrinne führt aufgrund der erhöhten Verfügbarkeit von Sauerstoff zu deutlich verstärkter Staubbildung.

In den Fällen, wo die Abstichrinnen durch Hauben abgedeckt sind und der Staub abgesaugt und abgeschieden wird, ist die wichtigste Einflussgröße die Absaugleistung. Besondere Aufmerksamkeit sollte darauf gerichtet werden, wie die Rinnen abgedeckt sind. Die Rinnenabdeckungen sollten fest miteinander verbunden sein, um ein leckagefreies System zu erhalten. Am Abstichloch ist eine wirksame Absaugung des entstehenden Staubs aufgrund des für den Betrieb des Stichlochbohrers und der Stichlochstopfmaschine benötigten Platzes schwierig. Zudem stört dabei die Windringleitung, über die die Blasformen versorgt werden und die den Hochofen auf Höhe der sogenannten Rast umläuft. Gewöhnlich wird eine große Luftmenge benötigt, um wirksam den gebildeten Staub aus der Umgebung des Abstichloches absaugen zu können.

Die Hauptabsaugpunkte in der Gießhalle sind:

- die Abstichlöcher
- der Fuchs
- die Kipprinnen (Versorgung der Torpedopfannen).

Die spezifische Menge des abgesaugten Gases (Abgas) beträgt 1200 – 3300 Nm^3/t Roheisen. Bei Verwendung einer wirksamen Entstaubungs- und Behandlungsanlage (z. B. Gewebefilter) können spezifische Emissionen von weniger als 10 g/t Roheisen erreicht werden [65, InfoMil 1997]. Die Effizienz der Stauberfassung kann größer als 99 % sein; ebenso kann mit Gewebefiltern ein Entstaubungsgrad von mehr als 99 % erreicht werden [65, InfoMil 1997].

Am Hochofen A der Voestalpine in Linz (Österreich) mit einer Roheisenerzeugung von etwa 3,5 Mio. t/a wurde eine Gießhallenentstaubungsanlage mit Gewebefilter zur Reinigung von 700.000 m^3/h Abgas installiert. Die Staubemissionen werden kontinuierlich gemessen. Nach der Neuzustellung des Hochofens und der Anpassung der Gießhallenentstaubung Ende 2004 betru-

[80] Anm. der Übersetzer: Gemeint ist vermutlich die Gießhallenabsaugung (erfasstes Rohgas)

gen die Jahresmittelwerte für Staub 11,0 mg/Nm^3 (2004) bzw. 2,2 mg/Nm^3 (2005). Kürzlich gemessene Tagesmittelwerte lagen im Bereich von 3 – 10 mg/Nm^3.

Bei Voestalpine wurde Ende 2005 an den Hochöfen 5 und 6 eine Gießhallenentstaubung mit Gewebefilter zur Reinigung von 355.000 m^3/h Abgas installiert. Die Staubemissionen werden kontinuierlich gemessen. Die aktuellen Emissionswerte (Tagesmittelwerte) liegen bei 1 mg/Nm^3 (siehe Abschnitt 2.5.5).
Deutsche Anlagen erreichen bei Anwendung von Gewebefiltern Staubemissionswerte von 0,3 – 1 mg/Nm^3 (Jahresmittelwerte) und 0,38 – 0,49 mg/Nm^3 (Tagesmittelwerte).

Tabelle 6.18: Emissionswerte im Abgas der Möllerungs- und Gießhallenentstaubung

Parameter	Elektrofilter	Gewebefilter
Staub	10,4	0,3 – 1 0,38 – 0,49 ([1])
Hg		<0,0001
Hg, Tl		<0,0005
Cd, Tl	0,00004	<0,0018
As, Co, Ni, Se, Te	0,003	
As, Co, Ni		<0,003
Pb, Co, Ni, Se, Te		<0,5
Pb, Cr, Cu, Mn, V	0,014	
Pb, Cr, Mn		0,00434
Sb, Cr, CN, F, Cu, Mn, V, Sn		<1

([1]) Tagesmittelwerte
Anm.: – Die Angaben beziehen sich auf das gereinigte Abgas der Möllerungs- und Gießhallenentstaubung
– Jahresmittelwerte in mg/Nm^3.
Quelle: [244, Plickert 2007].

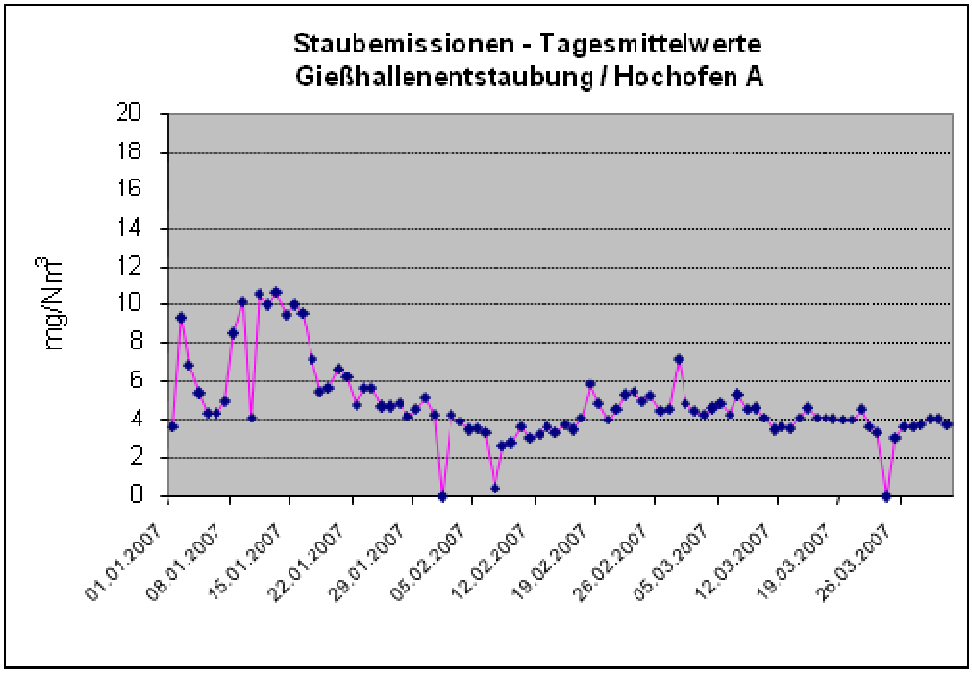
Abbildung 6.14 zeigt die Tagesmittelwerte der Gießhallenemissionen von drei Hochöfen über drei Monate.

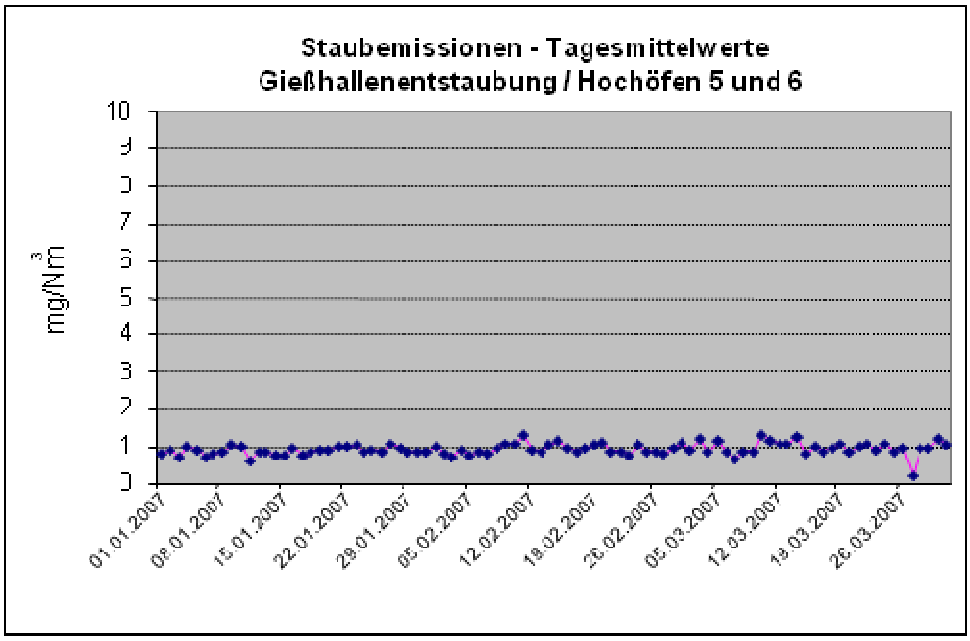
Medienübergreifenden Effekte
Für die Erfassung und Behandlung des Abgases wird zusätzliche Energie zum Betrieb starker Gebläse benötigt. Nach [65, InfoMil 1997] kann für die Roheisenerzeugung des Hochofens 7 von 3 Mio. Tonnen und 8640 Betriebsstunden pro Jahr ein Energieverbrauch von etwa 0,007 GJ/t flüssigem Roheisen berechnet werden.

Der abgeschiedene Staub hat einen hohen Eisengehalt und kann in die Sinteranlage oder nach einer Kaltbrikettierung (siehe Abschnitt 2.5.4.4.4) in den Hochofen zurückgeführt werden oder, wo machbar, direkt auf Höhe der Blasformen eingeblasen werden [344, Eurofer 2007].

Betriebsdaten
Die beschriebene Technik wird in der Praxis ohne nennenswerte Probleme betrieben.

Anwendbarkeit
Eine Abdeckung der Rinnen mit nachfolgender Absaugung und Reinigung kann bei neuen und bei bestehenden Anlagen angewendet werden.





Source: [277, Wiesenberger 2007]

Abbildung 6.14: Tagesmittelwerte der Staubemissionen aus der Gießhallenentstaubung an den Abstichlöchern und -rinnen der Hochöfen von Voestalpine, Linz (Österreich).

Wirtschaftliche Aspekte

Für die Anlage von Corus in IJmuiden (Niederlande) wurde berichtet, dass die Anschaffungskosten für eine Anlage mit Gewebefilter zur Behandlung von 690.000 Nm^3 Abgas/h in der Spanne von 1 Mio. bis 2,3 Mio. € liegen. Dies beinhaltete aber nur die Kosten für die Installation des Gewebefilters, nicht die Kosten für Rinnenabdeckung und -absaugung.

Als Betriebskosten wurden 0,5 – 2,8 €/t Roheisen ermittelt, bezogen auf die jährliche Roheisenerzeugung des Hochofens 7 von 3 Mio. Tonnen und 8640 Betriebsstunden pro Jahr, angegeben werden [65, InfoMil 1997].

Die Installationskosten der Gießhallenentstaubung am Hochofen A der Voestalpine in Linz (Österreich) betrugen etwa 14,5 Mio. €, bei einer Produktionskapazität von 3 Mio. t/a. Die Betriebskosten (ohne Energie) betragen etwa 0,42 Mio. € pro Jahr.

Bei den genannten Beispielen wurden die Kostenangaben für 1996 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

Bei Corus in Scunthorpe (Vereinigtes Königreich) betrugen die Installationskosten für die Gießhallenentstaubung an einem Hochofen mit einer Produktionskapazität von 1 Mio. t pro Jahr im Jahr 1997 etwa 4,0 Mio. €.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
für die Erfassung und Reinigung der Abgase:

Hochofen 7 von Corus in IJmuiden (Niederlande); Hochöfen 5, 6 und A der Voestalpine in Linz (Österreich); Hochöfen der ThyssenKrupp Steel AG in Duisburg-Schwelgern (Deutschland) ArcelorMittal, Dąbrowa Górnicza (Polen); SSAB (Schweden) und Riva Gruppe, Taranto (Italien).

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [353, Eurofer 2007] [241, Poland 2007] [244, Plickert 2007] [277, Wiesenberger 2007]

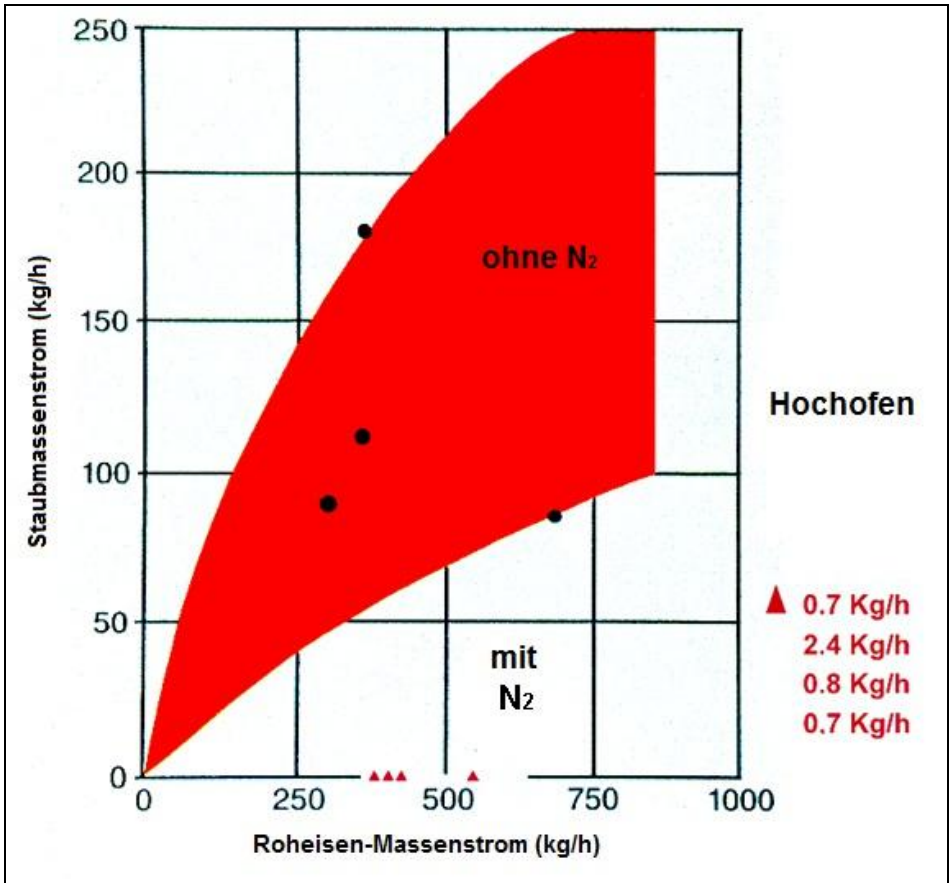
6.3.2 Rauchunterdrückung in der Hochofengießhalle

Beschreibung
Abschnitt 6.3.1 beschreibt herkömmliche Entstaubungssysteme für Gießhallenemissionen. Diese Anlagen sind recht komplex und teuer. Neuere Konzepte verhindern, dass das geschmolzene Eisen mit dem Luftsauerstoff reagiert und „braunen Rauch“ bildet (Rauchunterdrückung). Um diese Reaktion zu verhindern, ist der gesamte Transportweg des heißen Roheisens vom Abstichloch über verschiedene Verteil- und Übergabepunkte bis zur Torpedopfanne von sorgfältig konzipierten Abdeckungen bedeckt. Der Raum zwischen dem geschmolzenen Metall und den Abdeckungen wird so klein wie möglich gehalten und wird, wenn erforderlich, mit Stickstoff (Inertgas) geflutet. In integrierten Stahlwerken steht für diesen Zweck möglicherweise der Stickstoff zur Verfügung, der bei der Luftzerlegung zur Sauerstoffgewinnung anfällt.

Diese neue Methode vermeidet die Installation und den Betrieb einer sonst erforderlichen komplexen und teuren Abgaserfassungs- und -entstaubungsanlage, was zu erheblichen Kosteneinsparungen führt. Zudem fallen geringere Kosten für die Verwertung der Filterstäube an. Dieses Verfahren arbeitet besonders gut, wenn das umschlossene Volumen sowohl am Abstichloch als auch an der Übergabe zur Torpedopfanne relativ klein ist. Unter diesen Bedingungen kann die Anwendung dieser Technik mit kleinvolumigen Einhausungen ermöglicht werden. Ein Abgaserfassungsystem am Abstichloch[81] wird aber dann als notwendig erachtet, wenn der Übergabebereich zur Torpedopfanne ein großes Volumen hat, z. B. wenn statt einer Schwenkrinne eine Kipprinne verwendet wird. Dann ist die Verwendung von Stickstoff zur Rauchunterdrückung nicht ausreichend, und man muss notwendigerweise beim klassischen Abgaserfassungssystem bleiben. An der Abgaserfassungsanlage für das Abstichloch und die Befüllung der Torpedopfannen kann ein normaler Filter eingesetzt werden.

Abbildung 6.15 zeigt Kennwerte für die Staubbildung in Abhängigkeit vom Massenstrom an Roheisen sowie von der Anwendung der Stickstoffinertisierung bei der Befüllung der Torpedopfanne. Mit Stickstoffinertisierung liegen die Staubwerte etwa um den Faktor 100 geringer.

[81] Anm. der Übersetzer: Wenn der Übergabebereich zur Torpedopfanne so großvolumig ist, dass eine Rauchunterdrückung mit Inertgas nicht praktikabel ist, müsste unserem Verständnis nach ein Abgaserfassungsystem für die gesamte Gießhalle erforderlich sein und nicht nur für das Abstichloch.



Quelle: [52, de Haas et al. 1997]

Abbildung 6.15: Staubbildung in Abhängigkeit vom Massenstrom an Roheisen sowie von der Anwendung der Stickstoffinertisierung bei der Befüllung der Torpedopfanne

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Beim herkömmlichen Abstich/Abguss werden 0,4 – 1,5 kg Staub/t Roheisen gebildet (siehe Table 6.10). Diese Menge wird durch Staubunterdrückung auf etwa 0,012 kg Staub/t Roheisen gemindert [52, de Haas et al. 1997]. Abbildung 6.16 zeigt die Befüllung einer Torpedopfanne mit Roheisen bei Anwendung der Staubunterdrückung mit Inertgas.

Quelle: [52, de Haas et al. 1997]

Abbildung 6.16: Staubunterdrückung durch Inertgas bei der Befüllung einer Torpedopfanne mit Roheisen

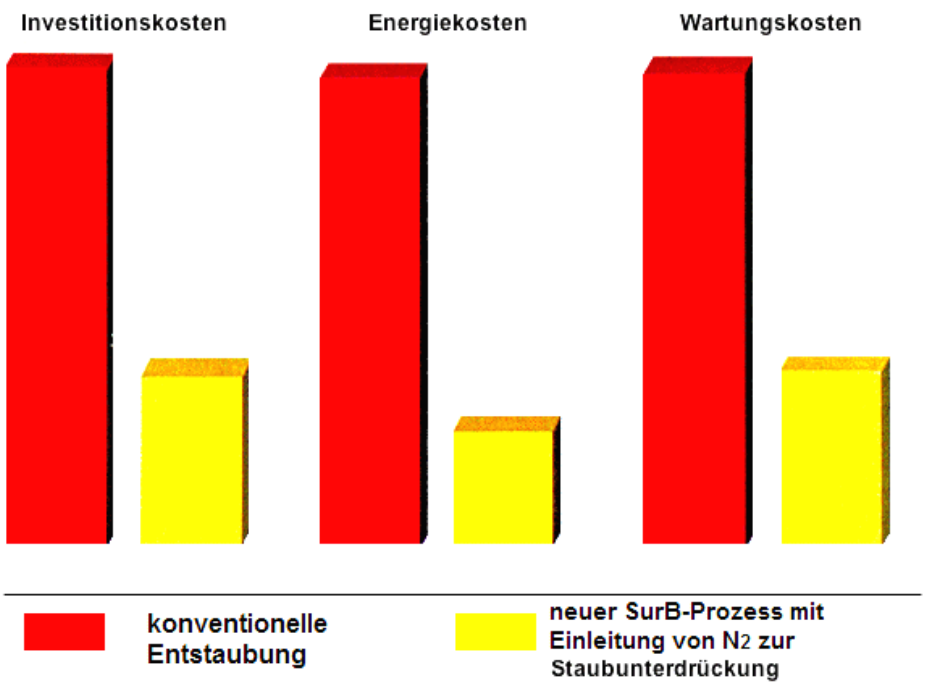
Medienübergreifende Effekte
Es gibt keine bedeutenden medienübergreifenden Effekte im Vergleich zu herkömmlichen Entstaubungssystemen. Wenn so große Mengen an Stickstoff eingesetzt werden, sollte aber sichergestellt werden, dass sich der Stickstoff nicht in der Gießhalle anreichert, da sonst Erstickungsgefahr besteht.

Betriebsdaten
Erfahrungen mit der Rauchunterdrückung bei ArcelorMittal in Bremen (Deutschland) zeigen konstante Betriebsbedingungen ohne nennenswerte Probleme. Aufgrund von Änderungen am Abstichloch und an der Befüllung der Torpedopfanne wurde bei der letzten Neuzustellung des Hochofens aber in Ergänzung zum Rauchunterdrückungssystem ein konventionelle Abgaserfassung installiert.

Anwendbarkeit
Anwendbar bei neuen und bei bestehenden Anlagen, allerdings ist die Wirksamkeit der Technik beschränkt, wenn das zu inertisierende Volumen zu groß ist.

Wirtschaftliche Aspekte
Abbildung 6.17 zeigt einen Kostenvergleich bezogen auf die Anlage von ArcelorMittal in Bremen (Deutschland) mit einer Produktionskapazität von 3 Mio. Tonnen Roheisen pro Jahr. Die neue Rauchunterdrückungstechnik ist mit Investitionskosten von 6,8 Mio. € für die Staubunterdrückung sowie eine Abgaserfassung am Abstichloch mit nachgeschaltetem Gewebefilter erheblich günstiger als ein herkömmliches Entstaubungssystem.

Beim genannten Beispiel wurden die Kostenangaben für 1996 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).



Source: [200, Commission 2001]

Abbildung 6.17: Vergleich der Investitions-, Energie- und Wartungskosten für die Rauchunterdrückungsanlage von ArcelorMittal in Bremen, Deutschland

Die Energiekosten betragen etwa 190.000 € pro Jahr und die Wartungskosten etwa 170.000 € pro Jahr. Das ist sehr viel weniger als bei einer herkömmlichen Anlage. Die Stickstoffkosten können aber abhängig von den lokalen Bedingungen unterschiedlich sein.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Bei ArcelorMittal in Bremen (Deutschland) ist die Rauchunterdrückungstechnik seit 1991 in Betrieb.

Referenzliteratur
[50, Grützmacher et al. 1991] [52, de Haas et al. 1997] [353, Eurofer 2007]

6.3.3 Einsatz von teerfreien Gießrinnenauskleidungen

Beschreibung
Das Gießrinnensystem in der Hochofengießhalle besteht in seiner äußeren Schicht aus Feuerfestmaterial (z. B. Beton). Die Gießrinnen sind mit einem hitzebeständigen Material ausgekleidet, dessen Basis aus Aluminium besteht, das in einer Kohlenstoffmatrix eingebettet ist. Kohlenteerpech kann als Bindemittel eingesetzt werden.

Diese Auskleidung schützt die äußere Schicht der Gießrinnen gegen die Hitze des flüssigen Eisens und (insbesondere) der flüssigen Schlacke. Die Auskleidung ist einer Abnutzung ausgesetzt und wird alle paar Wochen erneuert. Die Qualität der Kohlenstoffmatrix ist ein wichtiger Faktor für die Haltbarkeit der Gießrinnenauskleidung. Eine schwache Matrix vermag das Aluminium nicht zu halten und führt zu einer schnelleren Abnutzung der Auskleidung.

Die erforderliche Haltbarkeit der Mischung kann nur durch mehrstündiges Erhitzen mittels Brennern erreicht werden. Eine Zersetzung des Teers bei der Erhitzung führt zu Emissionen von Kohlenwasserstoffen (und PAK). Ein kleinerer Teil der Emissionen tritt während des Abstichs/Abgusses von Schlacke und Roheisen auf.

Es wurde eine neue, teerfreie Art von Gießrinnenauskleidung entwickelt, die erfolgreich im Einsatz ist. Mit dieser neuen Gießrinnenauskleidung sind die Emissionen an flüchtigen organischen Verbindungen (VOC) und polycyclischen aromatischen Kohlenwasserstoffen (PAK) viel niedriger. Das neue Material zeigt gegenüber der Schlacke die gleiche Widerstandsfähigkeit, und seine Haltbarkeit kann sogar besser als die des herkömmlichen Materials sein.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Tabelle 6.19 liefert Angaben zu den Emissionsminderungen durch den Einsatz von teerfreien Gießrinnenauskleidungen. Diese Angaben stellen Schätzungen dar, die auf einem theoretischen Modell basieren.

Tabelle 6.19: Emissionen aus teerfreien Gießrinnenauskleidungen

Komponenten	Herkömmliche Gießrinnenauskleidung (g/t Roheisen)	Teerfreie Gießrinnenauskleidung (g/t Roheisen)	Emissionsminderung
Flüchtige organische Verbindungen (VOC)	100	1	99 %
Polycyclische aromatische Kohlenwasserstoffe (PAK)	3,5	0,03	99 %
Quelle: [65, InfoMil 1997] [351, Eurofer 2007].			

Medienübergreifende Effekte
Der Einsatz dieser Technik wirkt sich positiv auf die Gesundheit der Arbeiter aus, da diese in geringerem Umfang als zuvor gesundheitsgefährdenden Stoffen ausgesetzt sind. Es sind keine anderen medienübergreifenden Effekte bekannt.

Betriebsdaten
Bei Corus in Ijmuiden (Niederlande) werden gegenwärtig teerfreie Gießrinnenauskleidungen ohne Probleme verwendet. Sie haben sogar zu einer verbesserten Gießrinnenbeständigkeit geführt.

Anwendbarkeit
Im Prinzip können teerfreie Gießrinnenauskleidungen an neuen und an bestehenden Hochöfen verwendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Viele Betreiber von Hochöfen in der EU setzen teerfreie Gießrinnenauskleidungen ein.

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997]

6.3.4 Reinigung des Hochofengases

Beschreibung
Hochofengas (auch „Gichtgas“ genannt) muss gereinigt werden, um die Anforderungen für das Gasverbundnetz zu erfüllen. Wenn es den Hochofen verlässt, enthält das Hochofengas Staub, Cyanide (HCN), Ammoniak (NH_3) und Schwefelverbindungen (siehe Table 6.7 und Table 6.8).

Hochofengas wird gewöhnlich in drei Schritten gereinigt: grobe Vorreinigung, Kühlung (die bei der Reinigung erfolgt) und Feinreinigung.

Bei der Vorreinigung werden grobe Partikel entfernt, was die nachfolgende Feinreinigung unterstützt und ermöglicht, den eisenhaltigen Staub wieder in die Möllerung oder in die Sinteranlage zurückzuführen (siehe Table 6.13).

Die Grobreinigung erfolgt mittels Umlenkabscheidern, Trockenzyklon oder Staubsack. Die Geschwindigkeit des Gases nimmt beim Eintritt von oben in den Staubsackbehälter ab, und die Staubpartikel werden im unteren Teil der Staubssacks aufgrund der Schwerkraft abgeschieden. Das Gas verlässt den Staubsack über eine oben befindliche Öffnung und wird der Feinreinigung zugeführt.

In der zweiten Stufe werden in einem Nasswäscher Staub (einschließlich Zinkoxid (ZnO) und Kohlenstoff (C)), Cyanide und Ammoniak entfernt. Die Wäscher sind besonders konstruierte Umlenk-, Venturi- oder Ringspaltwäscher. In einigen Fällen werden nassbetriebene Elektrofilter eingesetzt.

In modernen Anlagen wird dem Druckabfall des Gasreinigungssystems besondere Aufmerksamkeit geschenkt, da sich ein hoher Druckverlust negativ auf die Energieeffizienz der Gichtgasentspannungsturbine auswirkt (siehe Abschnitt 6.3.13). Das Ziel ist deshalb, das Gasreinigungssystem so auszulegen, dass der Druckverlust gering und die Reinigungsleistung groß ist.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Systeme zur Hochofengasreinigung sind in der Regel hochwirksam und erreichen Reststaubgehalte von 1 – 10 mg/Nm^3. Staub, der nicht im Gasreinigungssystem abgeschieden wird, wird am Ort der Nutzung des Hochofengases emittiert oder mit verbrannt.

Der Druckabfall des Gasreinigungssystems hängt von der Art der eingesetzten Techniken ab. Von zwei modernen Systemen wurden Druckverluste zwischen 0,07 und 0,14 bar berichtet. Bei älteren Systemen liegen die Druckverluste zwischen 0,15 und 0,5 bar.

Medienübergreifende Effekte
Es ist anzumerken, dass der Wäscher einen belasteten Abwasserstrom erzeugt. Der Gesamtwasserverbrauch einer Hochofenanlage beträgt zwischen 0,1 – 3,5 m^3/t Roheisen. Bei Rohstoffen mit einem höheren Salzgehalt kann ein höherer Wasserverbrauch bei der Reinigung des Hochofengases erforderlich sein. Das anfallende Abwasser enthält abfiltrierbare Stoffe, z. B. Kohlenstoff und Schwermetalle (Zn, Pb), Cyanidverbindungen und Ammoniak. Üblicherweise wird das Abwasser mittels Schwermetallfällung behandelt, und ein fester Abfall (Schlamm) fällt an.

Dieser ‘Hochofen’-Schlamm enthält relativ hohe Konzentrationen an Zink (Zn) und Blei (Pb) (siehe Table 6.14). Das behindert die Rückführung des Schlamms in den Produktionsprozess. Insbesondere Zink ist ein „Gift“ für den Hochofenprozess. Deshalb wird in einigen Anlagen eine Hydrozyklonierung zur Auftrennung des Schlamms in zwei Teilströme benutzt; einen mit geringem Zinkgehalt, der in die Sinteranlage zurückgeführt werden kann, und einen zweiten Teilstrom mit hohem Zinkgehalt, der gelagert oder deponiert wird (siehe Abschnitt 6.3.7).

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Weltweit werden an Hochöfen Hochofengasreinigungssysteme angewendet. Bei neuen Anlagen kommen moderne Systeme mit geringem Druckabfall und geringem Wasser- und Energieverbrauch zur Anwendung. Viele alte Hochöfen sind mit ‚altmodischen‘ Wäschern ausgestattet. Diese Wäscher erreichen zwar die Anforderungen für das Gasverbundnetz, benötigen aber erhebliche Mengen an Wasser und Energie und weisen einen relativ hohen Druckabfall auf. Es ist manchmal möglich, den Wäscher durch einen moderneren zu ersetzen. Aber das muss im Zusammenhang mit dem Einsatz einer Gichtgasentspannungsturbine gesehen werden (siehe Abschnitt 6.3.13), deren Einsatz vom Betriebsdruck des Hochofens und anderen Faktoren abhängt.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

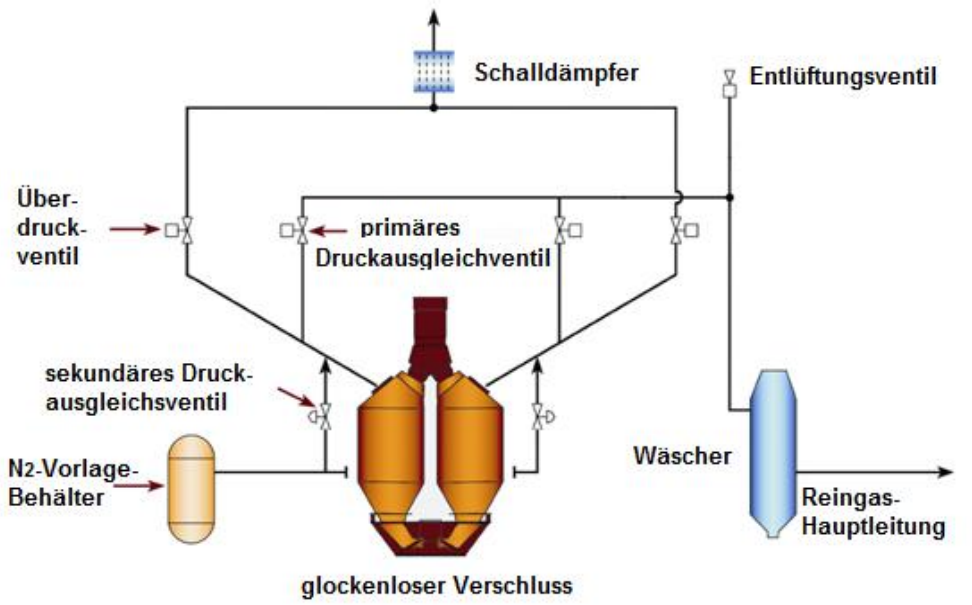
Referenzanlagen
Die Reinigung des Hochofengases wird weltweit bei vielen Hochöfen angewendet.

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [105, Pazdej et al. 1995] [241, Poland 2007] [244, Plickert 2007] [352, Eurofer 2007]

6.3.5 Gaserfassung aus dem Gichtverschluss

Beschreibung

Die Beschickung des Hochofens (Koks und eisenhaltiges Material) erfolgt über die Gicht (siehe Abschnitt 6.1.2) über ein abgedichtetes Begichtungssystem, welches die Gichtgase von der Umgebungsluft abschirmt. Solch ein System ist erforderlich, da der Druck innerhalb des Hochofens oberhalb des Atmosphärendrucks liegt (um 0,25 – 2,5 bar). Das Begichtungssystem kann ein Doppelglocken-System oder – wie bei modernen Hochöfen üblich – ein glockenloses System (wie von Paul Wurth angeboten, siehe Abbildung 6.18) sein.



Quelle: [90, Köhler et al. 2009]

Abbildung 6.18: Fließbild eines glockenlosen Glockenverschlusses mit primärem und sekundärem Druckausgleich ohne Gaserfassung

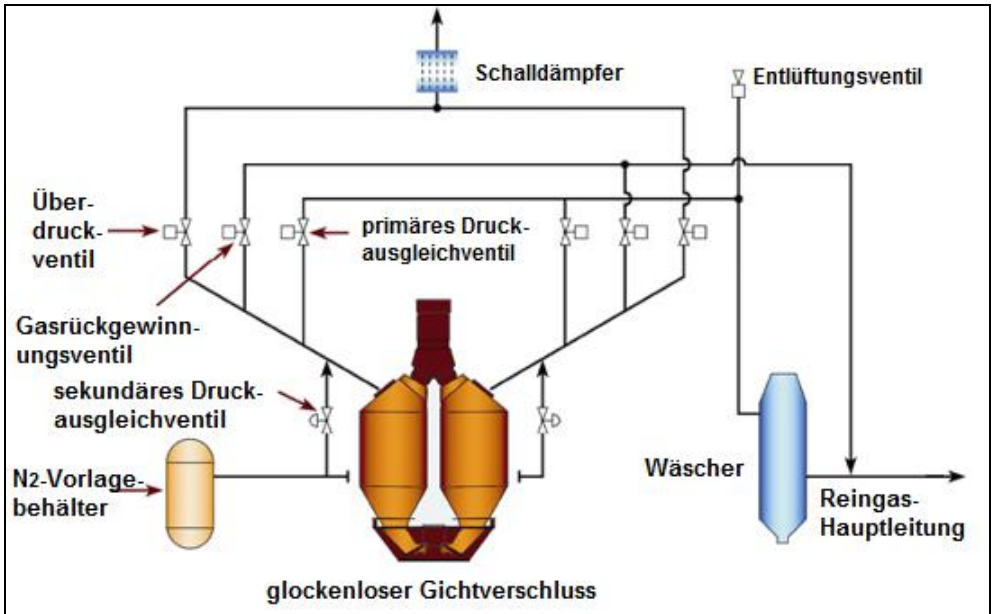
Das Füllen der Begichtungsbehälter erfolgt bei Atmosphärendruck. Bei der Beschickung des Hochofens sollte der Druck in den Vorratsbehältern dem Gasdruck im Hochofen entsprechen. Es gibt verschiedene Möglichkeiten, den Druck anzuheben. Die üblichste ist, vorgereinigtes Hochofengas zu verwenden, das dem Hochofengassystem nach Abscheidung des GrobStaubs entnommen wird, und dieses über das primäre Druckausgleichsventil dem Begichtungsbehälter zuzuführen. Geringe Druckverluste werden über ein Sekundärventil mit Stickstoff ausgeglichen.

In einigen Anlagen werden die Begichtungsbehälter nur mit Stickstoff gespült und unter Druck gesetzt.

Wenn der Inhalt des Begichtungsbehälters in den Hochofen entleert wurde, wird er zum Ofen hin verschlossen, und der Druck dem Atmosphärendruck angeglichen, indem Gas über einen Schalldämpfer an die Umgebungsluft abgegeben wird. Abhängig von der Größe des Hochofens werden so pro Begichtung potenziell 40 bis 80 m^3 an ungereinigtem Hochofengas freigesetzt.

Die Freisetzungen von Hochofengas in die Umgebungsluft beim Druckausgleich der Begichtungsbehälter kann durch ein Gaserfassungssystem verhindert werden, bei dem das überschüssige Gas über ein Gasrückgewinnungventil der Haupt-Reingasleitung (hinter dem Wäscher) zugeführt wird. Ein Beispiel zeigt Abbildung 6.19.

Ein alternatives System für den Hochofenbetrieb bei Normaldruck ist das unter-Druck-Setzen der Begichtungsbunker mit Gas, z. B. mit Stickstoff oder Dampf. Dies erfolgt zum Zeitpunkt der Überarbeitung dieses Dokumentes (2010) an den Öfen 5 und 6 der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich). Die erreichten Umweltentlastungseffekte sind nahezu die gleichen wie mit einer Gaserfassung aus dem Gichtverschluss.



Quelle: [90, Köhler et al. 2009]

Abbildung 6.19: Fließbild eines glockenlosen Gichtverschlusses mit Druckausgleich, Druckablass und Gaserfassung

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Die Minderung der Emissionen an Hochofengas (CO und H_2) sowie Staub während der Beschickung ist von mehreren Faktoren abhängig, z. B. dem Volumen des Gichtverschlusses, der Anzahl der Begichtungen pro Tag und dem Druck des Hochofengases. Die Bedingungen am Hochofen A der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) sind Tabelle 6.20 zu entnehmen.

Tabelle 6.20: Betriebsbedingungen des Hochofens A der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich)

Parameter	Einheit	Wert
Roheisenerzeugung	t/Tag	7.500
Roheisenäquivalent	t/Befüllung	49,34
Befüllung	Anzahl/Tag	152
Begichtung	Anzahl/Tag	304
Volumen der Begichtungsbehälter	m³	55
Druck an der Gicht (absolut)	kPa	336
Temperatur an der Gicht	°K	373
Normaltemperatur	°K	273
Normaldruck	kPa	101
Verfügbarkeit des Ofens	Tage pro Jahr	355
Emissionen an Hochofengas[82]	Nm³/Begichtung	134
	Nm³/Tag	40.611
	Nm³/Jahr	14.416.757
CO-Gehalt des Hochofengases	%	23,53
CO-Emissionen[82]	Nm³/Jahr	3.392.263

In Zeiten, in denen der Hochofenbetrieb unterbrochen ist, z. B. zur Wartung der Anlage, ist es nicht möglich, gewisse diffuse Emissionen aus dem Gichtverschluss zu verhindern. Die Anwendung des Systems am Hochofen A der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) hat jedoch zur Minderung der diffusen Emissionen an Hochofengas um 70 % bis 95 % geführt.

[82] Anm. der Übersetzer: Die Angaben beziehen sich auf die potenziellen Emissionen ohne Gaserfassung aus dem Gichtverschluss; die durch die Gaserfassung erreichten Emissionsminderungen sind der nachfolgenden Tabelle 6.21 zu entnehmen.

Medienübergreifende Effekte
Es sind keine medienübergreifenden Effekte bekannt.

Betriebsdaten
Die Angaben in Tabelle 6.21 zeigen das Ergebnis der Anwendung dieser Technik am Hochofen A der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich). Die Betriebskosten für dieses System liegen bei ca. 0,01 €/t Roheisen einschließlich der Wartungskosten. Folglich betragen die Betriebskosten für diesen Ofen etwa 26.600 € pro Jahr.

Tabelle 6.21: Minderung der diffusen Emissionen am Hochofen A der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) durch die Gaserfassung am Gichtverschluss

Komponente	absolute Emissionsminderung	Minderung der spezifischen Emissionen
Gesamtstaub	6,19 t/Jahr	1,73 g/t Roheisen
PM_{10} (50 %)	3,09 t/Jahr	0,86 g/t Roheisen
CO	3262 t/Jahr	911 g/t Roheisen
Pb	16,0 kg/Jahr	4,5 mg/t Roheisen
Cr	1,09 kg/Jahr	0,30 mg/t Roheisen
Hg	0,0105 kg/Jahr	0,0029 mg/t Roheisen
Ni	0,22 kg/Jahr	0,06 mg/t Roheisen
Cd	0,314 kg/Jahr	0,088 mg/t Roheisen
V	1,36 kg/Jahr	0,38 mg/t Roheisen
Zn	1,34 kg/Jahr	0,40 mg/t Roheisen
HF	1,39 kg/Jahr	0,39 mg/t Roheisen
HCl	26 kg/Jahr	7 mg/t Roheisen

Anwendbarkeit
Die Technik ist bei neuen und bei bestehenden Anlagen anwendbar, unter der Bedingung, dass der Ofen ein glockenloses Begichtungssystem hat. Sie ist nicht geeignet für Anlagen, bei denen andere Gase zum Druckaufbau in den Begichtungsbehältern eingesetzt werden (z. B. Stickstoff). Mit den geringsten Investitionskosten wird allerdings bei einer kompletten Erneuerung des Gichtverschlusses oder beim erstmaligen Einbau eines glockenlosen Gichtverschlusses zu rechnen sein.

Wirtschaftliche Aspekte
Beim Hochofen A der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) mit einer Produktionskapazität von 2,75 Mio. Tonnen Roheisen/Jahr lagen die Investitionskosten im Jahr 2004 bei 2,1 Mio. €. Die Betriebskosten einschließlich Wartung betragen etwa 0,01 € pro Tonne Roheisen. Bezogen auf 10 Jahre wurden die Staubemissionen durch diese Investition um 62 t gemindert. Zudem kann diese Investition durch die vermiedene Freisetzung von CO und H_2 eine Rendite erzielen. Diese wird auf etwa 151.000 € pro Jahr geschätzt.

Auslöser für die Umsetzung
Grundsätzlich ist der Auslöser zur Anwendung dieser Technik die Minderung der diffusen Emissionen. Es können auch die Energieeinsparungen sein, die mit der Nutzung des zusätzlich erfassten CO und H_2 den Winderhitzern verbunden ist.

Referenzanlagen
Das glockenlose System mit primärem und sekundärem Druckausgleich und ohne Gaserfassung wird bei fast allen Hochöfen in Europa eingesetzt. Das einzige bekannte Beispiel der Anwendung eines Gaserfassungssystems ist das am Hochofen A der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich).

Referenzliteratur
[90, Köhler et al. 2009] [277, Wiesenberger 2007]

6.3.6 Behandlung und Wiederverwendung des Waschwassers aus der Hochofengaswäsche

Beschreibung

Hochofengas wird üblicherweise in speziell konstruierten Umlenk-, Venturi- oder Ringspaltwäschern gereinigt (siehe auch Abschnitt 6.3.4). Dabei fällt Abwasser an, das abfiltrierbare Stoffe (1 – 10 kg/t Roheisen), Schwermetalle, Cyanide und Phenole enthält. Es können Maßnahmen ergriffen werden, um den Wasserverbrauch oder die Einleitungen von Abwasser zu minimieren. Um die Schadstoffe aus dem Hochofengas zu waschen, werden ca. 0,3 – 4,0 l Wasser pro Nm^3 Gas benötigt. Diese Zahl korrespondiert mit einem Bruttowasserverbrauch von 0,4 – 8,0 m^3 pro t Roheisen. Ein großer Teil dieses Wassers kann behandelt und wieder verwendet werden.

Die Behandlung erfolgt üblicherweise in Rundabsetzbecken. Die Sedimentationseigenschaften des Schlamms werden oft durch Zugabe von Flockungsmitteln (anionische Polyelektrolyte, Mischpolymerisate und aktivierte Kieselsäure) oder durch Schlammkontaktanlagen verbessert. Dabei muss auf den pH-Wert und die Wasserhärte geachtet werden.

Der Überlauf des Sedimentationsbeckens wird üblicherweise zur Einstellung der Wassertemperatur einer Kühlanlage (z. B. einem Kühlturm) zugeführt und dann zum nochmaligen Gebrauch in den Wäscher zurückgeführt. Nach der Kühlanlage wird Frischwasser zugefügt, um eine Anreicherung von gelösten Stoffen zu verhindern.

Betriebsdaten aus sieben deutschen Schlammkontaktanlagen zur Behandlung des Hochofengas-Waschwassers zeigt Tabelle 6.22.

Tabelle 6.22: Betriebsdaten aus sieben deutschen Schlammkontaktanlagen zur Behandlung des Hochofengas-Waschwassers

Anlagen-Nr.	Hochofen-gasmenge (10^3 Nm^3/h)	Wasser-menge (m^3/h)	Gehalt an gelösten Feststoffen (mg/l)		Flockungsart	Dosierung (mg/l)	Wasser-gehalt des Schlamms (%)	Strom-verbrauch (kWh/ $1000m^3$)
			vor der Behand-lung	nach der Behand-lung				
1	50	225 – 375	1000 – 3000	10 – 50	aktivierte Kieselsäure	5 – 10	60 – 85	40
2	250	1500	500	50	Mischpoly-merisat	0,4	85 – 90	17,8
3	55	500	300 – 600	20	aktivierte Kieselsäure	6	75 – 85	–
4	550	50	100 – 300	20 – 30	aktivierte Kieselsäure	–	85 – 95	8
5	225	1100	260	10	anionischer Polyelektrolyt	0,13	63	27,5
6	320	1400	430	13	anionischer Polyelektrolyt	0,13	60	21,5
7	125	800	150	20	Mischpoly-merisat	10	60	–

Quelle: [136, Theobald 1988].

Je nach Betriebsbedingungen des Hochofens kann eine Behandlung hinsichtlich Cyanid erforderlich sein, insbesondere während der Abfahrphasen. Abbildung 6.20 zeigt das Fließbild eines Verfahrens zur Cyanidentfernung aus Hochofen-Waschwasser. Die Cyanidentfernung erfolgt hauptsächlich durch die Zugabe von Formaldehyd in den Wasserkreislauf vor der Sedimentation. Die Formaldehydzugabe wird durch eine automatische Überwachung des Redoxpotentials im Abwasserstrom vor der Sedimentationseinheit kontinuierlich gesteuert. Langzeiterfahrungen haben gezeigt, dass

- der optimale pH-Wert zwischen 8 und 9 liegt,
- unterhalb eines pH-Wertes von 7 keine Reaktion stattfindet und
- ab einem ph-Wert von 12 Glykonitril in Cyanid und Formaldehyd zerfällt

Um die Umweltauswirkungen zu verringern, kann zusätzlich zur Umwandlung von Cyanid mittels Formaldehyd zu Glykonitril eine Oxidation des Glykonitrils erfolgen.

Bei ArcelorMittal in Bremen wird das abzuleitende Wasser aus dem Wäscherkreislauf in eine Sedimentationsanlage zur weiteren Behandlung geleitet. Der pH-Wert wird mit Natriumhydroxidlösung auf den Wert von 10,2 eingestellt und Wasserstoffperoxidlösung (H_2O_2) hinzugefügt, um Glykonitril zu Gykolsäure zu oxidieren. Der hohe pH-Wert stellt außerdem eine optimale Abscheidung von Schwermetallen aus dem Abwasser des Wäscherkreislaufs sicher, bevor es in den Vorfluter geleitet wird.

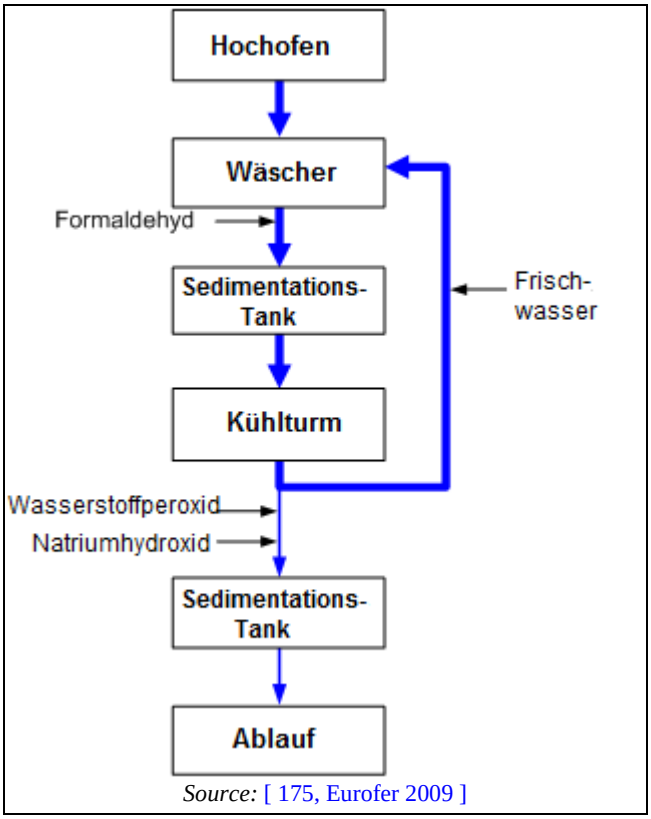


Abbildung 6.20: Beispiel eines Verfahrens zur Cyanidentfernng aus dem Waschwasser der Hochofengaswäsche

Der Schlamm aus dem Feinstaubabscheider weist einen relativ hohen Zinkgehalt auf (siehe Table 6.14) und kann mittels Hydrozyklonierung behandelt werden (siehe auch Abschnitt 6.3.7).

Ein neues Konzept zur Abwasserbehandlung – BIO 2000 genannt – wird bei Corus in IJmuiden (Niederlande) zur gemeinsamen Behandlung des Abwassers aus der Kokerei, den Hochöfen und der Sinteranlage eingesetzt. Es besteht aus einer Belebtschlammanlage mit Vor-Denitrifikation und Nitrifikation, um sowohl den CSB als auch die Emissionen an Stickstoffverbindungen zu minimieren. Diese Anlage wird im Detail in Abschnitt 5.3.21 beschrieben.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Es kann eine hohe Rückführungsrate des Waschwassers mit einem Überlauf von nur 0,1 m^3/t Roheisen erreicht werden. Dieses Wasser wird mit dem Hochofenschlamm ausgeschleust und kann eine weitere Behandlung erfahren.

Die erreichten Ablaufkonzentrationen einer Behandlungsanlage für das Abwasser aus der Hochofengaswäsche zeigt Tabelle 6.23. Der gesamte Wasserbedarf[83] betrug 719.713 m^3 im Jahr 2006. Bei einer Roheisenerzeugung von 3.152.134 Tonnen beläuft sich die spezifische Abwassermenge auf 0,23 m^3/t Roheisen.

Tabelle 6.23: Ablaufkonzentrationen im Abwasser aus der Hochofengaswäsche nach der Behandlung bei ArcelorMittal in Bremen (Deutschland)

Parameter	Einheit	Anzahl der Messungen	Mittelwert	Median	Max.	Min.	Standardabweichung
Cd	µg/l	39	*0,36*	0,20	3,00	*0,20*	*0,58*
Cr	µg/l	39	*2,20*	2,00	3,90	*2,00*	*0,47*
Cu	µg/l	39	*9,52*	6,10	13,00	*2,00*	*13,75*
Fe	µg/l	39	*460,77*	90,00	3700,00	*13,00*	*861,79*
Ni	µg/l	39	*12,93*	8,90	39,00	*2,00*	*10,10*
Pb	µg/l	39	*24,93*	8,00	390,00	*<2,00*	*62,08*
Zn	µg/l	39	*354,00*	130,00	2600,00	*20,00*	*582,73*
CN	mg/l	39	*0,84*	0,22	9,80	*0,01*	*2,05*
CN, leicht freisetzbar	mg/l	39	*0,25*	0,04	5,50	*0,01*	*0,89*
Cl	mg/l	39	*1000,21*	854,00	1360,00	*452,00*	*414,52*
AOX	µg/l	39	*37,33*	19,00	450,00	*10,00*	*70,13*
abfiltrierbare Stoffe	mg/l	39	*21,91*	9,60	166,00	*0,60*	*31,79*
DOC	mg/l	39	55,25	54,25	170,00	1,70	40,77
TOC	mg/l	39	55,66	45,00	174,00	2,20	42,06
COD	mg/l	28	*144,12*	145,50	280,00	*<15*	*69,84*
Mineralöl-Kohlenwasserstoffe	mg/l	39	*0,16*	0,18	0,56	*0,10*	*0,08*
Toxizität für Fischeier		12	6,58	4,00	32,00	1,00	8,16

Anm.: Stichprobenmessungen zwischen April 2000 und November 2006. Kursive Werte bedeuten, dass einzelne Messwerte unterhalb der Messschwelle lagen und mit dem Schwellenwert in die Berechnung eingingen.[84]

Quelle: [260, Germany 2007] [358, Germany 2007].

Die Zusammensetzung des Waschwassers aus der Hochofengaswäsche und die erreichten Ablaufkonzentrationen der obengenannten kombinierten Abwasserbehandlung von Corus in IJmuiden (Niederlande) sind Abschnitt 5.3.21, Tabelle 5.22 und Tabelle 5.25 zu entnehmen.

Medienübergreifende Effekte

Wenn ein großer Teil des Waschwassers zurückgeführt wird, muss eine leistungsfähige Wasseraufbereitung eingesetzt werden. Andernfalls treten Betriebsprobleme auf, die die Wäscher beeinträchtigen (z. B. Verstopfungen), und die Reinigungsleistung nimmt ab.
Bei der Zurückführung und Behandlung des Abwassers fällt ein (zinkreicher) Schlamm an.
Es muss ein kleiner Teil des Wassers aus dem Kreislauf ausgeschleust werden, um eine Anreicherung von Mineralien/Salzen zu verhindern.
Für die Rückführung des Waschwassers wird eine erhebliche Menge an Energie benötigt (siehe Tabelle 6.22). Außerdem ist die Zugabe an Flockungsmitteln zu beachten.

Anwendbarkeit

[83] Anm. der Übersetzer: gemeint ist vermutlich das jährliche Abwasseraufkommen

[84] Anm. der Übersetzer: Ungeachtet der Anmerkung unter der Tabelle enthält diese in der englischen Fassung keine kursiv gesetzten Werte. Daher wurde die ursprüngliche Kennzeichnung der Werte aus der Originalquelle rekonstruiert.

Die Aufbereitung und Rückführung des Waschwassers kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Anlagen angewendet werden. Moderne Anlagen haben einen entscheidenden Vorteil, da sie gleich mit einem effizienten Wasserkreislauf angelegt werden können. Der Salzgehalt des Waschwassers beeinflusst die Rückführungsrate. Ein effizienter Wasserkreislauf kann allerdings auch in älteren Anlagen installiert werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
ArcelorMittal, Bremen (Deutschland); Corus, IJmuiden (Niederlande).

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [136, Theobald 1988] [138, Theobald 1997] [260, Germany 2007] [358, Germany 2007] [379, Corus IJmuiden 2009]

6.3.7 Hydrozyklonierung von Hochofenschlamm

Beschreibung
Hochofengas enthält große Mengen an Staub (7 – 40 kg/t Roheisen – siehe Table 6.7). Ein großer Teil dieses Staubs kann in einer ersten, trockenen Stufe der Hochofengasreinigung entfernt werden. Dieser Teil besteht aus relativ groben Partikeln mit hohem Eisen- und Kohlenstoffgehalt und wird zur Sinteranlage zurückgeführt.

Der verbleibende Staub (1 – 10 kg/t Roheisen) wird aus dem Hochofengas mittels Nasswäscher gewaschen. Nach der Fällung fallen 3 bis 5 kg Schlamm pro Tonne Roheisen an. Der Schlamm hat einen relativ hohen Zinkgehalt (Zn). Der Zinkgehalt stellt ein Hindernis bei der Wiederverwendung des Schlammes in der Sinteranlage dar.

Mittels Hydrozyklonierung kann der Schlamm in einen zinkreichen und einen zinkarmer Teilstrom aufgeteilt werden. Zink liegt hauptsächlich als Zinkoxid (ZnO) vor, das in sehr kleinen Partikeln auftritt. Hydrozyklonierung konzentriert diese kleinen Partikel im Überlauf, während der zinkarme Teil den Zyklon durch den unteren Ablauf verlässt. Es sei angemerkt, dass die Wirksamkeit der Hydrozyklonierung von der Schlammcharakteristik abhängt.

Der Schlamm aus dem unteren Ablauf wird in die Sinteranlage zurückgeführt. Zu beachten ist das Verhältnis der Schlammrückführung zum gesamten Zinkeintrag in den Hochofen. Der zinkreiche Schlamm aus dem Überlauf wird gelagert oder deponiert. Ein Teil dieses Materials konnte aufgrund seines Zinkgehalts erfolgreich recycelt werden, z. B. bei DK Recycling (siehe Abschnitt 2.5.4.4.2). Zusätzliche Probleme können durch radioaktive Bestandteile auftreten, die überwiegend in der Feinfraktion verbleiben.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Tabelle 6.24 sind die Zinkgehalte eines hydrozyklonierten Hochofenschlamms zu entnehmen.

Tabelle 6.24: Beispielhafte Zinkgehalte eines hydrozyklonierten Hochofenschlamms

	spezifischer Schlammanfall (kg/t Roheisen)	Zn-Gehalt (%)	Trocken-gewicht (%)	Behandlung
unbehandelter Schlamm	1,0 – 9,7	0,1 – 2,5	100	Hydrozyklonierung
Überlauf des Hydrozyklons	0,2 – 2,7	1 – 10	20 – 40	Ablagerung auf Halde oder Deponie
unterer Ablauf des Hydrozyklons	0,8 – 7,8	0,2 – 0,6	60 – 80	Rückführung in die Sinteranlage
Quelle: [65, InfoMil 1997] [105, Pazdej et al. 1995].				

Medienübergreifende Effekte
Eine kleine, aber nicht quantifizierte Energiemenge wird zum Betrieb des Zyklons benötigt.

Betriebsdaten
Die Anlage arbeitet problemlos.

Anwendbarkeit
Hydrozyklonierung kann als nachgeschaltete Technik bei neuen wie bei bestehenden Anlagen angewendet werden, sofern sie eine Nassentstaubung anwenden und die Verteilung des enthaltenen Zinks auf unterschiedliche Kornfraktionen eine Separierung ermöglicht.

Wirtschaftliche Aspekte
[116, Rentz et al. 1996] berichtet, dass die Investitionskosten für eine dreistufige Anlage mit einer Behandlungskapazität von 20.000 t/a 2 Mio. € und die Betriebskosten 25 €/t betrugen.

Beim genannten Beispiel wurden die Kostenangaben für 1994 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

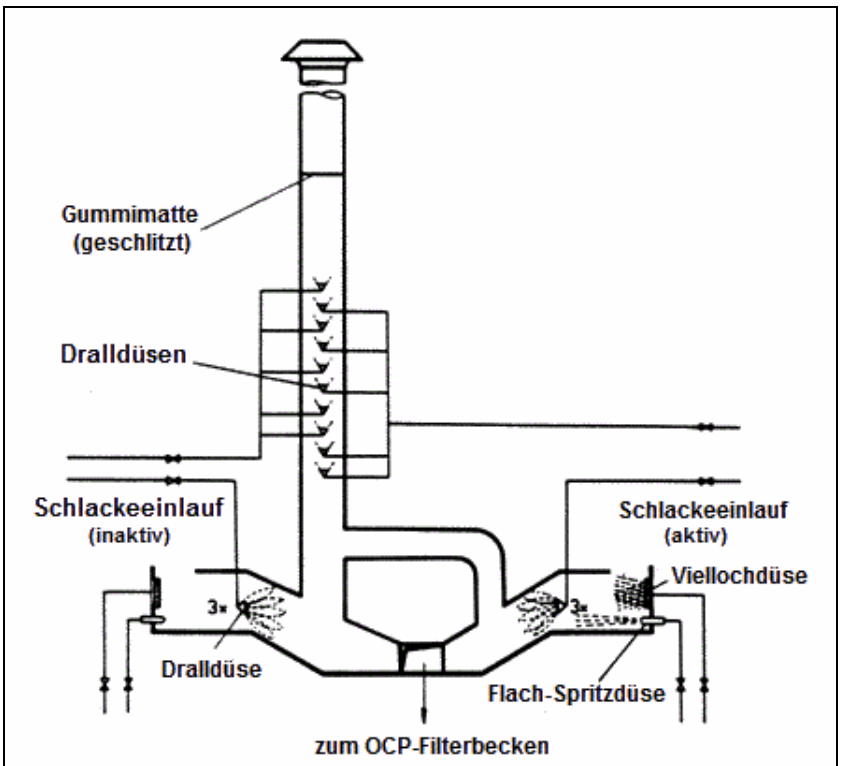
Referenzanlagen
Corus, IJmuiden (Niederlande); ThyssenKrupp Steel AG, Duisburg (Deutschland).

Referenzliteratur
[105, Pazdej et al. 1995] [116, Rentz et al. 1996]

6.3.8 Kondensation der Dämpfe aus der Schlackenbehandlung

Beschreibung
Wie in Abschnitt 6.2.2.1 erwähnt, treten bei der Schlackenbehandlung H_2S- und SO_2-Emissionen auf. Das kann zu Geruchsproblemen führen. Um dieses Problem zu lösen, wenden einige Granulationsanlagen eine Dampfkondensation an (siehe Abbildung 6.21). Bei Einsatz von Frischwasser wird das Kondensat und das Wasser aus der Schlackenentwässerung nach einer Kühlung in den Kreislauf zurückgeführt. Wenn Meerwasser zur Schlackegranulation und Dampfkondensation verwendet wird, erfolgt keine Wiederverwendung des Wassers.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei Anwendung einer Dampfkondensation liegen die H_2S -Emissionen im Bereich von 1 – 10 g H_2S pro t erzeugten Roheisens.



Quelle: [111, Poth 1985]

Abbildung 6.21: Anlage zur Granulation der Hochofenschlacke mit Dampfkondensation[85]

Medienübergreifende Effekte
Zum Kühlen des Kreislaufwassers werden erhebliche Energiemengen benötigt. Die Energieerzeugung ist häufig selbst mit Schwefelemissionen verbunden. Die Menge der durch Dampfkondensation geminderten Schwefelemissionen ist relativ gering und kann der bei der Energieerzeugung emittierten Schwefelmenge vergleichbar sein. Bei der Planung solcher Anlagen sind Sicherheitsbelange zu berücksichtigen, insbesondere hinsichtlich Problemen mit Wasserstoff.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Mehrere Schlackengranulationsanlagen in Deutschland sind mit der Dampfkondensationstechnik ausgerüstet, z. B. die von ThyssenKrupp Steel in Duisburg. Aber auch die Anlagen von Corus in Port Talbot und Scunthorpe (beide im Vereinigten Königreich) sowie mehrere Anlagen in Finnland setzen diese Technik ein.

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006] [242, Caughlin 2007] [354, Eurofer 2007]

[85] Anm. der Übersetzer: Die Bedeutung der Abkürzung “OCP” war weder der englischen Fassung des BVT-Merkblatts noch der Originalquelle zu entnehmen.

6.3.9 Einsatz hochwertiger Erze

Beschreibung
Der Ansatz dieser Technik liegt darin, bevorzugt Sinter- oder Pellet-Rohmaterial mit einem hohem Eisengehalt und wenig Gangart einzusetzen, d. h. Sinter mit einem Eisengehalt von 61 – 63,5 % und Pellets mit einem Eisengehalt von 66,6 – 66,8 %. Weitere wichtige Faktoren sind ein moderater Aschegehalt des Kokses und ein geringer Aschegehalt der Einblaskohle

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Der Einsatz hochwertiger Erze verbessert die Produktivität und Energieeffizienz des Hochofenprozesses. Der Verbrauch an Reduktionsmitteln sinkt, was zu geringeren CO_2-Emissionen führt. Es kann eine Ausbeute von 3,4 Tonnen pro m^3 und Tag[86] und eine Minderung der CO_2-Emissionen um 15 – 80 kg pro t Roheisen erreicht werden. Zudem nimmt das Schlackeaufkommen um etwa 150 – 200 kg/t Roheisen ab, wodurch sich auch die Emissionen aus der Schlackebehandlung vermindern.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Der Einsatz von eisenreichem Sinter und Pellets als Rohmaterial ist grundsätzlich auch in anderen Anlagen möglich, es setzt aber Entwicklungsarbeit und ein elementares Verständnis der Wirkung verschiedener Eisenerze auf den Hochofenprozess voraus. Zum Beispiel kann sich durch den geringeren Schlackenanfall die Lebensdauer der Feuerfestzustellung des Hochofens verkürzen.

Anwendbarkeit
Die Anwendbarkeit ist auf Grund der geringen Verfügbarkeit von Erzen mit hohem Eisengehalt sehr beschränkt.

Wirtschaftliche Aspekte
Die ökonomischen Vorteile ergeben sich durch die höhere Produktivität, den geringeren Energieverbrauch und damit den geringeren Bedarf an Reduktionsmitteln. Die Verfügbarkeit von eisenreichen Erzen ist aber begrenzt. Eine Umsetzung dieser Technik an den europäischen Hochöfen würde zu Monopolen der Minen führen, deren Erze einen sehr hohen Eisengehalt haben, was den Grundsätzen eines freien Markts und eines funktionsfähigen und fairen Wettbewerbs widerspricht. Die dadurch erzeugte Knappheit würde weltweit zu höheren Preisen für diese Erzqualitäten führen.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Einführung dieser Technik war die Verbesserung der Produktivität und Energieeffizienz.

Referenzanlagen
Sinter – Ruuki (Finnland)
Pellets – SSAB, Oxelosund (Schweden)
Pellets – SSAB, Lulea (Schweden)

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006]

[86] Anm. der Übersetzer: gemeint ist vermutlich die Menge des erzeugten Roheisens pro m^3 Volumen des Hochofens und Tag

6.3.10 Verbesserung der Energieeffizienz des Hochofens

Beschreibung
Zur Überwachung des Verschleißes am Hochofengestell können Rechenmodelle eingesetzt werden. Es werden derzeit zwei verschiedene Modelle angewendet:

a) Ein Modell nutzt die Methode der finiten Elemente, um auf der Basis der thermischen Leitfähigkeit und von Thermoelementmessungen in der Feuerfestauskleidung des Ofengestells den Ort der 1150 °C Isotherme zu berechnen.
b) Bei dem anderen Modell wird über der thermischen Leitfähigkeit die Höhe des „Toten Manns“ im Ofen geschätzt.

Geschlossene Kühlwasserkreisläufe sind hilfreich für ein gutes Ofenmanagement.[87]

c) gleichmäßiger Dauerbetrieb des Hochofens bei stationären Bedingungen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Durch Anwendung dieser Technik kann die Energieffizienz verbessert, die CO_2-Emissionen gemindert sowie die Wartungshäufigkeit (z. B. hinsichtlich der Feuerfestzustellung) verringert werden. Der Verbrauch an Reduktionsmitteln kann langfristig um etwa 5 kg/t Roheisen verringert werden. Das entspricht einer Minderung der CO_2-Emissionen um etwa 15 – 20 kg/t Roheisen. Die Hochofenreise kann um einige Jahre verlängert werden.

Zu c):
Das Erreichen eines gleichmäßigen Dauerbetriebs trägt dazu bei, die Emissionen zu mindern und die Wahrscheinlichkeit von Abrutschungen der Möllersäule zu verringern.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Hohe Verfügbarkeit (z. B. >99 %).
Der Hochofen wird sehr gut überwacht.
Die Modelle sind von großer Bedeutung für die Überwachung des Hochofenprozesses und der Abnutzungen im Gestell des Hochofens. Außerdem kann, wenn der Prozess und die Vorgänge im Ofenraum überwacht werden können, die Qualität des erzeugten Roheisens auf dem gewünschten gleichmäßigen Niveau gehalten werden; z. B. in Bezug auf den C-, Si- und S-Gehalt.

Anwendbarkeit
Systeme zur Erhöhung der Energieeffizienz werden allgemein an Hochöfen überall in Europa angewendet.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Die Vorteile liegen in der Verbesserung der Prozesssteuerung, die zu Energieeinsparungen und einer verbesserten Eisenqualität führen.

Referenzanlagen
Ruukki, Finnland.
SSAB, Lulea, Schweden.
Ovako, Koverhar, Finnland.
Anlagen im Vereinigten Königreich.

---

[87] Anm. der Übersetzer: Ob sich dieser Satz auf die davor genannten Rechenmodelle a) und b) oder auf die danach genannte Technikoption c) bezieht, wird u.E. aus der englischen Textfassung nicht deutlich.

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006] [220, Eurofer 2008] [242, Caughlin 2007]

6.3.11 Rückgewinnung und Verwendung des Hochofengases

Beschreibung
Ein typischer Hochofen produziert etwa 1200 – 2000 Nm^3 Hochofengas pro t Roheisen. Das Hochofengas besteht zu 20 – 28 % aus Kohlenmonoxid (CO) und zu 1 – 5 % aus Wasserstoff (siehe Table 6.7 und Table 6.8). Das Kohlenmonoxid wird durch die Oxidation des Kohlenstoffs im Hochofen gebildet. Ein großer Teil des CO wird im Hochofen weiter zu CO_2 oxidiert. Kohlenmonoxid und Wasserstoff stellen eine potentielle Energiequelle dar, weshalb an allen Hochöfen weltweit Maßnahmen zur Nutzung dieser Energie umgesetzt werden.

Hochofengas wird deshalb zwecks seiner späteren Nutzung als Brennstoff gereinigt und in Gasbehältern gepuffert/zwischengelagert. Wegen des geringen spezifischen Energiegehaltes des Hochofengases wird es vor der Verwendung als Brennstoff oftmals mit Kokereigas, Konvertergas oder Erdgas angereichert.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Der Energiegehalt von Hochofengas variiert je nach Kohlenmonoxidgehalt üblicherweise zwischen 2,7 – 4,0 MJ/Nm^3. Das entspricht nur 10 % des spezifischen Energiegehalts von Erdgas. Nichtdestotrotz stellt es wegen der großen Menge des anfallenden Hochofengases ein sehr großes Energierückgewinnungspotential dar. Die gesamte Abgabemenge des Hochofens liegt bei etwa 5 GJ/t Roheisen; das entspricht 30 % des Bruttoenergieverbrauchs des Hochofens.

Medienübergreifende Effekte
Eine Reinigung des Hochofengases ist unvermeidlich und führt zum Anfall von Abwasser und von festen Rückständen.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Anwendbar bei allen neuen und bestehenden Anlagen.

Wirtschaftliche Aspekte
Erhebliche wirtschaftliche Vorteile werden durch die Energieeinsparungen erreicht.

Auslöser für die Umsetzung
Der effiziente und wirtschaftliche Energieeinsatz bringt finanzielle Vorteile.

Referenzanlagen
Die Technik wird bei vielen neuen und bestehenden Hochöfen in der Welt angewendet.

Referenzliteratur
[200, Commission 2001]

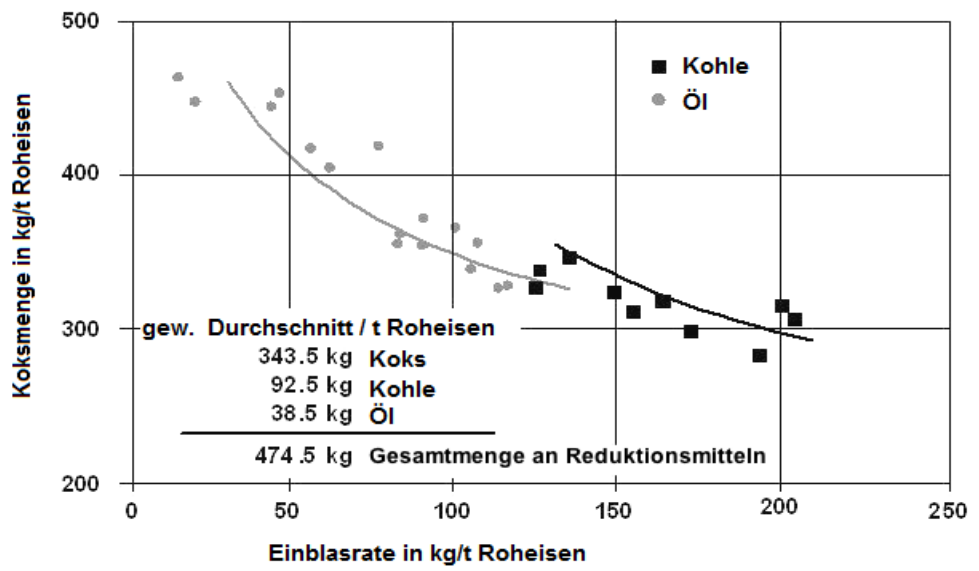
6.3.12 Direkteinblasung von Reduktionsmitteln

Allgemein
Die Direkteinblasung von Reduktionsmitteln bedeutet, dass ein Teil des Kokses durch andere Kohlenwasserstoffquellen ersetzt wird, die auf der Blasformebene in den Ofen eingeblasen werden (für weitere Informationen siehe Abschnitt 6.1.3.1). Als Kohlenwasserstoffe kommen Schweröl, Ölrückstände, aufbereitetes Altöl, granulierte oder pulverisierte Kohle, Erdgas,

Kokereigas und Kunststoffenabfälle in Frage. Kohle und Öl sind die am häufigsten eingeblasenen Stoffe. Durch die Reduzierung des Koksbedarfs werden die Gesamtumweltbelastung und der Energieverbrauch gemindert.

Es ist zu betonen, dass ein bestimmter Koksanteil im Hochofen immer noch notwendig ist, um einen einwandfreien Hochofenbetrieb zu ermöglichen. Der Koks bildet das Stützgerüst der Möllersäule und stellt deren Gasdurchlässigkeit sicher. Bei Eindüsung von Kohlenwasserstoffen ist eine zusätzliche (proportional mit der Einblasrate ansteigende) Sauerstoffzufuhr erforderlich, um die in der Wirbelzone des Hochofens benötigte Temperatur zu erreichen. Es liegen wenig Erfahrungen mit sehr hohen Einblasraten (und einer folglich großen Sauerstoffzufuhr) vor, wobei neben anderen Problemen auch Sicherheitsaspekte von Bedeutung sind.

Abbildung 6.22, Tabelle 6.25 und Tabelle 6.26 geben die tatsächlichen Einblasraten an Reduktionsmitteln bei bestehenden Hochöfen an.



Source: [277, Wiesenberger 2007]

Abbildung 6.22: Koksverbrauch und Einblasraten von 26 Hochöfen

Anm.: Die Angaben stammen aus dem Jahr 1999 und beziehen sich auf die Mitgliedsunternehmen des Verbandes VDEh

Tabelle 6.25: Vergleich des verbleibenden Koksverbrauchs mit dem gesamten Kohlenverbrauch bei verschiedenen Einblasraten von pulverisierter Kohle

	Einblasrate (kg/t Roheisen)	Verbleibender Koksverbrauch (kg/t Roheisen)	gesamter Kohlenverbrauch ([1]) (kg/t Roheisen)
ohne Kohleeinblasung	0	500	625
typische Einblasrate	150 – 180	310	538 – 568
höchste erreichte Einblasrate	~240	270 – 300	577 – 615

([1]) basierend auf der Annahme, dass für die Erzeugung von 1 kg Koks 1,25 kg Kohle benötigt wird.
Anm.: Die Angaben beziehen sich auf trockenen Koks und trockene Kohle.
Quelle: [248, Eurofer 2007] [276, Italy 2007] [348, Eurofer 2007].

Tabelle 6.26: Bei verschiedenen Hochöfen eingesetzte Reduktionsmittel

Art der Reduktionsmittel	BF1	BF2	BF3	BF4	BF5	BF6	BF7	BF8	BF9	BF10 (1)
Koks	267	272	278	333	306	353	389	395	389	[88]
Feinkoks	50	78	89	61	22	56				
Kohle	150	0	0	0	142	0	0	0	0	
Öl	0	106	78	61	0	50	43	43	49	130
Kokereigas	0	0	0		0		46	43	0	
Andere	0	0	0	28	0	22	0	0	19 (2)	
Gesamt	467	465	445	483	470	481	478	481	457	460 – 470

(1) Der Hochofen wird zu 100 % mit Pellets betrieben. Arbeitsvolumen des Hochofens: 600 m^3; Oxy-Öl-Eindüsung (gemeinsame Eindüsung von Öl und Sauerstoff)
(2) Teer
Anm.: Angaben in kg pro t Roheisen.
Quelle: [208, Lindfors et al. 2006] [277, Wiesenberger 2007].

Für die Netto-Energieeinsparung durch die Kohleeinblasung wurde ein Wert von 3,76 GJ/t eingeblasener Kohle berechnet. Bei einer Einblasrate von 180 kg/t Roheisen beträgt die Energieeinsparung 0,69 GJ/t Roheisen oder 3,6 % des Gesamtenergieverbrauchs des Hochofens (siehe Table 6.16). Diese Energieeinsparungen werden indirekt durch den reduzierten Koksverbrauchs erreicht. Höhere Einblasraten ermöglichen höhere Energieeinsparungen.

Die Direkteinblasung von Reduktionsmitteln wird bei neuen und bestehenden Hochöfen angewandt. Es ist anzumerken, dass sich diese unmittelbar prozessintegrierte Maßnahme direkt auf den Betrieb des Hochofens, die daraus resultierende Prozessstabilität und die Roheisen- und Schlackenqualität auswirkt.

6.3.12.1 Einblasung von Kohle

Beschreibung
Wie viel Koks durch Einblasen von Kohle ersetzt werden kann, hängt von Faktoren wie der Produktivität, der Eigenschaften des Kokses, der gewünschten Roheisenqualität, dem Druck im Hochofen sowie von der Art der Kohle (z. B. Anthrazit) und deren Eigenschaften (Feuchtigkeit) ab. [11, Campell et al. 1992] [65, InfoMil 1997]

Durch Einblasung von Kohle in den Hochofen auf Höhe der Blasformebene/Rast sinkt die Temperatur in der Wirbelzone. In welchem Maße die Temperatur sinkt, hängt von der Menge der eingeblasenen Kohle ab. Diese Temperaturabsenkung kann sich negativ auf den Betrieb des Hochofens auswirken. Bei Hochöfen mit konventioneller Schmelzreduktion ist die Einblasrate auf 150 kg Kohle/t Roheisen begrenzt, um einen stabilen Ofenbetrieb gewährleisten zu können.

Es wird angenommen, dass das theoretische Maximum für die Einblasung von Kohle auf der Blasformebene bei 270 kg/t Roheisen liegt. Dieses Limit wird durch die Belastungsfähigkeit des Kokses und die thermodynamischen Bedingungen im Ofen gesetzt. Um geeignete Bedingungen in der Wirbelzone aufrecht zu erhalten und gleichzeitig höhere Einblasraten an Kohle von bis zu 260 kg/t Roheisen zu erreichen, erfolgt bei Hochöfen in der EU eine Sauerstoffanreicherung des Heißwinds und/oder eine Oxy-Kohle-Eindüsung (gemeinsame Eindüsung von Kohle und Sauerstoff; siehe Abschnitt 6.1.3.1).

Bei Corus in IJmuiden (Niederlande) wird im großtechnischen Maßstab pulverisierte Kohle eingeblasen. Das erfolgt normalerweise mit einer Rate von 250 kg Kohle/t Roheisen. Im Jahr 2006 wurden je nach Kohlenstoffgehalt der pulverisierten Kohle zwischen 210 und 260 kg Koh-

[88] Anm. der Übersetzer: Laut Originalquelle [208] werden mit den angegebenen 130 kg Schweröl 156 kg Koks pro t Roheisen ersetzt; der verbleibende Reduktionsmitteleinsatz (330–340 kg/t Roheisen) erfolgt folglich weiterhin in Form von Koks.

le pro Tonne Roheisen eingedüst (die Angaben weichen von den in Table 6.1 genannten Werten ab, weil letztere sich auf das Jahr 2004 beziehen).

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Durch die Direkteinblasung von Reduktionsmitteln muss weniger Koks erzeugt werden. Folglich werden Emissionen aus Kokereien vermieden. Durch jedes Kilogramm Kohle, das direkt eingeblasen wird, wird die Erzeugung von 0,85 – 0,95 kg Koks vermieden.

Mit einer Oxy-Kohle-Eindüsung kann die Einblasrate um etwa 20 % erhöht und die eingesetze Menge an Koks entsprechend verringert werden. Die Leistungsfähigkeit der Elektrofilter zur Reinigung des Hochofengases verbessert sich. Zusammen mit der verbesserten Gasdurchlässigkeit der Möllersäule sowie der besseren Verteilung der Kohle verbessert sich der gesamte Hochofenbetrieb.

Medienübergreifende Effekte
Messungen haben gezeigt, dass weniger als 1 % der eingeblasenen Kohle über die Gicht entweicht.

Betriebsdaten
Bei den beiden Hochöfen, die die Oxy-Kohle-Eindüsung verwenden, bestehen Einschränkungen hinsichtlich der Temperatur und der Sauerstoffanreicherung des Heißwinds. Deshalb erfolgt die Oxy-Kohle-Eindüsung über eine verwirbelnde, koaxiale Lanze, die die Vergasung der Kohle befördert. Bei den Oxy-Kohle-Lanzen wurden die früher aufgetretenen Probleme durch Verstopfungen mittlerweile ausgeräumt und so die Verteilung der Kohle in der Blasformebene des Hochofens verbessert.

Bei hohen Einblasraten neigt der Ofen zu einer eingeschränkten Funktion in Wandnähe und einer Erhöhung des Strömungswiderstands im Hochofen. Das zeigt, dass bei einem geringen Koksanteil eine sorgfältige Steuerung der Möllerverteilung und ein ausgewogenes Verhältnis zwischen dem zentralen Gasstrom und dem an der Ofenwand notwendig sind.

Generell muss der Möller gut vorbereitet sein, um dauerhaft größtmögliche Kohleeinblasraten erreichen zu können.

Bei gleicher Roheisenproduktion führt die Einführung hoher Kohleeinblasraten zu einer Verlängerung der Verweilzeit von Koks und Möller im Hochofen – im Vergleich zum reinen Koks-Betrieb. Und damit verbleiben der Koks und die eisenhaltigen Möllerbestandteile längere Zeit unter dem Einfluss von halogenierten Alkalimetallverbindungen im Hochofengas. Dennoch ermöglicht die Einführung der Kohleeinblasung, die Produktivität des Hochofens durch die gleichzeitige Injektion von Sauerstoff zu steigern. Je nach absoluter Menge an eingedüsener Kohle und Sauerstoff und Produktivitätszunahme des Hochofens kann der Koksdurchgang durch den Ofenschacht langsamer erfolgen als bei reinem Koksbetrieb.

Das Vorhandensein von unvergasten Kohlepartikeln kann die Eigenschaften der geschmolzenen eisenhaltigen Materialien verändern und dadurch die Lage und Form der Schmelzzone im Hochofen beeinflussen.

Anwendbarkeit
Das Verfahren ist bei allen Hochöfen, die mit Einrichtungen zum Einblasen von pulverisierter Kohle und Sauerstoffanreicherung ausgestattet sind, anwendbar. Die Direkteinblasung von Reduktionsmitteln ist sowohl bei neuen als auch bestehenden Hochöfen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Die höheren Kosteneinsparungen, die mit hohen Einblasraten an Kohle zu erzielen sind, sind ein wirtschaftlicher Anreiz, vor allem bei Anlagen, bei denen sonst Kosten für die Erneuerung von Koksofen anfallen würden oder die Koks zukaufen müssten. Zudem kann das Einblasen von

Kohle die Verwendung von (im Vergleich zur Kokskohle) niedrigwertigerer Kohle ermöglichen. Dadurch können auch die Kosten sinken.

Für das Jahr 1988 wurden Kosten von 10 €/GJ berichtet [65, InfoMil 1997]. [11, Campell et al. 1992] geben allerdings Kosteneinsparungen durch den geringeren Koksverbrauch an. Im Jahr 1997 betrugen die Investitionskosten für die Installation der Kohleeinblasung am Hochofen 4 von Corus in Port Talbot (Vereinigtes Königreich) etwa 24 Mio. € (einschließlich einiger nicht mehr benötigten Komponenten von einem anderen Standort). Bei den genannten Beispielen wurden die Kostenangaben für die Jahre 1996 und 1997 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

Zusätzliche Kosten fallen durch den großen Bedarf an Sauerstoff für die Sauerstoffanreicherung, durch den zusätzlichen Bedarf an Kohlemühlen bei bestehenden Anlagen und durch die zusätzliche Erfordernis zur Wartung der Einblaseinrichtungen an.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Einführung dieser Technik waren Kosteneinsparungen, die erhöhte Produktivität, geringere CO_2-Emissionen und Umweltentlastungen aufgrund des verbesserten Hochofenbetriebs.

Referenzanlagen
Die Einblasung von Kohle oder Öl in den Hochöfen ist in Europa und weltweit eine weit verbreitete Technik. Z. B. erfolgt die Kohleeinblasung bei den Hochöfen von ArcelorMittal und Corus; bei Corus in IJmuiden (Niederlande), Riva Gruppe in Taranto (Italien) und ThyssenKrupp Steel AG in Duisburg (Deutschland).

Die Oxy-Kohle-Eindüsung wird seit 1993 bei SSAB in Oxelösund (Schweden) eingesetzt.

Referenzliteratur
[140, Eurofer 2009] [208, Lindfors et al. 2006] [348, Eurofer 2007]

6.3.12.2 Oxy-Öl-Eindüsung

Beschreibung
Durch Eindüsung von Öl und anderen flüssigen Kohlenwasserstoffen sinkt wie bei der Kohleeinblasung die Temperatur in der Wirbelzone. Für Hochöfen mit konventioneller Schmelzreduktion ist die einzublasende Menge an Öl auf etwa 65 kg/t Roheisen beschränkt, weil sonst die geringere Wirbelzonentemperatur zu einem erheblichen Verlust der Stabilität des Ofenbetriebs führt. Um geeignete Bedingungen in der Wirbelzone aufrechtzuhalten und gleichzeitig höhere Eindüsraten für das Öl zu ermöglichen, wird die Oxy-Öl-Eindüsung mit bis zu 130 kg Öl/t Roheisen eingesetzt. Im vorliegenden Fall wurden Oxy-Öl-Lanzen an allen Blasformen installiert, die ausschließlich für den Einsatz von Schweröl ausgelegt sind. Öl und Sauerstoff werden den Lanzen getrennt zugeführt, wobei das Öl auf 220 °C vorgeheizt werden muss. Die Sauerstoffanreicherung beträgt 7% – 9 %.

Informationen zu anderen Optionen, wie die Erhöhung der Windtemperatur durch elektrische Überhitzung des Heißwinds mittels Plasma oder die Sauerstoffanreicherung des Heißwinds lagen nicht vor.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Mit dem Oxy-Öl-Verfahren kann die Menge an eingedüsenem Öl verdoppelt werden. Der Koksverbrauch wird gesenkt und die CO_2-Emissionen ebenfalls. Das Öl besteht aus Kohlenstoff und Wasserstoff und kann Koks in einem Verhältnis von 1 : 1,2 ersetzen (1 kg Öl ersetzt 1,2 kg Koks). Mit Hilfe der Oxy-Öl-Eindüsung wurde die Ölmenge auf 130 kg/t Roheisen verdoppelt.

Die Einsparung an Koks beträgt etwa 15 kg/t Roheisen[89] und die Minderung der CO_2-Emissionen etwa 50 kg/t Roheisen. Die Umweltentlastungen und die Verbesserung der Energieeffizienz sind also erheblich.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
In der Praxis arbeitet die Oxy-Öl-Eindüsung sehr zuverlässig.

Anwendbarkeit
Die Vorrichtungen zur Eindüsung von Öl und Sauerstoff sind in hohem Maße verfügbar. Die Verwendung der Oxy-Öl-Technik ist als gut etabliert anzusehen. Die Direkteindüsung von Reduktionsmitteln ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Hochöfen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Anwendung der Öl-Eindüsung führt zu Kosteneinsparungen bei erhöhter Produktivität. Zusätzliche Kosten fallen durch den großen Bedarf an Sauerstoff für die Sauerstoffanreicherung und durch die zusätzliche Erfordernis zur Wartung der Eindüseinrichtungen an.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung sind Kosteneinsparungen und verminderte CO_2-Emissionen, die beide als Ergebnis des verbesserten Hochofenbetriebes wirtschaftlich und aus Umweltsicht vorteilhaft sind.

Referenzanlagen
Die Oxy-Öl-Technik wird seit dem Jahr 2000 bei Ovako in Kovehar (Finnland) angewendet.

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006]

6.3.12.3 Eindüsung von Gas

Beschreibung
Seit dem Jahr 2002 erfolgt bei den kleinen Hochöfen 5 und 6 der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) eine simultane Eindüsung von Reduktionsgas und Schweröl im Regelbetrieb. Dabei werden 70 % des Schweröls durch Kokereigas ersetzt. Diese Öfen hatten im Jahr 2004 bei einem Koksäquivalent von 477,8 kg/t Roheisen eine durchschnittliche Eindüsrate von 45,5 kg Öl/t Roheisen und 46,9 kg Kokereigas/t Roheisen. Der Eta-CO-Wert betrug 43,5[90] bei etwa 8 % H_2 im Hochofengas.

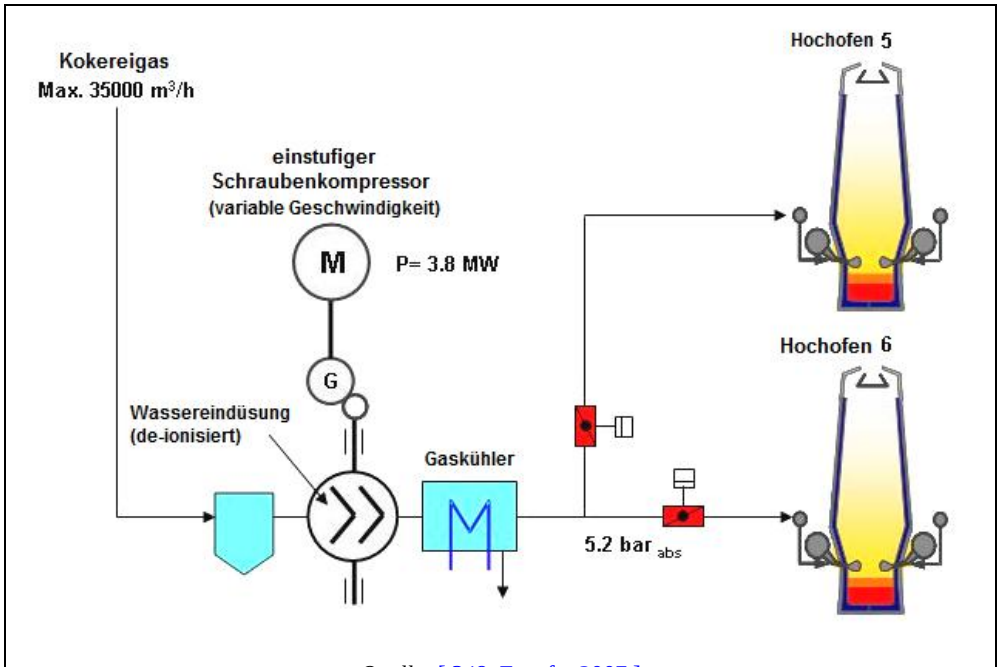
Die maximale Menge an Kokereigas, die auf Blasformebene eingedüsen werden kann, wird mit 100 kg/t Roheisen angenommen. Diese Grenze ist durch die thermochemischen Bedingungen im Ofen bedingt. Das Kokereigas enthält Reste von H_2S und organischen Schwefelverbindungen. Der tatsächlich eingebrachte Menge an Kokereigas ist viel geringer (siehe Table 6.1). Die Konzentration der Schwefelverbindungen hängt vom Schwefelgehalt der Kohle und der Entschwefelungsleistung der Gasreinigungsanlage ab. Die Verwendung von Kokereigas als Reduktionsmittel im Hochofen – an Stelle seiner Nutzung als Brennstoff an anderer Stelle – kann zu

[89] Anm. der Übersetzer: Hier ist vermutlich gemeint, dass der Kohlenstoffeintrag in den Hochofen um 15 kg/t Roheisen niedriger ist gegenüber einem nur mit Koks betriebenen Hochofen. Die Menge des eingesetzten Kokses nimmt nach den vorstehenden Angaben durch die Eindüsung von 130 kg Öl/t Roheisen um 130 · 1,2 = 156 kg ab.

[90] Anm. der Übersetzer: Der englischen Textfassung oder dem Glossar ist nicht zu entnehmen, welche Art von Wirkungs- oder Nutzungsgrad hiermit gemeint ist.

einer Minderung der Schwefelemissionen der Anlage führen, weil ein Teil des Schwefels in der Hochofenschlacke verbleibt.

Ein Beispiel für die Ausgestaltung der Kokereigaseindüsung zeigt Abbildung 6.23.



Quelle: [348, Eurofer 2007]

Abbildung 6.23: Beispiel für die Ausgestaltung der Eindüsung von Kokereigas

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Es lagen keine Angaben vor.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Das Austauschverhältnis für Kokereigas liegt bei etwa 1 kg Gas zu 0,98 kg Koks oder zu 0,81 kg Schweröl. Der Ersatz von kohlenstoffreichem Reduktionsmitteln im Hochofenprozess wie Koks oder Schweröl durch ein kohlenstoffärmeres Reduktionsmittel wie Kokereigas führt insgesamt zu einer Minderung der CO_2-Emissionen aus dem Hochofenprozess. Wenn das Kokereigas, das normalerweise in Wärmeöfen eingesetzt wird, im Hochofen verwendet wird, muss man es in den anderen Öfen z. B. durch Hochofengas, Konvertergas oder Erdgas ersetzen. Am Ort der ehemaligen Nutzung des Kokereigases können so die SO_2-Emissionen um 70 % bis 90 % gemindert werden.

Es kann sich auch der Schwefelgehalt im Roheisen vermindern, weil Kokereigas zu einem geringeren Eintrag von Schwefel in das Roheisen als Schweröl oder Koks führt. Der Verbrauch an Entschwefelungsmitteln (z. B. Kalk, CaC_2, Mg) bei der nachfolgenden Entschwefelung des Roheisens kann daher geringer sein. Es wird aber eine Kompressoreinheit zur Eindüsung das Kokereigases benötigt, die zu einem zusätzlichen Energieverbrauch von etwa 204 kWh/t Kokereigas führt (die Angabe basiert auf dem Verbrauch einer Vergleichsanlage im Jahr 2005).[91]

Anwendbarkeit

[91] Anm. der Übersetzer: Letzteres hätte unserem Verständnis nach als medienübergreifender Effekte auch unter der entsprechenden Zwischenüberschrift stehen können.

Obwohl die Eindüsung von Kokereigas sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Hochöfen angewendet werden kann, hängt die stark von der Verfügbarkeit des Gases ab, das auch an anderen Stellen des integrierten Stahlwerks effizient genutzt werden kann. Die Direkteindüsung von Reduktionsmitteln ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Hochöfen anwendbar.[92]

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Wichtigste Auslöser für die Umsetzung waren wirtschaftliche und Umweltvorteile, die aus der Verbesserung des Hochofenbetriebes resultieren.

Bei der Voestalpine Stahl GmbH betrugen die Investitionskosten in die Gasinjektionsanlage etwa 10 Mio. € bei einer Produktionskapazität von etwa 5000 Tonnen Roheisen pro Tag. Die spezifischen Betriebskosten betragen 1,30 € pro t Roheisen oder 12 € pro 1000 m^3 Kokereigas (insgesamt 2,4 Mio. €/ Jahr bei 200 Mio. m^3 Kokereigas/Jahr).[93]

Referenzanlagen
Die Eindüsung von Kokereigas in den Hochofen wird in Europa bei der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) angewendet.

Referenzliteratur
[348, Eurofer 2007]

6.3.12.4 Einblasung von Kunststoffen

Beschreibung
Es wird angenommen, dass die maximale Menge an auf der Blasformebene eingedüsenen Kunststoffen bei 70 kg/ t Roheisen liegt. Diese Grenze ist durch die thermochemischen und kinetischen Bedingungen in der Wirbelzone bedingt. Kunststoffe können Chlor und Schwermetalle wie Hg, Cd, Pb oder Zn enthalten. Der Anteil dieser Elemente im Kunststoff wirkt sich auf die Zusammensetzung der gas- und partikelförmigen Komponenten des Hochofengases sowie auf die Entstaubungsleistung der Gasreinigungsanlage aus. Deshalb sollten die eingesetzten Kunststoffe gewisse Kriterien für diese Elemente einhalten. Durch eine kleine Änderung der Parameter des Wäschers können die Konzentrationswerte im Hochofengas auf einem vergleichbaren Niveau wie beim Normalbetrieb den Hochofens – ohne Einblasung von Kunststoffen – gehalten werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Im Hochofen ersetzen die Kunststoffe einen Teil der Reduktionsmittel wie Koks, und vermeiden somit Emissionen, die mit der Kokserzeugung verbunden sind.

Medienübergreifende Effekte
Das Austauschverhältnis der Kunststoffe hängt von der relativen Menge an Kohlenstoff und Wasserstoff ab, die bei Einblasung der Kunststoffe freigesetzt werden. Ein Kilogramm Kunststoffe kann etwa 0,75 kg Koks ersetzen. Dies kann auch zu einem geringeren Schwefelgehalt im Roheisen führen, weil die Kunststoffe einen geringeren Schwefelgehalt als Schweröl oder Koks haben. Der Verbrauch an Entschwefelungsmitteln (z. B. Kalk, CaC_2, Mg) bei der nachfolgenden Entschwefelung des Roheisens kann daher geringer sein.

---

[92] Anm. der Übersetzer: Die Wiederholung dieses Satzes aus den Abschnitten 6.3.12, 6.3.12.1 und 6.3.12.2 erscheint überflüssig, zumal die Anwendbarkeit dieser Technik laut dem vorhergehenden Satz ja beschränkt ist.

[93] Anm. der Übersetzer: Dieser Absatz hätte unserem Verständnis nach unter der Zwischenüberschrift „Wirtschaftliche Aspekte“ stehen sollen, wozu entgegen der dort stehenden Aussage offenkundig doch Angaben vorlagen.

Je nach Zusammensetzung der eingesetzten Abfälle[94] (z. B. Schredderleichtfraktion) kann der Gehalt an Cr, Cu, Ni und Mo im Hochofengas erhöht sein.

Betriebsdaten

Die Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich), hat im Jahr 2005 die endgültige Erlaubnis für das Einblasung von 220.000 Tonnen Kunststoffe pro Jahr erhalten, und vergrößerte so seine Einblaskapazität auf bis zu 70 kg/t Roheisen. Im Jahr 2008 betrug die Einblasrate an Kunststoffen 18 bis 25 kg/t unter Verwendung von Hochdruckluft. Die Kunststoffe müssen gewisse Anforderungen an die Zusammensetzung erfüllen. Tabelle 6.27 nennt die Anforderungen der Voestalpine an die eingeblasenen Kunststoffe.

Tabelle 6.27: Anforderungen der Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich) an die Zusammensetzung der in den Hochofen eingeblasenen Kunststoffe

Parameter	Gehalt		Parameter	Gehalt
Cl	<2 %		**Pb**	250
S	<0,5 %		**Ni**	500
Co	1000		**Hg**	0,5
Cr	500		**Cd**	9
As	5		**Zn**	1000

Anm.: Angaben in Gewichts-% bzw. in mg/kg Kunststoff (trocken).
Quelle: [211, Remus, Rainer 2008].

Die Anlagen zum Einblasung von Kunststoffen bei ArcelorMittal Bremen und ArcelorMittal Eisenhüttenstadt (beide in Deutschland) sind seit mehreren Jahren in Betrieb. In 2004 wurden in den Hochofen 3 in Bremen durchschnittlich 52,3 kg/t und in den Hochofen 1 in Eisenhüttenstadt 67,4 kg Kunststoff pro t Roheisen eingeblasen. Zum Zeitpunkt der Überarbeitung dieses Dokuments (2010) war die Einblasung von Kunststoffen bei beiden Hochöfen aus wirtschaftlichen Gründen eingestellt.

Anwendbarkeit

Die Direkteinblasung von Reduktionsmitteln ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Hochöfen anwendbar. Es ist aber zu beachten, dass die Anwendbarkeit dieser Technik stark von den örtlichen Gegebenheiten und Marktverhältnissen abhängt.

Wirtschaftliche Aspekte

Bei der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) betrugen die Investitionskosten für die Kunststoffeinblasung etwa 20 Mio. € bei einer Einblaskapazität von bis zu 220.000 Tonnen pro Jahr. Zusätzliche Kosten entstehen durch die Wartung der Einblasanlage.[95]

Auslöser für die Umsetzung

Einige Abfallarten dürfen aufgrund von Beschränkungen hinsichtlich des Gehalts an Kohlenwasserstoffen nicht mehr deponiert werden.[96] Deshalb wurden andere Wege zur Entsorgung dieser Materialien gesucht.

Referenzanlagen

Das Einblasung von Kunststoffen in Hochöfen wird in Europa bei der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) angewendet[97]. Es wurde berichtet, dass vier Hochöfen Erfahrungen mit dem Einsatz von Material aus der Schredderleichtfraktion haben (etwa 200 kt/Jahr).

---

[94] Anm. der Übersetzer: gemeint sind die üblicherweise zu diesem Zweck eingesetzten, aufbereiteten kunststoffhaltigen Abfälle

[95] Anm. der Übersetzer: Hier fehlen Angaben zu den spezifischen Kosten für die aufbereiteten Kunststoffabfälle und den dadurch erreichten Einsparungen im Vergleich zum Einsatz anderer Reduktionsmittel (insbesondere Koks).

[96] Anm. der Übersetzer: gemeint sind Anforderungen an zu deponierende Abfälle in einzelnen EU-Mitgliedsstaaten

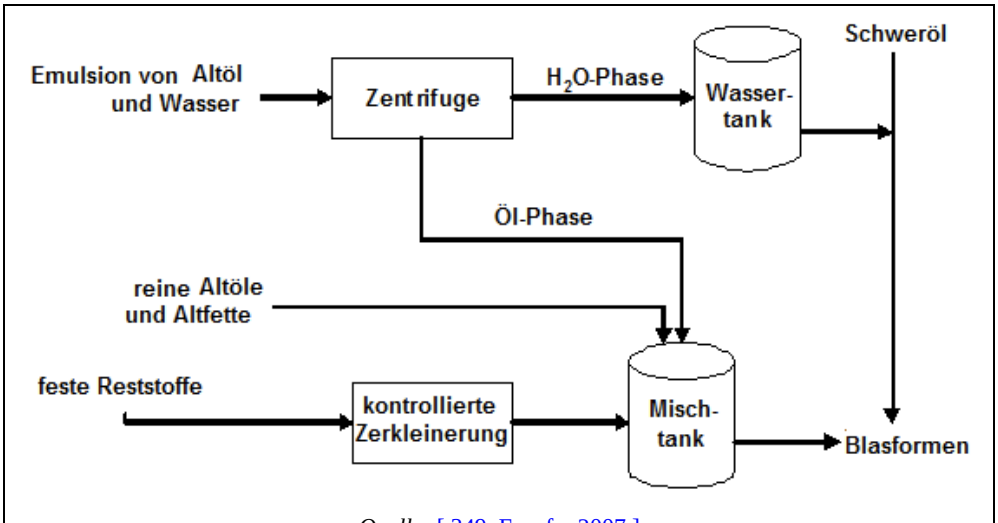
[97] Anm. der Übersetzer: Laut der Ausführungen im Abschnitt „Betriebsdaten“ war das zum Zeitpunkt der Überarbeitung dieses Dokuments (2010) nicht mehr der Fall.

Die Salzgitter Flachstahl GmbH in Salzgitter (Deutschland) hat im März 2008 mit der Einblasung von Kunststoffen begonnen.

Referenzliteratur
[11, Campell et al. 1992] [65, InfoMil 1997] [132, Steeghs et al. 1994] [211, Remus, Rainer 2008] [221, Thomas et al. 2002] [222, Janhsen et al. 2002] [238, Janke et al. 1997] [276, Italy 2007] [277, Wiesenberger 2007] [348, Eurofer 2007] [390, Atkinson et al. 2004]

6.3.12.5 Direkteinblasung von Altöl, Altfett und Emulsionen als Reduktionsmittel sowie von festen eisenhaltigen Rückständen

Beschreibung
Altöl, Fette und Emulsionen fallen durch die Verwendung von Ölen und Wasser in vielen Industriezweigen an. Diese Rückstände können auf der Blasformebene in den Hochofen eingeblasen werden, um Koks und Kohle teilweise zu ersetzen. Ein vereinfachtes Fließbild für die Direkteinblasung von flüssigen Abfällen in den Hochofen zeigt Abbildung 6.24. Alternative Techniken zur Behandlung dieser Abfälle sind die chemische oder thermische Aufspaltung.



Quelle: [349, Eurofer 2007]

Abbildung 6.24: Vereinfachtes Fließbild einer Direkteinblasung von flüssigen Abfällen in den Hochofen

Der kritische Punkt dieses Verfahrens ist die Abtrennnung von Wasser und Staub aus den Emulsionen, um sicher zu stellen, dass eine Einblasung von Wasser sehr begrenzt erfolgt. Um dies zu erreichen, werden Tellerzentrifugen eingesetzt.

Kern dieses Verfahrens ist, das in der Zentrifuge abgetrennte Wasser dem Schweröl zuzufügen, das in den Hochofen geblasen wird. Durch die Höhe der Wasserzugabe kann die adiabatische Flammtemperatur in der Wirbelzone (*engl.* raceway adiabatic flame temperature – RAFT) eingestellt werden, d.h. bei höherer Wasserzugabe sinkt die RAFT. Ein Vorteil der Verwendung dieser Rückstände liegt in dem Wunsch nach Einstellbarkeit der Flammentemperatur entsprechend dem jeweiligen Betriebszustand des Ofens.

Ölhaltiger Walzzunder besteht aus einem festem Material mit einem hohen Eisengehalt, das mit bis zu 20 % Kohlenwasserstoffen verunreinigt sein kann. Der erste Schritt bei der Verwendung dieses Material ist zumeist die Abtrennung des Öls von den eisenreichen Feststoffen (Entölung). Beim oben dargestellten Verfahren werden der ölhaltige Walzzunder und ähnliche Rückstände zunächst zerkleinert (z. B. durch Brechen) und dann mit dem Altöl oder der in der Zentrifuge abgeschiedenen Ölphase vermischt. Die erhaltene Suspension wird über spezielle Lanzen in die

Windformen eingeblasen. Die Kohlenwasserstoffe wirken als Reduktionsmittel, die enthaltenen Eisenoxide werden zu Eisen reduziert und gehen mit den geschmolzenen Stahlpartikeln[98] in das Roheisen ein.

Bei Einblasung von Materialien wie ölhaltigem Walzzunder auf der Blasformebene bleiben die Dioxin- und PAK-Emissionen innerhalb der üblichen Grenzen. Dies bestätigt die Eignung der Wirbelzone des Hochofens, eine vollständige Reaktion des Öls zu gewährleisten.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Das Austauschverhältnis zwischen der aus den Emulsionen abgetrennten Ölphase und Schweröl ist etwas kleiner als 1, da keine vollständige Trennung von Wasser- und Ölphase möglich ist.

Je nach Menge der eingeblasenen Rückstände, kann der Kokseinsatz im Hochofen um 3 bis 8,5 kg/t Roheisen verringert werden. Durch den direkt in den Hochofen eingeblasenen Walzzunder kann Eisenerz im Verhältnis 1:1 ersetzt werden.

Tabelle 6.28: Einblasraten und Austauschverhältnisse verschiedener Materialien, die in die Windformen eingeblasen werden

Material	Einblasrate (kg/t Roheisen)	Austauschverhältnis
Altöl und -fette	4 – 12	0,9
Schweröl	3,5 – 78	0,8
Koks (theoretisch)[99]	3 – 8,5	0,8
eisenhaltige Rückstände/Eisenerze[100]		1
Quelle: [211, Remus, Rainer 2008] [349, Eurofer 2007].		

Medienübergreifende Effekte
Umfangreiche Untersuchungen haben keine nachteiligen medienübergreifenden Effekte erkennen lassen. Der Verbrauch an Schweröl kann durch eine vergleichbare Menge an abgetrennter Ölphase ersetzt werden. Der Verbrauch an Koks kann um etwa 3 bis 8,5 kg/t Roheisen verringert werden, dadurch können die sonst mit der Erzeugung dieser Menge an Koks verbundenen Emissionen vermieden werden.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Direkteinblasung von Rückständen kann bei neuen und bei bestehenden Hochöfen angewendet werden. Es ist zu beachten, dass für einen kontinuierlichen Betrieb des oben beschriebenen Verfahrens ein logistisches Konzept für die Anlieferung und Lagerung der Rückstände erforderlich ist. Für einen erfolgreichen Betrieb ist auch die verwendete Transport-/Fördertechnik von besonderer Bedeutung.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Rentabilität der Einblasung von Rückständen wird sowohl durch die Substitution von Koks und Eisenerzen als auch durch die verringerten Entsorgungskosten erreicht. Die Investitionskosten für eine Anlage zur Direkteinblasung von Rückständen liegen bei 4 bis 6 Mio. €. Die maximale Kapazität der Einblasungsanlagen der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) be-

[98] Anm. der Übersetzer: Vermutlich sind hiermit die ebenfalls im Walzzunder enthaltenen Stahlpartikel gemeint

[99] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist hiermit eine Einblasung von Koks über die Windformen – im Gegensatz zur üblichen Einblasung von Kohle – gemeint. Das Attribut „theoretisch“ bedeutet vermutlich, das dies derzeit in keiner Anlage erfolgt.

[100] Anm. der Übersetzer: Da eisenhaltige Rückstände/Eisenerze kaum als Reduktionsmittel in Frage kommen, bezieht sich diese Zeile vermutlich nur auf das Austauschverhältnis zwischen eisenhaltigen Rückständen und Eisenerz, das eben bei 1 liegt..

trägt 12 kg Rückstände pro t Roheisen oder 15.000 t Rückstände pro Jahr, bezogen auf einen Hochofen mit einer Produktionsmenge von etwa 2.500 Tonnen Roheisen pro Tag.

Auslöser für die Umsetzung

Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen

Die beschriebenen Anlagen zur Direkteinblasung von Produktionsrückständen sind an den Hochöfen 5 und 6 der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) installiert.

Referenzliteratur

[349, Eurofer 2007]

6.3.13 Energierückgewinnung aus der Entspannung des Gichtgas

Beschreibung

Hochöfen mit hohem Gegendruck an der Gicht bieten eine ideale Möglichkeit zur Rückgewinnung von Energie aus der großen Menge des erzeugten, unter Druck stehenden Gichtgases (Hochofengases). Diese Energie wird mittels einer Entspannungsturbine zurückgewonnen, die hinter der Reinigungsanlage für das Hochofengas installiert ist.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Die Menge an zurückgewonnener Energie aus der Gichtgasentspannung hängt vom Gichtgasvolumen, dem Druckunterschied und der Eingangstemperatur ab. Diese Art der Energierückgewinnung ist realisierbar, wenn die Anlage zur Hochofengasreinigung und das Gasverteilnetz einen geringen Druckverlust haben.

Bei modernen Hochöfen liegt der Druck des Gichtgases bei ungefähr 0,25 – 2,5 bar (Überdruck). Der Druck in der Hochofengas-Hauptsammelleitung beträgt ungefähr 0,05 – 0,1 bar. Ein Teil des Gichtgasdruckes wird in der Reinigungsanlage „verbraucht“.

Der auf diese Weise an einem modernen Hochofen mit einem Gichtgasdruck von 2 -2,5 bar erzeugte Strom wird mit 15 MW angegeben.

Für eine 15 MW-Turbine werden spezifische Energieeinsparungen von bis zu 0,4 GJ/t Roheisen angegeben. Somit betragen die Einsparungen bis zu 2 % des Brutto-Energiebedarfs des Hochofens. Die Anwendung der Gichtgasentspannungturbinen ist bei Hochöfen mit hohem Gegendruck an der Gicht weit verbreitet.[101]

Medienübergreifende Effekte

Es sind keine medienübergreifenden Effekte bekannt.

Betriebsdaten

Die Technik der Energierückgewinnung aus der Entspannung des Gichtgases funktioniert automatisch und normalerweise ohne Probleme. Es könne Axialturbinen eingesetzt werden, die effizienter als radiale Turbinen sind. Der kritische Punkt ist, wenn die Turbinen runter gefahren werden sollen und sich der Druckgradient folglich zur Gasreinigungsanlage verlagert. Es müssen immer spezielle Sicherheitsmaßnahmen ergriffen werden, um Schäden an der Gasreinigungsanlage und/oder der Gashauptsammelleitung zu verhindern.

Angemerkt sei, dass der Einsatz der Turbinen eine gründliche Reinigung des Hochofengases erfordert. Vor allem ein hoher Gehalt an Alkalien kann technische Probleme (Korrosion) verursachen.

[101] Anm. der Übersetzer: Letzterer Satz beschreibt u.E. keinen „erreichten Umweltentlastungseffekt“.

Anwendbarkeit
Die Energierückgewinnung aus der Entspannung des Gichtgases kann bei neuen und unter bestimmten Umständen auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden; bei letzteren ist mit mehr Schwierigkeiten und mit zusätzlichen Kosten zu rechnen. Wesentlich für die Anwendung dieser Technik ist ein ausreichender Überdruck an der Gicht von mindestens 1,5 bar.

Bei neuen Anlagen können die Gichtgasentspannungsturbine und die Reinigungsanlage für das Hochofengas aufeinander abgestimmt werden, um sowohl bei der Gaswäsche als auch der Energierückgewinnung eine hohe Effizienz zu erreichen.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Wirtschaftlichkeit der Turbine steigt mit zunehmender Menge und höherem Druckunterschied des Gichtgases sowie mit steigenden Energiekosten. Bei einem modernen Hochofen ist eine Amortisationszeit von weniger als drei Jahren möglich. Abhängig von den örtlichen Gegebenheiten und dem Gichtgasdruck können das aber auch mehr als 10 Jahre sein.

Auslöser für die Umsetzung
Hauptauslöser für die Installation von Gichtgasentspannungsturbinen waren wirtschaftliche Vorteile.

Referenzanlagen
Die Energierückgewinnung aus der Entspannung des Gichtgases wird weltweit an modernen Hochöfen mit hohem Gichtgasdruck und -aufkommen angewendet.

Referenzliteratur
[1, Arimitsu 1995] [42, EC 2003] [65, InfoMil 1997] [66, Joksch 1995] [350, Eurofer 2007]

6.3.14 Energieeinsparungen in den Winderhitzern

Beschreibung
Die Winderhitzer werden mit (oftmals angereichertem) Hochofengas befeuert. Zur Verbesserung der Energieeffizienz der Winderhitzer stehen unter anderem folgende Techniken zur Verfügung:

1. Computergestützter Betrieb der Winderhitzer, der durch Anpassung der Energiezufuhr an den tatsächlichen Bedarf unnötige Reserven vermeidet und den Verbrauch an zur Anreicherung verwendeten Gasen minimiert (in den Fällen, wo eine Anreicherung erfolgt).
2. Vorheizen des Brennstoffs oder der Verbrennungsluft in Verbindung mit einer Isolation der Kaltwindseite und des Abgasstroms. Die Eigenwärme des Abgases kann zum Vorheizen der Brennstoffe verwendet werden. Die Machbarkeit hängt vom Wirkungsgrad der Winderhitzer ab, da dieser die Abgastemperatur bestimmt (z. B. kann bei einer Abgastemperatur unter 250 °C die Abwärmenutzung technisch oder wirtschaftlich unattraktiv sein). Der Wärmetauscher besteht aus wirtschaftlichen Gründen vorzugsweise aus einem Wärmeöl-Kreislauf. In einigen Fällen kann Wärme aus anderen Quellen genutzt werden, z. B. die Abwärme vom Sinterkühler, wenn dessen Entfernung dies zulässt. Ein vorgeheizter Brennstoff verringert den Energieverbrauch. Bei Anlagen, die bisher angereichertes Hochofengas verwenden, könnte es sein, dass bei Vorheizen des Brennstoffes eine Anreicherung nicht mehr erforderlich ist.
3. Einsatz von besser geeigneten Brennern zwecks Verbesserung der Verbrennung.
4. reaktionsschnelle Messungen des Sauerstoffgehalts zwecks Anpassung der Verbrennungsbedingungen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
[66, Joksch 1995] berichtet von folgenden Energieeinsparungen:

1. Der computergestützte Betrieb der Winderhitzer führte zu einer Verbesserung des Wirkungsgrads der Winderhitzer um mehr als 5 %. Dies entspricht einer Energieeinsparung von etwa 0,1 GJ/t Roheisen.
2. Die Vorheizung der Verbrennungsluft kann zu einer zusätzlichen Energieeinsparung von etwa 0,3 GJ/t Roheisen führen. Bedeutende Energieeinsparungen können erreicht werden, wenn das Abgas zum Vorheizen des Hochofengases verwendet wird. Die Einsparungen aus dieser Technik betragen etwa 170 MJ/t Stahl. Folgende Emissionswerte können erreicht werden: NO_x 20 – 25 g/t Roheisen, SO_2 70 – 100 g/t Roheisen, CO_2 0,4 – 0,5 g/t Roheisen.
3. Bezüglich der Techniken 3 und 4 können durch die verbesserte Verbrennung und die Anpassung der Verbrennungsbedingungen zusätzliche 0,04 GJ/t Roheisen eingespart werden.

Die durch Kombination der Techniken ermöglichte gesamte Energieeinsparung liegt in der Größenordnung von 0,5 GJ/t Roheisen.

Medienübergreifende Effekte
Von [66, Joksch 1995] wurden keine medienübergreifenden Effekte berichtet. Man könnte erwarten, dass das Vorheizen der Brennstoffe und der berichtete Anstieg der Abgastemperatur zu höheren NO_x -Emissionen aus dem Winderhitzer führen würde. Durch Einsatz moderner Brenner können die NO_x -Emissionen vermindert werden.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die oben beschriebenen Techniken zur Energieeinsparung in den Winderhitzern wird bei neuen und bei bestehenden Anlagen angewendet, soweit es deren Bauweise gestattet und die Voraussetzungen gegeben sind.[102]

Wirtschaftliche Aspekte
Die Maßnahmen könnten aus wirtschaftlicher Sicht attraktiv sein, da sie den Energieverbrauch senken und damit Geld einsparen. Die Rentabilität hängt von der Menge an eingesparter Energie und den Investitions- und Betriebskosten der Maßnahmen ab. Typische Installationskosten für eine Abwärmerückgewinnung betrugen 1997 etwa 6 Mio. € für einen Satz Winderhitzer, d.h. pro Hochofen.

Um die Vorteile einer Einführung des computergestützten Winderhitzerbetriebs voll auszuschöpfen, könnte bei Hochöfen mit nur 3 Winderhitzern (soweit möglich) der Bau eines vierten angebracht sein.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung dieser Techniken waren die wirtschaftlichen Vorteile, die mit einer erhöhten Produktivität und einem geringeren Energieverbrauch verbunden sind.

Referenzanlagen
ThyssenKrupp Steel AG, Duisburg (Deutschland)
Hochofen Nr. 7; Corus, IJmuiden (Niederlande)
ArcelorMittal, Gent (Belgien)
ArcelorMittal, Gijón (Spanien)
Ruukki (Finnland)

[102] Anm. der Übersetzer: U.E. ist dem Dokument nicht zu entnehmen, welche Bauweisen die Anwendung der genannten Techniken gestatten und welche weiteren Voraussetzungen dafür gegeben sein müssen.

Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich)
Voestalpine Stahl GmbH, Donawitz (Österreich).

Referenzliteratur:
[66, Joksch 1995] [208, Lindfors et al. 2006]

7 BASIC OXYGEN STEELMAKING AND CASTING

The replacement of air with oxygen in steelmaking was originally suggested by Henry Bessemer. Since 1950, oxygen has been used in steelmaking irrespective of the specific production method. A prerequisite for the cost-effective use of the basic oxygen furnace (BOF) process on an industrial scale was the availability of the required tonnage of technically pure oxygen, as well as the water-cooled lance technology necessary for introducing the oxygen into the converter.

The first production scale BOF (also called an oxygen converter) was erected in Linz, Austria in 1952 [363, Eurofer 2007].

The BOF process and the electric arc furnace (EAF) have since replaced existing, less energy efficient steelmaking processes such as the Thomas process and the open-hearth process (Siemens-Martin process). In the EU, the last Siemens-Martin ovens were taken out of operation at the end of 1993. The BOF process and the EAF are the only processes being used to produce steel in the EU. The BOF process accounts for two thirds of production and the EAF process accounts for the remaining third (EU-27 in 2006. See also Figure 1.2).

Figure 7.1 shows a BOF at the moment of charging hot metal.

Source: [200, Commission 2001]

Figure 7.1: Basic oxygen furnace at the moment of charging hot metal

7.1 Applied processes and techniques

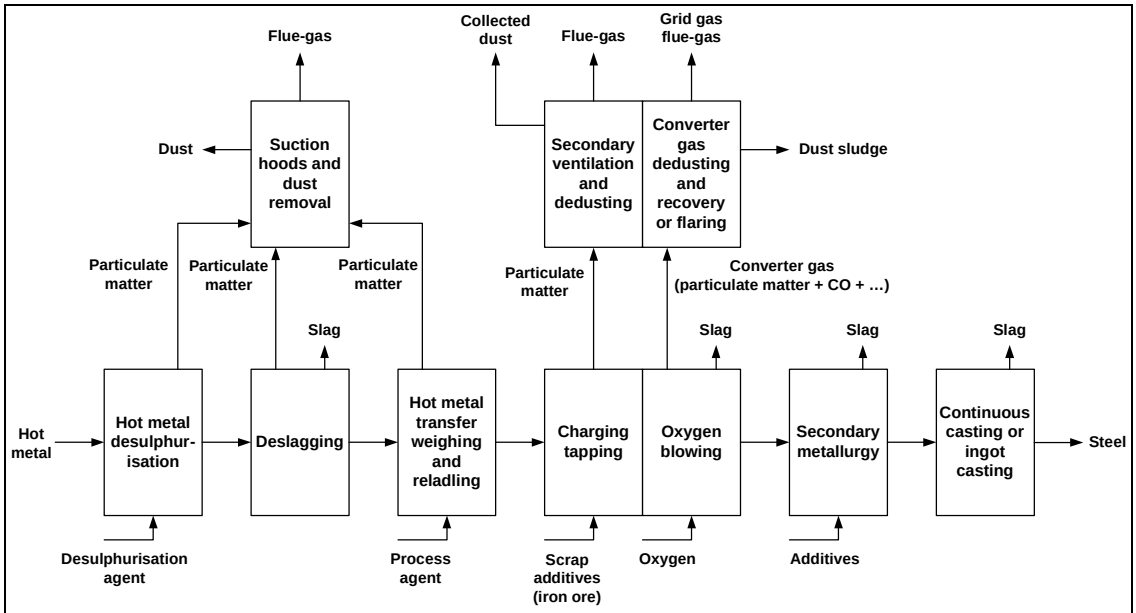
The objective in oxygen steelmaking is to burn (i.e. oxidise) the undesirable impurities contained in the hot metal feedstock. The main elements thus converted into oxides are carbon, silicon, manganese and phosphorus [363, Eurofer 2007]. Sulphur content is mainly reduced during pretreatment of the hot metal. The purpose of this oxidation process, therefore, is:

- to reduce the carbon content to a specified level (from approximately 4 – 5 % to typically 0.01 – 0.4 %)
- to adjust the contents of desirable foreign elements
- to remove undesirable impurities to the greatest possible extent.

The production of steel by the BOF process is a discontinuous process which involves the following steps:

- transfer from the BF and discharge
- pretreatment of hot metal (desulphurisation, deslagging)
- transfer, weighing and reladling
- oxidation in the BOF (decarburisation and oxidation of impurities)
- secondary metallurgical treatment
- casting (continuous or/and ingot).

The individual steps and their associated emissions are summarised in Figure 7.2.



Source: [200, Commission 2001] [365, Eurofer 2007]

Figure 7.2: The sequence of oxygen steelmaking indicating the individual emission sources

7.1.1 Transport and storage of hot metal

Hot metal is supplied from the blast furnace to the steelmaking plant using transfer cars or torpedo ladles. The ladles are lined with corundum, mullite, and bauxite or dolomite brick with an additional insulating interlayer between the steel and the refractory material. The torpedo ladle, a form of hot metal mixer travelling on rails, has become the predominant system. The mixing vessel is supported on either side and can be rotated to discharge its contents. Torpedo ladles are commonly designed with capacities between 100 and 300 tonnes, with the largest units holding

up to 400 tonnes. The design of the torpedo ladle minimises heat loss. The fact that the torpedo ladle doubles as a hot metal mixer eliminates the need for a separate hot metal storage system.

The service life of torpedo ladles in normal use varies between 150 000 and 400 000 tonnes. Desulphurisation in the torpedo ladle shortens its potential utilisation cycle between relinings and requires special care in the selection of refractory materials.

While transporting in an open-top ladle, hot metal is, in some cases, stored in mixers. These are rotatable horizontal steel containers lined with refractory brick. They serve to compensate for production fluctuations of the blast furnace and the steelmaking plant to equalise the chemical composition of individual blast furnace heats, and to ensure homogeneous temperatures. Modern hot metal mixers have capacities of up to 2000 tonnes.

7.1.2 Pretreatment of hot metal

The aim of the pretreatment is to reduce the content of sulphur, phosphorus and silicon in the hot metal [363, Eurofer 2007].

In Europe, only the desulphurisation step is used when preparing hot metal for the BOF process. Dephosphorising and desiliconising the feedstock involves costly and sophisticated process technology which appears unwarranted in the foreseeable future, given current requirements. The use of these processes depends on the raw materials used in the blast furnace and the required steel grade [363, Eurofer 2007].

Improved blast furnace metallurgy and a reduction of sulphur input by coke and other reduction agents have resulted in lower hot metal sulphur levels. Today, specified sulphur concentrations (typically between 0.001 and 0.020 %) for charging in the converter are commonly adjusted in a hot metal desulphurisation facility located at the steel shop. External desulphurisation also implies benefits in terms of environmental protection. With an upstream blast furnace process, these generally include reduced consumption of coke and sinter, lower losses of hot metal and improved quality of the metallurgical slag. That finally results in a decrease of consumption of the refractory linings and oxygen [363, Eurofer 2007].

Desulphurisation agents are mainly calcium carbide but also lime, magnesium, calcium oxide and rarely materials which contain soda ash.

The most widespread hot metal desulphurisation method used in Europe today is that based on calcium carbide, which has superseded the previous soda process for waste disposal and air quality management reasons. The use of a mixture of calcium carbide, magnesium and lime allows the hot metal to be desulphurised to final levels down to 0.0010 %, regardless of the initial sulphur content. Disadvantages lie in the fairly low exhaustion of the desulphurising agent and the need for intense mixing of the desulphurising agent with the hot metal. One specific benefit is that the process gives rise to a crumbly slag which can be easily removed. The use of magnesium in addition to calcium carbide is approximately just as common as the use of calcium carbide alone [363, Eurofer 2007].

Soda desulphurisation with soda ash is a straightforward process due to the low melting temperature and the resulting easy miscibility of the product with the hot metal. Its drawbacks include the low specificity and the need to find a disposal route for the soda slag produced. The sulphur content of these slags varies between 1 and 15 % and their Na_2O content between 5 and 40 %, depending on the process employed. Recycling soda slag within the plant is an impractical proposition because of its high alkalinity. A cost-efficient, alternative recycling method has not been devised to date. When dumped, sodium sulphite decomposes into sodium hydroxide solution and hydrogen sulphide due to the presence of water. The use of soda ash is restricted. Small amounts of soda ash may be utilised to a limited extent during the skimming process.

The desulphurisation process is carried out by a number of different methods and systems. In the more common variants, desulphurisation takes place:

- in the blast furnace launder
- in the pouring stream
- in the transfer ladle, or
- in specially-designed metallurgical vessels.

Known desulphurisation equipment includes the immersion lance, the siphon ladle, rotating and oscillating vessels, and agitating equipment for use in the ladle. Calcium carbide is most commonly used in conjunction with the immersion lance and the stirring method. Magnesium is added in powdered form in a carrier gas via an immersed lance. The desulphurisation process is performed at separate treatment stations.

An example of practice is as follows: a desulphurising agent is blown through a lance into the hot metal with the aid of nitrogen or dried air. The sulphur is bound in the slag, which floats to the top of the hot metal. The slag is then removed in the slag separation unit and the liquid iron is fed from the ladle into the weighing pit. If necessary, process agents are added in these pits. In some cases, a second slag removal is performed here using slag scrapers. Mostly the ladle is weighed by crane balance. After weighing, the hot metal is charged into the converter [363, Eurofer 2007]. The difference between the filled ladle and the empty ladle is the accurate weight of the hot metal filled into the converter.

7.1.3 Oxidation in the basic oxygen furnace

In order to meet the objectives mentioned above, undesired impurities are oxidised with subsequent removal of the off-gas or slag. Table 7.1 lists the main chemical reactions during the oxidation process occurring in the basic oxygen furnace (BOF). Undesirable impurities are removed with the off-gas or the liquid slag. The energy required to raise the temperature and melt the input materials is supplied by the exothermic oxidation reaction, so that no additional heat input is required. On the other hand scrap or ore have to be added to balance heat. In some BOF and combined blowing processes, gaseous hydrocarbons (e.g. natural gas) are injected as tuyère coolants (see Figure 7.4).

Table 7.1: Main chemical reactions taking place during the oxidation process

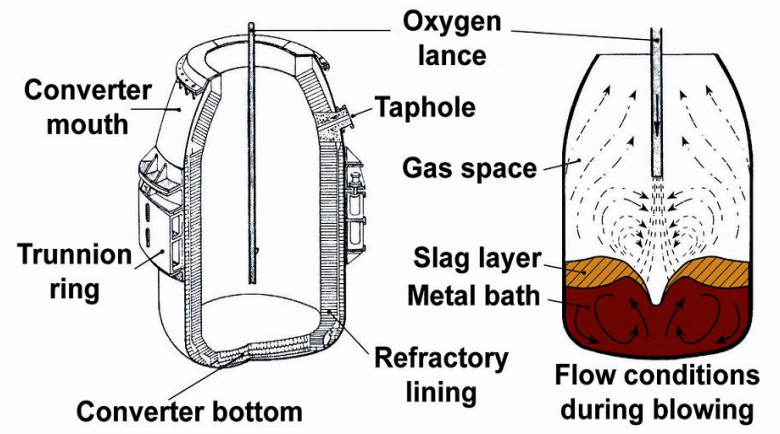
Oxidation process	Chemical reaction
Carbon elimination	[C] + [O] ↔ CO (off-gas)
	[CO] + [O] ↔ CO_2 (off-gas)
Oxidation of accompanying and tramp elements	
- Desiliconisation	[Si] + 2[O] + 2[CaO] ↔ (2CaO • SiO_2)
- Manganese reaction	(Mn] + (O] ↔ (MnO)
- Dephosphorisation	2[P] + 5 [O] + 3 [CaO] ↔ (3CaO • P_2O_5)
Deoxidation	
Removal of residual oxygen through ferro-silicon	[Si] + 2[O] ↔ (SiO_2)
Aluminium reaction	2[Al] + 3[O] ↔ (Al_2O_3)

NB: — [ ] = Dissolved in the hot metal.
— ( ) = Contained in the slag.
Source: [200, Commission 2001] [363, Eurofer 2007].

The operation of a BOF is semi-continuous. A complete cycle consists of the following phases: charging scrap and molten hot metal, oxygen blowing, sampling and temperature recording, and tapping. In modern steelworks, up to 380 tonnes of steel are produced in a 30 – 40 minute cycle.

During the process, a number of additives are used to adapt the steel quality and to form slag. During charging and tapping, the converter is tilted. During oxygen blowing, the converter is placed in an upright position [363, Eurofer 2007].

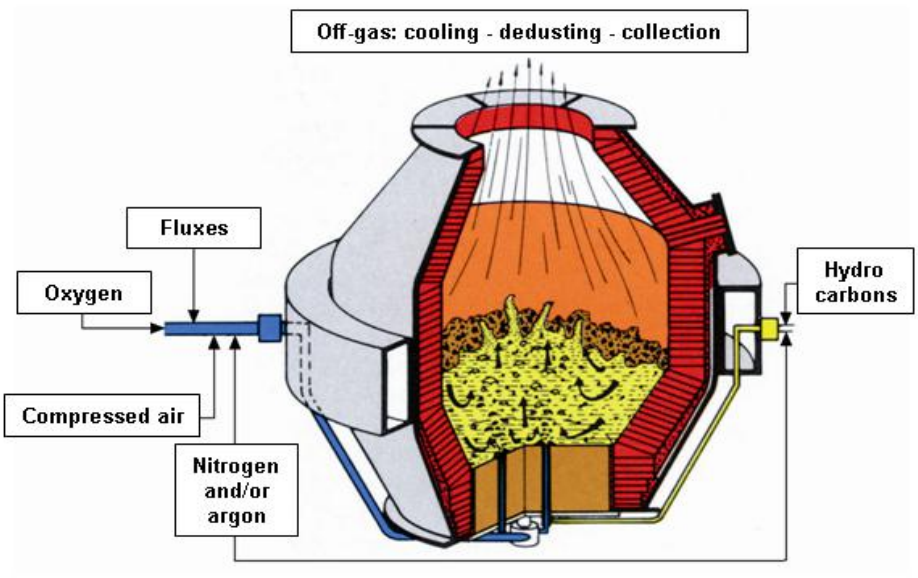
There are several types of reactors used for the basic oxygen steelmaking process. The most commonly used type is the LD converter (Linz-Donawitz) applied for hot metal with a low phosphorus content. The converter is a pear-shaped, refractory-lined reactor into which a water-cooled oxygen lance is lowered. Through this lance, pure oxygen (>99 %) from an air separation plant is blown onto the liquid hot metal (see Figure 7.3) [363, Eurofer 2007].



Source: [312, Dr. Michael Degner et al. 2008]

Figure 7.3: Basic oxygen steelmaking converter

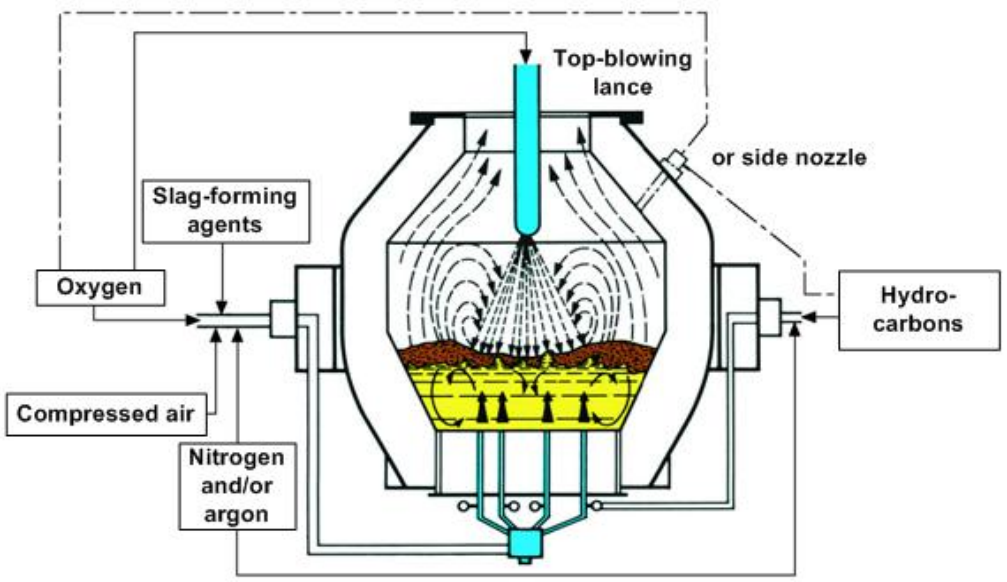
Other types of steelmaking reactors are the oxygen bottom Maxhuette (OBM) process known in the English speaking world as the Q-BOP process (see Figure 7.4) and the Loire-Wendel-Sprunck (LWS) process. These processes differ from the LD converter in that oxygen and fluxes are blown through submerged tuyères in the furnace bottom using hydrocarbons for cooling [19, EC BOF 1995] [312, Dr. Michael Degner et al. 2008] [363, Eurofer 2007].



Source: [312, Dr. Michael Degner et al. 2008]

Figure 7.4: Cutaway model of a OBM (Q-BOP) converter

Combined blowing techniques have also been developed. Where necessary, the LD converter process can be enhanced by 'bottom stirring' with argon gas (Ar) or nitrogen (N_2) through porous bricks in the bottom lining in certain phases of the process. The most frequent types are the lance bubbling equilibrium (LBE) process and the Thyssen blowing metallurgy (TBM) process. An example of the latter is shown in the schematic of a combined blowing converter system with top-blowing in Figure 7.5. Alternatively, bottom tuyères may be used to inject pure oxygen or other gases during the blowing processes such as the lance tuyère equilibrium (LTE) or the LD-HC technique. These combined blowing techniques produce a more intensive circulation of the molten steel and improve the reaction between the oxygen and the molten metal [363, Eurofer 2007].



Source: [312, Dr. Michael Degner et al. 2008]

Figure 7.5: Schematic of a combined blowing converter system with top-blowing

Table 7.2 gives an overview of number of oxygen converters in use in the EU, arranged by process types. Obviously the LD process is the dominant one.

Table 7.2: Types, number and rated capacities of basic oxygen furnaces (oxygen converters) in operation in the EU

Process	Numbers		Rated capacity (kt/yr)	
Year	**1997**	**2004**	**1997**	**2004**
LD	17	5	12400	5400
LD with bottom stirring	44	36	64960	54300
LBE	22	10	27550	12700
OBM	5		2780	
KOBM	1		2200	
EOF	1		400	
TBM		5		10200
LWS	2	2	2900	2200
LET		2		4400
Total	92	60	113190	89200
Source: [200, Commission 2001] [363, Eurofer 2007] [365, Eurofer 2007].				

The amount of oxygen consumed depends on the composition of the hot metal (i.e. C, Si, P content).

Progress of the steelmaking process is measured by taking samples of the molten metal. In modern plants, sampling is performed without interrupting the oxygen blowing using a sub-lance. The same result is obtained by standardising the process procedures and/or by using adequate dynamic modelling and monitoring. Those practices sustain quality, productivity and reduce fume emissions during former converter tilting. When the steel quality meets the demands, the oxygen blowing is stopped and the crude steel is tapped from the converter into a ladle. The molten steel is then transported, after secondary metallurgy, to the casting machine.

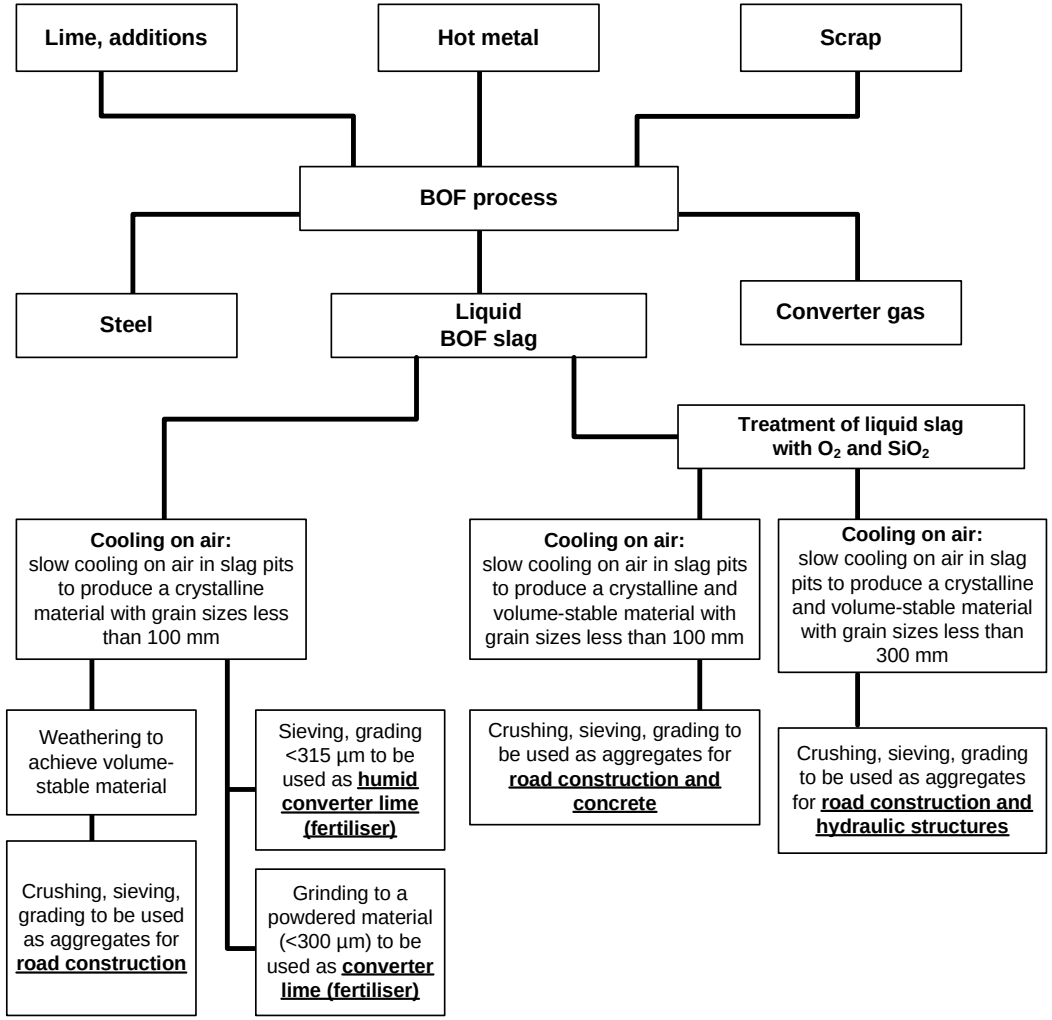
The oxidising reactions are exothermic thus increasing the temperature of the molten iron. Scrap, iron ore or other coolants are added to cool down the reaction and maintain the temperature at approximately 1600 – 1700 °C. Usually, approximately 190 kg/t LS is scrap, but values of 300 kg/t LS and even higher are sometimes reached. The amount of scrap charged depends on the pretreatment given to the hot metal and the required liquid steel tapping temperature [145, UBA Comments 1997]. Variations in the market value of scrap and the required steel specifications also have an influence [363, Eurofer 2007].

The gases produced during oxygen blowing (converter gas) contain large amounts of carbon monoxide. In most steelmaking plants, measures have been taken to recover the converter gas and use it as an energy source. Open combustion systems introduce air into the converter flue-gas duct, thus partially or fully combusting the carbon monoxide. In the suppressed combustion system, a skirt is lowered over the converter mouth during oxygen blowing. Thus, ambient oxygen cannot enter the flue-gas duct and the combustion of carbon monoxide is prevented. The CO-rich flue-gas can be collected, cleaned and buffered for subsequent use as fuel. A main advantage of suppressed combustion is the smaller flue-gas flow since no combustion occurs and no additional air-nitrogen is introduced. This results in higher productivity since oxygen blowing speed can be increased. Both ‘open combustion’ and ‘suppressed combustion‘’ systems are in use. The heat generated in open combustion is usually recovered in a waste heat boiler [363, Eurofer 2007].

The oxygen steelmaking process also generates considerable quantities of dust during the charging of scrap and hot metal, blowing, and during the tapping of slag and liquid steel. All steelmaking shops in the EU have taken measures to reduce dust emissions.

During the steelmaking process, BOF slag is formed. Slag control is intended to adjust the composition of the hot metal and to generate slag of a desired quality [363, Eurofer 2007]. During slag production and after cooling, several measures are taken depending on the market conditions to influence the quality of the BOF slag (see Figure 7.6). Usually the crystalline slag is crushed and sieved which is part of the production process. Slag can also be treated when still liquid just after having been generated by adding silicium in order to produce very high quality aggregates. Phosphates may also be added to produce agricultural soil conditioner. The technical and chemical properties of the slag make it suitable for applications in civil and hydraulic engineering as well as in agriculture [363, Eurofer 2007]. Sometimes the slag is disposed of in landfills.

Process stages	Measures to influence the quality	Influenced properties
Raw material preparation	Selection, arrangement and pretreatment of raw materials relating to the chemical composition of the BOF slag	Chemical composition, e.g.: CaO, SiO_2, P_2O_5, FeOX, MgO, trace elements
Melting process	Selection of appropriate process conditions (O_2 rate, lime and scrap rate)	Temperature, composition of products (e.g. FeO, CaO_{free}), volume stability
Heat treatment	Controlled cooling	Structure, porosity, strength, grain size distribution
Processing	Crushing, sieving, grading, grinding	Grain size shape and grain size distribution



Source: [116, Rentz et al. 1996] [174, Euroslag 2006] [345, n.n. 2002] [363, Eurofer 2007]

Figure 7.6: Treatments of BOF slag

7.1.4 Secondary metallurgy

The oxidising process in the converter is usually followed by post-treatment including a number of diverse metallurgical operations. Referred to as ‘secondary metallurgy’, this treatment was developed in response to ever increasing quality requirements and has led to substantial productivity increases by shifting the burden of metallurgical refining processes away from the converter. The main objectives of secondary metallurgy are:

- mixing and homogenising
- adjustment of chemical compositions to close analysis tolerances
- temperature adjustment in time for the downstream casting process
- deoxidation
- removal of undesirable gases such as hydrogen and nitrogen
- improvement of the oxidic purity by separating non-metallic inclusions.

An overview of secondary metallurgy operations is given in Figure 7.7. These steps are performed in the ladle or ladle furnace, in a vacuum system, or in specially-designed furnaces.

An important step in secondary metallurgy is vacuum treatment. This mainly serves to remove gaseous hydrogen, oxygen, nitrogen or residual carbon concentrations from the steel at a vacuum below 0.5 mbar (50 Pa). Today, vacuum treatment operations include the precision decarburisation and deoxidation of unalloyed steels, the decarburisation of chromium-alloy grades, the removal of sulphur and inclusions, as well as various alloying, homogenisation, temperature management and reoxidation prevention steps. Using vacuum treatment, the mass content of hydrogen and carbon can be lowered to contents of between 0.0002 and 0.0020 %, respectively. Vacuum metallurgy has given us steels of improved purity, lower gas content, and tighter alloying tolerances [172, Fandrich et al. 2008].

The following vacuum treatment methods are used:

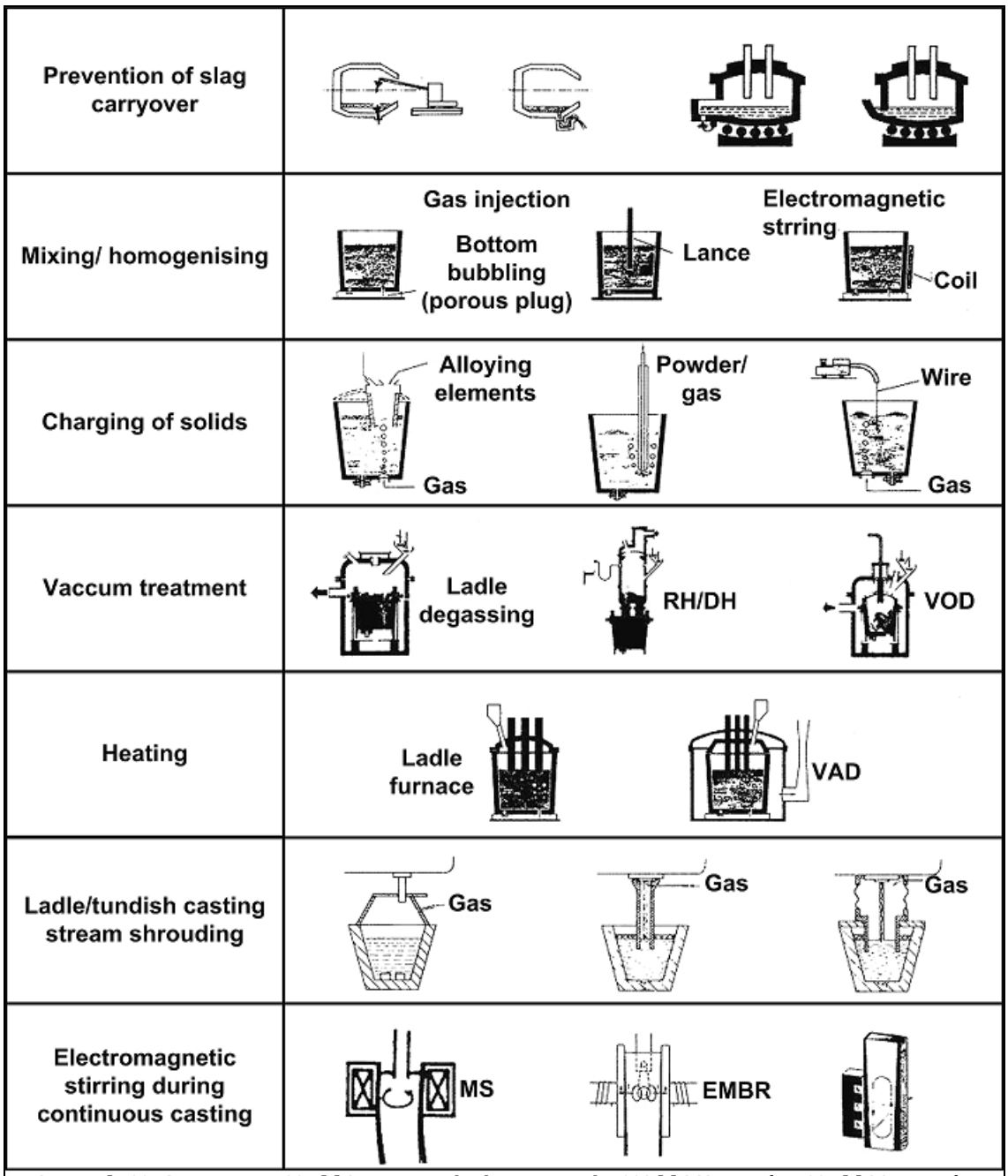
- ladle stand or tank degassing and
- recirculating degassing.

Of these, recirculating degassing is the most common process today, although ladle stand degassing is coming back into widespread use.

In ladle degassing the ladle which contains the oxidised metal is placed in a vacuumised container. An input of agitation energy ensures higher reaction speeds and reduces the final concentration of undesirable bath constituents. This agitation may be accomplished by injecting argon through one or more porous plugs in the ladle bottom by homogenising the melt via a lance or by an inductive stirring process. In case of a tank degasser, it is also possible to noticeably decrease nitrogen and to reach very low levels of sulphur (lower than 10 ppm) thanks to a very strong stirring between slag and metal.

Depending on individual requirements, it is possible to adjust the temperature of the melt at this stage by applying an appropriate combination of:

1. adding high-purity scrap (cooling scrap) to cool the melts
2. adding aluminium and blowing oxygen to raise the temperature
3. electrical heating by graphite electrodes [363, Eurofer 2007].



Source: [200, Commission 2001] [312, Dr. Michael Degner et al. 2008] [363, Eurofer 2007] [365, Eurofer 2007]

Figure 7.7: Overview of secondary metallurgy operations and cleaning during tapping

NB: VOD is an operation used for the production of stainless steel (see Chapter 8)

Alloying agents are also added to the melt to obtain a precision adjustment of steel composition (e.g. Fe/Ni, Fe/Mo, Fe/Mn, Fe/Cr). These alloys are in solid form or enclosed in a hollow wire which is unwound from a real system, or else by powder injection via lances. Before the end of the stirring cycle, the oxygen level may be determined with the aid of a special probe and adjusted by adding deoxidants. Throughout the stirring process, the dust/gas mixture rising up from the ladle is drawn off by a movable fume hood [275, Kobelco 2005] [363, Eurofer 2007].

In recirculating degassing, the molten metal is vacuum treated continuously or in separate portions. Depending on the process design, a distinction is made between DH (Dortmund-Hörder)-type vacuum lift degassing and RH (Ruhrstahl-Heraeus)-type vacuum recirculating degassing.

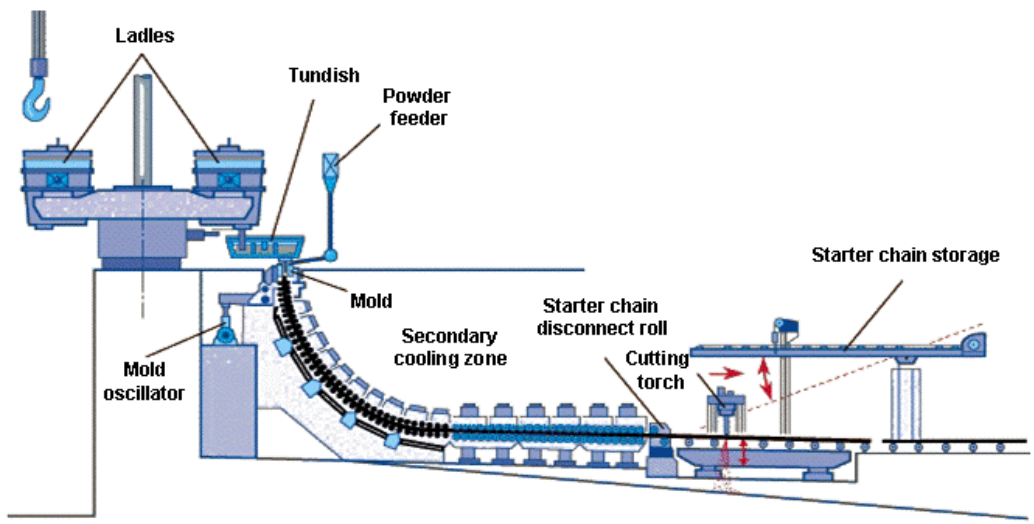
7.1.5 Casting

Once the final steel quality has been achieved, the steel is conveyed in a casting ladle to the casting machines. Some years ago, the standard method was to pour the molten steel into permanent moulds (permanent mould or ingot casting) by a discontinuous process. Today, the method of choice is continuous casting, whereby the steel is cast in a continuous strand (i.e. slabs of different sizes, thin strip).

7.1.5.1 Continuous casting

[373, Eurofer 2007]

Figure 7.8 shows the schematic diagram of a continuous casting plant.



Source: [175, Eurofer 2009] [200, Commission 2001]

Figure 7.8: Scheme of a continuous casting plant with a soaking furnace and a rolling mill with hot charging

Continuous casting offers several important benefits in comparison with ingot casting: [363, Eurofer 2007]

- energy savings, reduced emissions and reduced water utilisation due to the elimination of slabbing mills and billet mills
- improved working conditions
- high yield rates, in excess of 95 %
- high productivity.

Since continuous casting was first introduced on an industrial scale in the late 1960s, its share in overall EU steel output has risen to approximately 97 %. Worldwide, about 90 % of all steel is now cast by the continuous method. Apart from the traditional ingot casting process, continuous casters have also replaced the blooming-slabbing and semifinishing operations of conventional hot rolling mills. Today, almost all steel grades for rolled products can be handled by the continuous casting route, since the necessary preconditions such as deoxidation and degassing are provided by modern secondary metallurgy.

Various types of continuous casters exist and are referred to as vertical type, bending-and-straightening type, bow type and oval bow type machines, depending on their configuration.

The liquid steel is poured from the converter into a ladle which transports the steel after secondary metallurgy to the 'tundish' of the continuous casting machine (CCM). This is an intermediate ladle with a controllable outlet. The ladles are preheated prior to accepting a liquid steel charge in order to avoid temperature stratification in the tundish.

When the liquid steel has reached the desired temperature, it is poured into the tundish. From here, it passes to a short water-cooled copper mould where no air is present and which performs oscillating up and down movements to prevent the steel from sticking. The mould gives the metal the desired shape. Continuous casting is a process which enables the casting of one or a sequence of ladles of liquid steel into a continuous strand of billet, bloom, slab, beam blank or strip. Mould lubricant is added in powder form or vegetable oil. When the metal leaves the casting mould, a 'skin' of solidified steel has formed and a large number of trundles (the 'pinch-roll') guide the cast steel with a gentle curve toward a horizontal position. Here, the endless casting is cut in pieces with a torch cutter. Slabs, blooms and billets are cast in this way.

In the case of non-self-supporting sections, the red-hot strand, with its solidified surface zone, moves through a number of driven and undriven roll pairs which support its shell against ferrostatic pressure. As the core is still liquid, it is sprayed carefully with water and cooled until fully solidified (secondary cooling). This process prevents cracks in the strand surface zone, which is still fairly thin, and also protects the rolls from overheating. The supporting, conveying and driving elements are commonly equipped with idler-roller with interior and exterior cooling. In the secondary cooling zone, interior roll cooling becomes dispensable as soon as the temperature is reduced sufficiently by the water spray. A number of bearings are connected to an automatic grease-lubricating system. Once the strand has fully solidified, it can be cut to size by cutting torches moving with the strand or by shears. The rapid cooling process gives the steel a uniform solidification microstructure with favourable technological properties. The solidification microstructure of the strand can be influenced by downstream air or water cooling.

The shape of the strand is determined by the mould geometry. Current mould types include rectangular, square, round or polygonal sections. For the production of steel shapes, it is possible to use moulds resembling the approximate cross-section of the intended product. Typical strand dimensions in continuous casting vary between 80 × 80 mm and about 310 × 310 mm, 600 mm (round) in billet and 450 × 650 mm in bloom systems, while slab casters produce sizes of up to 350 mm in thickness and up to 2720 mm in width. Billet casters can handle several (currently up to eight) strands at the same time, while the number of strands in slab casting is limited to two.

7.1.5.2 Near net shape casting

Since the end of the 1980s, continuous casting has been developed for the manufacturing of flat products. These route can be summarised under the heading 'near net shape casting' which includes thin slab casting, near net shape strip casting also known as direct strip casting (DSC) and thin strip casting. There is actually an installed capacity of about 7 million tonnes of these processes in the EU. The thin strip casting shortens the process from liquid steel to hot rolled sheet, therefore reducing the overall energy demand and increasing material efficiency but requires other secondary metallurgical steps. Typical dimensions for thin slab casting vary between sizes of 15 and 50 mm in thickness. Near net shape strip casting leads to a strand thickness of below 15 mm and thin strip casting to less than 5 mm [312, Dr. Michael Degner et al. 2008].

This process is further discussed in this BREF but it is also included in the Ferrous Metals Processing Industry BREF [188, European Commission 2001]. The decision to build a thin strip casting highly depends on local conditions and the required product quality. In case near net shape strip casting is used, it should be taken into account that special secondary metallurgical steps are needed and therefore the emissions and energy consumption for these treatments in relation to LS production could be higher compared with other processes [363, Eurofer 2007].

Scale formation during this type of casting is typically higher than in conventional casting [384, Max-Planck-Institut et al. 2002].

7.1.5.3 Ingot casting

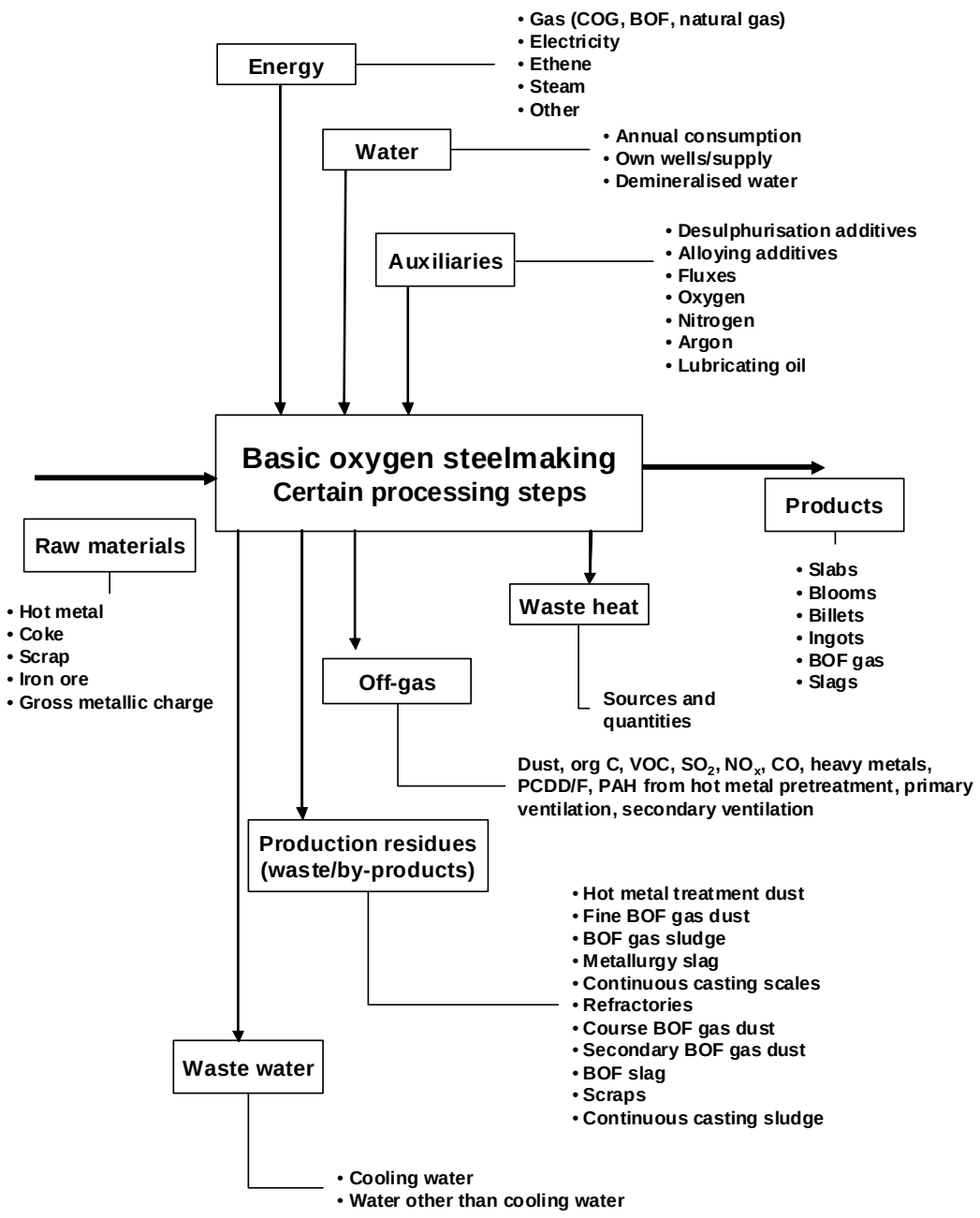
In ingot casting, the liquid steel is cast into casting moulds. Depending on the desired surface quality, degassing agents (such as NaF) can be added during casting in the ingot mould. After cooling, the ingots are taken out of the casting mould and transported to the rolling mills. Subsequently, after preheating, the ingots are rolled into slabs, blooms or billets. In many places, ingot casting has been replaced by continuous casting. In 2004, 3 % of steelmaking of the EU-15 was produced as ingot casting. For the new Member States (EU-10), this percentage is about 4.2 %. It is expected that ingot casting will eventually be almost completely replaced by continuous casting except in the case of those products which require ingot casting to achieve the necessary quality, such as producing heavy weights for forging [363, Eurofer 2007].

Ingot casting in EAF is also still applied for some grades and applications.

7.2 Current emission and consumption levels

7.2.1 Mass stream overview and input/output data

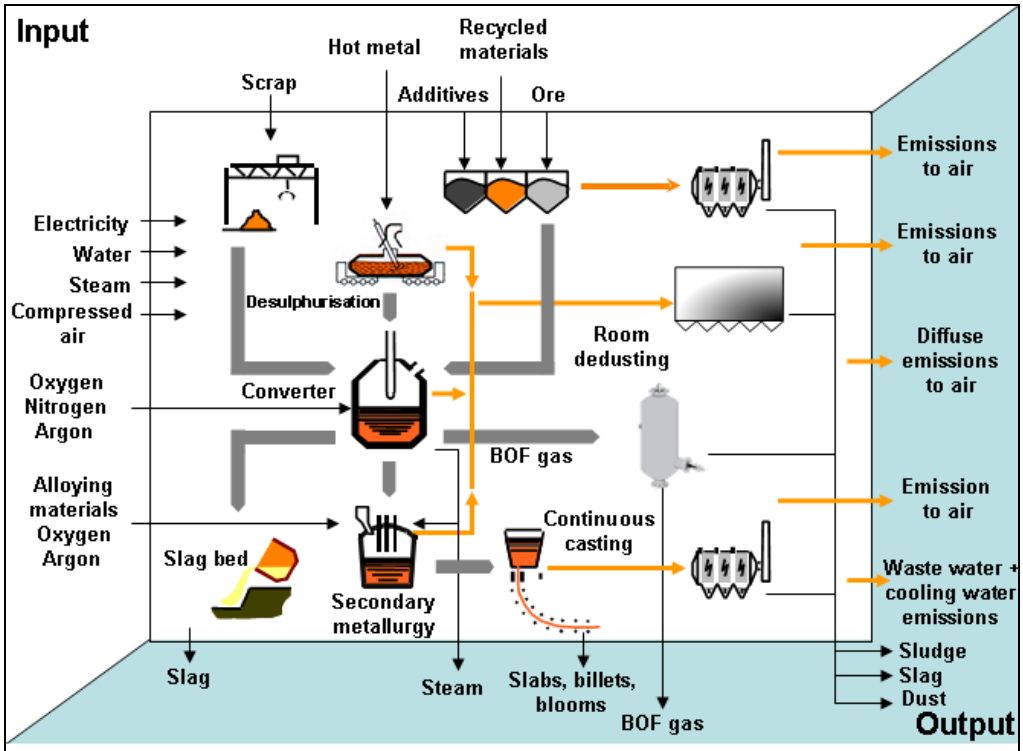
Figure 7.9 provides an overview of the input and output mass streams of basic oxygen steelmaking. This overview may be used for the collection of data from a single oxygen steelmaking plant.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 7.9: Mass stream overview of a basic oxygen steelmaking plant

Figure 7.10 presents the general process layout of basic oxygen steelmaking and presents a visualisation of the input and output mass streams.



Source: [200, Commission 2001] [365, Eurofer 2007]

Figure 7.10: General process layout of basic oxygen steelmaking indicating the individual operations and the input and output mass streams

Specific input factors and specific emission factors have been determined for the basic oxygen furnaces. Values for these factors are shown in Table 7.3 from basic oxygen steelmaking plants located in different EU Member States.

Table 7.3: Input/output-data from 21 existing basic oxygen steelmaking plants in different EU Member States

Input		
Raw materials		
Hot metal (2)	kg/t LS	788 – 931
Scrap	kg/t LS	101 – 340
Iron ore	kg/t LS	0.02 – 19.4
Other Fe material	kg/t LS	0 – 60
Coke	kg/t LS	0 – 0.4
Lime	kg/t LS	30 – 67
Dolomite	kg/t LS	0 – 28.4
Alloys (5)	kg/t LS	1.3 – 33
Gases		
Oxygen	m^3/t LS	49.5 – 70
Argon	m^3/t LS	0.55 – 1.1
Nitrogen	m^3/t LS	2.3 – 18.2
Energy (9)		
Natural gas	MJ/t LS	44 – 730
Electricity	MJ/t LS	35 – 216
COG	MJ/t LS	0 – 800
BF gas	m^3/t LS	1.84 – 17.6
Overall steam	MJ/t LS	13 – 150
Compressed air	Nm^3/t LS	8 – 26
Water	m^3/t LS	0.8 – 41.7

Output		
Products (1)	kg/t LS	1000.0
Slabs (3)		
Blooms		
Billets		
Ingots		
Foundry		
Energy		
BOF gas	MJ/t LS	(0 (4)) 350 – 700
Steam (6)	MJ/t LS	(0) 124 – 335
Emissions		
Dust (7), (8)	g/t LS	14 – 143
Cr (7)	g/t LS	0.01 – 0.075
Fe	g/t LS	45.15
Cu (7)	g/t LS	<0.01 – 2.72
Pb (7)	g/t LS	0.17 – 0.98
Mn (7)	g/t LS	0.3 – 1.56
NO_x	g/t LS	8.2 – 55 (100)
CO (10)	g/t LS	393 – 7200 (18 000)
CO_2 (11)	kg/t LS	22.6 – 174
PAH (12)	mg/t LS	10
PCDD/F	µg I-TEQ/t LS	0.043 – 0.094
Production residues (waste/by-products)		
Slag from desulphurisation	kg/t LS	3 – 40
BOF slag	kg/t LS	85 – 165
Slag from secondary metallurgy	kg/t LS	9 – 15
Spittings	kg/t LS	2.8 – 15
Dusts	kg/t LS	0.75 – 24
Slag from continuous casting	kg/t LS	4 – 5.7
Mill scale	kg/t LS	2.3 – 7.7
Rubble	kg/t LS	0.05 – 6.4
Waste water	m^3/t LS	0.3 – 6

(1) Sum of products (slabs, blooms, billets or ingots). Some BOF plants operate slab caster in combination with bloom, billet or ingot caster. The output is normalised to 1000 per plant.
(2) A distinction can be drawn between high phosphorus (1.5 – 2.2 % P) and low phosphorus hot metal (0.08 – 0.25 % P).
(3) Slabs are the most common product obtained from the BOF route. Long products such as billet and blooms are very often produced from EAFs.
(4) Zero in the case of non-recovery of BOF gas.
(5) Important alloying additions are: Fe-Ti, Fe-W, Fe-Ni, Fe-V, Fe-Si and Fe-Mo.
(6) High value in the case of non-suppressed combustion and heat recovery from flue-gases in the form of steam and hot water; zero in the case of the quantitative recovery of BOF gas without any heat recovery (no steam generation).
(7) Higher value in the case of less sufficient secondary dedusting.
(8) Information on PM_{10} and $PM_{2.5}$ are generally not available today.
(9) The wide range of energy inputs shows the variety of energy management at different sites.
(10) The wide range reported is due to the different kinds of gas utilisation.
Information about the determination of the data like sampling methods, analysis methods, time intervals, computation methods and reference conditions is not sufficiently available. Data in the table are yearly mean values and refer to 2004. Emission data reflect the situation after abatement and include primary and secondary ventilation.
(11) High value in the case of partial to full combustion of the BOF gas – indicative value. Emissions also depend on energy input and individual energy and material.
(12) PAH as Borneff 6; data available from one plant only.

NB: — LS = liquid steel (crude steel).
— Values between brackets represent special conditions or abnormal situations. They are not considered representative of BOF operation.

Source: [200, Commission 2001] [234, Poland 2007] [359, Netherlands 2007] [363, Eurofer 2007] [365, Eurofer 2007] [372, Czech TWG member 2008].

7.2.2 Environmental issues for basic oxygen steelmaking

The basic oxygen steelmaking process is a source of primarily dust and solid wastes/by-products and waste water. When abatement techniques are applied to reduce emissions, cross-media effects occur. Generally, the Sections 7.2.2.1 to 7.2.2.4 below describe the most relevant environmental issues in the oxygen steelmaking process [363, Eurofer 2007].

7.2.2.1 Emissions to Air

The ducted emissions to air from all of the below mentioned processes/emission sources have been summarised in Table 7.3 in the previous section.

Table 7.4 shows some other air pollutants not appearing in Table 7.3.

Table 7.4: Other air pollutants

Air pollutant	Emissions (mg/t LS)
SO_x	3790 – 13400
HF	116 – 760
CH_4	215
Cd	200 – 2316
Ni	572 – 2316
Zn	66154
NB: Values correspond to two EU installations. *Source:* [234, Poland 2007].	

Depending on the quality of the scrap used various other organic pollutants such as PCB and chlorobenzenes resulting from the thermal degradation of organic materials (oils, paints, lubricants or plastics) may be present in the emissions from the charging of scrap. No data on the emissions of these pollutants are available. Appropriate screenings of these emissions as well as a balance of the toxics detected might be highly advisable.

Following the material flow, emissions to air occur from the following process stages.

Hot metal pretreatment
- reladling and deslagging
- hot metal desulphurisation

BOF operations:
- BOF charging
- BOF oxygen blowing (converter gas or BOF gas generation)
- tapping of liquid steel and slag from BOF (converters)

Secondary metallurgy:
- tapping operations (i.e. ladles, ladle furnaces, converters and other equipment used in secondary metallurgy)
- degassing
- refractory preheating (ladle, tundish, degasser)
- handling of additives

Casting
- ingot or continuous casting

Diffuse emissions

- diffuse emissions occur from all the above-mentioned processes whenever off-gases are not fully captured.

Usually the BOF gas (converter gas) is referred to as primary off-gas. The subsequent extraction and dedusting is indicated as a primary dedusting system. The emissions from all other sources related to the aforementioned BOF steelmaking processes are usually referred to as secondary off-gases and being dedusted by the secondary dedusting system. Sometimes the emissions from the hot metal pretreatment are extracted and treated separately. Usually they are part of the secondary dedusting system.

7.2.2.1.1 Emissions from hot metal pretreatment

During reladling, desulphurisation and deslagging, emissions of dust occur. The exhaust air generated in the desulphurisation process, subsequent slag separation and weighing is laden with up to 10000 mg/Nm^3 or 1000 g/t steel of dust [19, EC BOF 1995] [76, Koeller 1995]. An efficient collection of the emissions from hot metal pretreatment can be obtained during these processes applying appropriate hoods and doghouses. The off-gas is subsequently cleaned by means of wet scrubbers or any other dedusting systems with the same removal efficiency such as bag filters or ESPs (secondary or separate dedusting systems) [363, Eurofer 2007].

When the dust is efficiently extracted and subsequently led through a bag filter (or an ESP), emissions of less than 10 mg/Nm^3 (around 1 g/t LS) can be achieved.

In some cases, calcium carbide has been employed in the desulphurisation process. Where water has been used for cooling purposes in order to prevent dust emissions, severe odour problems have been observed. The reason for this was the formation of H_2S and organic sulphides which were probably formed by sulphur and residual carbide. By the use of calcium oxide instead of calcium carbide, the slag can be cooled in the air with significantly fewer odour problems.

In one plant, SO_2 emissions have been monitored continuously. In 2006 daily average emission values of SO_2 are in the range of 20 – 100 mg/Nm^3 (see Abbildung 7.21). About 85 % of the half-hour average SO_2 values are below 100 mg/Nm^3 (reference period 1/2007 – 5/2007); however, single values are significantly higher (up to 340 mg/Nm^3) [277, Wiesenberger 2007].

7.2.2.1.2 Emissions from BOF operations

Emissions from BOF operation occur during:

- BOF charging
- BOF oxygen blowing.
- slopping during oxygen blowing
- tapping of liquid steel and slag from BOF (converters).

The emissions from charging, blowing and slopping during the blowing of the BOF (converter) and the tapping of liquid steel and slag are of major relevance and are described in more detail here.

Secondary ventilation and dedusting systems at BOF operations:
Dust is emitted during all of the above-mentioned processes as the charging of scrap and hot metal, oxygen blowing and during the tapping from the BOF. During charging or tapping operations, the converter is tilted. A ‘secondary ventilation’ and dedusting system, is often installed to abate the dust emissions that occur. The secondary ventilation system usually consists of a canopy hood just above the converter in a tilted position and a doghouse around the remaining 3/4

of the converter. During blowing, the secondary system extracts most of the emissions that are not captured by the primary ventilation system. Subsequent treatment of the evacuated gases is usually performed by means of a bag filter or an ESP.

Primary ventilation and dedusting systems at BOF operations

During oxygen blowing, converter gas is released from the converter. This gas contains carbon monoxide (CO) and large amounts of dust (mainly consisting of metal oxides, including heavy metals), relatively small amounts of sulphur oxides (SO_2) and nitrogen oxides (NO_x). In addition, very small amounts of PCDD/F and PAH are emitted (see Table 7.3 in the previous section).

Generally, two systems can be used to recover energy from the converter gas:

- partial/full combustion
- suppressed combustion.

In the full (or open) combustion system, the process gas from the converter furnace is combusted in the flue-gas duct. An opening between the converter furnace and the primary (or converter gas) ventilation allows the entrance of ambient air and thus allows for a partial or full combustion of the converter gas. In this case, the process gas contains approximately 15 – 20 kg dust per tonne of liquid steel and approximately 7 kg carbon monoxide per tonne of liquid steel. Energy is recovered by using the sensible heat in a waste heat boiler. Note that open combustion systems have a large flow (500 – 1000 Nm^3/t LS) compared to suppressed combustion systems (50 – 100 Nm^3/t LS). This is due to the introduction of air into the BOF gas (converter gas) duct.

When suppressed combustion is applied, a retractable water-cooled skirt is lowered over the mouth of the converter. In this way, carbon monoxide combustion in the flue-gas duct is suppressed and the carbon monoxide can be recovered. The absence of nitrogen (given that air is excluded) means higher oxygen blowing speeds are possible and thus process time is reduced.

The chosen type of recovery influences the emissions.

Table 7.5: Composition and characteristics of BOF gas

Parameter	Unit	Average value ([1])	Variation range
Composition			
CO	vol-%	72.5	55 – 80
H_2	vol-%	3.3	2 – 10
CO_2	vol-%	16.2	10 – 18
N_2 + Ar	vol-%	8.0	8 – 26
Characteristic			
Density	kg/Nm³	1.33	1.32 – 1.38
Lower calorific value	kJ/Nm³	9580	7 100 – 10 100
Theoretical flame temperature	°C	2079 ([2])	
Specific air demand (wet)	Nm³/Nm³	1.81	1.34 – 1.90
Specific off-gas quantity (wet)	Nm³/Nm³	2.43	

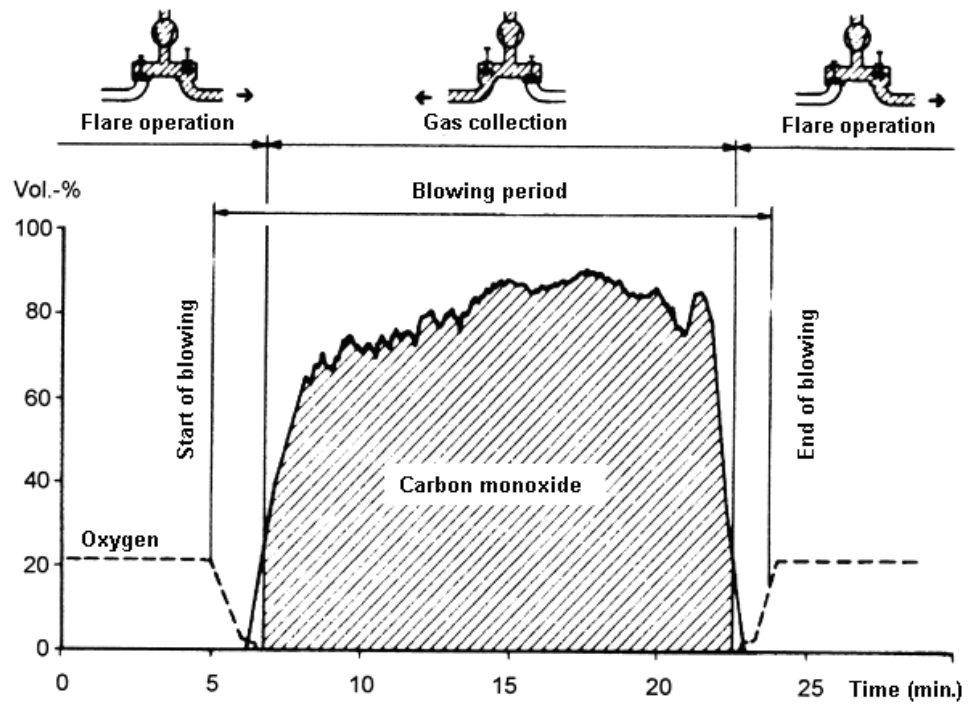
([1]) Combustion gas figures refer to conditions downstream of the gasholder at a temperature of 15 ºC, a gauge pressure of 60 mbar, barometer level 1013 Pa and a humidity of 100 %.

([2]) With total humidity and 0 ºC.

Source: [200, Commission 2001].

BOF gas (converter gas) must be classified as a lean gas in terms of its calorific value and Wobbe index, but belongs to the group of rich gases when considered in terms of its combustion properties (and particularly, its combustion temperature). The composition of the converter gas varies with the process used, the recovery method and, specifically, the oxygen volume (see Table 7.5).

Figure 7.11 shows the BOF gas collection in the case of suppressed combustion. It illustrates how the CO content of BOF gas, which is a key parameter for the utilisation, changes with time. On account of its low CO content and for safety reasons, the BOF gas generated during the start and the end of blowing (a few minutes each) is not collected but flared after dedusting [363, Eurofer 2007].



Source: [200, Commission 2001]

Figure 7.11: BOF gas collection in the case of suppressed combustion

Dust is usually removed from BOF gas by means of venturi scrubbers but also by dry or wet electrostatic precipitators. When suppressed combustion is employed, the venturi scrubbers may achieve a dust concentration of 5 – 10 mg/Nm^3 in the grid gas (higher concentrations up to 50 mg/Nm^3 are also possible amongst others depending on the particulate size distribution). This corresponds to 1 g/t LS. The iron content of the dust recovered is 42 – 75 %. The dust in the grid gas is emitted at the site of incineration of the grid gas [363, Eurofer 2007]. Before and after blowing, the comparatively small amount of collected off-gas flow is flared off as shown in Figure 7.11 and Abbildung 7.23.

When full combustion is employed, dust emissions to the atmosphere are in the range of 25 – 100 mg/Nm^3 after treatment. As a result of the much higher flue-gas flow of open combustion systems, this figure corresponds to dust emissions of up to 180 g/t LS. Table 7.6 summarises the emissions to air from a BOF with suppressed combustion after abatement, if there is no other indication.

Note that gradations between suppressed and full combustion exist; some plants employ full combustion while other plants employ partially suppressed combustion and other plants still fully suppress BOF gas combustion. In some cases, the BOF gas is not recovered but flared. However, suppressed combustion and subsequent BOF gas recovery is the most common process. In the case of suppressed combustion a large gas tank is required for a continuous use with controlled BOF gas quality. There also has to be local use of the recovered gas. The absence of

the aforementioned prerequisites explains why there are still some basic oxygen steelmaking plants in the EU without BOF gas recovery [363, Eurofer 2007].

Table 7.6: Specific emission values to air from a basic oxygen furnace with suppressed combustion after abatement, if there is no other indication

Component		Specific emission value	Unit
Flow of primary (BOF gas) ventilation	Flow of primary (BOF gas) ventilation	65 000 – 300 000	Nm^3/h
	Full combustion	500 – 1000	Nm^3/t LS
	Suppressed combustion	50 – 120	Nm^3/t LS
Dust from oxygen blowing	Unabated	15 – 20	kg/t LS
	After primary (BOF gas) dedusting	0.3 – 55	g/t LS
	Filtered dust/sludge	12 – 23	kg/t LS
Flow of secondary ventilation		1300 – 4800	Nm^3/t LS
		300 000 – 3 441 000	Nm^3/h
Dust from charging and tapping	Unabated	200 – 1 000	g/t LS
	After secondary dedusting	2 – 60	
	Not caught by enclosure	8 – 120	
Dust from secondary dedusting	Filtered dust/sludge	0.1 – 1.2	kg/t LS
(Heavy) metals	Al	0.60 – 0.68	g/t LS
	As	0.00 – 0.02	
	Cd	0.07 – 0.20	
	Cr	0.00 – 0.04	
	Cu	0.04	
	Fe	2.8 – 83	
	Hg	0.00 – 0.02	
	Mg	1.45 – 2.40	
	Mn	2.7 – 60	
	Pb	1.5 – 2.9	
	Zn	8.2	
Sulphur oxides (SO_2)		0.4 – 5.5	g/t LS
Nitrogen oxides (NO_x)		5.0 – 20	g/t LS
Carbon monoxide (CO)		7.0 – 16	kg/t LS
Hydrogen fluoride (*)		0.008 – 0.01	g/t LS
PAH (Borneff 6)		0.08 – 0.16	mg/t LS
PCDD/F		<0.001 – 0.11	µg I-TEQ/t LS

(*) Whenever fluorspar (CaF_2) is added as a flux in hot metal desulphurisation, emissions of fluorides may be much higher.

NB: LS = (Crude) Liquid steel.

Source: [65, InfoMil 1997] [365, Eurofer 2007] [372, Czech TWG member 2008].

The lance hole is an important aspect in dust emissions. As the oxygen lance needs to be retractable, dust in the flue-gas duct may escape through the lance hole reaching the building atmosphere. The shielding and blowing of steam or inert gas can prevent these emissions. PAH emissions can be reduced by using tar-free refractories.

7.2.2.1.3 Other emission sources in the BOF process including secondary metallurgy and continuous casting

Other emissions as mentioned in Sections 7.2.2.1.1 and 7.2.2.1.2 in the BOF process occur during:

- tapping operations (i.e. ladles, ladle furnaces, converters and other equipment used in secondary metallurgy)
- degassing
- refractory preheating (ladle, tundish, degasser)
- the handling of additives
- continuous casting.

Some of the above-mentioned processes are connected with the secondary ventilation and dedusting system.

Dust releases from the various processes are in the range of 1 – 275 g/t LS [38, EUROFER BOF 1997]. Emissions to air after abatement are in the range of 0.1 – 50 g/t LS.

Concerning the production of leaded steel (see Section 7.3.2.3) emissions occur during the addition of lead into the ladle which contains liquid steel. The resulting off-gas is sucked off and normally treated in a bag filter especially for this waste gas to achieve a low residual dust content (<5 mg/Nm^3). But the ladle itself is not gas tight and thus there are also fugitive emissions which are not caught but can be of considerable significance. Information on flow and Pb emissions is not available. Such Pb emissions are typical for BOF plants for long products with Pb alloyed steels for automatic, computerised numerical control (CNC) cutting machines [363, Eurofer 2007].

7.2.2.1.4 Diffuse emissions from the BOF processes

Diffuse emissions occur from all of the above-mentioned processes whenever the emissions are not fully captured. Diffuse emissions should in any case be avoided as much as possible. For this reason, the primary and, in particular, the secondary extraction system should be optimised. Usually the evacuation flow of secondary dedusting systems is quite high. An efficient measure to prevent or reduce diffuse emissions and to limit the needed extraction flows is to capture the emissions as close as possible to the emissions source. An additional extraction device at the roof is generally considered to be less cost-efficient than extraction at the source. But as already mentioned, it is not always possible to capture all of the dust, therefore, a roof extraction system might be an efficient option in environmental terms, in order to reduce the total emissions from a steel plant.

As seen in Table 7.7, large gas volumes have to be treated with comparatively low emission concentrations. However, worldwide, only a few plants apply roof extraction.
Diffusely emitted particulates are partially deposited in the production halls or are being emitted via openings in the roof from open doors and windows.

Today, no standardised measurement technique for roof emissions exists so that the estimation of these emissions varies widely. In Table 7.7 the results of measurements according to VDI 2463 part 7 for the emitted dust via the roof are shown. Although an efficient secondary ventilation and dedusting system is used with hoods close to the emissions sources and an extraction flow of 300 000 – 1 000 000 m^3/h, a considerable amount of dust is still emitted via the roof openings. Related to the average steel production, the specific dust emissions are approximately 100 g/t. In general, roof emissions are estimated to be in the range of 8 – 120 g/t crude liquid steel. Some process conditions, e.g. slopping from the converter, can result in temporarily

higher emission values. The actual emissions depend mainly on the capture efficiency and the charging sequence of scrap and hot metal [363, Eurofer 2007].

Table 7.7: Measurements of roof dust emissions from basic oxygen steelmaking

Unit	PM_{10} (mg/m^3)	Total dust (mg/m^3)	Gas flow (m^3/h)	Total dust mass stream (kg/h)
Roof above charge preparation hall ([1])				
Roof opening 1	1.8	3.7	1 112 000	4.1
Roof opening 2	1.5	4.4	1 199 000	5.3
Roof opening 3	2.2	4.5	1 089 000	4.9
Average:	1.8	4.2		
Total:			3 400 000	14.3
Roof above converter hall				
Roof opening 1; (with two converters in operation)	NA	2 – 13	1 430 000 – 2 120 000	5 – 26
Average of 10 daily mean values	NA	7.2	1 980 000	14.3
Roof opening 1; (with one converter in operation)	NA	2 – 22	1 430 000 – 2 120 000	5 – 46
Average of 10 daily mean values	NA	11.3	1 980 000	23.4

([1]) Measurements carried out in July and August 2005 according to VDI 2463 part 7.

NB: – These measurements were continuous measurements over a period of 10 days in the case of the converter hall. For the charge preparation hall, six one hourly samples were taken at two days.
– NA = Data not available.

Source: [151, TÜV Süd Industrie Service GmbH 2005]

In one BOF plant where no secondary dedusting system was applied the diffuse dust emissions during the hot metal reladling at one pouring stand were reported to be four tonnes per year and during charging and tapping of one converter to be 56 tonnes per year [359, Netherlands 2007].

7.2.2.2 Waste water

[363, Eurofer 2007]

Water is used for the following purposes:

- scrubbing water from BOF gas treatment
- scrubbing water from the wet dedusting of desulphurisation
- water from vacuum generation
- water from direct cooling from continuous or ingot casting.

In order to optimise the use of waste water in integrated steelworks single flows can be mixed and subsequently treated together (see Section 2.4). In such cases, information about the composition of waste water from a single production step might not be available [363, Eurofer 2007].

Waste water from BOF gas treatment

BOF gas is treated either wet or dry. In the case of wet cleaning, waste water is produced which is normally recycled after treatment. This treatment is very often performed in two steps: separation of coarse particles (>200 µm grain size) followed by sedimentation in circular settling tanks. Flocculating agents are added to improve sedimentation.

The purpose of electrical flocculation is to eliminate small and slowly settling particles by means of an electrical field. Particles with the same polarity tend to repel each other, thus decelerating the sedimentation process. In electrical flocculation, the surface of the particles is discharged when passing the electrical field which enables the agglomeration of particles.

The electrical flocculation system consists of several segments that are installed in the middle of the settling tank near the waste water inlet. Each segment consists of one anode and four cathode pipes. A DC current is conducted from the anode to the cathodes via the waste water, thus generating an electrical field.

The capacity of settling tanks is remarkably increased and no chemical flocculants are needed. The process also has an anti-scaling effect which prevents the sedimentation of particles on the surfaces of the settling tank [363, Eurofer 2007].

The sludge is dewatered by means of rotary vacuum filters, chamber filter presses or centrifuges. Representative data about flow and quality of the treated waste water discharged from the circuit (overflow) are not available.

Waste water from vacuum generation
For the vacuum treatment, the usual specific process water flow from vacuum generation ranges from 5 – 8 m^3/t LS vacuum treated. In a few cases, the specific process water demand is higher; in one case 41 m^3/t LS (see Table 7.3). This water is almost fully recycled. It should be mentioned that not all of the liquid steel has to be vacuum treated. Therefore, the weighted specific overall waste water output from vacuum treatment is 1.3 m^3/t LS. Data on composition and treatment or recycling are not available [140, Eurofer 2009] [363, Eurofer 2007] [365, Eurofer 2007]. Usually this waste water is treated together with other streams from the rolling mill(s) where they are located in the direct vicinity.

Waste water from continuous casting
Emissions to water from continuous casting machines are generated by the direct cooling system. This is used for the direct cooling of slabs, blooms, billets and the machines. The waste water contains mill scale (1 – 3 g/l) and oil/grease. This water is very often treated together with waste water from rolling mills where they are located in the direct vicinity. The amount of waste water strongly depends on local conditions and water management. The specific water demand for continuous casting is usually between 5 and 35 m^3/t LS [72, N.N. 2005]. The amount of waste water which can arise from continuous casting is up to 2 m^3/t LS.

7.2.2.3 Process residues such as wastes and by-products

The various solid residues resulting from basic oxygen steelmaking are compiled with their specific quantities in Table 7.8 [363, Eurofer 2007] and show the results of an inquiry from European oxygen steelmakers.

Table 7.8: Kind and specific quantity of solid residues resulting from oxygen steelmaking

Generated solid material (waste/by-product/residues)	Specific quantity (range) (kg/t LS)
Desulphurisation slag	3 – 21
BOF slag	85 – 165
Slag from secondary metallurgy	9 – 15
Slag from continuous casting	4.0 – 5
Spittings	2.8 – 15
Fine and coarse dusts	0.75 – 24
Mill scale from continuous casting	2.3 – 6.4
Rubble	0.05 – 6
NB: LS = Liquid steel. *Source:* [363, Eurofer 2007] [365, Eurofer 2007].	

From Table 7.8, the following percentages can be derived: BOF slag: approximately 80 %, desulphurisation slag: approximately 10 %, slag from the secondary metallurgy: approximately 7 % and slag from continuous casting: approximately 3 % [363, Eurofer 2007].

The slag from basic oxygen furnace (BOF) make up the largest share as shown in Table 7.9.

Table 7.9: Production of BOF and secondary steel slags

Steel slags	Amount (ktonnes)	(%)
BOF slag	9424	87.3
Secondary steel slag including desulphurisation and secondary metallurgy	1368	12.7
Total	10792	100
NB: Data from 2004 and related to the following EU countries: AT, BE, DE, DK, ES, FR, FI, LU, NL, UK, SE, SK. *Source:* [174, Euroslag 2006].		

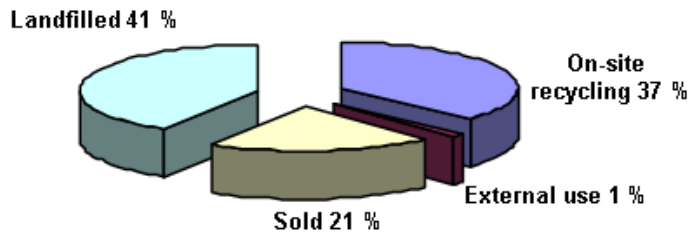
Desulphurisation slag

Desulphurisation slag is a heterogeneous slag which is only partially melted. The composition of desulphurisation slags strongly depends on the used desulphurisation agents. An example of the composition of such a slag is presented in Table 7.10.

Table 7.10: Chemical composition of slag from hot metal desulphurisation

Parameter	Concentration (wt-%)		Parameter	Concentration (wt-%)
CaO	27.0		**MnO**	≤0.5
SiO_2	18.0		**P_2O_5**	≤0.2
Al_2O_3	8.0		**Cr_2O_3**	≤0.1
MgO	10.0		**Free CaO**	≤5
Total Fe	20.0		**S**	≤4
Metallic Fe	15.0		**CaO/SiO_2**	1.5
Source: [363, Eurofer 2007].				

The relatively high sulphur content and unsatisfactory mechanical properties do not make desulphurisation slag ideal for reuse. It is normally recycled to the sinter mix of the integrated steelworks or partially used for landfill construction or for noise protection barriers. It is also landfilled (see Figure 7.12) [363, Eurofer 2007]. New investigations showed that the slag can be used as sulphur-containing soil conditioners, so there could be a new application for this kind of slag.



Source: [30, Roederer et al. 1996]

Figure 7.12: Fate of slag from hot metal desulphurisation in the EU

BOF slag

The chemical composition of BOF slag depends on the processes employed (see Table 7.11).

Table 7.11: Examples of chemical composition of BOF slags

Process	LD-AC	LD1	LD2	LD3	LD4
CaO	50.0	50.0	52.4	51.4	44.2
Free CaO	≤7	≤10	8.2	4.8	<0.2
SiO_2	9.0	15.0	12.6	14.8	23.7
CaO/SiO_2	4	2.5			
Al_2O_3	≤2	≤2	1.6	1.3	1.6
MgO	≤3	≤3	3.1	4.1	2.1
Total Fe	12.0	16.0			
Metallic Fe	≤1	≤1			
FeO			12.6	12.7	12.2
Fe_2O_3			11.7	10.8	11.6
MnO	2.0	≤4	4.3	4.9	2.4
Cr_2O_3	≤1	≤1	0.4	0.31	0.16
TiO_2			0.5	0.9	0.7
V_2O_3			0.33	0.29	0.12
P_2O_5	15.0	≤2			

NB: — Values in wt-%.
— LD-AC = Linz-Donawitz-Arbed-CRM process.
— LD = Linz-Donawitz process (four examples).

Source: [46, Geiseler 1991] [363, Eurofer 2007] [365, Eurofer 2007] [385, Malmberg et al. 2005].

The mineral composition of these slags is different and very site-specific as shown in Table 7.12.

Table 7.12: Three examples of the range of mineral constituents of converter slags

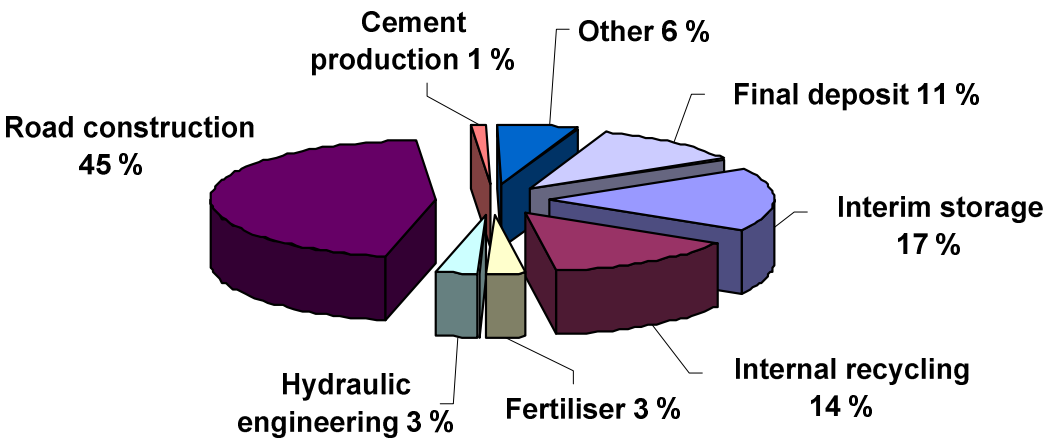
Mineral	Tricalcium silicate	Dicalcium silicate	Dicalcium iron oxide	Spinels	Wüstite	Lime
Formula:	$3\ CaO{\cdot}SiO_2$	$2\ CaO{\cdot}SiO_2$	$2\ CaO{\cdot}Fe_2O_3$	$MeO{\cdot}Me_2O_3$	FeO	CaO
LD slag 1	0	40	30	0	20	10
LD slag 2	20	35	25	0	15	5
LD slag 3	0	70	0	20	10	0

NB: Values in wt-%.

Source: [365, Eurofer 2007].

Most of the BOF slag is used as an aggregate in road construction as base/sub-base, in asphalt mixtures and in water way construction (in hydraulic engineering, e.g. to stabilise shores). But there is also a percentage of BOF slag that is still put to landfill due to market conditions.

Steel slag can also partially be used as a lime source in the sinter mix or directly in the blast furnace burden or in the BOF as well (internal use). This is partly restricted due to the limited amount of phosphorus allowed in the hot metal. A considerable amount of slag is still used as a fertiliser and a liming agent in agriculture because of the relatively high free CaO content [363, Eurofer 2007].



Source: [174, Euroslag 2006]

Figure 7.13: Use of steel slags in Europe in 2004

Slags from secondary metallurgy

The composition of secondary metallurgy slag is quite different and a very wide range of compositions can be found because they depend on the production technology and on the kind of steels produced.

The slag from secondary metallurgy represents a small proportion of residues from steel shops as shown in Table 7.9.

The mineral composition of secondary slags is different and site-specific. Table 7.14 shows the range for the composition of secondary steelmaking slags.

Table 7.13: Major mineral constituents of secondary metallurgical slags

Secondary metallurgy slag		
Name	**Mineral**	**Formula**
Beta dicalcium silicate	Larnite	β-Ca_2SiO_4
Gamma dicalcium silicate	Ingesonite	γ-Ca_2SiO_4
Calcium magnesium silicate	Bredigite	$Ca_7Mg(SiO_4)_4$
Calcium fluoride silicate	Cuspidine	$Ca_4F_2Si_2O_7$
	Spinels	$Me^{2+}(Me^{3+})_2O_4$
Calcium aluminium oxide	Mayenite	$Ca_{12}Al_{14}O_{33}$
Magnesia	Periclase	MgO
Calcium oxide	Lime	CaO
NB: Me = Combination of metals with valence 2 and 3 (e.g. Mg^{2+}, Al^{3+}). *Source:* [365, Eurofer 2007].		

Table 7.14: Range for the chemical composition of secondary steelmaking slags

Parameter	Lower limit (wt-%)	Upper limit (wt-%)
CaO	20	65
FeO	0.1	20
SiO_2	1	40
MgO	2	20
Al_2O_3	0.5	40
P_2O_5	<0.01	1
Mn	0.03	7.7
Ti	0.02	3
Cr	<0.01	2.6
F	<0.01	10
S_{total}	<0.05	4
Source: [220, Eurofer 2008].		

Dust and sludge from BOF gas treatment

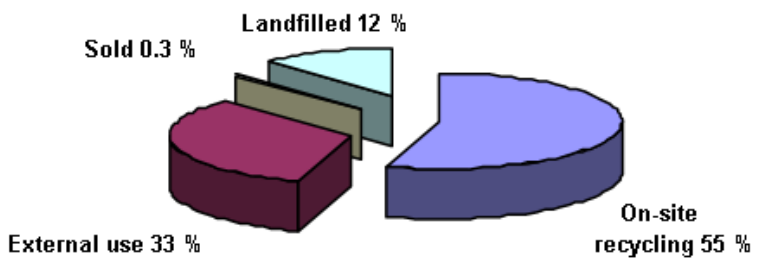
Coarse dust comes from the first dedusting step and fine dust from the second one. There are different systems for separating coarse and fine dust. This can be done in the process itself, e.g. by individual capture and separation of the dust of the consecutive dedusting steps or by treatment of the dust/sludge afterwards, e.g. coarse sludge can be recovered in a presettling tank and fine sludge in a second settling tank. The composition of coarse dust can be seen in comparison with the one for fine dust in Table 7.15.

Table 7.15: Composition of coarse and fine dust and sludge

Parameter	Coarse dust	Fine dust	Primary dedusting	Secondary dedusting	Sludge
Total Fe	30 – 85	54 – 70	38 – 85	32 – 63	48 – 70
Metallic Fe	72	20	Only poor information of the metallic content		
CaO	8 – 21	3 – 11	5.7 – 40	3.7 – 35	3.0 – 17
Zn	0.01 – 0.4	1.4 – 3.2	0.1 – 1.5 (*)	0.5 – 13	0.2 – 4.1
Pb	0.01 – 0.04	0.2 – 1.0	0.05 – 0.4	0.09 – 0.8	0.04 – 0.14
S	0.02 – 0.06	0.07 – 0.12	0.02 – 1.3	0.1 – 1.1	0.03 – 0.35
C	1.4	0.7	0.1 – 6.5	1.0 – 8	0.7 – 4.6

(*) Values of up to 8.5 wt-% are possible.
NB: Values in wt-%.
Source: [55, Harp et al. 1990] [64, IISI 1985] [365, Eurofer 2007].

The coarse dust after preparation is usually returned to the oxygen steelmaking process or is recycled to the sinter strand or to cold bonded briquettes for use in blast furnaces. In the EU, a smaller percentage is sent to landfill (see Figure 7.14).



Source: [30, Roederer et al. 1996] [363, Eurofer 2007]

Figure 7.14: Fate of dust from dry BOF gas treatment

Table 7.15 indicates that fine dust compared to coarse dust contains significantly larger amounts of lead and zinc. The main source of these heavy metals is usually scrap charged to the BOF. In some cases it is possible to control the lead and particularly the zinc input with the scrap. However, it has been noticed that the availability of scrap with a low content of zinc (e.g. less than 1 %) has decreased continuously during the last years. Because of the zinc content, a lower part of the fine dust or sludge cannot be recycled but is put to landfill (see Figure 7.14) [363, Eurofer 2007].

Sludge is generated during hydrocyclonage and/or the sedimentation of the suspended solids in the scrubbing water circuit. This sludge can be 100 % recycled within the iron and steelmaking process if the zinc input via the scrap is strictly limited, i.e. back to the sintering plant or the BOF after cold briquetting (see Section 2.5.4.4.4). At many other steelmaking plants in the world, the sludge cannot be used and is either externally used in the cement making industry or stored or disposed of.

Spittings

Spittings occur from slopping caused by extreme foaming in the converter during blowing. The spittings have a high content of iron which is separated and recycled to the sinter plant. The rest of the slag (with less iron) is normally landfilled [363, Eurofer 2007].

Mill scale from continuous casting

The range of the composition of mill scale is shown in Table 7.16.

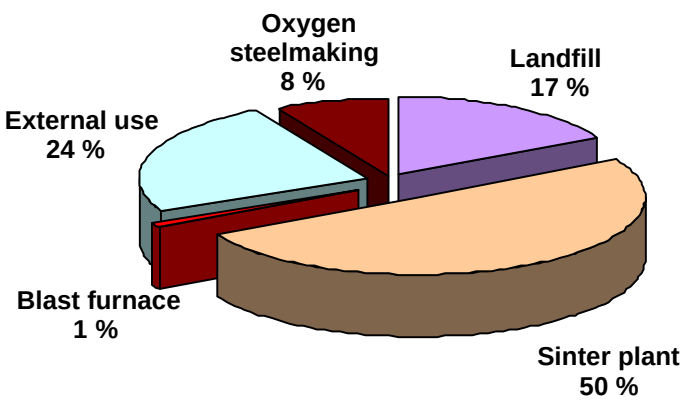
These by-products are normally recycled to the sinter strand [363, Eurofer 2007].

Table 7.16: Composition of mill scale

Parameter	Mill scale
Fe_{total}	33 – 72
$Fe_{metallic}$	NA
CaO	0.4 – 16
C	0.1 – 0.8
Oil	In practice the oil content of fine mill scale is usually <1 %. Contents up to 8 % might occur occasionally. Coarse mill scale contains almost no oil.

NB: — Values in wt-%.
— NA = Data not available.
Source: [150, Bakker, Wim 2008] [365, Eurofer 2007].

The total amount of dust/sludge and mill scale from oxygen steelmaking was 2.23 million tonnes in 2004 (covering 86 % of the EU-15 production).



Source: [365, Eurofer 2007]

Figure 7.15: Use of dust/sludge and mill scale from oxygen steelmaking

Rubble
Rubble mainly consists of spent refractories. There are no representative data available on the fate of this solid waste/by-product. In some steelworks it is partly recycled to the BOF or reused for the production of new refractory material. In other cases, it is put to landfill [363, Eurofer 2007].

7.2.2.4 Energy consumption

Basic oxygen furnace (BOF)
In the BOF (converter), fuel is consumed to preheat and dry the converters after relining and repair. This thermal energy consumption totals to approximately 0.051 GJ/t LS. Electricity consumption is estimated at 23 kWh/t LS or 0.08 GJ/t LS. This figure includes the production of oxygen and the operation of the converters.

The process gas from the converter contains large amounts of carbon monoxide (CO) and is hot. When the energy from the BOF gas is recovered (waste heat recovery and/or BOF gas recovery), the BOF becomes a net producer of energy. In a modern plant, energy recovery can be as high as 0.7 GJ/t LS.

Continuous casting
Fuel consumption for preheating the ladle which contains liquid steel is estimated at 0.02 GJ/t LS. Electricity consumption of the casting machines is estimated at 0.04 GJ/t LS [65, InfoMil 1997].

7.3 Bei der Bestimmung der BVT für die Blasstahlerzeugung zu erwägende Techniken

In diesem Unterkapitel werden Maßnahmen/Techniken (oder deren Kombinationen) sowie damit verbundene Überwachungsmaßnahmen beschrieben, bei denen angenommen wird, dass diese ein hohes Umweltschutzpotenzial für die in diesem Dokument behandelten Tätigkeiten haben.

Dieses Unterkapitel beinhaltet prozessintegrierte sowie nachgeschaltete Techniken. Abfallvermeidung und -entsorgung sowie Verfahren zur Abfallminimierung und zum Recycling werden ebenfalls betrachtet. Weiterhin werden Maßnahmen/Techniken zur Senkung des Verbrauchs an Rohmaterialien, Wasser und Energie behandelt.

Anhang III der Richtlinie nennt eine Reihe von Kriterien, die bei der Bestimmung der BVT in Betracht zu ziehen sind. Die Informationen in diesem Unterkapitel zielen auf diese Kriterien ab. Soweit möglich, wird zur Gliederung der zu jeder Maßnahme/Technik zusammengetragenen Informationen die in Tabelle 7.17 beschriebene einheitliche Struktur verwendet, um einen Vergleich der Maßnahmen/Techniken und eine objektive Bewertung gemäß der Definition von BVT in der Richtlinie zu ermöglichen.

Dieses Unterkapitel enthält nicht notwendigerweise eine abschließende Liste aller Maßnahmen/Techniken, die in dieser Branche angewendet werden können – es mögen weitere Techniken existieren oder entwickelt werden, die bei der Bestimmung der BVT für eine einzelne Anlage in Erwägung kommen können.

Tabelle 7.17: Struktur der Informationen zu allen in diesem Unterkapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken

Betrachtete Aspekte	Enthaltene Informationen
Beschreibung	Technische Beschreibung der Maßnahme/Technik, soweit zweckmäßig auch mit Hilfe von Abbildungen, Schemata, Diagrammen etc.
Erreichte Umwelt-entlastungseffekte	Hauptsächliche Umweltvorteile (einschließlich Energie-, Wasser- und Rohmaterialeinsparungen sowie Steigerungen der Produktivität und der Energieeffizienz), die durch die Maßnahme/Technik erreicht werden
Medienübergreifende Effekte	Hauptsächliche Nebeneffekte und Nachteile für andere Umweltmedien, die durch die Anwendung dieser Maßnahme/Technik verursacht werden, einschließlich des Vergleichs einzelner Umweltwirkungen (quantifizierten Vor- und Nachteilen, soweit verfügbar) mit denen anderer Maßnahmen/Techniken, um die Effekte dieser Maßnahme/Technik auf die Umwelt als Ganzes bewerten zu können. Dieses kann folgende Aspekte betreffen: • Verbrauch an Rohmaterialien und Wasser • Energieverbrauch und Beitrag zur Klimaveränderung • Schädigungspotenzial für die Ozonschicht • Photochemisches Ozonbildungspotenzial • Versauerungspotenzial durch Luftemissionen • Staubbelastung der Luft (einschließlich Feinstpartikeln und Metallen) • Eutrophierung von Land und Gewässern durch Luft- oder Wasseremissionen • Sauerstoffzehrungspotential im Wasser • persistente, giftige oder bioakkumulierende Stoffe in Luft oder Wasser (einschließlich Metallen und -verbindungen) • Erzeugung oder Vermeidung von Rückständen/Abfällen • Möglichkeiten zur Wiederverwendung und -verwertung von Rückständen/Abfällen • Lärm und/oder Gerüche • Störfallrisiko
Betriebsdaten	Aktuelle Leistungswerte (unter Angabe der Referenzbedingungen, Überwachungszeiträume und der verwendeten Messmethoden) zu Emissionswerten, Verbrauchsdaten (Rohmaterialien, Wasser, Energie) und der Menge der anfallenden Abfälle. Andere relevante Informationen, wie diese Technik zu betreiben, zu warten und zu überwachen ist.
Anwendbarkeit	Beschreibung der Arten von Anlagen, bei denen die Maßnahme/Technik angewendet – oder nicht angewendet – werden kann, sowie von Beschränkungen ihrer Anwendbarkeit in speziellen Fällen z. B. aufgrund des Alters der Anlage (neue oder bestehende Anlage), ihrer Kapazität (groß oder klein), der bereits installierten Techniken oder der Art und Qualität ihrer Produkte.
Wirtschaftliche Aspekte	Informationen zu Kosten (Investitions- sowie Betriebskosten) und möglichen Einsparungen (z. B. reduzierter Rohmaterial- oder Energieverbrauch, Entsorgungskosten) oder zusätzlichen Erlösen, einschließlich der Erläuterung wie diese Kosten, Einsparungen und Erlöse berechnet oder geschätzt wurden. Einschließlich relevanter Informationen für den Neubau oder die Ertüchtigung bestehender Anlagen. Dies soll ermöglichen, die gesamte ökonomische Dimension dieser Technik zu erkennen.
Auslöser für die Umsetzung	Lokale Bedingungen, Anforderungen (z. B. gesetzliche, Sicherheitsmaßnahmen) oder nicht umweltbezogene Gründe (z. B. Steigerung der Produktivität oder der Produktqualität), die zur Umsetzung dieser Maßnahme/Technik geführt oder diese befördert haben.
Referenzanlagen	Verweis auf die Anlage(n), in denen die Maßnahme/Technik umgesetzt wurde, über die Informationen bereitgestellt und beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden. Angaben zur Verbreitung der Anwendung dieser Maßnahme/Technik in Europa oder weltweit.
Referenzliteratur	Literatur oder anderes Referenzmaterial (z. B. Bücher, Berichte, Studien, Internetseiten), die beim Schreiben dieses Unterkapitels verwendet wurden und die detailliertere Informationen über diese Maßnahme/Technik enthalten.

7.3.1 Primärentstaubung

Beschreibung
Während des Sauerstoffblasens entsteht Konvertergas. Dieses Gas ist mit großen Staubmengen beladen. Wenn das Konvertergas als Brennstoff gewonnen werden soll (siehe Abschnitt 7.3.7), muss das Gas bestimmten Anforderungen genügen. Sofern das Konvertergas in der Abgasleitung verbrannt wird, muss das emittierte Abgas die lokalen Emissionsstandards erfüllen. Heutzutage wird in den meisten Anlagen das Konvertergas als Brennstoff gewonnen. Bei Anlagen mit vollständiger Verbrennung wird zur Verbrennung des Konvertergases der Primärabsaugung Umgebungsluft zugeführt. Dies führt zu hohen spezifischen Abgasvolumenströmen (2000 – 3000 Nm³/t Rohstahl$_{flüssig}$); bei Anlagen mit unterdrückter Verbrennung entstehen dagegen nur 50 – 100 Nm³ Konvertergas pro t Rohstahl$_{flüssig}$ (siehe **Table 7.6**). Dies führt zu beträchtlichen Unterschieden bei der Dimensionierung der Einrichtungen zur Primärentstaubung. Der für die unterdrückte Verbrennung charakteristische geringere Abgasvolumenstrom führt zu einer höheren Staubkonzentration im Abgas. Deshalb muss der Wirkungsgrad des Entstaubungssystems zur Erzielung einer gleichen Reingaskonzentrationen größer sein. Aus Sicht der Entstaubung ermöglicht die Technik der unterdrückten Verbrennung aufgrund der kleineren Volumenströme den Einsatz kleinerer Entstaubungseinrichtungen, die allerdings höhere Entstaubungsraten erreichen müssen.

Die Primärentstaubung erfolgt üblicherweise mit Venturiwäschern (ca. 60 % der Anlagen) oder mit trockenen oder nassen Elektrofiltern. Vor dem Venturiwäscher oder dem Elektrofilter wird der Grobstaub üblicherweise mittels Umlenkabscheider o.ä. abgeschieden.

Besonderes Augenmerk sollte auf die Staubemission aus dem Sauerstofflanzenloch gelegt werden. Die Emissionen aus diesem Loch können bis zu 50 g/t Rohstahl$_{flüssig}$ betragen. Die Emissionen können mittels eines beweglichen “Mühlsteines” vermindert werden, der das Loch während des Sauerstoffblasens und/oder Eindüsens von Inertgas (N_2 /CO_2) oder Dampf verschließt. Andere Techniken zur Abdichtung des Lanzenloches können mit den Lanzenreinigungseinrichtungen wirksam kombiniert werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die mit den genannten Techniken zur Primärentstaubung erreichten Umweltentlastungen sind:

- Trockene Entstaubung bei unterdrückter Verbrennung: Bei Einsatz von Elektofiltern kann der Reststaubgehalt im Konvertergas bis auf 10 mg/Nm³ (entsprechend 0,5 – 1,0 g/t Rohstahl$_{flüssig}$), in jeden Fall aber auf Werte unter 50 mg/Nm³ gemindert werden. Vor der Abgasbehandlung im Elektrofilter muss der Grobstaub in einem Umlenkabscheider abgeschieden und das Gas in einem Verdampfungskühler konditioniert werden.
- Trockene Entstaubung bei vollständiger Verbrennung: Die Staubemissionen aus dem Konvertergas können auf 20 – 50 mg/Nm^3 gemindert werden.
- Abgaswäsche bei unterdrückter Verbrennung: Bei Einsatz eines Nassverfahrens wird zunächst der Grobstaub in einem Nassabscheider abgetrennt und anschließend der Feinstaub mittels eines Venturiwäschers abgeschieden. Der Staubgehalt im Konvertergas nach der Abgaswäsche liegt üblicherweise zwischen 15 und 50 mg/Nm³, kann aber auch unter 10 mg/Nm³ sein.
- Abgaswäsche bei vollständiger Verbrennung: Bei der Verbrennung des Konvertergases in der Abgasleitung mit anschließender Reinigung in einem Venturiwäscher betragen die Reststaubgehalte 10 bis 50 mg/Nm³.

Tabelle 7.18 zeigt die erreichten Emissionskonzentrationen bei Anwendung von nassen Abgasreinigungstechniken.

Tabelle 7.18: Erreichte Emissionskonzentrationen bei Anwendung von nassen Abgasreinigungstechniken

Parameter	Wäscher und nasser Elektrofilter	Wäscher
Staub	32,5	<42
CO	15	2
NO_x	25	
Hg		0,002
Cd, Tl	0,003	
As, Co, Ni, Se, Te	0,02	
Pb, Cr, Cu, Mn, V	0,4	
Pb		0,3
PCDD/F	0,04	
HF	<0,5	

Anm.: Angaben für PCDD/F in ng I-TEQ/Nm^3, alle übrigen in mg/Nm^3; alle Werte sind Jahresmittelwerte.

Quelle: [244, Plickert 2007].

Medienübergreifende Effekte

Die abgeschiedenen Stäube und Schlämme können hohe Zinkkonzentrationen aufweisen, was ihre Verwertung behindert. Ein Einsatz von zinkfreiem Schrott kann die Rückführung von Konverterschlamm und -staub in die Sinteranlage ermöglichen. In Anlagen mit trockenem Elektrofiltern kann der feste Abfall heiß brikettiert und die Briketts direkt in den Stahlerzeugungsprozess zurückführt werden (siehe Abschnitt 7.3.5).

Bei nasser Entstaubung fällt belastetes Abwasser an.

Der Betrieb der Entstaubungseinrichtungen benötigt Energie. Bei einer Anlage mit unterdrückter Verbrennung beträgt der Energieverbrauch für einen Venturiwäscher 0,001 bis 0,005 GJ/t Stahl und für einen trockenen Elektrofilter < 0,001 GJ/t Stahl.

Bei einer Anlage mit vollständiger Verbrennung beträgt der Energieverbrauch für einen Venturiwäscher 0,04 bis 0,15 GJ/t Stahl und < 0,005 GJ/t Stahl für einen trockenen Elektrofilter.

Betriebsdaten

Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit

Eine Primärentstaubung kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen eingesetzt werden. Einige Anlagen verwenden trockene Elektrofilter.

Wirtschaftliche Aspekte

Die Investitionskosten liegen zwischen 24 bis 40 Mio. € für ein Stahlwerk mit einer Kapazität von 1 Mio. t/a. Die Betriebskosten liegen zwischen 2 und 4 €/t $Rohstahl_{flüssig}$.

Bei den genannten Beispielen wurden die Kostenangaben 1996 in ECU umgerechnet (jetzt als Euro angegeben).

Auslöser für die Umsetzung

Um bei unterdrückter Verbrennung Konvertergas gewinnen zu können, ist ein hocheffizientes Gasreinigungssystem erforderlich. Wenn das Konvertergas nicht genutzt oder direkt verbrannt wird, muss es behandelt werden, um bestehende Emissionsgrenzwerte einzuhalten.

Referenzanlagen

Referenzanlagen für die verschiedenen Entstaubungssysteme sind:

- Trockene Entstaubung bei unterdrückter Verbrennung:
  - ThyssenKrupp Steel AG, Duisburg (Deutschland)
  - LD-Stahlwerk 3 der Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich)
  - Voestalpine Stahl GmbH, Donawitz (Österreich)
  - Salzgitter AG, Salzgitter (Deutschland)
- Trockene Entstaubung bei vollständiger Verbrennung:
  - ArcelorMittal Ruhrort GmbH, Duisburg (Deutschland)
- Abgaswäsche bei unterdrückte Verbrennung:
  viele Blasstahlwerke in Europa, z. B.
  - Corus, IJmuiden (Niederlande)
  - ArcelorMittal, Bremen (Deutschland)
  - ArcelorMittal, Dunkerque (Frankreich)
  - ArcelorMittal, Fos sur Mer (Frankreich)
  - ArcelorMittal, Florange (Frankreich)
  - ArcelorMittal, Gent (Belgien)
  - ArcelorMittal, Avilès (Spanien)
  - Riva Gruppe, Taranto (Italien).

Referenzliteratur
[19, EC BOF 1995] [65, InfoMil 1997] [66, Joksch 1995] [76, Koeller 1995] [140, Eurofer 2009] [241, Poland 2007] [244, Plickert 2007] [363, Eurofer 2007]

7.3.2 Sekundärentstaubung

Die Sekundärentstaubung betrifft Abgase aus folgenden Betriebsvorgängen:

- Umfüllen des flüssigen Roheisens von der Torpedopfanne (oder dem Roheisenmischer) in die Chargierpfanne
- Erfassung der Sekundäremissionen aus der Chargierung des Sauerstoffblasstahlkonverters, dem Abstich von Rohstahl und Schlacken, den Pfannen sowie der Sekundärmetallurgie (siehe Abschnitt 7.3.2.1)
- Vorbehandlung des Roheisens einschließlich Umfüllen, Entschlackung und Entschwefelung (siehe Abschnitt 7.3.2.2)
- Handling der Additive
- Barren- und Strangguss (siehe Abschnitt 7.3.2.3).

7.3.2.1 Erfassung und Reinigung der Sekundäremissionen

Beschreibung
Bis in die frühen 70er Jahre wurden Oxygenstahlwerke ohne Einrichtungen zur Erfassung des Sekundärstaubs gebaut. Folglich wurden die meisten Einrichtungen zur Sekundärentstaubung und zum Teil auch zur Primärentstaubung später nachgerüstet. Die Wirksamkeit dieser Systeme hängt in starkem Maße von den örtlichen Bedingungen ab. Diese spielen besonders bei der Auswahl und Konstruktion der Erfassungssysteme (Einhausungen, Hauben etc.) eine wichtige Rolle. Die Höhe der Abgasvolumenströme hängt oft von den örtlichen Gegebenheiten und dem verfügbaren Raum zur Installation von Rohrleitungssystemen bzw. den möglichen Rohrleitungsquerschnitten ab. Sowohl für neue als auch für bestehende Anlagen ist es praktisch unmöglich, die Wirksamkeit der Abgaserfassung mit bestimmter Sicherheit vorauszusagen. Die Beurteilung solcher Werte wird zudem durch die großen Schwierigkeiten einer messtechnischen Überprüfung erschwert. Selbst eine optimale Konstruktion und hohe spezifische Abgasvolumenströme zwecks möglichst vollständiger Abgaserfassung können langfristig keine 100%igen Erfassungs- und Abscheidegrade für den gesamten Prozess der Blasstahlerzeugung garantieren. Sich ändernde oder atypische Betriebszustände und Umweltfaktoren (z. B. unübliche Luftströ-

mungen in der Produktionshalle) können zu einer Freisetzung von nicht erfasstem Staub führen, der die Anlage als unvermeidbare Sekundäremission über Dachöffnungen verlässt.

Die Emissionen aus den oben genannten, mit dem Blasstahlerzeugungsprozess verbundenen Quellen werden üblicherweise als Sekundärabgase bezeichnet und über ein zentrales Absaugungs- und Entstaubungssystem abgereinigt. Manchmal werden die Emissionen aus der Vorbehandlung des Roheisens, der Beschickung des Konverters, dem Abstich und der Sekundärmetallurgie getrennt erfasst und behandelt; üblicherweise sind sie jedoch Teil des Sekundärentstaubungssystems [114, Remus, Rainer 2008] [182, Infomil 2009] [211, Remus, Rainer 2008].

Schätzungen über die Menge der Sekundäremissionen[103] schwanken zwischen 2 und 200 g/t $\text{Rohstahl}_{\text{flüssig}}$, wovon zwischen 93 und 99,6 % durch die Sekundärentstaubung erfasst werden [363, Eurofer 2007]. Die Beschickung des Konverters sowie Abstichvorgänge tragen am meisten zu diesen Staubemissionen bei. Die oben genannte Bandbreite weicht von den Angaben in Table 7.3 ab, weil sich letztere nur auf sieben Sauerstoffblasstahlwerke beziehen, wohingegen die oben genannte Bandbreite eine Schätzung für den gesamten Sauerstoffblasstahlsektor darstellt. Eine weitere Erklärung für die breite Streuung könnte darin liegen, dass die Sekundäremissionen kaum mit Sicherheit einzugrenzen sind und die Wirksamkeit der eingesetzten Erfassungssysteme oft nicht hinreichend bekannt ist. Dies führt zu einer nicht bekannten Überlappung der Angaben zu den freigesetzten Stoffen[104] und der hinter der installierten Abgaserfassungs- und -reinigungstechnik gemessenen Emissionswerte.

Vorbehandlung des Roheisens wie Umfüllen und Entschlacken

Das Umfüllen des flüssigen Roheisens von der Torpedopfanne in die Chargierpfanne findet in einem geschlossenen Bereich statt. Ein integrierter Kontrollraum ermöglicht die direkte Überwachung des Umfüllprozesses. Die Pfanne für das flüssige Roheisen wird mittels eines Transportwagens unterhalb der Stahlwerksebene bewegt. Dieser Wagen trägt auf der Vorderseite ein Abdichtungsschild, das die Nische zur Übergabe des flüssigen Roheisens verschließt und so eine geschlossene Kammer schafft. Wenn ein völliger Verschluss nicht möglich ist, kann eine Absaughaube über der Pfanne angebracht werden.

Für den Entschlackungsprozess wird die Pfanne mit dem flüssigen Roheisen mittels Kran oder Kippeinrichtung in eine geneigte Position gebracht. Der freie Querschnitt der Hauben wird durch geeignete Einbauten im Innern vermindert, um höhere Ansauggeschwindigkeiten zu erreichen. Die Hauben können beweglich sein, um für verschiedene Entschlackungspositionen einsetzbar zu sein. Die Entschlackungsstände sind normalerweise durch Trennwände voneinander getrennt, die nur so viel Spielraum erlauben, wie für die Betriebsvorgänge benötigt wird. Die Öffnungen werden durch auf dem Wagen angebrachte Abdichtungsschirme verschlossen.

Beschickung (Chargierung) des Blasstahlkonverters und Abstich des flüssigem Stahls und der Schlacke vom Konverter und den Pfannen

Während des Chargiervorganges von flüssigem Roheisen und Schrott sowie während des Abstiches aus dem Blasstahlkonverter entstehen Staubemissionen. Je nach Schrottqualität können aus durch thermische Zersetzung von organischen Anhaftungen wie Ölen, Farben, Schmiermitteln oder Kunststoffen verschiedene organische Schadstoffe wie PAKs, PCB oder PCDD/F entstehen und in den Emissionen aus dem Chargierprozess enthalten sein.

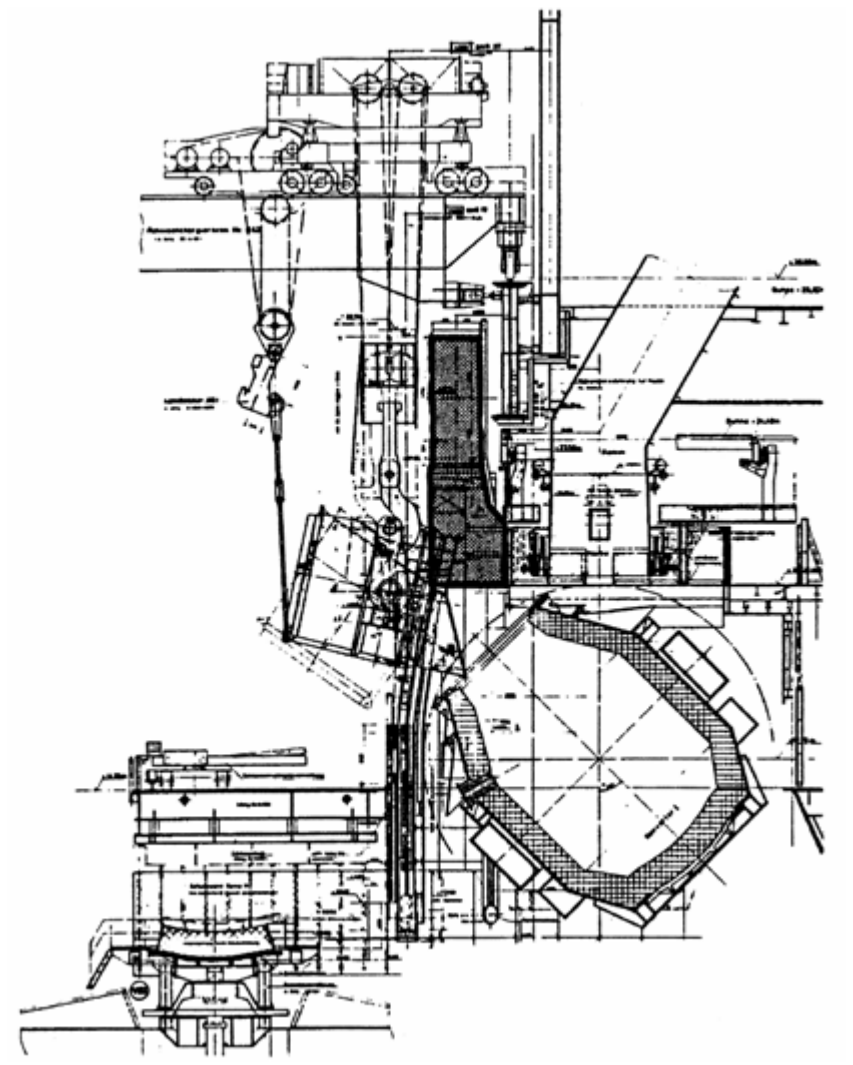
Das primäre Absaugsystem ist nur während des Sauerstoffblasens in Betrieb, wenn sich der Blasstahlkonverter in vertikaler Position befindet. Die beim Chargieren und Abstechen entstehenden Emissionen werden durch das sekundäre Absaugsystem erfasst. Das Chargieren und Abstechen dauert nur ein paar Minuten – ungefähr 10 % des „tap-to-tap“-Zeitraums (Zeitspanne von Abstich zu Abstich).

---

[103] Anm. der Übersetzer: Gemeint ist vermutlich die Menge des in den Sekundärabgasen enthaltenen Staubs.

[104] Anm. der Übersetzer: Gemeint ist vermutlich die Gesamtmenge der im Stahlwerk entstehenden Staubemissionen.

Das sekundäre Absaugsystem besteht normalerweise aus einer direkt über der Öffnung des geneigten Blasstahlkonverters angebrachten Absaughaube und einer Einhausung um die restlichen drei Viertel des Blasstahlkonverters (siehe Abbildung 7.16). Die Absaughaube ist vorzugsweise so nah wie möglich am Blasstahlkonverter angebracht. In einigen bestehenden Anlagen ist aufgrund ihrer Konstruktion nicht möglich, die Absaughaube nahe am Blasstahlkonverter anzubringen. In diesem Fall kann die Absaughaube in der Nähe des Daches angebracht werden, was je nach Haubengröße, abgesaugtem Volumenstrom und Strömungsverhältnissen in der Halle jedoch weniger effizient ist.



Quelle: [38, EUROFER BOF 1997]

Abbildung 7.16: Erfassung von Sekundäremissionen bei der Chargierung von Roheisen und Schrott in den Blasstahlkonverter

Der Abgasvolumenstrom der Sekundärentstaubung liegt im Bereich von 300.000 – 3.441.000 Nm^3/h. Die Reinigung erfolgt üblicherweise mittels Gewebefilter, es werden aber auch trockene Elektrofilter eingesetzt. Einige Angaben zu eingesetzten Sekundärentstaubungssystemen und zu den Emissionen bei Chargierung und Abstich sind in Tabelle 7.19 zusammengestellt.

Tabelle 7.19: Angaben zu eingesetzten Sekundärentstaubungssystemen und zu den Emissionen bei Chargierung und Abstich

Anlage	Kapazität eines Konverters	Anzahl der Konverter	Anzahl der Schmelzen pro Monat	Abgasvolumenstrom (Nm^3/h)
1	112	2	1.658	1.250.000
2	125	3	1.983	372.000
3	156	3	2.179	3.441.000 ([1])
4	240	2	866	300.000
5	295	2	2.322	1.300.000
6	330	2	974	1.000.000
7	264	3	1.885	2.119.457
8	325	3	1.698	720.000
9	330	3	1.125	393.500

([1]) angegeben ist die Summe beider, voneinander unabhängiger Sekundärentstaubungssysteme dieser Anlage
Anm.: Die Tabelle ist nach der Gesamtkapazität sortiert (Kapazität eines Konverters × Anzahl der Konverter).
Quelle: [363, Eurofer 2007] [365, Eurofer 2007].

Sekundärmetallurgie
Emissionen aus der Sekundärmetallurgie können bei folgenden Prozessen entstehen:

- Abstichvorgänge, z. B. der Pfannen, Pfannenöfen, Konverter und anderer Behältnisse der Sekundärmetallurgie
- Entgasung
- Vorwärmung der Feuerfestauskleidungen, z. B. der Pfannen, Verteiler (Tundish) und der Entgasungseinrichtung
- Handling der Additive

Bei zwei Anlagen, in denen die Emissionen aus der Sekundärmetallurgie getrennt erfasst und mittels Gewebefilter gereinigt werden, liegen die gemessenen Staubwerte unter 10 mg/Nm³ [182, Infomil 2009] [211, Remus, Rainer 2008].

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Emissionen werden hauptsächlich durch die Effizienz beeinflusst, mit der der beim Chargieren und Abstechen entstehende Staub abgesaugt wird.

Die in Tabelle 7.20 angegebenen, erreichbaren Erfassungsgrade der Sekundäremissionen aus der Blasstahlwerken wurden aus Werkstatt- und Modelversuchen, Berechnungen und empirischen Beobachtungen abgeleitet und kann je nach betrachteter Emissionsquelle und spezifischer Prozesstechnik variieren. Die angegebenen Bandbreiten zeigen, dass der Erfassungsgrad für die Vorbehandlung des Roheisens, wie Umfüllen und Entschwefeln sowie während des Sauerstoffblasens am Blasstahlkonverter, sehr hoch sein kann- bis zu einer annähernd kompletten Absaugung. Im Gegensatz dazu ist die Erfassung von Emissionen beim Chargieren von Schrott und Roheisen sowie beim Abstich von flüssigem Rohstahl und Schlacke weit weniger effizient.

In einigen Anlagen (z. B. in Japan) ist das gesamte Dach geschlossen und die Emissionen werden abgesaugt, wodurch ein Erfassungsgrad von 100% erreicht wird.

Tabelle 7.20: Erreichbare Stauberfassungsgrade in den Sekundärabgasen von Sauerstoffblasstahlwerken

Roheisensvorbehandlung		Betrieb des Sauerstoffblasstahlkonverters			
Umfüllstation	Vorbehandlung des Roheisens	Chargieren des Schrotts	Chargieren des Roheisens	Sauerstoffblasen	Abstich von Rohstahl und Schlacke
94 – 99 %	94 – 99 %	24 – 64 %	89 – 94 %	89 – 99 %	49 – 55 %

Anm.: Angaben bezogen auf 100 % des gesamten bei der Sauerstoffblasstahlerzeugung freigesetzten Staubs (das entspricht dem, was technisch erfassbar wäre), wobei der unterer Wert den üblicherweise erreichten Erfassungsgrad und der obere Wert den maximal erreichten Erfassungsgrad darstellt.

Quelle: [38, EUROFER BOF 1997].

Mit Elektro- und Gewebefiltern können an jeder der oben genannten Emissionsquellen Emissionswerte unter 5 g/t Rohstahl$_{flüssig}$ erreicht werden. Wie Tabelle 7.21 zeigt, werden Emissionskonzentrationen von 2 – 13 mg Staub/Nm^3 erreicht.

Tabelle 7.21: Erreichte Emissionswerte aus der Sekundärentstaubung von Sauerstoffblasstahlwerken

Parameter	Elektrofilter	Gewebefilter
Staub	6	<2 – 13
Pb, Cr, Cu, Mn, V	0,1	
PCDD/F	0,03	

Anm.: Angaben für PCDD/F in ng I-TEQ/Nm³, alle übrigen in mg/Nm^3
Angegebene Werte sind Jahresmittelwerte.

Quelle: [182, Infomil 2009] [244, Plickert 2007].

Medienübergreifende Effekte

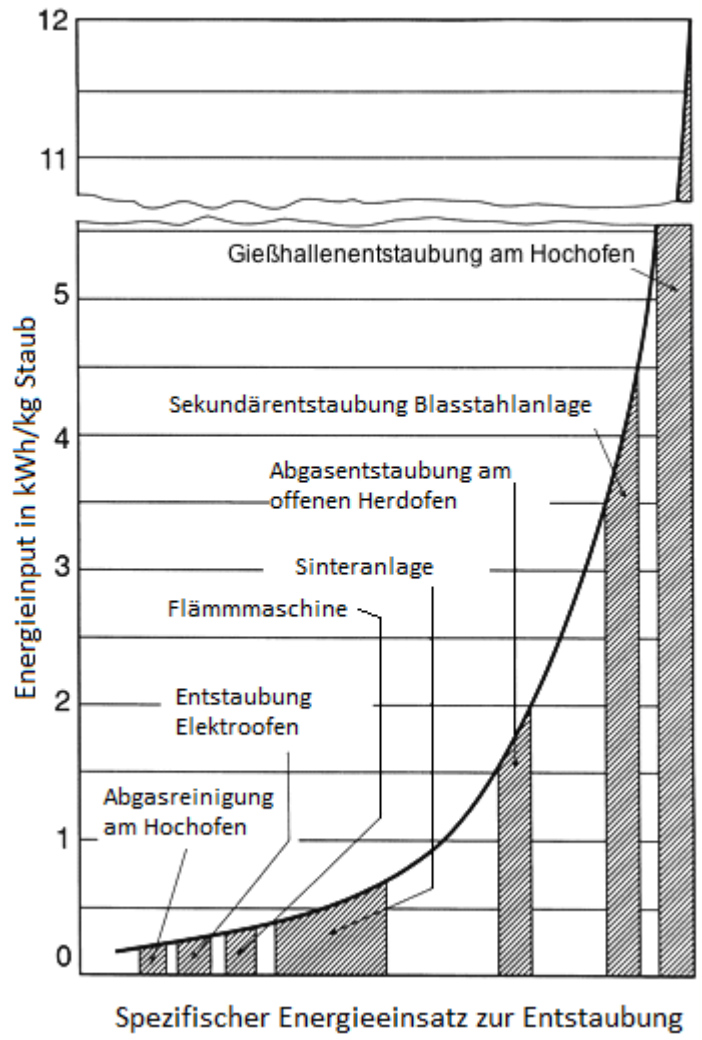
Bei der Sekundärentstaubung fallen 0,5 kg feste Abfälle pro Tonne flüssiger Rohstahl an (bis zu 1,2 kg/t Rohstahl$_{flüssig}$). Die Verwertbarkeit dieses eisenreichen Abfalls hängt vorrangig von dessen Zinkgehalt ab. Einige Anlagen sind in der Lage, diesen Abfall zu verwerten; andere müssen ihn entsorgen.

Für den Betrieb der Absaug- und Entstaubungseinrichtungen wird Energie benötigt. Für die Sekundärentstaubung ist eine Absaugkapazität von ca. 300.000 – 3.441.000 Nm³/h erforderlich. Für eine Beispielanlage mit Gewebefilter wurde ein Energieverbrauch von 13 MJ/t Rohstahl$_{flüssig}$ berichtet. Desweiteren wurden Energieverbräuche von 0,72 – 7,2 MJ pro 1000 Nm^3 behandeltem Abgas berichtet. Der Energieverbrauch hängt hauptsächlich vom Druckverlust und der Kapazität des Gebläses ab. Abbildung 7.17 zeigt den spezifischen Energieverbrauch für die Entstaubung unterschiedlicher Quellen in integrierten Stahlwerken. Man kann erkennen, dass der spezifische Energieverbrauch für die Sekundärentstaubung im Vergleich zur Entstaubung anderer Quellen relativ hoch ist.

Aufgrund der großen Absaugvolumina kann die Sekundärentstaubung signifikant zu den Lärmemissionen beitragen. Daher können Zusatzmaßnahmen zur Lärmminderung wie eine Betoneinhausung der Lüfter, eine zusätzliche Isolation der Filter und der Einbau von Schalldämpfern im Kamin erforderlich sein.

Betriebsdaten

Gewebefilter und Elektrofilter können ohne Probleme betrieben werden. Die schwierigsten Aspekte bei der Sekundärentstaubung sind die Effizienz der Absaugung, die Vorsorge vor Explosionen in den Rohrleitungen und das Recycling der anfallenden festen Abfälle.



Quelle: [108, Philipp et al. 1987]

Abbildung 7.17: Spezifischer Energieverbrauch für die Entstaubung verschiedener Quellen in integrierten Stahlwerken

Anwendbarkeit

Eine Sekundärentstaubung kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen betrieben werden. Bei bestehenden Anlagen kann die Konstruktion der Anlage die Möglichkeiten für eine wirksame Absaugung einschränken.

Wirtschaftliche Aspekte

Die gesamten Investitionskosten für eine Anlage zur Erfassung und Abreinigung der Sekundäremissionen inklusive Lärmminderungsmaßnahmen betrugen im Jahr 2004 29 Mio. €.

Bei Einsatz eines Gewebefilters liegt der Stromverbrauch bei ca. 13 MJ/t Rohstahl$_{flüssig}$. Daher sind die Betriebskosten zu beachten, die stark vom Strompreis abhängigen. Zusätzliche Ausgaben fallen für Wartungsarbeiten an, z. B. für die Wartung der Filter. Diese Kosten wurden in 1996 auf 0,8 – 4 €/t Rohstahl$_{flüssig}$ geschätzt.

Die Investitionskosten für die Sekundärentstaubung betragen 10 – 30 Mio. €. Die Nachrüstung einer kompletten Anlage zur Sekundärentstaubung in einem bestehenden Stahlwerk mit einer Produktionsleistung von 5 Mt Rohstahl$_{flüssig}$ kostet bis zu 30 Mio. € (Referenzanlage: ArcelorMittal, Gent (Belgien)).

Auslöser für die Umsetzung
Hauptauslöser für die Umsetzung war die Vermeidung sichtbarer Emissionen beim Abstich und der Chargierung sowie bessere Arbeitsbedingungen in der Konverterhalle. Ein weiterer Auslöser war, zur Verbesserung der Zuverlässigkeit der Chargierkräne beizutragen.

Referenzanlagen
In Europa und weltweit haben die meisten integrierten Stahlwerke eine Sekundärentstaubung.

Das Blasstahlwerk der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) besteht aus drei Blasstahlkonvertern mit einer Kapazität von je 158 Tonnen flüssigem Rohstahl. Die Gesamtkapazität des Blasstahlwerks beträgt 5,2 Mio. Tonnen flüssiger Rohstahl pro Jahr. Anfang 2006 wurden die bestehenden Sekundärentstaubungseinheiten 1 und 2.1 (Absaugvolumenstrom je 1 Mio. Nm³/h) durch Installation der Einheit 2.2 (Absaugvolumenstrom maximal 1 Mio. Nm³/h) erweitert. So besteht die Sekundärentstaubung aus drei separaten Gebläsen und Filtern, welche das Abgas einer Vielzahl von Emissionsquellen erfassen, unter anderem das aus der Umfüllung des Roheisens, der Vorbehandlung, der Entschlackung, der Beschickung und dem Abstich des Blasstahlkonverters sowie der Konverter- und Beschickungshalle (siehe Abbildung 7.18). Das System gewährleistet, dass auch im Fall des Ausfalls einer Entstaubungseinheit die Abreinigung der gesamten Abgase sichergestellt ist. In diesem Fall können die Emissionen durch eine andere Sekundärentstaubungseinheit behandelt werden. Folglich können die Emissionen an Gesamtstaub um ca. 370 t/a und die an PM_{10} um ca. 300 t/a an gemindert werden.

Tabelle 7.22 nennt die technischen Kenndaten des oben beschriebenen Sekundärentstaubungssystems.

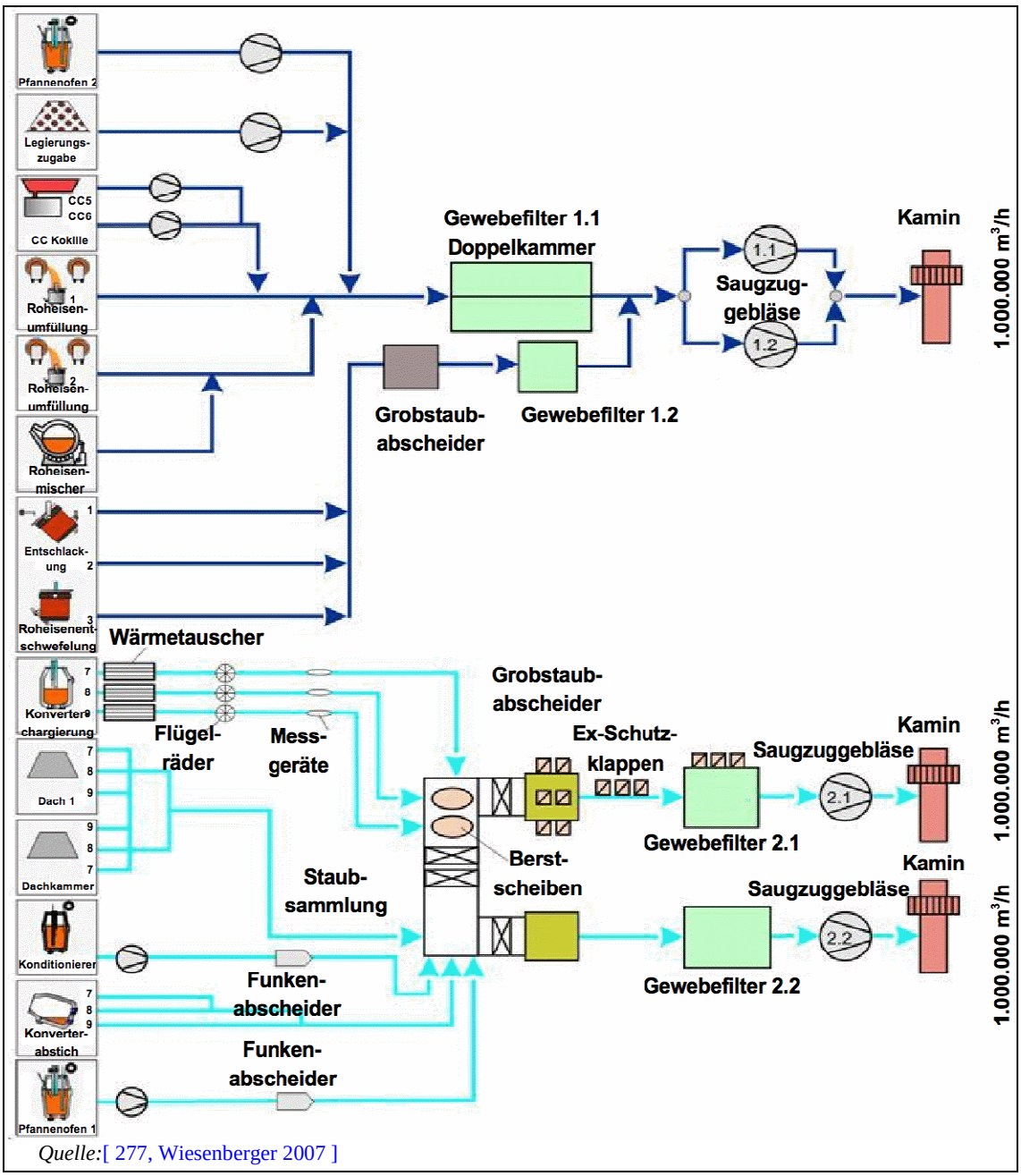
Tabelle 7.22: Technische Kenndaten der Einheiten 2.1 und 2.2 der Sekundärentstaubung an den Blasstahlkonvertern der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich)

Filtereinheit 2.1	Volumenstrom (Mio. Nm^3/h)	Filtereinheit 2.2	Volumenstrom (Mio. Nm^3/h)
Gesamtvolumenstrom	1	Gesamtvolumenstrom	1
Chargieren des Roheisens	1	Abstich	0,2
Chargieren der Schrotte	0,3	Pfannenofen	0,12
Sauerstoffblasen	0,18	Konditionierungsstand	0,06
Entladung[105]	0,35	Dachabsaugsystem	0,6
Verspritzen der Schlacke	0,15		
Leistung der Gebläse	2680 kW		2680 kW
Dimensionierung der Filter	9 Kammern 9770 m^2		10 Kammern 10850 m^2
Quelle: [277, Wiesenberger 2007] [361, Sigmund 2007].			

Die Staubemissionen der Sekundärentstaubungseinheiten 1, 2.1 und 2.2 werden kontinuierlich gemessen. Bei Einheit 1 betrug der Jahresmittelwert der Staubemissionen in 2004 7,1 mg/m³, bei Einheit 2.1 3,7 mg/Nm³. Für Einheit 2.2 waren keine Jahresmittelwerte der Staubemissionen bekannt.

Die Tagesmittelwerte der Staubemissionen lagen zuletzt im Bereich von 0,3 – 10 mg/Nm³ für Einheit 2.1 und bei etwa 0,5 mg/Nm³ für Einheit 2.2; Einzelwerte betrugen bis zu 4 mg/Nm³. Die Emissionen an Schwermetallen und PCDD/F werden diskontinuierlich gemessen.

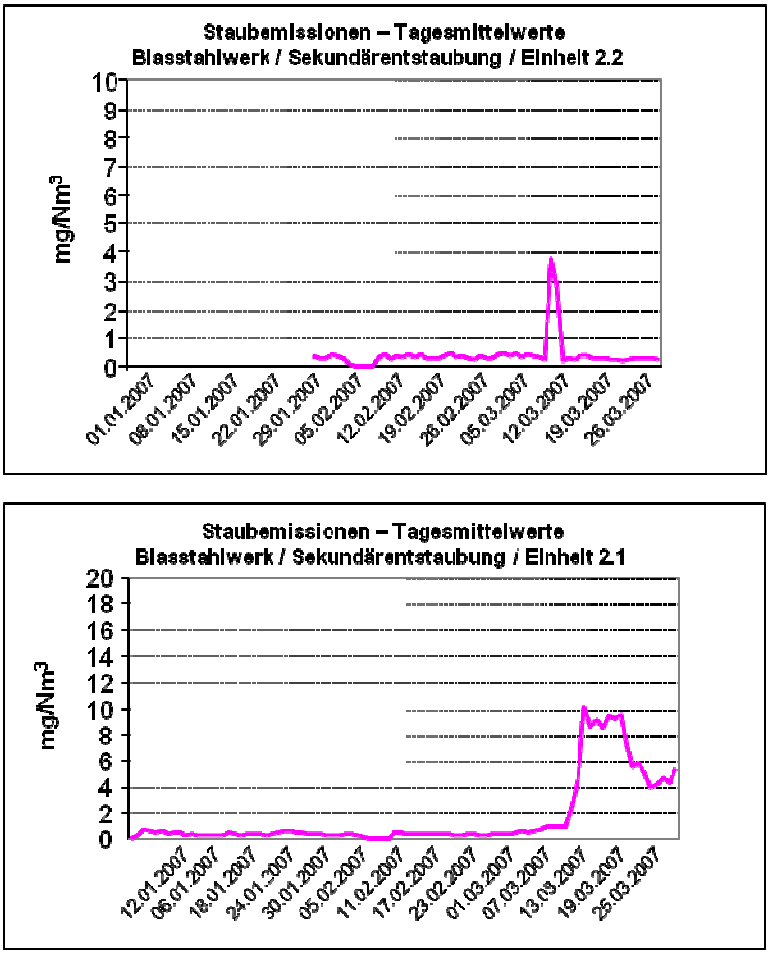
[105] Anm. der Übersetzer: Dem Dokument war nicht zu entnehmen, auf welche Art von Entladung oder Abstich („discharge“) sich diese Angabe bezieht.



Quelle:[277, Wiesenberger 2007]

Abbildung 7.18: Beispiel eines Sekundärentstaubungssystems mit drei separaten Gebläsen und Filtern zur Behandlung der Abgase aus einer Vielzahl von Emissionsquellen

Abbildung 7.19 zeigt Tagesmittelwerte der Sekundärentstaubungseinheiten 2.1 und 2.2 an den Blasstahlkonvertern der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) über einen Zeitraum von drei Monaten.



Quelle: [277, Wiesenberger 2007]

Abbildung 7.19: Tagesmittelwerte der Sekundärentstaubungseinheiten 2.1 und 2.2 an den Blasstahlkonvertern der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich)

Referenzliteratur

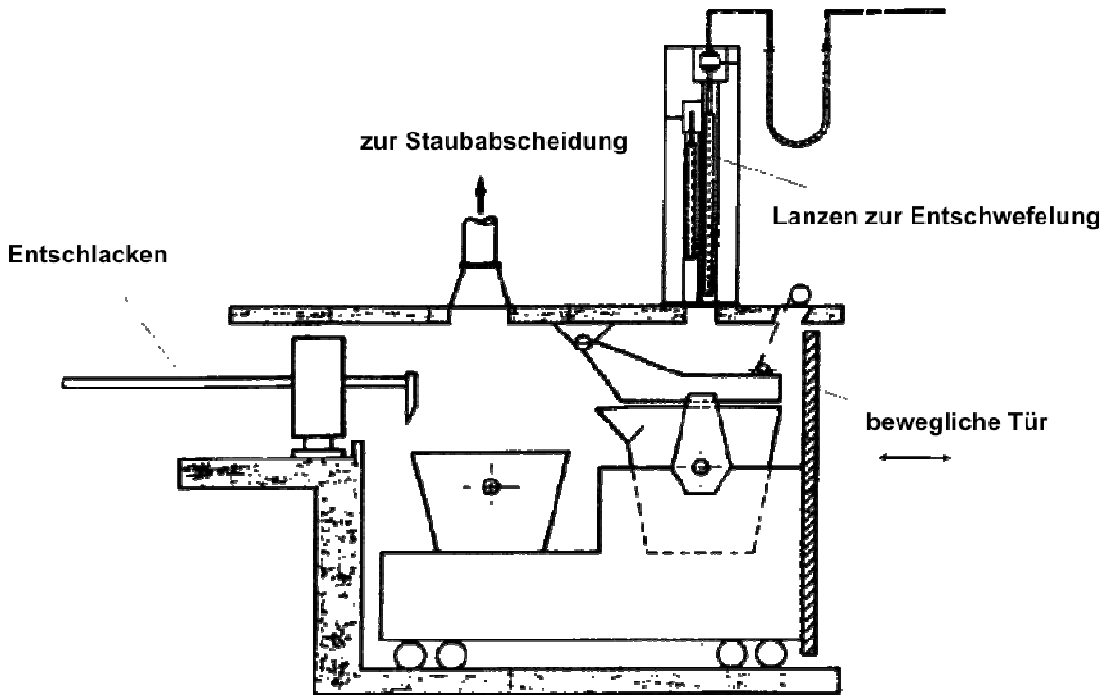
[19, EC BOF 1995] [38, EUROFER BOF 1997] [65, InfoMil 1997] [244, Plickert 2007] [247, Netherlands 2007] [252 (Frankreich) 2007] [277, Wiesenberger 2007] [363, Eurofer 2007] [365, Eurofer 2007]

7.3.2.2 Staubminderung bei der Vorbehandlung des Roheisens

Beschreibung

Im Laufe der dreistufigen Roheisenvorbehandlung (Entschwefelung, Schlackenabtrennung und Roheisenübergabe mit Wägung) treten Staubemissionen auf. Die spezifischen Staubemissionen (im Rohgas) schwanken zwischen 110 und 830 g/t Rohstahl$_{flüssig}$ [38, EUROFER BOF 1997]. Diese Emissionen werden erfasst (Abbildung 7.20) und üblicherweise mittels Gewebefilter abgereinigt. Der Entschwefelungsstand wird meist in geschlossener Bauweise errichtet. Die wichtigsten Maßnahmen zur Entstaubung bzw. zur Minimierung der Staubemissionen umfassen die Verwendung von Pfannendeckeln, das kontrollierte Einbringen der Entschwefelungsmittel, den integrierten Schlackenabzug, den Einsatz einer Einhausung mit Gaserfassungssystem und die Installation einer beweglichen Tür (Abbildung 7.20).

Die abgesaugten Gase weisen einen Staubgehalt von bis zu 10.000 mg/Nm^3 auf. In einigen Fällen werden trockene E-Filter eingesetzt.



Quelle: [38, EUROFER BOF 1997]

Abbildung 7.20: Entstaubung bei einer Anlage zur Entschwefelung von flüssigem Roheisen

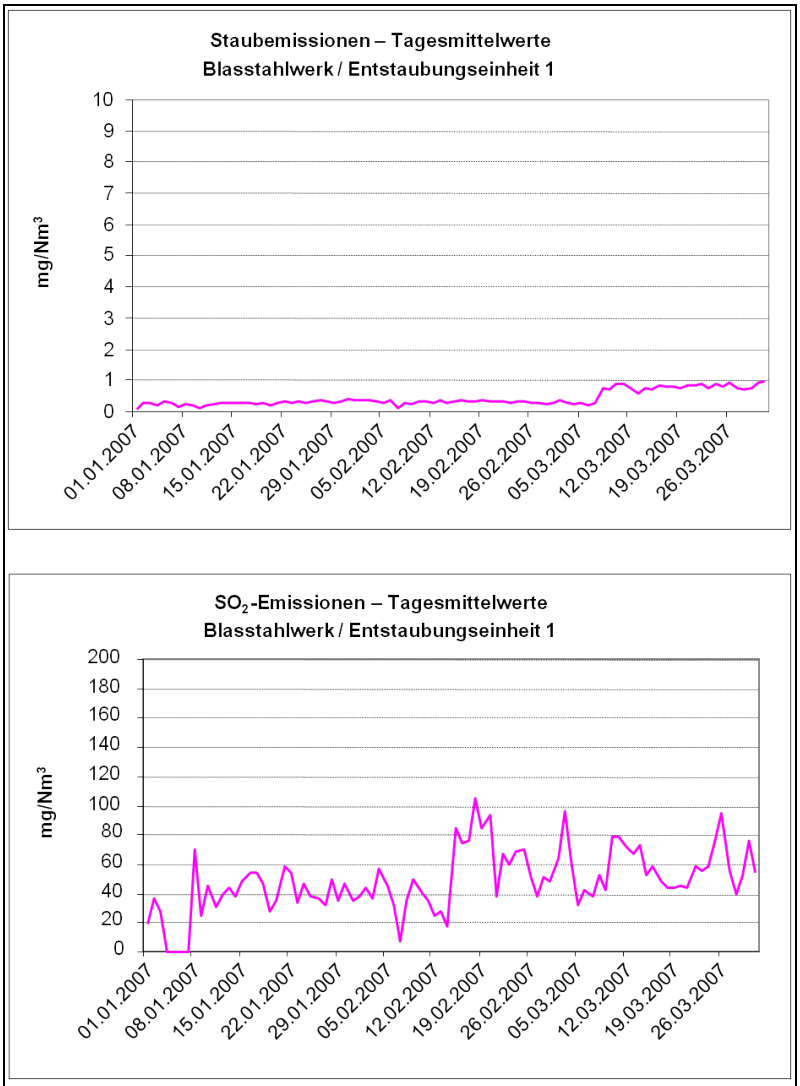
Ein wichtiger Faktor ist die Effizienz des Absaugsystems. Die Position der Absaughauben muss optimiert werden, um eine effiziente Absaugung zu erreichen. Der Abgasvolumenstrom für eine gesonderte Entstaubung liegt im Bereich von 30.000 – 1 Mio. Nm^3/h. Mit einer gesonderten Entstaubung kann die Leistungsfähigkeit der Entstaubung besser kontrolliert und die einzelnen erfassten Stäube besser recycelt werden. In einigen Anlagen ist die Entschwefelung an das zentrale Sekundärentstaubungssystem angeschlossen und kann daher nicht gesondert beschrieben werden. Diese Systeme haben eine Absaugleistung von 300.000 bis 2.200.000 Nm^3/h. In einigen Fällen kann die Absaugkapazität an die Erfordernisse der verschiedenen Prozessbedingungen angepasst werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Soweit der Staub wirksam abgesaugt und anschließend einem Gewebefilter (oder Elektrofilter) zugeführt wird, können Emissionswerte von unter 10 mg/Nm^3 (ca. 1 g/t $Rohstahl_{flüssig}$) erreicht werden.

Bei Corus in IJmuiden (Niederlande) wird die Entschlackung und die Entschwefelung in einem geschlossen Raum durchgeführt, welcher abgesaugt wird. Die Emissionen werden dann einem Gewebefilter zugeführt. Einzelmessungen ergaben Staubemissionen von 2 mg/Nm^3 im Jahr 2001 und 1 mg/Nm^3 im Jahr 2004.

Eine Entstaubungseinheit der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich) hat ein Absaugvolumenstrom von ca. 1 Mio. Nm^3/h. Sie dient der Erfassung der Emissionen aus der Vorbehandlung des Roheisens einschließlich der Entschwefelung, der Schlackenseparation, dem Handling des Roheisens sowie der Emissionen eines Pfannenofens. Die Staubemissionen werden kontinuierlich gemessen. Der Jahresmittelwert der Staubemissionen betrug im Jahr 2004 7,1 mg/Nm^3. Aktuelle Tagesmittelwerte liegen zwischen 0,2 und 1 mg/Nm^3. Seit 2006 werden auch die SO_2-Emissionen kontinuierlich gemessen. Die Tagesmittelwerte der SO_2-Emissionen, die über 3 Monate im Jahr 2007 gemessen wurden, lagen im Bereich von 20 – 100 mg/Nm^3. Abbildung 7.21 zeigt Messdaten für Staub und SO_2 über einen Zeitraum von drei Monaten. Allerdings betrugen einzelne Halbstundenmittelwerte bis zu 340 mg/Nm^3.



Quelle: [277, Wiesenberger 2007]

Abbildung 7.21: Tagesmittelwerte der Sekundärentstaubungseinheit 1 am Blasstahlkonverter der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich).

Medienübergreifende Effekte

Die Sauggebläse verbrauchen Energie. Weiterhin fällt ein fester Abfall an, der aufgrund seines hohen Eisengehalts in den Sinterprozess zurückgeführt werden kann. Dies führt allerdings zu höheren Schwefelemissionen im Sinterprozess. Die Zusammensetzung des Staubes aus der Roheisenentschwefelung hängt stark vom eingesetzten Entschwefelungsmittel ab. Alternativ kann der gesammelte Staub auch nach einer Brikettierung in den Blasstahlkonverter zurückgeführt (siehe Abschnitt 2.5.4.4.4) oder in der Zementindustrie genutzt werden

Betriebsdaten

Sowohl Gewebe- als auch Elektrofilter können ohne Probleme betrieben werden.

Anwendbarkeit

Die Staubminderung bei der Vorbehandlung des Roheisens kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte

Die Investitionskosten für die Anwendung dieser Technik betragen etwa 10 Mio. €. Bei den genannten Beispielen wurden die Kostenangaben 1996 in ECU umgerechnet und jetzt als Euro angegeben.

Auslöser für die Umsetzung
Wichtigster Auslöser für die Staubminderung bei der Vorbehandlung des Roheisens war die Einhaltung von Emissionsgrenzwerten und anderen gesetzlichen Anforderungen.

Referenzanlagen
Die Staubminderung bei der Vorbehandlung des Roheisens wird weltweit in vielen Anlagen angewandt.

Referenzliteratur
[19, EC BOF 1995] [65, InfoMil 1997] [247, Netherlands 2007] [277, Wiesenberger 2007] [363, Eurofer 2007]

7.3.2.3 Staubminderung beim Block- oder Strangguss

Beschreibung
Beim Blockguss sollten zum Schutz der Schmelze vor Oxidation und zur deutlichen Minderung der Rauchentstehung Abdeckungen eingesetzt werden. Wenn eine signifikante Rauchentwicklung nicht vermeidbar ist, sollte der Rauch abgesaugt und abgeschieden werden. Beim Block- oder Strangguss von bleilegierten Stählen ist in jedem Fall eine gesonderte Absaugung und Abreinigung erforderlich.

Beim Schneiden von Edelstahl entsteht durch die Beschickung der Brennschneidausrüstung mit Eisenpulver so viel brauner Rauch, dass auch hier der Einsatz einer geeigneten Raucherfassung und -abscheidung, z. B. mittels Gewebefiltern, gerechtfertigt ist.[106]

Beim Gießen bleilegierter Stähle oder bei der Bleizugabe kann die Pfanne oder der Verteiler oben abgedeckt werden. Eine sorgsame Auslegung der Bleiinjektionsanlage ist notwendig, um das Risiko einer Freisetzung von Bleidämpfen zu minimieren. Der Rauch sollte rund um die Gießkokille sowie an der Sekundärstahlerzeugung[107] selbst abgesaugt und einem Gewebefilter zugeführt werden, der speziell zur Reinigung des bleihaltigen Rauchs bestimmt ist.

Wenn die Reinigung der Kokille durch Sauerstoffbohren erfolgt, sollten die entstehenden Rauchgase umschlossen und gemeinsam mit den anderen bleihaltigen Rauchgasen abgesaugt werden.[108] Alle Stäube, die beim Gießen von bleihaltigem Stahl auftreten, sollten mittels spezieller Gewebefiltersysteme abgereinigt werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Tabelle 7.23 zeigt die in zwei Gießanlagen mittels Gewebefilter erreichten Emissionswerte.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die angegebenen Emissionswerte stammen von Gießanlagen in Elektrostahlwerken, welche ausschließlich Edelstahl erzeugen und die mit Gewebefiltern ausgestattet sind. Im Prinzip ist diese Technik auch auf Blasstahlwerke, die Edelstahl erzeugen, übertragbar, da die Bedingungen dort vergleichbar sind.

---

[106] Anm. der Übersetzer: Dieser Satz bezieht sich nur auf Blasstahlwerke, in denen Edelstahl erzeugt und folglich dort auch gegossen und geschnitten wird. Da dies nicht die Regel ist, ist dieser Satz für die meisten Blasstahlwerke nicht relevant.

[107] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ein Übertragungsfehler, da Blasstahlwerke in der Regel über keine Einheit zur Sekundärstahlerzeugung (‚secondary steelmaking unit') verfügen.

[108] Anm. der Übersetzer: Vermutlich bezieht sich dieser Satz nur auf Blasstahlwerke, in denen bleilegierte Stähle erzeugt werden.

Tabelle 7.23: Erreichte Emissionswerte zweier Gießanlagen, die mit Gewebefiltern ausgestattet sind

Parameter	Block- und Strangguss	Strangguss
Staub	0,5	0,5
Ni	<0,002 ([1])	0,014
Cr, Mn, V	<0,004 ([1])	0,016
Ni, Cr, Mn, V	<0,006 ([1])	0,03
Cr(VI)	<1 ([1])	0,014

([1]) Maximalwerte basierend auf Halbstundenmittelwerten

Anm.: – Werte sind Jahresmittelwerte, angegeben in mg/Nm^3
– Die Angaben beziehen sich ausschließlich auf die Erzeugung von Edelstahl

Quelle: [244, Plickert 2007].

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Mit Gewebefiltern ausgestattete Gießanlagen werden bei zwei deutschen Elektrostahlwerken angewendet, die Edelstahl erzeugen.[109]

Diese Technik wird auch im Vereinigten Königreich eingesetzt.

Referenzliteratur
[240, UKEA 2004] [244, Plickert 2007]

7.3.2.4 Allgemeine Techniken zur Vermeidung und Verminderung diffuser und flüchtiger Sekundäremissionen

Beschreibung
Allgemeine Techniken zur Vermeidung und Verminderung von diffusen und flüchtigen Sekundäremissionen sind:

1. eine getrennte Absaugung sowie Anwendung von Entstaubungssystemen bei allen Teilprozessen des Blasstahlwerks
2. ein korrekter Betrieb der Entschwefelungsanlage zur Vermeidung von Emissionen
3. eine Kompletteinhausung der Entschwefelungsanlage
4. die Abdeckung der Roheisenpfanne mit einem Deckel, wenn diese nicht benutzt wird, sowie die regelmäßige Reinigung der Roheisenpfanne und Entfernung der Pfannenbären
5. ein etwa zweiminütiger Verbleib der Roheisenpfanne vor dem Konverter nach dessen Befüllung mit dem Roheisen, sofern kein Dachabsaugungssystem eingesetzt wird
6. eine computergestützte Steuerung und Optimierung des Stahlerzeugungsprozesses, z. B. so, dass Konverterauswürfe (d. h. wenn die Schlacke so sehr schäumt, dass sie überläuft) vermieden oder begrenzt werden
7. eine Begrenzung der Konverterauswürfe durch Limitierung des Gehalts an Elementen, die Konverterauswürfe verursachen sowie durch die Zugabe von Hilfsstoffen, die Konverterauswürfe vermindern
8. das Schließen des Raumes um den Blasstahlkonverter beim Sauerstoffblasen mittels Türen
9. eine kontinuierliche Kameraüberwachung des Daches hinsichtlich sichtbarer Emissionen
10. den Einsatz eines Dachabsaugungssystems

[109] Anm. der Übersetzer: Auch wenn diese Technik gemäß der Ausführungen zur „Anwendbarkeit“ auch für Blasstahlwerke, die Edel- oder bleilegierte Stähle erzeugen, in Betracht kommt, war offenkundig kein Blasstahlwerk als Referenzanlage bekannt.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Technik 1: Diese Technik kann dazu beitragen, den Erfassungsgrad zu optimieren und die Verwertungsmöglichkeiten der abgeschiedenen Stäube zu verbessern. Andererseits erreichen kombinierte Sekundärentstaubungssysteme, wie sie bei den meisten Anlagen betrieben werden, gleiche Umweltleistungswerte wie bei getrennter Abgaserfassung, welche nur als Einzellösung in einem Land angewendet wird. In Hinblick auf den Energieverbrauch sind kombinierte Systeme vorteilhaft.

Technik 2: Der Einsatz von Calciumoxid anstelle von Calciumcarbid im Entschwefelungsprozess führt zu einer Verringerung der Staub- und Geruchsemissionen sowie einer anderen (besser nutzbaren) Zusammensetzung der erzeugten Schlacke (siehe Abschnitt **7.2.2.1.1**).

Technik 3: Diese Maßnahme ermöglicht eine vollständige Absaugung der Abluft durch das Entstaubungssystem

Technik 4: Bei Anwendung dieser Technik kühlen die Pfannen weniger ab, wodurch weniger Pfannenbären entstehen. Zudem werden rauchende Pfannen vermieden, was zu geringeren Staubemissionen führt.

Technik 5: Diese Maßnahme ermöglicht die Absaugung des Rauchs, welcher sonst freigesetzt wird, wenn kein Dachabsaugungssystem eingesetzt wird.

Techniken 4, 5, 6 und 8: In einem speziellen Fall werden durch Anwendung dieser Techniken sowie einer geeigneten Überwachung der Emissionen vom „Mühlstein“ (siehe Abschnitt 7.3.1) Dachemissionen von weniger als 0,14 kg/t Roheisen bei der Entleerung der Torpedopfannen und von weniger als 10 g/t Rohstahl$_{flüssig}$ während des gesamten Blasstahlkonverterprozesses erreicht [359, Netherlands 2007].

Technik 9: Wenn das Dach kontinuierlich hinsichtlich sichtbarer Emissionen überwacht wird, können veränderte oder unnormale Betriebsbedingungen, die zu höheren sichtbaren Emissionen führen, festgestellt und mit der Kamera aufgezeichnet werden.[110]

Medienübergreifende Effekte

Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten

Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit

Technik 1: Es lagen keine Angaben vor.

Technik 4: Diese Maßnahme ist anwendbar, wenn kein Dachabsaugungssystem eingesetzt wird.[111]

Wirtschaftliche Aspekte

Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung

Eine kontinuierliche Überwachung[112] ermöglicht frühzeitige Korrekturmaßnahmen und kann daher auch ökonomische Vorteile bieten.

---

[110] Anm. der Übersetzer: Letzteres bedeutet u.E. unmittelbar noch keine Umweltentlastung, die systematische Feststellung solcher Betriebsbedingungen kann jedoch ein systematisches Vorgehen zur Minderung sichtbarer Emissionen unterstützen.

[111] Anm. der Übersetzer: Vermutlich sollte sich diese Aussage nicht auf Technik 4, sondern auf Technik 5 beziehen. Bei den vorstehenden Ausführungen zu Technik 4 wurde jedenfalls nicht auf ein etwaiges Dachabsaugungssystems Bezug genommen; es erscheint auch nicht nachvollziehbar, weshalb die Anwendbarkeit dieser Technik davon abhängig sein sollte. Technik 5 ist dagegen laut deren Beschreibung vor allem bei Fehlen einer Dachabsaugung relevant; es würde uns allerdings auch hier fraglich erscheinen, weshalb diese Technik bei Vorhandensein eines Dachabsaugungssystems nicht anwendbar sein sollte.

Referenzanlagen
Techniken 4, 5, 6 und 8: Corus, IJmuiden (Niederlande)

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006] [241, Poland 2007] [247, Netherlands 2007] [249, Netherlands 2007] [359, Netherlands 2007] [360, Sick-Maihak 2006] [361, Sigmund 2007]

7.3.3 Behandlung des Abwasser aus der Nassentstaubung

Beschreibung
In den meisten Sauerstoffblasstahlwerken werden zur Minderung der Primärgasemissionen (Konvertergas; siehe Abschnitt 7.3.7) Nasswäscher eingesetzt. Dies führt potenziell zu einer Verlagerung der Schadstoffbelastung vom Abgas in das Abwasser, weshalb das anfallende Abwasser üblicherweise wiederverwendet und vor seiner Ableitung behandelt wird.

Das Waschwasser enthält hauptsächlich abfiltrierbare Stoffe sowie Zink und Blei, die die wichtigsten vorkommenden Schwermetalle sind.

Ein großer Teil der abfiltrierbaren Stoffe kann aus dem Waschwasserkreislauf mittels Hydrozyklon und/oder Fällung entfernt werden. Nach pH-Wert-Einstellung kann der größte Teil des Waschwassers im Kreislauf geführt werden

Das Abschlämmwasser kann vor seiner Ableitung mittels Fällung und/oder Filtration behandelt werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Tabelle 7.24 zeigt Beispiele für die spezifischen Abwasseremissionen aus Nassentstaubungssystemen in Blasstahlwerken.

Tabelle 7.24: Beispiele für die spezifischen Abwasseremissionen aus Nassentstaubungssystemen in Blasstahlwerken

Parameter	Einheit	Anlagen mit unterdrückter Verbrennung		
		Corus, IJmuiden (NL) ([1])	Stelco LEW, Ontario (Kanada)	LTV Steel, Cleveland (USA)
Abflussmenge	m^3/t $Rohstahl_{flüssig}$	0,52	1,1	0,002
Abfiltrierbare Stoffe	g/t $Rohstahl_{flüssig}$	20	5,5	0,0083
Zink (Zn)	mg/t $Rohstahl_{flüssig}$	73	210	0,36
Blei(Pb)	mg/t $Rohstahl_{flüssig}$	31	110	0,057

([1]) Die Angaben zu den Emissionen von Corus IJmuiden (Niederlande) beziehen sich auf das Jahr 1994.
Quelle: [65, InfoMil 1997].

Die effizientesten Maßnahmen zur Minimierung von Abwassereinleitungen[113] sind:

1. Erhöhung der Rückführungsrate des Waschwassers: Eine hohe Rückführungsrate kann durch zweistufige Sedimentation des Waschwassers erreicht werden, wobei zur Verbesserung der Carbonatfällung vor der zweiten Sedimentationsstufe Kohlendioxid (CO_2) zugegeben wird. Anzumerken ist, dass die Zugabe von CO_2 nur bei Anlagen mit unterdrückter Verbrennung möglich ist.

[112] Anm. der Übersetzer: Vermutlich bezieht sich diese Aussage nur auf Technik 9 (die kontinuierliche Kameraüberwachung des Dachs hinsichtlich sichtbarer Emissionen).

[113] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist die Minimierung der Schadstoffeinträge über Abwassereinleitungen gemeint.

2. Behandlung des Abschlämmwassers: Obwohl eine weitgehende Kreislaufführung möglich ist, muss ein Teils des Kreislaufwassers zur Vermeidung einer Anreicherung bestimmter Mineralien/Salze ausgeschleust (abgeschlämmt) werden. Die wichtigste Schadstoffbelastung des Abschlämmwassers sind die abfiltrierbaren Stoffe (einschließlich Zink, Blei etc.). Das Abschlämmwasser wird mittels Sedimentation und Filtration behandelt.

Medienübergreifende Effekte
Durch Abtrennung der abfiltrierbaren Stoffe aus dem Waschwasserkreislauf mittels Hydrozyklon und/oder Sedimentation der abfiltrierbaren Stoffe fällt Schlamm an. Dieser Schlamm kann zu 100% in der Eisen- und Stahlerzeugung verwertet, d. h. in die Sinteranlage oder – nach einer Kaltbrikettierung (siehe Abschnitt 2.5.4.4.4) – in den Blasstahlkonverter zurückgeführt werden, sofern der Zinkeintrag über den Schrott strikt begrenzt ist. Viele Stahlwerke in der Welt können den Schlamm jedoch nicht verwerten, so dass er abgelagert oder entsorgt werden muss.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Eine hohe Rückführungsrate und eine Behandlung des Abschlämmwassers sind sowohl bei neuen als auch bestehenden Anlagen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Beispielanlagen mit hohen Rückführungsraten und Behandlung des Abschlämmwassers sind:
Corus, IJmuiden (Niederlande);
ArcelorMittal, Gent (Belgien);
AlcelorMittal, Cleveland (Vereinigte Staaten).

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [138, Theobald 1997] [363, Eurofer 2007]

7.3.4 Behandlung des Abwassers aus der Stranggussanlage

Beschreibung
In Stranggussanlagen wird Wasser zur Direktkühlung der Brammen, Walzblöcke und Knüppel eingesetzt. Dabei fällt belastetes Abwasser an. In vielen Fällen wird dieses Abwasser zusammen mit dem Abwasser aus dem Walzwerk behandelt. Nach der Behandlung wird das Wasser wiederverwendet.

Die Gießkokille und der innere Teil der Strangführungsrollen werden üblicherweise mit einem geschlossenen Wasserkreislauf gekühlt, was hier nicht Gegenstand der Betrachtung ist.

Die wichtigsten Schadstoffe im Abwasser sind abfiltrierbare Stoffe und Öl. Die wichtigsten Maßnahmen zur Minderung der Abwasserableitungen[114] sind hohe Rückführungsraten sowie die Sedimentation und/oder Filtration des Abschlämmwassers. Zur Abtrennung von Öl können Ölabscheider eingesetzt werden.

[114] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist die Minderung der Schadstoffeinträge über Abwassereinleitungen gemeint.

Das zur Kühlung eingesetzte Sprühwasser wird üblicherweise vor oder nach dessen Rückkühlung im Kühlturm durch Sandfiltration gereinigt. Die Sandfiltration gewährleistet geringe Feststoff- und Ölgehalte, wodurch eine hinreichend lange Betriebszeit der Sekundärsprühdüsen an der Stranggussmaschine erreicht wird. Das Abschlämmwasser, das zur Begrenzung des Gehalts an gelösten Stoffen im Wasserkreislauf ausgeschleust werden muss, sollte dem Kreislauf nach der Sandfiltration entnommen werden, um Einleitungen von abfiltrierbaren Stoffen sowie Verunreinigungen durch Öl oder Schmierstoffe zu minimieren. Um einem Zusetzen des Sandfilters vorzubeugen, sollte diesem ein Ölabscheider vorgeschaltet werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Tabelle 7.25 zeigt Beispiele der spezifischen Abwasseremissionen aus Stranggussanlagen.

Tabelle 7.25: Überblick über spezifische Abwasseremissionen aus der Direktkühlung in Stranggussanlagen

Parameter		Corus IJmuiden, Niederlande (1)	Stelco LEW, Ontario (Kanada)	ArcelorMittal, Indiana Harbour Works (USA)
Abflussmenge	m^3/t gegossener Stahl	0,04	1,4	0,076
Rückführungsrate	%	98	78	99
Abfiltrierbare Stoffe	g/t gegossener Stahl	0,8 0,2 (2)	26	1,4
Zink (Zn)	mg/t gegossener Stahl	<1	–	8,0
Blei (Pb)	mg/t gegossener Stahl	<1	–	8,7
Öl	mg/t gegossener Stahl	20	2000	160

(1) Die Angaben beziehen sich auf das Jahr 2004.
(2) Der Wert für 2007 weist auf eine abnehmende Tendenz hin
Quelle: [65, InfoMil 1997] [135, Busink, R. 2009].

Beispiele für Schadstoffkonzentrationen im behandelten Abwasser aus der Stranggussanlage des Blasstahlwerks von ArcelorMittal in Bremen (Deutschland) zeigt Tabelle 7.26 [362, Germany 2007] [363, Eurofer 2007]

Tabelle 7.26: Beispiele für Schadstoffkonzentrationen im behandelten Abwasser aus der Stranggussanlage des Blasstahlwerks von ArcelorMittal in Bremen (Deutschland)

Parameter	Anzahl der Messungen	Mittelwert	Median	Max	Min	Standardabweichung
Pb (µg/l)	33	*3,03*	*2,00*	*16,00*	*<2,00*	*3,11*
Cr (µg/l)	33	*2,99*	*2,00*	*13,00*	*<2,00*	*2,17*
Cu (µg/l)	33	*6,03*	*5,70*	*15,00*	*0,50*	*2,74*
Zn (µg/l)	33	*87,12*	*62,00*	*340,00*	*<20,00*	*73,89*
Cd (µg/l)	33	*0,20*	*0,20*	*0,27*	*<0,20*	*0,01*
Fe (mg/l)	33	0,59	0,14	8,50	0,05	1,63
Ni (µg/l)	33	21,88	22,00	37,00	11,00	6,15
$N_{mineral}$ (mg/l)	31	5,09	5,07	7,16	3,29	1,21
AOX (µg/l)	33	41,06	40,00	66,00	21,00	11,00
Abfiltrierbare Stoffe (mg/l)	33	*2,77*	*1,00*	*19,00*	*0,80*	*4,37*
DOC (mg/l)	33	5,31	5,00	10,00	4,30	1,11
TOC (mg/l)	33	5,68	5,40	10,70	4,60	1,22
Mineralöl-Kohlenwasserstoffe (mg/l)	31	*0,16*	*0,18*	*0,40*	*<0,10*	*0,07*
Toxizitätsindex für Fischeier	8	1,25	1,00	2,00	1,00	0,43

Anm.: Messwerte von Zufallsstichproben im Zeitraum Feb. 2000 – Nov. 2006. Kursive Werte bedeuten, dass für Messwerte unter der Nachweisgrenze der Wert der Nachweisgrenze in die Berechnung eingegangen ist.[115]
Quelle: [260, Germany 2007] [362, Germany 2007].

[115] Anm. der Übersetzer: Entgegen der obenstehenden Anmerkung enthielt die englische Fassung dieser Tabelle keine kursiv gesetzten Werte. Die Kennzeichnung der Werte wurde aus der Originalquelle rekonstruiert.

Medienübergreifende Effekte
Bei den Sedimentationsschritten fallen eisenhaltige Schlämme an, der in die Sinteranlage zurückgeführt oder mittels Düsen direkt in den Hochofen eingeblasen werden können.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Eine hohe Rückführungsrate sowie die Behandlung des Abschlämmwassers sind sowohl bei neuen als auch bestehenden Anlagen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
ArcelorMittal, Indiana Harbour Works, Indiana (USA)
Corus, IJmuiden (Niederlande)
ArcelorMittal, Gent (Belgien)
Voestalpine Stahl GmbH, Linz (Österreich).

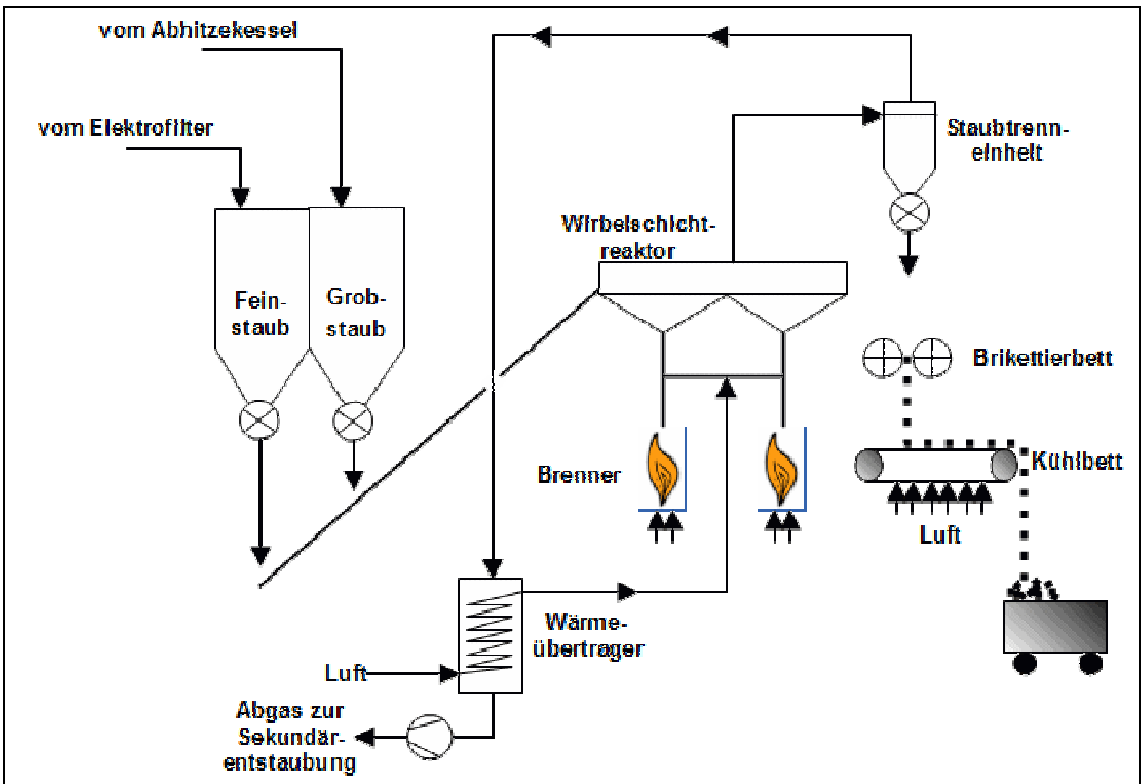
Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [240, UKEA 2004] [362, Germany 2007] [363, Eurofer 2007]

7.3.5 Heißbrikettierung und Verwertung des Staubs in Verbindung mit einer Erzeugung zinkreicher Pellets zur externer Verwendung

Beschreibung
Wenn trockene Elektrofilter zur Reinigung des beim Blasstahlprozess entstehenden Konvertergases eingesetzt werden, fällt fester Staub an. Dieser Staub hat einen hohen Eisengehalt (40 – 65%) und kann als wertvoller Rohstoff Verwendung finden, wenn der Staub zu Briketts gepresst wird. Obwohl Grobstaub und Feinstaub in derselben Anlage brikettiert werden, werden sie wegen ihrer unterschiedlichen Eigenschaften getrennt voneinander zugegeben (siehe **Table 7.15**). Briketts aus Grobstaub enthalten ca. 70% metallisches Eisen und können an Stelle von Schrott im Blasstahlkonverter eingesetzt werden. Briketts aus Feinstaub enthalten etwa 7% – 20% metallisches Eisen und können als Zuschlag zum Kühlerz verwendet werden [2, Auth et al. 1988]. Die Heißbrikettierung wird in einer speziellen Anlage durchgeführt (Abbildung 7.22). Zunächst werden die Stäube in einem Fließbettreaktor durch Heißluft und autotherme Reaktionen auf 750 °C aufgeheizt. In einem zweiten Schritt werden die Briketts in einer zylindrischen Presse geformt.

Die Rückführung des Staubes führt zu einer allmählichen Anreicherung von Zink. Wenn die Staubbriketts einen mittleren Zinkgehalt von mindestens 17 Gewichts-% erreicht haben, werden sie zur Rückgewinnung von Zink externen Verwertern überlassen. Aus Gründen der technischen Machbarkeit und Wirtschaftlichkeit sollte für die Rückgewinnung von Zink ein Zinkgehalt von 20 bis 24 % erreicht werden, z. B. durch Mischen geeigneter Einsatzstoffe.

Da sich das Zink in diesem geschlossenen System sehr ungleichmäßig über den Staub verteilt, gelangen auch Stäube mit Zinkgehalten von deutlich über 17 Gewichts-% in den hier beschriebenen Kreislauf. Das führt dazu, dass beträchtliche Mengen an Zink unnötig im Kreis geführt und in jedem Zyklus wieder reduziert, verdampft, oxidiert und brikettiert werden.



Quelle: [38, EUROFER BOF 1997]

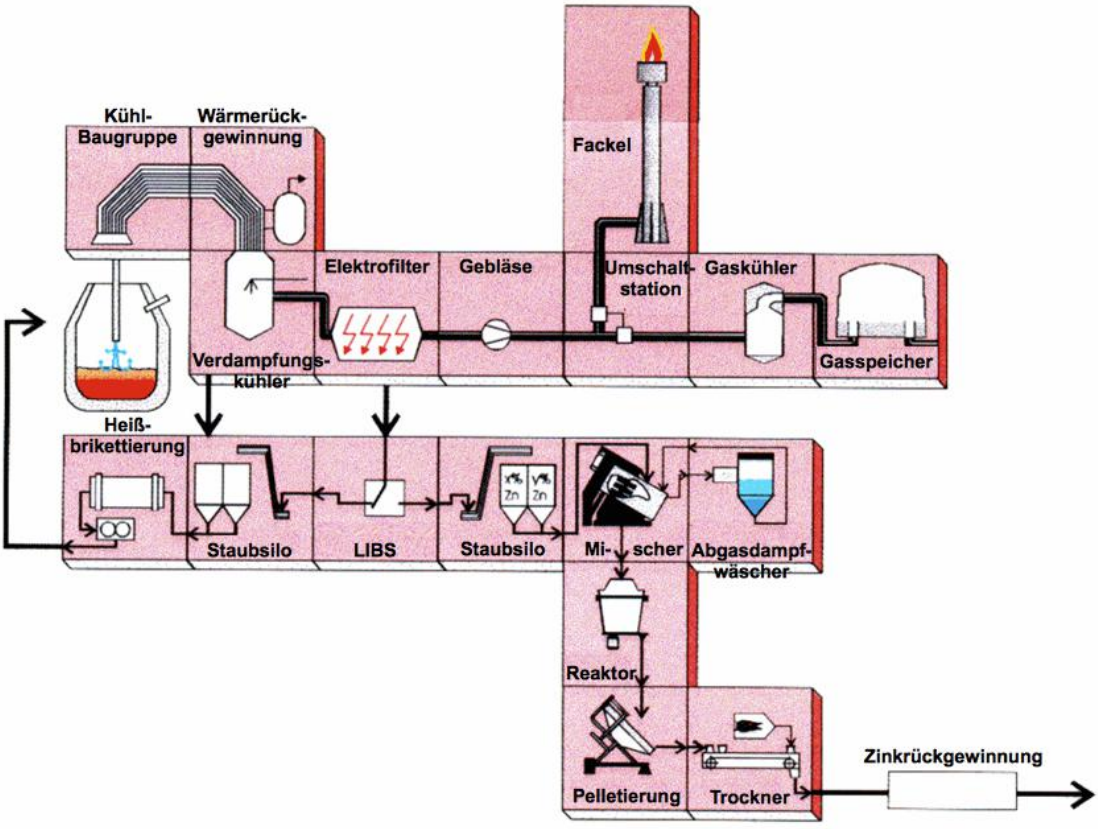
Abbildung 7.22: Anlage zur Brikettierung von Staub aus Oxygenstahlwerken

Die sägezahnartige Abfolge von Zinkanreicherung und Ausschleusung des Staubs führt zu einer stark schwankenden Zugabe von Staubbriketts in den Blasstahlkonverter. Dies hat wiederum nicht nur einen Einfluss auf die metallurgischen Prozesse (Entschlackung, Ansammlung von Staubablagerungen in der Abgasleitung), sondern auch eine signifikante Auswirkungen auf das thermische Gleichgewicht (Verhältnis von flüssigem Roheisen zu Schrott). Es sind regelmäßige Analysen erforderlich, um sicherzustellen, dass die Qualität des erzeugten Stahls und der Schlacke nicht durch einen übermäßigen Eintrag von Zink beeinträchtigt wird.

Zur Optimierung des Prozesses wurde eine Technik zur Echt-Zeit-Bestimmung des Zinkgehaltes im Staub entwickelt. Diese Technologie wird LIBS (Laser-induzierte Zerfallsspektroskopie, *engl.* laser-induced breakdown spectroscopy) genannt. Diese Messeinrichtung bestimmt kontinuierlich den Zinkgehalt des Staubs auf dem Förderband. Je nach bekanntem Zinkgehalt kann der Staub wahlweise ausgeschleust, einer Pelletierung oder einem externen Verwerter zugeführt werden.

Abbildung 7.23 liefert einen schematischen Überblick über Maßnahmen zur Optimierung der Staubverwertung in einem Blasstahlwerk.

Ein Grund, feine Stäube zu pelletieren, ist, wenn diese selbst bei Zugabe von Bindemitteln nicht brikettiert werden können. Ferner erfüllen die Pellets im Allgemeinen besser die Kundenanforderungen in Hinblick auf Analytik, Lagerfähigkeit, Staubfreiheit, Transportfähigkeit sowie ein einfaches Handling. Darüber hinaus können die Eigenschaften der Staubpellets im Hinblick auf ihre weitere Verarbeitung durch Zugabe von Reduktionsmitteln, anderen Additiven etc. optimiert werden.



Quelle: [57, Heinen 1997]

Abbildung 7.23: Schematischer Überblick über Maßnahmen zur Optimierung der Verwertung von Stäuben aus Blasstahlwerken

Es wurden die Heißbrikettierung und die Erzeugung von zinkreichen Pellets für externe Verwendungen beschrieben. Daneben ist es technisch möglich, die Nichteisenmetalle aus den Schlämmen und Stäuben zu extrahieren, bevor die werthaltigen und gereinigten eisenhaltigen Feststoffe in den Prozess der Eisenerzeugung zurückgeführt werden. Die extrahierten Nichteisenmetalle können in der NE-Metallindustrie weiter verarbeitet werden. Dazu werden folgende Verfahren eingesetzt:

- Drehherdofenverfahren
- Wirbelschichtverfahren
- Verfahren mit zirkulierender Wirbelschicht
- Hochturbulenzmischverfahren
- Plasmaverfahren
- Mehrzwecksauerstoffkupolofen.

Externe Anlagen zur Verwertung von zinkreichem Schlamm und Staub werden im kommerziellen Maßstab betrieben. Diese Technik hat zunehmend Verbreitung gefunden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Durch die Heißbrikettierung und Verwertung des Staubs wird eine Deponierung von festen Abfällen vermieden und wertvolle Rohstoffe eingespart. Die Menge des verarbeiteten Staubs beträgt etwa 10 bis 20 kg pro Tonne erzeugten Rohstahls. Die gesamte Eisenausbeute wird um ca. 1% erhöht. Die Recyclingquote des Staubs kann 100% erreichen.

Medienübergreifende Effekte
Die Heißbrikettieranlage benötigt Energie, senkt aber den Rohstoffverbrauch.

Betriebsdaten

Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Diese Methode ist anwendbar, wenn trockene Elektrofilter zur Reinigung des Konvertergases eingesetzt werden. Es liegen Erfahrungen vor, dass die Brikettierung bei Nassentstaubungssystemen keine geeignete Lösung zur Rückgewinnung von Zink ist, da die Sedimentation in den Absetztanks aufgrund der Bildung von Wasserstoff (aus einer Reaktion von Zink mit Wasser) instabil ist. Aus Sicherheitsgründen sollte der Zinkgehalt im Schlamm auf 8 – 10 % begrenzt werden.

Zukünftig könnte es möglich sein, auch Schlämme aus Venturiwäschern zu behandeln, aber hierfür würde zusätzliche Energie zur Verdampfung des Wassers benötigt.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Wichtigste Auslöser für die Umsetzung dieser Technik waren begrenzte Möglichkeiten und hohe Kosten für die Entsorgung des Staubs.

Referenzanlagen
- Stahlwerk LD 3 der Voestalpine Stahl GmbH in Linz (Österreich); in dieser Anlage wird die Rückgewinnung von Zink in Form von Pellets zur externen Nutzung praktiziert
- Stahlwerk Gwangyang Works der POSCO Iron and Steel Company (Südkorea)
- Stahlwerk der Baoshan Iron and Steel Company, China
- Dneprovsky Integrated Iron&Steel Works named after Dzershinsky, Ukraine
- Stahlwerke LD 1 und LD 2 der ThyssenKrupp Steel AG in Duisburg (Deutschland)
- BHP, Newcastle (Australien)

Referenzliteratur
[2, Auth et al. 1988] [57, Heinen 1997] [116, Rentz et al. 1996] [154, UN-ECE 1996] [363, Eurofer 2007]

7.3.6 Senkung des Zinkgehalts im eingesetzten Schrott

Beschreibung
Ein hoher Zinkeintrag in den Hochofen wirkt sich nachteilig auf den bestimmungsgemäßen Betrieb aus. Deshalb wird die Rückführung von Materialien mit hohem Zinkgehalt begrenzt. Die Stäube und Schlämme, die bei der Entstaubung des Konvertergases anfallen, können relativ hohe Konzentrationen an Schwermetallen, insbesondere von Zink aufweisen (siehe **Table 7.15**). Dieses Zink stammt hauptsächlich aus dem Schrott, der dem Blasstahlkonverter zugegeben wird. Die Freisetzung von Zink kann je nach Art der eingesetzten Schrotte und Bedingungen der Sauerstoffeinblasung von Charge zu Charge stark schwanken. Das gleiche Problem tritt – wenn auch in geringerem Ausmaß – auch bei Blei und Cadmium auf.

Um die Anforderungen an die Staubrückführung einzuhalten, kann Schrott mit niedrigem Zinkgehalt eingesetzt werden. Folglich ist Schrott auszuschließen, der feuerverzinkte Erzeugnisse enthält.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
In einigen Anlagen gelten strenge Regeln bezüglich des Einsatzes von Schrott mit niedrigem Zinkgehalt. Der Schlamm aus der Konvertergasentstaubung hat in diesem Fall einen Zinkgehalt von ca. 0,1 – 0,3 %, was eine 100%ige Rückführung des Staubes in die Sinteranlage erlaubt.

Medienübergreifende Effekte
Diese Lösung ist als lokale Lösung zu betrachten. Global betrachtet ist der ökologische Effekt möglicherweise gleich Null, da weltweit große Mengen an feuerverzinktem Stahl erzeugt werden, die, wenn sie als Schrott für die Stahlerzeugung zur Verfügung stehen, zum Anfall von zinkreichen Schlämmen führen. In den meisten Blasstahlkonvertern wird das Zink hauptsächlich in den ersten Minuten des Sauerstoffblasens emittiert.

Betriebsdaten
Diese Technik kann ohne Probleme betrieben werden.

Anwendbarkeit
Diese Technik ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen einsetzbar. Allerdings hängt sie stark von der Verfügbarkeit von Schrotten mit niedrigen Gehalten an Zink, Blei und Cadmium und den Kosten für den Einsatz dieser Art von Schrotten ab. Sie ist deshalb nicht in allen Fällen anwendbar und hängt stark vom Schrottmarkt ab. In der zuvor erwähnten Beispielanlage von Corus in IJmuiden (Niederlande) beruht die Technik auf dem Einsatz von Schrotten mit einem geringen Zinkgehalt. Verzinkter Schrott wird nicht eingesetzt, weil der Staub aus dem Blassstahlprozess über den Hochofen recycelt wird. Dieser sollte vorzugsweise in Anlagen ohne die in Abschnitt 7.3.5 beschriebene Staubrückführung (siehe) eingesetzt werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Schrotte mit niedrigem Zinkgehalt sind teurer und erhöhen so die Erzeugungskosten je Tonne flüssigem Rohstahl. Es ist zu erwarten, dass Schrotte mit niedrigem Zinkgehalt immer schwieriger zu beschaffen sein werden. Andererseits ermöglicht der Einsatz von zinkarmen Schrotten die Rückführung der Schlämme und Stäube aus der Reinigung des Konvertergases.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Corus, IJmuiden (Niederlande); British Steel, Scunthorpe (Vereinigtes Königreich)

Referenzliteratur
[13, Deckers et al. 1995] [65, InfoMil 1997] [105, Pazdej et al. 1995] [247, Netherlands 2007] [363, Eurofer 2007]

7.3.7 Energetische Nutzung des Konvertergases

Beschreibung
Die energetische Nutzung des Konvertergases bedeutet, sowohl die Abwärme als auch den chemischen Energie des Konvertergases effizient zu nutzen. Zuvor wurde der größte Teil der chemischen Energie durch Abfackeln des Konvertergases verschwendet.

Das beim Sauerstoffblasen entstehende Konvertergas verlässt den Blasstahlkonverter über den Konvertermund und wird dann durch die Primärabsaugung aufgefangen. Dieses Gas hat eine Temperatur von ca. 1200 °C bei einem spezifischen Volumenstrom von etwa 50 – 100 Nm^3/t Stahl. Wenn es den Blasstahlkonverter verlässt, enthält das Gas ca. 70 – 80 % Kohlenmonoxid und hat einen Energiegehalt von etwa 8,8 MJ/Nm^3.

Grundsätzlich gibt es zwei Konzepte zur energetischen Nutzung des Konvertergases:

1. *Vollständige Verbrennung des Konvertergases in der Konvertergasleitung mit anschließender Nutzung der Abwärme in einem Abhitzekessel zur Dampferzeugung*

Das Konvertergas kann unter Zuführung von Luft in die Rohrleitung der Primärabsaugung vollständig oder teilweise verbrannt werden. Auf diese Weise wird zusätzliche Wärme und ein größerer Gasvolumenstrom im primären Absaugsystem erzeugt und im Abhitzekessel kann mehr Dampf produziert werden. Die Menge an zugeführter Luft bestimmt die Menge des erzeugten Dampfs.

Während des gesamten Zyklus der Stahlerzeugung (ca. 30 bis 40 Minuten) dauert das Sauerstoffblasen ca. 15 Minuten. Die unmittelbar mit dem Sauerstoffblasen zusammenhängende Dampferzeugung verläuft deshalb diskontinuierlich.

2. *Unterdrückung der Verbrennung des Konvertergases und Zwischenspeicherung in einem Gasbehälter für die weitere Verwendung*

Die Verbrennung des Konvertergases im primären Absaugsystem kann durch Vermeidung einer Sauerstoffzufuhr unterdrückt werden. Dies erfolgt üblicherweise durch Absenkung einer wassergekühlten einziehbaren Schürze über den Konvertermund. Auf diese Weise bleibt das im Konvertergas enthaltene Kohlenmonoxid erhalten und kann anderenorts als Energiequelle genutzt werden. Das Gas wird entsprechend der Anforderungen des Gasverbundnetzes gereinigt und in einem Gasbehälter zwischengespeichert. Zur Nutzung der im unverbrannten Konvertergas enthaltenen Abwärme kann ein Abhitzekessel installiert werden. Es ist zu beachten, dass das Konvertergas zu Beginn und am Ende des Blasprozesses wegen des dann niedrigen Kohlenmonoxidgehalts nicht aufgefangen wird. Während dieser Prozessphasen, die wenige Minuten dauern (siehe **Figure 7.11**), wird das Gas stattdessen abgefackelt.

Gegenwärtig gibt es einen Trend in Richtung unterdrückter Verbrennung in Verbindung mit der Gewinnung von Konvertergas. Dafür gibt es zwei Hauptgründe:

- Bei unterdrückter Verbrennung sind die Gasmenge und damit die Kosten für Gebläse und Entstaubung geringer. Der für die unterdrückte Verbrennung charakteristische geringere Volumenstrom führt zu höheren Massekonzentrationen im Rohgas. Allerdings muss deshalb zur Erreichung derselben Staubkonzentrationen im Reingas ein effizienteres Entstaubungssystem eingesetzt werden (siehe auch Abschnitt 7.3.1).
- Anlagen mit vollständiger Verbrennung liefern große Mengen an Dampf. Da der Dampf jedoch diskontinuierlich anfällt, kann er nicht immer in vollem Umfang genutzt werden. Das bei unterdrückter Verbrennung gewonnene Konvertergas kann viel flexibler genutzt werden. Der Einsatz von Konvertergas als drittes gasförmiges Nebenprodukt neben Hochofengas und Kokereigas bringt beträchtliche Vorteile, wenn er den Ersatz beträchtlicher Mengen an zugekauften Energieträgern, z. B. von Erdgas, ermöglicht. In einigen Anlagen wird das Konvertergas primär zur Aufwertung des Hochofengases verwendet [66, Joksch 1995], während Kokerei- und Erdgas in den Mischstationen erst mit zweiter und dritter Priorität dazugemischt werden (Kaskadennutzung) [66, Joksch 1995].

Tabelle 7.27 zeigt Vorteile und Nachteile der unterdrückten Verbrennung unter besonderer Berücksichtigung der Konvertergasnutzung.

Die Zusammensetzung des Konvertergases bei unterdrückten Verbrennung zeigt **Table 7.6**. Bei Anwendung der vollständigen Verbrennung ist der CO-Gehalt viel niedriger und der CO_2-Gehalt entsprechend höher.

Tabelle 7.27: Vorteile und Nachteile der unterdrückten Verbrennung unter besonderer Berücksichtigung der Konvertergasnutzung

Vorteile	• kleinere Gasvolumenströme • homogenere Strömungsgeschwindigkeiten in den Hauben durch vergleichsweise größere Dimensionierung der gasführenden Einrichtungen • geringerer Energieverbrauch der Gasgebläse • geringerer Wasserbedarf für die Gaskühlung • kleinere Auslegung des Entstaubungssystems (für kleinere Gasvolumenströme) • Möglichkeit der Gasnutzung • Minderung von Gasfreisetzungen bei Übersprudeln der Schmelze durch Anbringung verschiedenartiger Dichtungsschürzen
Nachteile	• Komplexere technische Ausrüstungen in Hinblick auf sicherheitstechnische Anforderungen • Notwendigkeit zusätzlicher Anlagenteile • Notwendigkeit zusätzlicher sicherheitstechnischer Maßnahmen
Quelle: [38, EUROFER BOF 1997].	

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Tabelle 7.28 nennt Beispiele für die Dampferzeugung in Abhitzekesseln der damaligen Blasstahlwerke der Thyssen Stahl AG[116] (Deutschland).

Tabelle 7.28: Dampferzeugung in Sauerstoffblasstahlwerken der Thyssen Stahl AG[116]

Parameter	Einheit	Ruhrort	Beeckerwerth	Bruckhausen
Produktionskapazität	t Rohstahl$_{fl.}$/Abstich	4 × 140	3 × 250	2 × 380
Luftzufuhrfaktor (*)	–	>2,0	0,4	0,15
Spezifischer Abgasvolumenstrom	Nm^3/t Rohstahl$_{flüssig}$	250	115	87
Dampferzeugung	kg Dampf/t Rohstahl$_{fl.}$	380	130	80

(*) Dieser Faktor gibt an, in welchem Verhältnis in der Gasleitung Luft zugeführt wird; z. B. bedeutet ein Faktor 2, dass die Menge an zugeführter Luft doppelt so groß wie die ursprünglich Menge des Konvertergases ist.

Quelle: [66, Joksch 1995].

Bei Anlagen mit vollständiger Verbrennung wird der Anteil der im Abhitzekessel rückgewonnenen Energie an der gesamten Abwärme mit 80% angegeben. Bei unterdrückter Verbrennung werden nur 10 – 30% (0,1 – 0,3 GJ/t Rohstahl$_{flüssig}$) der gesamten Energiemenge im Abhitzekessel zurückgewonnen [66, Joksch 1995], je nach zugeführter Luftmenge aber weitere 50 – 80% als im Konvertergas enthaltene „chemische Energie“ (in Form von CO). Wenn das Gas abgefackelt und also nicht gespeichert wird, geht dieser Teil der Energie verloren.

Bei unterdrückter Verbrennung, Gewinnung des Konvertergases und Einsatz eines Abhitzekessels zur Nutzung der Abwärme können insgesamt bis zu 90% der Energie zurückgewonnen werden [1, Arimitsu 1995] [66, Joksch 1995].

Durch Gewinnung des Konvertergases werden 0,6 – 1,0 GJ/t Rohstahl$_{flüssig}$ im Vergleich zu einem Betrieb mit Abfackelung des Konvertergases eingespart. Ein von der Nippon Steel Corporation entwickeltes leckagefreies System ermöglicht sogar eine Energieeinsparung von 0,98 – 1,08 GJ/Rohstahl$_{flüssig}$ und eine gleichzeitige Steigerung der Flüssigstahlerzeugung um 0,4%.

[116] Anm. der Übersetzer: Seit 1997 ThyssenKrupp AG; das Stahlwerk Ruhrort gehört mittlerweile zum ArcelorMittal-Konzern

Medienübergreifende Effekte
Die Gewinnung von Konvertergas setzt eine geeignete Reinigung des Rohgases voraus, um die Anforderungen des Gasverbundnetzes einzuhalten. Bei vollständiger Verbrennung wird das Abgas direkt in die Atmosphäre emittiert. Bei übergreifender Betrachtung sind die Luftemissionen bei unterdrückter Verbrennung geringer. Zudem bedingt der (viel) größere Abgasvolumenstrom von Anlagen mit vollständiger Verbrennung eine teurere und zugleich weniger effiziente Minderung der Staubemissionen.

Die Energierückgewinnung kann zu Einsparungen, vor allem von Energieträgern führen.

Die Gewinnung von Konvertergas ist potenziell gefährlich und erfordert strenge Sicherheitsvorkehrungen (hinsichtlich möglicher Explosionen, Leckagen von Kohlenmonoxid etc.).

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Rückgewinnung von Abwärme und Konvertergas kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Anlagen eingesetzt werden. In einigen Fällen kann es ökonomisch oder in Hinblick auf ein geeignetes Energiemanagement nicht sinnvoll sein, Konvertergas durch unterdrückte Verbrennung zu gewinnen. In diesen Fällen kann das Konvertergas zur Dampferzeugung verbrannt werden. Die Art der Verbrennung hängt vom Energiemanagement am Standort ab.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für ein in 2007 laufendes Projekt – für einen Gasbehälter mit einem Volumen von 80.000 m³, Gebläse, Gasleitungen, Dreiwegeventile im Gassystem, Sicherheitsmaßnahmen, Montage und die technische Planung – betrugen 30,5 Millionen €. Ca. 80 % des Konvertergases werden gewonnen, was zu jährlichen Einsparungen von 2600 TJ/ a bzw. etwa 12 € Investition pro GJ[117] führt. Unter Berücksichtigung der Einsparungen beim Zukauf von Erdgas, den Erschließungskosten, CO_2-Emissionszertifikate, geringeren Verluste durch Abfackeln, Verkäufe von Gas an den Stromerzeuger und der geringeren Dampferzeugung beträgt die Amortisationszeit etwa fünf Jahre.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Eine Energierückgewinnung durch Systeme mit vollständiger oder unterdrückter Verbrennung ist bei Blasstahlwerken weltweit weit verbreitet. Es gibt einen Trend in Richtung unterdrückter Verbrennung, vor allem wegen der logistische Vorteile im Vergleich zu Systemen mit vollständiger Verbrennung.

Referenzliteratur
[1, Arimitsu 1995] [65, InfoMil 1997] [66, Joksch 1995] [363, Eurofer 2007]

7.3.8 Unterbrechungsfreie Probenahme und Analyse des Stahls

Beschreibung
Die Erzeugung von Stahl durch das Sauerstoffblasverfahren ist ein diskontinuierlicher Prozess. Jede Charge an flüssigem Roheisen muss solange raffiniert werden, bis die erforderliche Stahlqualität erreicht ist. Zur Überwachung des Prozesses werden aus dem Flüssigstahl Proben entnommen und analysiert. Das Analyseergebnis wird zur Bestimmung der zusätzlichen Sauerstoffblaszeit benutzt, die zum Erreichen der erforderlichen Stahlqualität erforderlich ist.

[117] Anm. der Übersetzer: Die spezifische Investitionssumme pro GJ eingesparte Energie ist u.E. keine geeignete Größe zur Angabe einer Einsparung, sondern dessen Kehrwert (Energieeinsparung pro investiertem €). Das wären in diesem Fall 85 MJ/(a·€).

Aktuelle dynamische Modellierungs- und Kontrollsysteme erreichen eine Präzision, die eine Beprobung während des Blasprozesses überflüssig macht. In diesem Fall wird nur eine Kontrollprobe während der Gießphase entnommen. Mit dieser Technik werden zusätzliche Emissionen während der Probenahme vermieden.

Für die Probenahme ist es üblicherweise notwendig, das Sauerstoffblasen zu unterbrechen und den Blasstahlkonverter in Kippstellung zu bringen. Dies ist ein zeitraubender Prozessschritt, der zu zusätzlichen Emissionen aus dem Blasstahlwerk führt. In modernen Anlagen werden die Proben unterbrechungsfrei während des Sauerstoffblasens mittels einer Sublanze entnommen. Dies ermöglicht eine kontinuierliche Fortführung des Raffinationsprozesses, während die Proben untersucht werden. Dies verkürzt den Produktionszyklus und erhöht die Produktivität. Die Emissionen sind im Vergleich zur früheren Probenahmemethode niedriger, da die Position des Blasstahlkonverters unverändert bleibt.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Der Produktionsszyklus (die Zeit für die Erzeugung einer Stahlcharge) wird verkürzt und damit die Produktivität erhöht.[118] Die Abgasemissionen werden vermindert, da der Blasstahlkonverter nicht mehr geneigt werden muss.

Medienübergreifende Effekte
Es sind keine medienübergreifenden Effekte bekannt.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Diese Technik kann bei allen neuen Anlagen zum Einsatz kommen. Bestehende Anlagen müssen für den Einsatz dieses Probenahmesystems ertüchtigt werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Wahrscheinlich sinken die Kosten der Stahlproduktion in Folge der gestiegenen Produktivität.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Die meisten europäischen Anlagen wenden die Technik der unterbrechungsfreien Probenahme sowie dynamische Modellierungsverfahren an.

Referenzliteratur
[65, InfoMil 1997] [363, Eurofer 2007]

7.3.9 Verbesserung der Energieeffizienz des Stahlwerks durch Automatisierung

Beschreibung
In diesem Abschnitt werden zwei Optionen zur Automatisierung im Stahlwerk behandelt:

a) das automatische Pfannendeckelsystem
b) der automatische Blasstahlkonverterabstich

[118] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach wirkt sich dies positiv auf die Energierückgewinnung und die Ausbeute an Stahl aus, was mittelbar zu einem geringeren Energieverbrauch und zu geringeren Emissionen führt.

Technik a) *Automatisches Pfannendeckelsystem*
Stahlpfannen werden für die Sekundärbehandlung und den Transport des flüssigen Rohstahls vom Blasstahlkonverter zur Stranggussanlage verwendet. Herkömmlicherweise werden die Pfannen bei der Pfannenbehandlung und dem Transport nicht abgedeckt. Nur beim Strangguss wird üblicherweise ein Deckel zur Verhinderung zusätzlicher Wärmeverluste eingesetzt. Nach dem Abguss und der Pfannenwartung werden die im Einsatz befindlichen Pfannen mit Brennern erhitzt, um sie für die nächste Schmelze heiß zu halten. Diese Brenner werden üblicherweise mit Kokerei- oder Erdgas befeuert.

Im Stahlwerk in Raahe (Finnland) sind acht bis neun Pfannen gleichzeitig in Betrieb. Die Pfannen sind mit Deckeln ausgerüstet, welche nur beim Abstich des Blasstahlkonverters und bei der Pfannenbehandlung entfernt werden. Es werden keine Brenner zur Warmhaltung der Pfannen nach der Pfannenwartung benötigt. Die Blasstahlkonverter und Stationen der Sekundärmetallurgie sind mit Deckelständen ausgerüstet, an denen die Deckel je nach Prozessschritt automatisch auf- bzw. abgesetzt werden können. Da die Deckel mit einem Scharnier ausgestattet sind, müssen sie beim Schlackenabstich nach dem Gießen nicht entfernt werden.

Quelle: [208, Lindfors et al. 2006]

Abbildung 7.24: Automatisches Pfannendeckelsystem

Technik b) *Automatischer Blasstahlkonverterabstich*[119]
Durch Anwendung der "Sublanzen-Technik" können die Temperatur und der Kohlenstoffgehalt des Stahls bestimmt werden, ohne den Blasstahlkonverter in eine horizontale Position zu kippen. Folglich kann der Abstich 2 – 3 Minuten nach Ende des Sauerstoffblasens beginnen – je nach Länge der nachfolgenden Blas- bzw. Rührzeit. Im Jahr 2004 wurden ca. 75 % der Schmelzen innerhalb von drei Minuten abgestochen.[120] Die Abstichsequenz, welche vom Betriebsleiter

[119] Anm. der Übersetzer: siehe Abschnitt 7.3.8

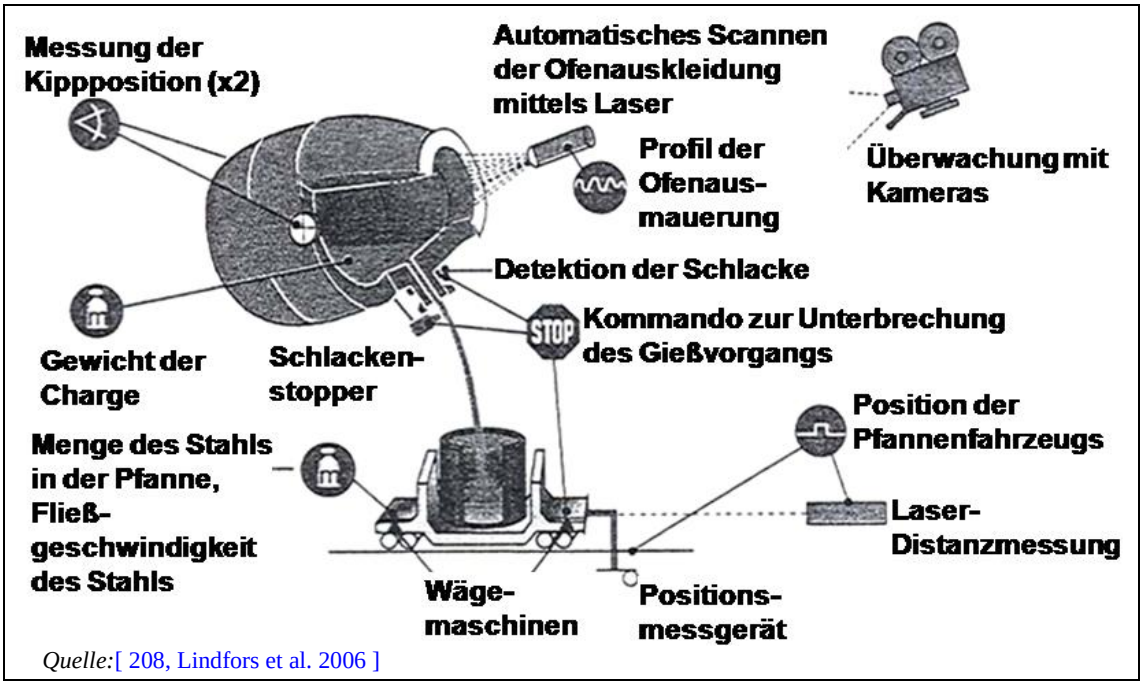
[120] Anm. der Übersetzer: Die Aussage bezieht sich vermutlich auf beide oder eine der unten genannten Referenzanlagen (Ruukki, Raahe, Finnland und SSAB Tunnplåt AB, Luleå, Schweden)

ausgelöst wird, besteht aus den folgenden automatisierten Schritten:

- Abstich des Stahls
- Bedeckung der Konverterwand mit Schlacke, sofern erforderlich durch Verspritzen der Schlacke
- Abstich der Schlacke.

Mittels einer Infrarotkamera, die Stahl und Schlacke unterscheiden kann, wird festgestellt, wann Schlacke in den Abstichkanal eindringt und der Abstich des Stahls automatisch abzubrechen ist.

Abbildung 7.25 zeigt wesentliche Elemente eines automatischen Abstichsystems.



Quelle:[208, Lindfors et al. 2006]

Abbildung 7.25: Wesentliche Elemente eines automatischen Abstichsystems

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Energieeffizienz wird verbessert (bessere Temperatursteuerung); zudem bildet sich weniger Staub.

Technik a) Automatisches Pfannendeckelsystem
Da bei dem Umlauf der Pfannen weniger Wärme verloren geht, kann die mittlere Abstichtemperatur um 10 °C gesenkt werden. Bei geringerer Abstichtemperatur kann ohne zusätzlichen Brennstoffeinsatz die Schrotteinsatzquote um 8 kg/t Stahl erhöht und so die Produktivität gesteigert werden. Eine andere Möglichkeit ist es, den Stahl mit 8 kg/t weniger Roheiseneinsatz zu erzeugen, was einer Minderung der CO_2-Emissionen um 15 kg/t entspricht[121]. Die Varianz der Abstichtemperatur ist um 4 °C geringer, was die Stabilität der Prozesssteuerung bestätigt. Die Stahltemperatur ist während des gesamten Erzeugungsprozesses gleichmäßiger, wodurch weniger Unterbrechungen beim Strangguss auftreten. Die Pfannen sind praktisch frei von Stahl- oder Schlackenbären. Bei der Pfannenwartung wird keine zusätzliche Energie benötigt, folglich steht das Kokereigas für andere Verwendungen im Stahlwerk zur Verfügung. Die Deckel vermindern die Staubemissionen und die direkte Wärmeabstrahlung beim Transport der

[121] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach bedeutet eine Erhöhung der Schrotteinsatzquote um 8 kg/t Stahl automatisch einen um 8 kg/t geringeren Roheiseneinsatz. Folglich beschreibt dieser Satz keine „andere Möglichkeit“, sondern lediglich eine andere Betrachtungsweise derselben Effekte.

Pfannen. Der Verschleiß der Feuerfestauskleidung der Blasstahlkonverter und Pfannen wird etwas verringert.
Technik b) *Automatischer Blasstahlkonverterabstich*
Diese Technik hat mehrere relevante Umweltentlastungseffekte:

- Sie verringert die angestrebte Abstichtemperatur um etwa 15 °C. Dies ermöglicht einen höheren Schrottanteil und folglich einen geringeren Roheisenanteil in der Charge. Bei einer um 15 °C geringeren Abstichtemperatur kann der Roheisenanteil um 9 kg/t Rohstahl gesenkt werden. Dies entspricht einer möglichen Minderung der CO_2-Emissionen um 16 kg pro Tonne Rohstahl.
- Dadurch, dass der Blasstahlkonverter bei der Probennahme nach Ende des Sauerstoffblasens nicht in eine horizontale Position gekippt werden muss, werden die Emissionen an Heißgasen und Staub gemindert.[122]
- Durch das akkurate Timing des Abstichendes verbleibt weniger Stahl im Konverter und gelangt zusammen mit der Schlacke in die Schlackenpfanne. Ein geringerer Stahleintrag in der Schlackenpfanne führt nicht nur zu einer stabileren Prozessausbeute, sondern auch zu geringeren Staubemissionen bei der Entleerung der Schlackenpfannen.
- Eine bessere Bedeckung der Konverterwand mit Schlacke führt zu einer längeren Standzeit der Feuerfestauskleidung und senkt den Bedarf an keramischem Material. Schätzungsweise verlängert das automatische Abstichsystem die Standzeit der Ausmauerung um 20%.

Die Energieeffizienz wird nicht nur durch die Steigerung der Produktivität aufgrund der kürzeren Zeitdauer zwischen den Abstichen verbessert, sondern auch durch die geringere Abstichtemperatur, welche zur Erhöhung der Schrotteinsatzquote genutzt werden kann, sowie durch die Verbesserung der Ausbeute an Stahl.

Medienübergreifende Effekte
Es wurden keine medienübergreifenden Effekte einer Anwendung dieser Technik berichtet.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Technik a)
Das automatische Pfannendeckelsystem ist, unter Beachtung der speziellen Beschaffenheit bestehender Anlagen, prinzipiell in allen Stahlwerken einsetzbar. Da die Deckel aus feuerfesten Steinen bestehen und sehr schwer sein können, kann die Anwendbarkeit in bestehenden Anlagen aufgrund der Transportkapazität der Kräne und der Hallenkonstruktion eingeschränkt sein. Es gibt verschiedene technische Lösungen zur Anpassung des Systems an die individuellen Gegebenheiten eines Stahlwerks.

Technik b)
Der automatische Konverterabstich kann in jedem Blasstahlwerk angewendet werden, das mit Systemen zur schnellen und genauen Bestimmung der Temperatur und des Kohlenstoffgehalts im Stahl am Ende des Sauerstoffblasvorgangs sowie mit einer automatischen Schlackenerkennung beim Abstich ausgerüstet ist.

Wirtschaftliche Aspekte
Technik a)
Das automatische Pfannendeckelsystem für zu einer deutlichen Senkung der Produktionskosten.

Technik b)

[122] Anm. der Übersetzer: Diese Umweltentlastung hängt nicht u.E. mit der Automatisierung zusammen, sondern mit der bereits im Abschnitt 7.3.8 beschriebenen unterbrechungsfreien Probennahme, auf die die hier beschriebene Technik b) aufbaut.

Der automatische Blasstahlkonverterabstich führt hauptsächlich zu einer erhöhten Produktivität, geringeren Wartungskosten und einem geringeren Verschleiß der Feuerfestauskleidung.

Auslöser für die Umsetzung
Technik a)
Auslöser für die Umsetzung dieser Technik sind eine Produktionssteigerung, eine bessere Prozesssteuerung mit verbesserter Ausbeute, eine Verbessserung der Energieeffizienz sowie Kosteneinsparungen.

Technik b)
Der automatische Blasstahlkonverterabstich führt zu einer erhöhten Produktivität bei einer höheren Schrotteinsatzquote. Auslöser für einen höheren Automatisierungsgrad beim Abstich waren z. B.:

- Stabilisierung und Steigerung der Stahlproduktion sowie bessere Zeitauslastung
- bessere Prozesssteuerung
- bessere Arbeitsbedingungen
- längere Standzeit der Feuerfestauskleidung

Referenzanlagen
Eine Referenzanlage für Techniken a) und b) ist das Stahlwerk von Ruukki in Raahe (Finnland). Technik b), der automatische Blasstahlkonverterabstich, wurde in den späten 1990er Jahren schrittweise beim Stahlwerk von SSAB Tunnplåt AB in Luleå (Schweden) eingeführt. Der erste Schritt war die Einführung eines schnellen und direkten Abstichs (*engl.* quick and direct tapping – QDT), gefolgt von der Automatisierung der gesamten Abstichsequenz inklusive des Schlackenabstichs.

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006]

7.3.10 Direkter Abstich des Blasstahlkonverters

Beschreibung
Um mit dem Abstich nicht auf die Ergebnisse der chemischen Analysen warten zu müssen („direkter Abstich“), werden teure Systeme wie Sublanzen[123] oder Wurfsonden[124] genutzt. Im Stahlwerk von Ovako in Koverhar (Finnland)[125] wurde ein Verfahren zum Direktabstich ohne solche Systeme entwickelt. Konkret wird der Kohlenstoffgehalt direkt auf 0,04 % heruntergeblasen und gleichzeitig die Zieltemperatur der Schmelze in angemessener Weise herabgesetzt. Vor dem Abstich wird nach Messung der Temperatur und Sauerstoffaktivität das weitere Vorgehen festgelegt.

Bei der Anlage von Ovako in Koverhar (Finnland) wurde eine Nachblasrate von etwa 5 % erreicht.[126]

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Durch den direkten Abstich werden eine bessere Energieeffizienz und weitere Umweltentlastungen erreicht.

---

[123] Anm. der Übersetzer: siehe Abschnitt 7.3.8

[124] Anm. der Übersetzer: Wurfsonden sind eine Alternative zu Sublanzen. Die Sonden werden mittels automatischer Abwurfvorrichtung durch den Konvertermund in die Schmelze abgeworfen. Die Messwerte (Temperatur, optional auch Sauerstoff- oder Kohlenstoffgehalt) werden über ein Kabel an das Messinstrument übertragen, bis die Sonde in der Schmelze „verloren geht“.

[125] Anm. der Übersetzer: zuletzt betrieben durch die FNsteel Oy AB; nach deren Konkurs im Juni 2012 stillgelegt

[126] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist gemeint, dass nur bei 5% der Chargen nach der Messung ein weiteres Einblasen von Sauerstoff erforderlich ist, um die geforderten Kohlenstoffgehalte oder Abstichtemperaturen zu erhalten.

Hauptvorteil der Technik des direkten Abstichs ist die Verbesserung der Energieeffizienz. So kühlt das Schmelzbad nach dem Blasvorgang um 20 °C weniger ab. Gleichzeitig wird die Zeitspanne von Abstich zu Abstich („tap-to-tap"-Zeit) um 20 % verkürzt, so dass sich die Produktivität deutlich erhöht. Durch den verbesserten Wärmehaushalt kann der Schrotteinsatz im Vergleich zur herkömmlichen Abstichpraxis um 5 % erhöht werden. Dies führt zu einer Minderung der CO_2-Emissionen um ca. 15 kg/t.

Durch die um 10 % verlängerte Standzeit der Feuerfestauskleidung des Konverters sowie den erhöhten Einsatz an Recyclingmaterial (Schrott) werden weitere Umweltentlastungen erreicht.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Dieses Verfahren ist grundsätzlich in Blassstahlwerken unter bestimmten Vorbedingungen anwendbar. Die Umsetzung dieses Verfahrens ohne Installation zusätzlicher Messeinrichtungen war mit mehreren Jahren an Entwicklungsarbeit verbunden.

Für eine erfolgreiche Umsetzung dieses Direktabstichverfahrens müssen einige Voraussetzungen gegeben sein, z. B. ein geeigneter Roheisenanalysator und Vorrichtungen zur Zurückhaltung der Schlacke,. Das Vorhandensein eines Pfannenofens vereinfacht die Umsetzung des Verfahrens.

Wirtschaftliche Aspekte
Die ökonomischen Vorteile ergeben sich aus der erhöhten Produktivität, dem geringeren Energieverbrauch und geringeren Verschleiß der Feuerfestauskleidung.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung dieses Verfahrens waren die bessere Energieeffizienz, die erhöhte Produktivität, Kosteneinsparungen und geringere Umweltbelastungen.

Referenzanlagen
Dieses Verfahrens des Direktabstichs wurde seit 2001 von Ovako in Koverhar (Finnland) bei der Erzeugung nahezu aller Stahlsorten und Stahlqualitäten, mit Ausnahme einiger Spezialstähle, eingesetzt. 99 % aller Schmelzen werden auf diese Weise direkt abgestochen.

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006]

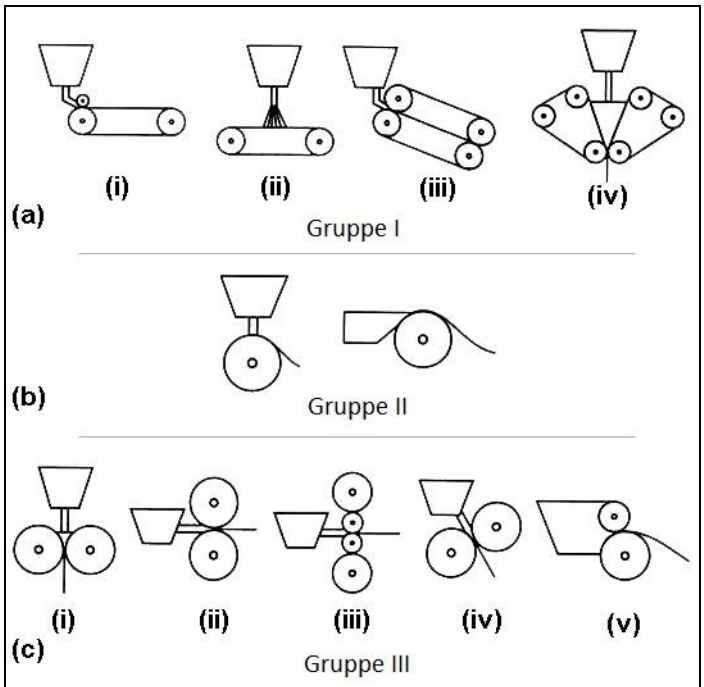
7.3.11 Endabmessungsnahe Bandgießverfahren

Beschreibung
Als endabmessungsnahe Bandgießverfahren bezeichnet man das Stranggießen von Stahl zu Bändern mit Dicken von weniger als 15 mm. Der Gießprozess wird direkt mit dem Warmwalzen, Kühlen und Aufwickeln der Bänder kombiniert – ohne Einsatz eines zwischengeschalteten Wärmeofens, wie es bei den konventionellen Gießverfahren, z. B. dem Strangguss von Brammen und Dünnbrammen üblich ist. Daher ist Bandgießen eine Technik zur Erzeugung von Flachstahlbändern mit unterschiedlichen Breiten und Dicken von weniger als 2 mm.[127]

[127] Anm. der Übersetzer: Letzterer Wert bezieht sich unserem Verständnis nach auf das Endmaß des Bands nach dem Walzen.

Diese Gießverfahren können in verschiedene Gruppen unterteilt werden. Allen gemeinsam sind bewegliche Formen und der Verzicht auf den Einsatz von Gießpulver. Das größte Interesse seitens der Industrie gilt dem Doppelwalzenguss (*engl.* Twin roll strip casting) als vertikale Gießtechnik und dem horizontalen Bandgießen (*engl.* direct strip casting).

Einen Überblick über die Verfahrensvarianten des Doppelwalzengießens und des horizontalen Bandgießens sowie weitere Verfahren gibt [141, Ferry, M. 2006] (siehe Abbildung 7.26).



Quelle: [142, Hendricks, C. 1995]

Abbildung 7.26: Mögliche Klassifikation von Bandgießverfahren

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Die erreichbaren Energieeinsparungen basieren im Wesentlichen darauf, dass zur Weiterverarbeitung des gegossenen Materials zum Blech kein Wiederaufwärmen erforderlich ist und weniger Warmwalzarbeit geleistet werden muss. Im Vergleich zum konventionellen Brammenguss wird keine zusätzliche Energie zum Erreichen der notwendigen Warmwalztemperatur benötigt. Die jeweiligen Energieverbräuche wurden schon verschiedentlich berechnet. Einen Vergleich der mit den verschiedenen Gießverfahren verbundenen Primärenergieverbräuche und CO_2-Emissionen zeigt Abbildung 7.27 [141, Ferry, M. 2006]. Eine Neubewertung des Energieverbrauchs beim Bandgießen ist Teil eines laufenden, vom Bundesministerium für Bildung und Forschung (BMBF) geförderten Forschungsprojekts [146, Schäperkötter, M. et al 2009].

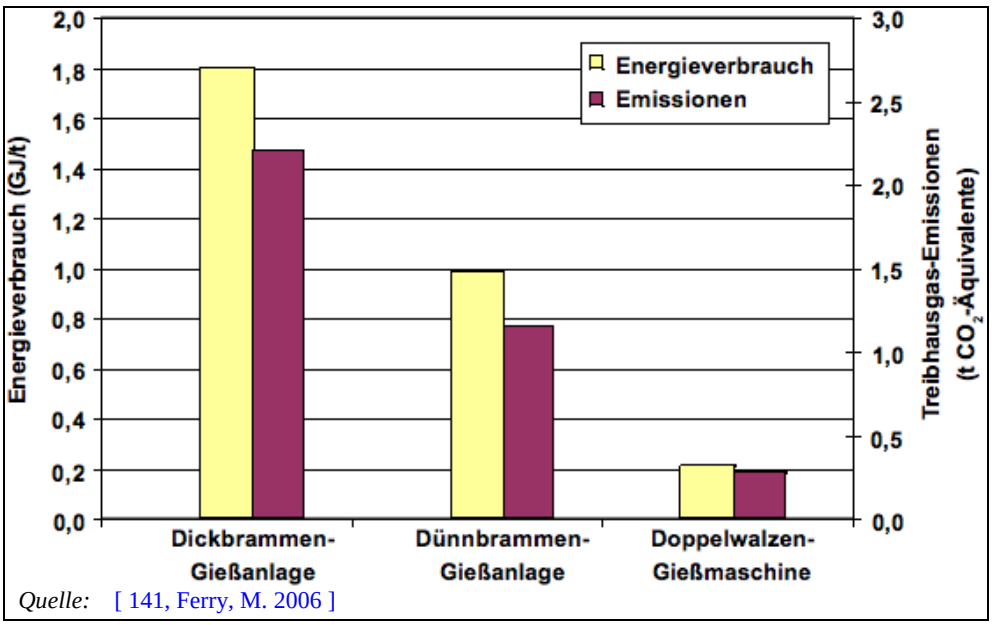


Abbildung 7.27: Vergleich der mit den verschiedenen Gießverfahren verbundenen Primärenergieverbräuche und CO_2-Emissionen (Vergleich von Anlagen in industriellem Maßstab)

Medienübergreifende Effekte

Es wurden keine medienübergreifenden Effekte berichtet.

Betriebsdaten

Verbrauchsdaten waren nicht verfügbar.

Anwendbarkeit

Die Bandgießtechnik ist in neuen und bestehenden Anlagen anwendbar. Durch den relativ geringen Platzbedarf (ca. 100 m Länge[128]) besteht die Möglichkeit, bei der Ertüchtigung bestehender Stahl- und Walzwerke eine Bandgießanlage zu integrieren.

Bandgießverfahren können in Blasstahl- und in Elektrostahlwerken eingesetzt werden. Die weitere metallurgische Behandlung hängt von der Stahlsorte, aber nicht von der Art des Bandgießverfahrens ab.

Die Anwendbarkeit der Bandgießverfahren hängt von den produzierten Stahlsorten und dem Produktportfolio (Produktmix) des jeweiligen Stahlwerks ab; z. B. können keine Grobbleche mit diesen Verfahren erzeugt werden.

Wirtschaftliche Aspekte

Es gibt drei zentrale wirtschaftliche Anreize zur Einführung von Bandgießverfahren: die Kapitalkosten, die Energieeinsparungen und der (vergleichsweise geringe) Platzbedarf. Zudem können die Verfahren bei einem großen Spektrum an Stahlsorten eingesetzt werden[129]. Die Produktionskapazität einer einlinigen Gieß-Walz-Maschine beträgt ca. 1,5 Mio. t/a.[130]

---

[128] Anm. der Übersetzer: Gemeint ist vermutlich die Länge der Gesamtanlage einschließlich angeschlossener Walzstraße, welche beim konventionellen Brammenstrangguss u.a. aufgrund der zusätzlichen Wärmeöfen und Walzgerüste deutlich länger ist. Da die wesentlichen Vorteile der Bandgießtechnik nur dann zum Tragen kommen, wenn sie direkt, d. h. in linearer Anordnung mit einer geeigneten Walzstraße verbunden wird, können die benötigten 100 m Länge (in gerader Linie!) für eine nachträgliche Installation in bestehenden Anlagen u.E. bereits problematisch sein.

[129] Anm. der Übersetzer: U.E. steht dieser Satz im Widerspruch zum vorgehenden Absatz, demzufolge die Anwendbarkeit der Bandgießverfahren von den produzierten Stahlsorten und dem Produktportfolio des jeweiligen Stahlwerks abhängt.

[130] Anm. der Übersetzer: Die Kapazität der unten genannten Referenzanlagen ist aber deutlich geringer.

Auslöser für die Umsetzung
Die Auslöser für die Umsetzung dieser Technik sind vielfältig:

- Materialspannungen: Beim horizontalen Bandgießen entfallen die Effekte des Beugens und Streckens des erkaltenden Stahls. Besonders vorteilhaft ist es, mit dieser Technik Stahlsorten zu verarbeiten, die eine kritische Duktilität bei hohen Temperaturen aufweisen. Zudem können hochlegierte Stahlsorten (insbesondere solche mit hohem Aluminiumgehalt) verarbeitet werden, bei denen sonst problematische Wechselwirkungen mit dem Gießpulver auftreten.
- Wirtschaftliche und Umweltgründe: Hauptauslöser aus wirtschaftlicher Sicht sind die heiße Weiterverarbeitung der Bänder ohne vorheriges Aufwärmen sowie die geringere Warmwalzarbeit. Beide Aspekte führen zu geringeren Emissionen.

Referenzanlagen
Bandgießanlagen (Doppelwalzengießanlagen) werden bei ThyssenKrupp Nirosta in Bochum (Deutschland; 400.000 t/a), bei Nucor in Crawfordsville, Indiana (USA; 400.000 t/a) und bei Nippon Steel (Japan) betrieben. Neue Anlagen entstehen bei Nucor Castrip in Blytheville, Arkansas (USA; 500.000 t/a) und bei Posco Postrip in Pohang (Südkorea; 600.000 t/a) [149, Kemper, G. 2008].

Für 2010 ist die Inbetriebnahme einer industriellen, horizontalen Bandgießanlage mit einer Kapazität von 500.000 t/a geplant.

Referenzliteratur
[141, Ferry, M. 2006] [142, Hendricks, C. 1995] [146, Schäperkötter, M. et al 2009] [149, Kemper, G. 2008]

8 ELECTRIC ARC FURNACE STEELMAKING AND CASTING

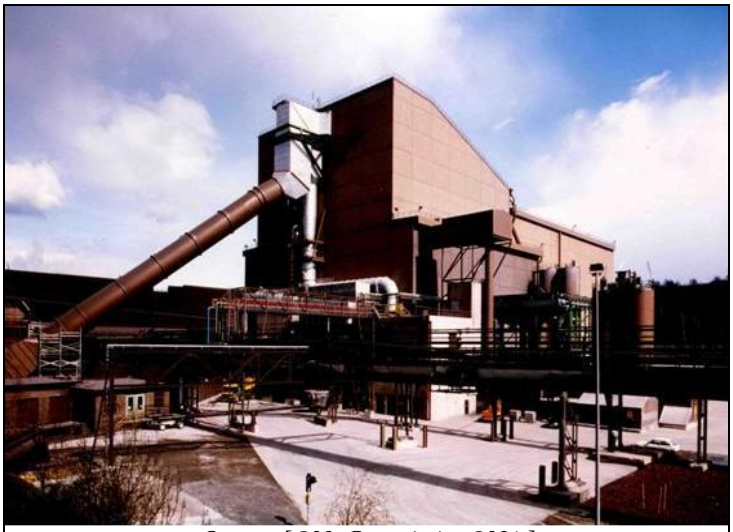
8.1 Applied processes and techniques

The direct smelting of materials which contain iron, such as scrap is usually performed in electric arc furnaces (EAF) which play an increasingly important role in modern steelworks concepts (see Figure 1.2). Today the percentage of electric arc furnace steel of the overall steel production in the EU-27 is 41.8 % [286, Stahl 2008]. With 61 % in Italy and 77 % in Spain, the production of EAF steel is significantly higher than steel production via the blast furnace/basic oxygen furnace route (not considering Member States having exclusively EAF steel production).

The major feedstock for the EAF is ferrous scrap, which may be comprised of scrap from inside the steelworks, cut-offs from steel product manufacturers (e.g. vehicle builders) and capital or post-consumer scrap (e.g. end-of-life products). Direct reduced iron (DRI) is also increasingly being used as a feedstock due to its low gangue content, variable scrap prices and lower content of undesirable metals (e.g. Cu). Ferroalloys may be used as additional feedstock in greater or lesser quantities to adjust the desired concentrations of non-ferrous metals in the finished steel.

As in the BOF, a slag is formed from lime to collect undesirable components in the steel [260, Germany 2007] [373, Eurofer 2007]. In the EAF slag from carbon steel production is produced during a process of melting steel scrap by the addition of limestone and/or dolomite as fluxes at temperatures around 1600 °C. The production of high alloy steel comprises various processes during which several slags are produced as by-products [177, Eurofer 2009].

Figure 8.1 shows an EAF plant. In this case the building containing a twin shell EAF is totally enclosed in order to minimise dust, gaseous and noise emissions.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 8.1: Electric arc furnace plant

An EAF is usually charged with scrap by metal baskets (charging boxes) hanging over the open kiln vessel as can be seen in Figure 8.2.

Source: [200, Commission 2001] [260, Germany 2007]

Figure 8.2: Electric arc furnace charging

An overview of the electric steelmaking process is given in Figure 8.3.

With respect to the end-products, a distinction should be made between the production of ordinary carbon steel as well as low alloyed steel and high alloyed steels/stainless steels. In the EU, about 88 % of steel production is carbon or low alloyed steel [373, Eurofer 2007].

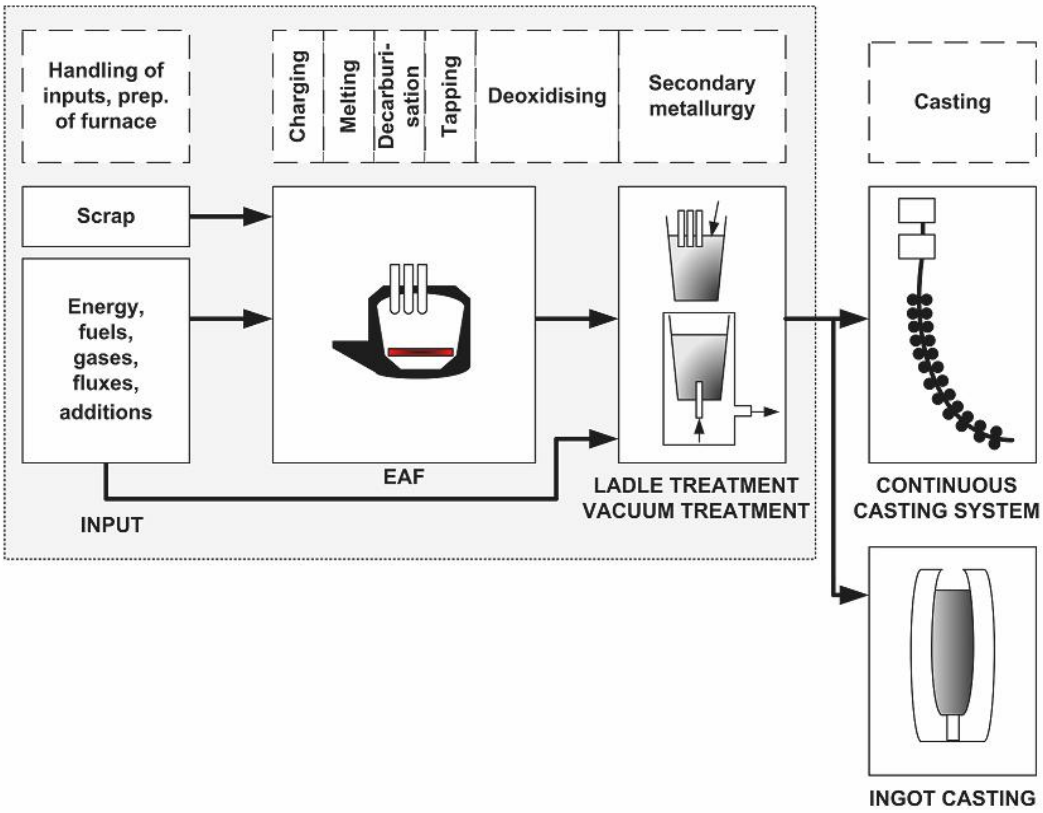
For the production of carbon steel and low alloyed steels, the following main operations are performed:

- raw materials handling, pretreatment (if any) and storage [373, Eurofer 2007]
- furnace charging
- EAF scrap melting
- steel and slag tapping
- ladle furnace treatments for quality adjustment
- slag handling
- casting.

For high alloyed and special steels, the operation sequence is more complex and tailor made for the end-products. The process is split in two steps: melting in an EAF and decarburisation in an AOD or VOD process.

The decarburisation is followed by various ladle treatments (secondary metallurgy) such as:

- desulphurisation
- degassing for the elimination of dissolved gases like nitrogen and hydrogen.



Source: [16, Rentz 1997]

Figure 8.3: Overview of the processes related to electric arc furnace steelmaking

8.1.1 Raw materials handling and storage

Scrap metal is stored normally outside on large, uncovered and often unpaved ground. The ferrous scrap metal is loaded into baskets by magnets or grabs. Scrap is purchased based on specific international specifications which minimise non-metallic inclusions. The handling minimises any rogue non-magnetic material like stones, wood or non-ferrous metals from entering the process. Some types and quality of scrap during metal storage and handling operations may lead to the deposit of residual materials on the ground, as well as to the deposition of heavy metals and hydrocarbons.

Depending upon the types and qualities of scrap being processed, handling operations may also lead to inorganic (dust) and organic emissions under certain weather conditions. Some types of scrap may also give rise to noise emissions during handling [220, Eurofer 2008].

Some scrap sorting is carried out to reduce the risk of including hazardous contaminants. In-house generated scrap can be cut into manageable sizes using oxygen lancing. The scrap may be loaded into charging baskets in the scrapyard or may be transferred to temporary scrap bays inside the melting shop. In some cases, the scrap is preheated in a shaft or on a conveyor (see scrap preheating). Radioactivity present in the incoming scrap may be an issue in some cases. Please refer to Section 2.3.1 [260, Germany 2007].

Other raw materials including fluxes in lump and powder, powdered lime and carbon, alloying additions, deoxidants and refractories are normally stored under cover. Following delivery, handling is kept to a minimum and, where appropriate, dust extraction equipment may be used. Powdered materials can be stored in sealed silos (lime should be kept dry) and conveyed pneumatically or kept and handled in sealed bags.

8.1.2 Scrap preheating

Over the past several years more and more new and existing EAFs have been equipped with a system for preheating the scrap by the off-gas in order to recover energy. Scrap preheating has been used successfully for over 40 years in countries with high electricity costs, such as Japan. Such preheating is performed either in the scrap charging baskets or in a charging shaft (shaft furnace) added to the EAF or in a specially designed scrap conveying system allowing continuous charging during the melting process (e.g. the CONSTEEL and ESC process). In some cases even additional fossil energy is added in the preheating process [373, Eurofer 2007].

The shaft technology has been developed in steps. In 1988 Fuchs System Technik GmbH, now SIMETAL, started a development to overcome the shortfalls of the scrap bucket preheaters and opted for direct charging of the scrap into a shaft that was positioned on the roof of the EAF. With the single shaft furnace, at least 50 % of the scrap can be preheated [125, Smith 1992].

A further modification is the double shaft furnace which consists of two identical shaft furnaces (a twin shell arrangement) which are positioned next to each other and are serviced by a single set of electrode arms. The scrap is partly preheated by off-gas and partly by side wall burners.

A very efficient shaft furnace design is the finger shaft furnace. The finger shaft design uses a unique scrap retaining system with fingers which allow the preheating of 100 % of the scrap amount [162, Voss-Spilker et al. 1996]. The first basket is preheated during the refining of the previous heat and the second during meltdown of the first one. In 1994 the first finger shaft furnace started up at Hylsa in Monterrey, Mexico. Through the utilisation of the furnace off-gas during the heat cycle, scrap can be preheated to a temperature of approximately 800 °C prior to the final melting in the furnace vessel. This means considerable energy and cost savings with a substantial reduction in tap-to-tap times.

A recent development of the scrap preheating process is the COSS technology which combines the benefits of the SHAFT Systems – high scrap preheating – with those of the CONSTEEL process – the continuous scrap feeding.
[364, Fuchs, G. 2008]

8.1.3 Charging

The scrap is usually loaded into baskets together with lime or dolomitic lime which is used as a flux for the slag formation. Carbon-bearing materials are also charged for the needs of the metallurgical work to be performed in the furnace. At some plants, lump coal is also charged in order to adjust the carbon content. Even though this has not been confirmed up to now by emissions measurements, this may result in relevant emissions of benzene (as well as toluene and xylenes). The furnace electrodes are raised into top position, the roof is then swung away from the furnace for charging. It is normal to charge about 50 – 60 % of the scrap initially with the first scrap basket; the roof is then closed and the electrodes lowered to the scrap. Within 200 – 300 mm above the scrap, they strike an electric arc. After the first charge has been melted, the remainder of the scrap is added from a second or third basket [260, Germany 2007] [273, Eurofer 2007] [373, Eurofer 2007].

The amount of scrap charging into the EAF is directly proportional to the size of the furnace. For example, one EAF of 6.7 metres diameter charges around 60 tonnes of scrap [260, Germany 2007] [273, Eurofer 2007].

A commercially available system is known as the shaft furnace which allows part of the scrap to be charged into a vertical shaft integrated into the furnace roof and thus prevents the opening of the furnace roof halfway through the melting process. The scrap present in the shaft is preheated by the hot gases coming from the furnace [373, Eurofer 2007].

Another new charging system that has been adopted by some operators is the CONSTEEL process where the scrap is continuously fed via a horizontal conveyor system into the arc furnace. This also allows the scrap to be preheated by the furnace off-gas flowing in countercurrent.

8.1.4 Electric arc furnace melting and refining

During the initial period of melting, the applied power is kept low to prevent damage from radiation to the furnace walls and the roof whilst allowing the electrodes to bore into the scrap. Once the arcs have become shielded by the surrounding scrap, the power can be increased to complete the melting. Oxygen lances and/or oxy-fuel burners are used more and more to assist in the early stages of melting. Fuels include natural gas and oil. Furthermore, oxygen may be brought to the liquid steel by specific nozzles in the bottom or side wall of the EAF.

Oxygen in electric furnace steelmaking has become increasingly considered over the last 30 years not only for metallurgical reasons but also for increasing productivity requirements. The purpose of using oxygen is manifold:

- the combined injection of oxygen and granular carbon allows for the generation of a foamy slag thanks to the generation of CO bubbles. The ‘foamy slag’ technique, which is now in wide use in carbon steelmaking, improves the shielding of the furnace walls from the radiation of the arc and allows for an improved energy transfer from the arc into the steel bath [260, Germany 2007]
- for metallurgical reasons, oxygen is used for decarburisation of the melt and removal of other undesired elements such as phosphorus and silicon
- oxygen is also injected into the top of the furnace for ‘post-combustion’ in order to react with CO and hydrocarbons before the fumes leave the furnace with the aim of keeping as much of the heat as possible of the heat generated by the exothermic reactions within the furnace [373, Eurofer 2007].

Oxygen injection results in an increase in gas and fume generation from the furnace. CO and CO_2 gases, extremely fine iron oxide particles and other product fume are formed. In the case of post-combustion, the CO content is below 0.5 vol-% [373, Eurofer 2007].

Argon or other inert gases may be injected into the melt to provide bath agitation and temperature balancing. The slag-metal equilibrium is also improved by this technique.

Fumes and gases generated from the melting operation are processed in a flue-gas treatment plant which includes the collection and treatment devices aimed at reducing pollutant emissions.

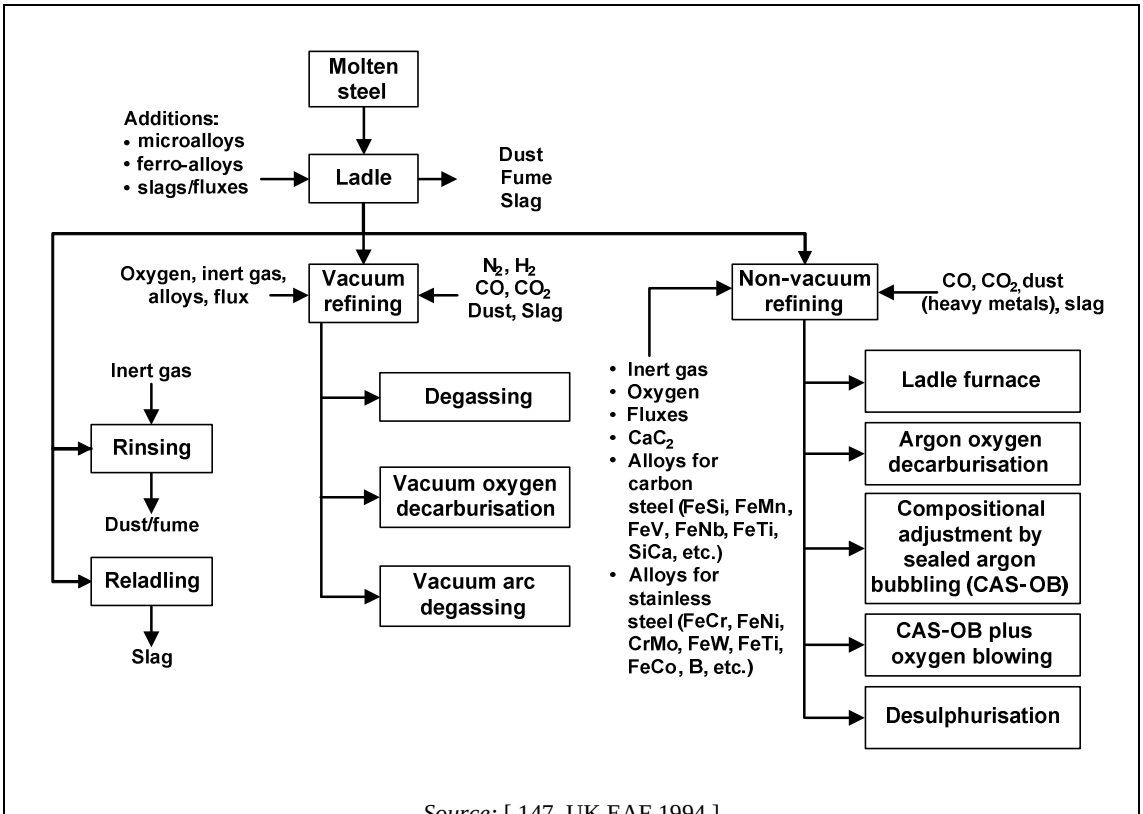
8.1.5 Steel and slag tapping

Slag may need to be removed during heating and oxidising at the end of the heat prior to tapping. The furnace is tilted backwards towards the slagging door and the slag runs off or is raked into a pot or on the ground below the furnace resulting in dust and fume generation. For special steels, mainly alloyed steel, for metallurgic reason, the slag is tapped with the liquid steel into the ladle. Most of the slag is separated from the steel at a deslagging station into a slag pot. The fumes generated there should be captured by an exhaust system.

8.1.6 Secondary metallurgy

Carbon steel

Secondary metallurgy is carried out on the molten steel after the tapping of the primary steelmaking furnace up to the point of casting. It is typically carried out at ladle treatment stations while the molten steel stays in the ladle. These treatment stations are generally comprised of an arc-heating unit (a ladle furnace) which allows an adjustment of the final temperature of the liquid steel for the casting operation. The treatment includes the addition of deoxidising agents and alloying elements in order to adjust the chemical composition of the finished steel. In some cases, vacuum treatment units are used for achieving special requirements regarding the concentration of elements such as hydrogen, nitrogen and oxygen of finished steel. In order to achieve a good homogenisation, inert gases (Ar or N_2) are injected into the ladle for stirring purpose. Some minor ladle treatment stations are based on inert gas or powder injection equipment. Fig 8.4 shows a block diagram with a multitude of possible secondary metallurgy treatments. Depending on the type of steel produced, one or more of such treatments are applied. Some of those treatments are applied to the steel while it is in the ladle; others need a separate treatment vessel. Some treatments are made under vacuum, others with inert gas rinsing [373, Eurofer 2007].



Source: [147, UK EAF 1994]

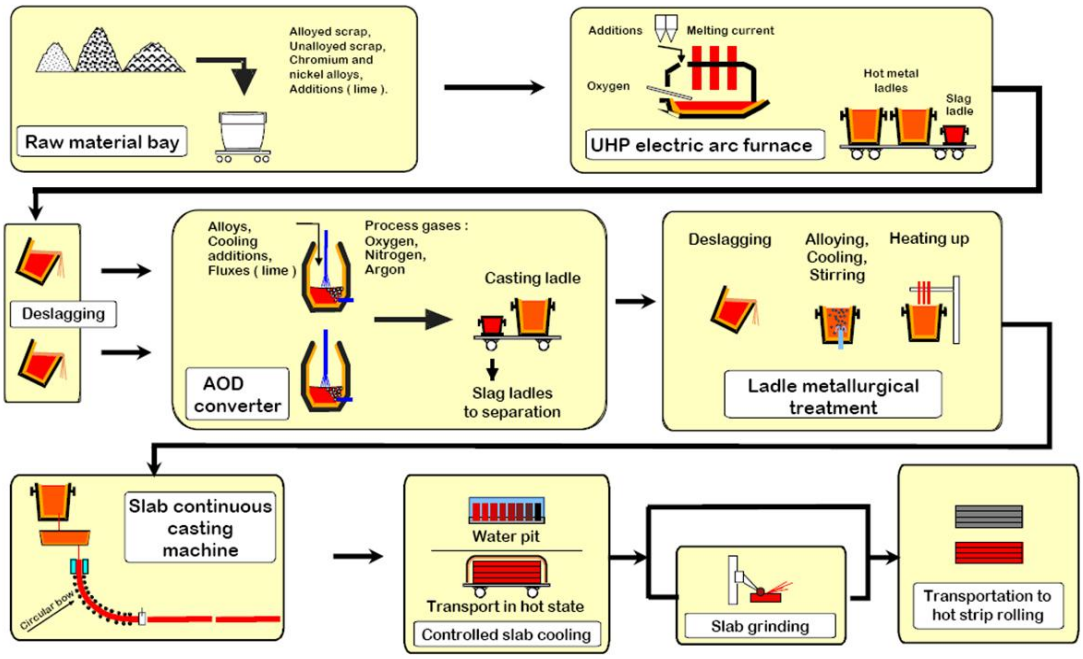
Figure 8.4: Block diagram of possible secondary metallurgy/ladle treatments for different grades of steel (carbon, stainless or high alloyed)

In the case of the production of leaded steel, off-gases which contain lead have to undergo special treatment (see information under secondary metallurgy in basic oxygen steelmaking Section 7.3.2.3.

Stainless steel

The secondary metallurgy of stainless steel may be performed either under vacuum in the ladle (VOD process – vacuum oxygen decarburisation) or in a separate metallurgical vessel called an AOD (argon oxygen decarburisation) converter and a subsequent ladle treatment. Depending on the steel grades to be produced, some operators apply a combination of both AOD and VOD [373, Eurofer 2007].

A flow diagram of a stainless steel melt shop with an AOD converter is shown in Figure 8.5



Source: [369, Eurofer 2007] [373, Eurofer 2007]

Figure 8.5: Material flow of a stainless steel melt shop with an Argon oxygen decarburisation converter

Alloys steel
The secondary metallurgy of alloy steels which contain (besides carbon) substantial quantities of alloying elements but do not rank in the stainless steel category consist generally of a ladle furnace and, if required, a vacuum treatment, depending on the steel grades produced.

During most of the processes of secondary metallurgy, slags are used to capture the non-metallic compounds generated during the treatment [373, Eurofer 2007].

8.1.7 Slag handling and processing

If slag is collected in a slag pot at the EAF (or at secondary metallurgic plants like AOD or VOD) it needs to be poured into outside slag basins for solidification. The cooling of the slag may be enhanced by water sprays. Some sites operate a slag treatment during the liquid phase to improve the slag final quality and its dimensional stability, by adding silica, alumina, boron (colemanite or sodium borate) and checking the cooling duration. In some plants the slags from the different processes are mixed in the liquid phase to make them more suitable for further processing.
If the slag is poured on the floor, it is precrushed after solidification using excavators or shovel loaders and brought to an outside storage area.

After a certain period of time, the slag is processed in crushing and screening devices in order to give it the desired consistency for its further use in construction. During this operation, any metallic particles contained in the slag are separated magnetically, manually or using digging, crushing and sieving in order to be recycled into the steelmaking process. Recovering metals from slags is particularly sensitive for metals with a high commercial value. Slag breaking and metal recovery can create dust emissions [373, Eurofer 2007].

Sometimes water is used to cool down the slag during slag tapping which improves the micro-structure, achieving better mechanical properties. This ‘black electric kiln’ slag is processed to street and road building material, while the ‘white slag’ from open basins can be used, e.g. as a lime fertiliser [260, Germany 2007] [273, Eurofer 2007].

8.1.8 Casting

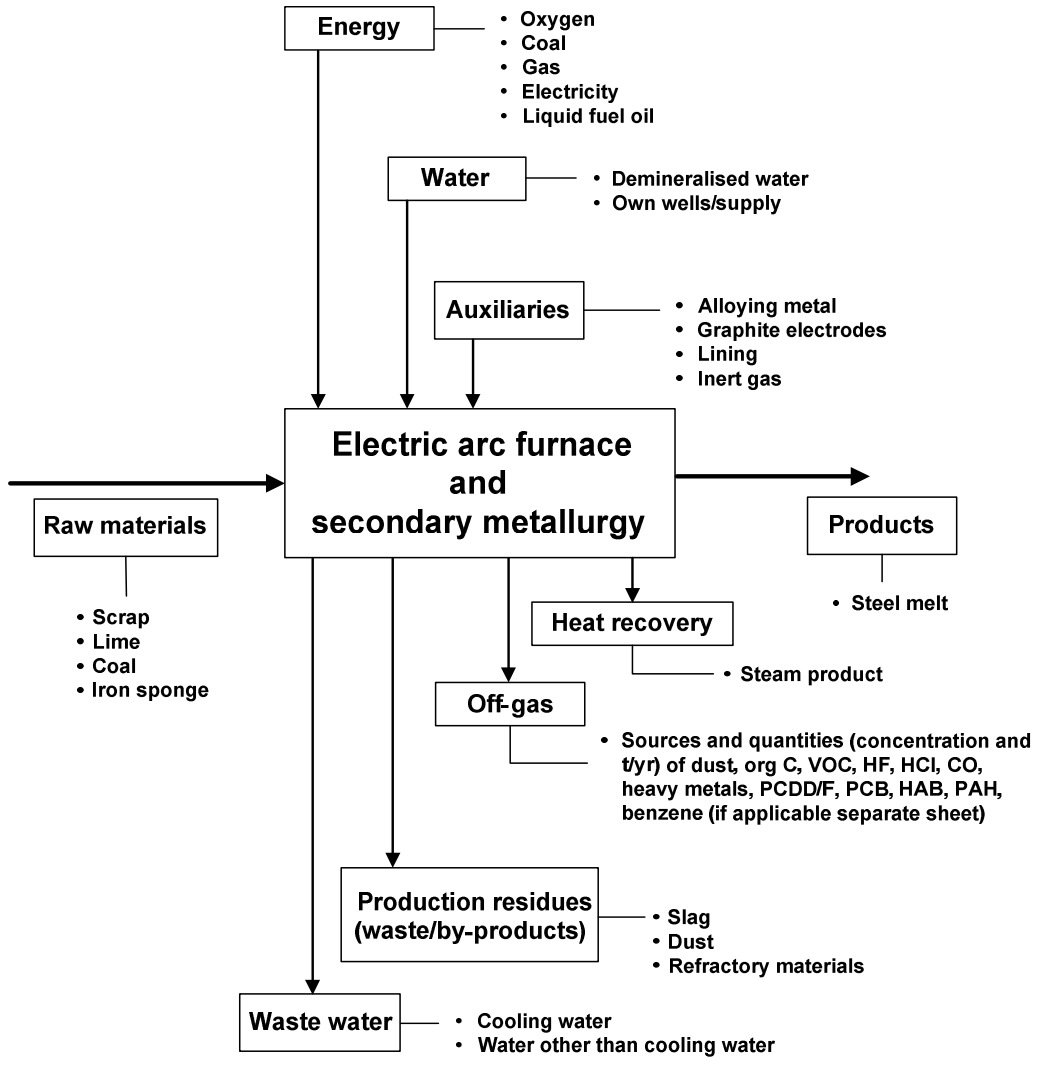
For the purpose of controlled solidification of EAF steel, basically the same techniques apply as for BOF steel. The descriptions in Section 7.1.5 apply.

While the general trend is to supersede ingot casting by continuous casting, ingot casting will continue to be applied for some types of specialty steels produced in EAF steelmaking facilities.

8.2 Present consumption and emission levels

8.2.1 Mass stream overview and input/output data

Figure 8.6 provides an overview for the input and output of electric arc furnaces. This overview may be used for the collection of data from an electric arc furnace.



Source: [200, Commission 2001]

Figure 8.6: Mass stream overview of an electric arc furnace

Specific input factors as well as specific emission factors have been determined for electric arc furnaces. Such factors are presented in Table 8.1. The data are derived from various sources mentioned in the footnotes.

By far the main iron source for an EAF is scrap. Hot metal and DRI are used by a rather small number of operators, generally in a rather sporadic fashion. Thus, it is difficult to indicate representative ranges. Hot metal and DRI might be used to adjust composition for some particular steel grades. In some instances, the input of DRI or hot metal might also be due to economic reasons. HBI is basically hot briquetted DRI. It is better suited for handling and transportation and less exposed to atmospheric oxidation.

Table 8.1: Input/output data for electric arc furnaces within the EU

Input		
Raw materials		
Metallic input: Scrap Pig iron Liquid hot metal ([1]) DRI (HBI)	 kg/t LS kg/t LS kg/t LS kg/t LS	 1039 – 1232 0 – 153 0 – 215
Lime/dolomite ([2])	kg/t LS	25 – 140
Coal (including anthracite and coke)	kg/t LS	3 – 28
Graphite electrodes	kg/t LS	2 – 6
Refractory lining	kg/t LS	4 – 60
Alloys: Carbon steel High alloy and stainless steel	 kg/t LS kg/t LS	 11 – 40 23 – 363
Gases		
Oxygen	m^3/t LS	5 – 65
Argon	m^3/t LS	0.3 – 1.45
Nitrogen	m^3/t LS	0.8 – 12
Steam ([3])	kg/t LS	33 – 360
Energy		
Electricity	kWh/t LS MJ/t LS	404 – 748 1454 – 2693
Fuels (natural gas and liquid fuels)	MJ/t LS	50 – 1500
Water	m^3/t LS	1 – 42.8

Output		
Products		
Liquid steel (LS)	kg	1000
Air emissions		
Off-gas flow	Million Nm^3/h	1 – 2
	Nm^3/t LS	8000 – 10000
Dust	g/t LS	4 – 300
	mg/m^3	0.35 – 52
Hg	mg/t LS	2 – 200
Pb	mg/t LS	75 – 2850
Cr	mg/t LS	12 – 2800
Ni	mg/t LS	3 – 2000
Zn	mg/t LS	200 – 24000
Cd	mg/t LS	1 – 148
Cu	mg/t LS	11 – 510
HF	mg/t LS	0.04 – 15000
HCl	mg/t LS	800 – 35250
SO_2	g/t LS	5 – 210
NO_x	g/t LS	13 – 460
CO	g/t LS	50 – 4500
CO_2	kg/t LS	72 – 180
TOC	g C/t LS	35 – 260
Benzene	mg/t LS	30 – 4400
Chlorobenzenes	mg/t LS	0.2 – 12
PAH ([4])	mg/t LS	9 – 970
PCB ([5])	mg/t LS	0.01 – 5
PCDD/F	µg I-TEQ/t LS	0.04 – 6
Production residues (waste/by-products)		
Slag from furnace	kg/t LS	60 – 270
Slag from ladle	kg/t LS	10 – 80
Dusts	kg/t LS	10 – 30
Waste refractories	kg/t LS	1.6 – 22.8
Noise	dB (A)	90 – 133

([1]) Hot metal is only used in very special cases (about 275 kg/t LS), then the quantity of scrap is lower.
([2]) Typically lime is used but in a few cases dolomite alone is used or combinations of dolomite and lime (e.g. weight proportion 63/37).
([3]) Steam is generally not used within EAF steelmaking, except for plants with secondary metallurgy with vacuum treatment
([4]) No consistent database, some results represent the total of 16 EPA PAH, others only a section of them.
([5]) No consistent database, values represent different selections of PCB (2 of them refer to the above-mentioned Ballschmiter PCB, 3 to WHO-TEQ and 2 without further indication).

NB: — Some measuring methodologies might vary significantly from country to country and from plant to plant. Not all the emitted substances are measured at all plants. The measuring programmes vary greatly depending on permit requirements.
— Data has been compiled from information provided by EAF melt shop operators (carbon steel, alloy steel and stainless steel) representing 37.4 Mt of steel produced. This represented close to 50 % of the total EAF steel production in the EU in 2004 in 11 different EU countries.
— LS = Liquid steel.

Source: [140, Eurofer 2009] [200, Commission 2001] [220, Eurofer 2008] [234, Poland 2007] [367, Prüm et al. 2005] [371, Eurofer 2007] [372, Czech TWG member 2008].

The emission factors indicated in Table 8.1 are the result of a survey. The wide ranges observed for some of the emission factors may have the following origins:

- differences in the performances of environmental protection equipment
- differences in the emission limit values prescribed by national or local authorities
- differences in the quality of measurements – frequency, precision, sampling, laboratory methodologies, etc.
- differences in the input material

- differences in the plant characteristics
- type of steel produced (metals emissions)
- plant productivity.

[220, Eurofer 2008] [373, Eurofer 2007]

8.2.2 Environmental issues for electric arc furnace steelmaking process

The electric arc furnace steelmaking process is a source of primarily dust and solid wastes/by-products. Energy consumption also plays an important role for EAF steelmaking. When abatement techniques are applied to reduce emissions, cross-media effects occur. Generally, Sections 8.2.2.1 to 8.2.2.6 below describe the most relevant environmental issues in the EAF process.

8.2.2.1 Emissions to air

8.2.2.1.1 Collection of primary emissions

Primary off-gases represent approximately 95 % of total emissions from an EAF [22, EC EAF 1994]. Most of the existing plants extract the primary emissions by the 4th hole (in the case of three electrodes – AC furnaces (see Figure 8.7) or by the 2nd hole (in the case of one electrode – DC furnaces). Thus 85 – 90 % of the total emissions during a complete cycle tap-to-tap can be collected [22, EC EAF 1994]. There are still few plants which do not have a 4th hole but a dog-house; a complete enclosure of the furnace with adequate gas extraction [373, Eurofer 2007].

8.2.2.1.2 Collection of secondary emissions

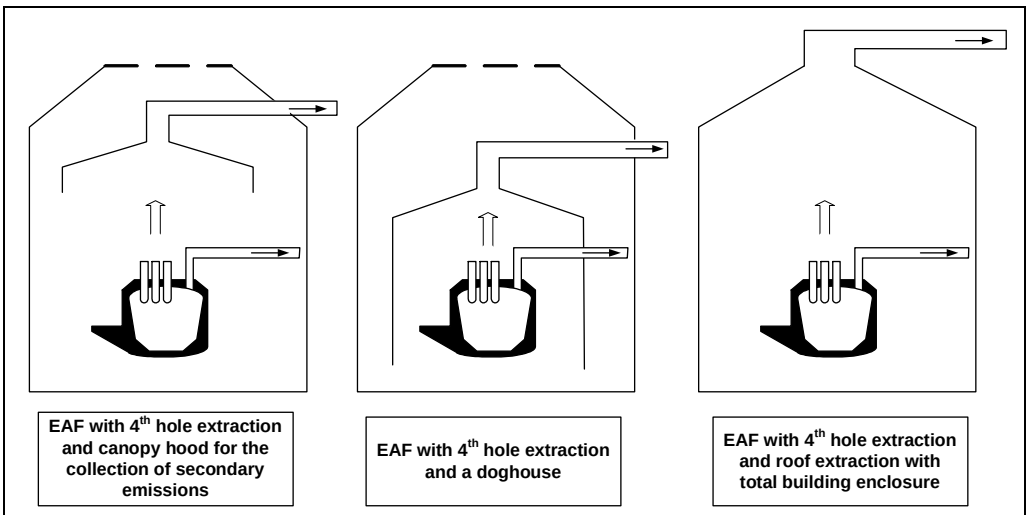
Off-gases are generated during scrap handling, charging and tapping as well as those escaping from the furnace openings like fumes (i.e. electrode openings and doors) are captured by a canopy hood generally located above the furnace. They may contain all of the pollutants described under primary emissions.

The most recent furnaces are often installed inside buildings with closed upper parts and a powerful extraction at the roof top. Depending on the dimensions of the building and the capacity of the furnace, the flow rate of the extraction system can exceed 1 million m^3/h [373, Eurofer 2007].

The following collection configurations are applied:

- EAF with extraction of primary off-gas at the furnace (2nd and 4th hole) and a canopy hood for the collection of the secondary off-gas flow, installed in a building with an open roof section
- EAF with extraction of primary off-gas at the furnace (2nd and 4th hole) and with a dog-house collecting all the fumes from the furnace to one exhaust system, installed in a building with open roof sections
- EAF with extraction of primary off-gas at the furnace (2nd and 4th hole) installed in a building with a totally enclosed roof that collects the secondary off-gas flow
- in some installations a 2nd or 4th hole extraction only.

Figure 8.7 shows the main three types of off-gas collection systems for AC furnaces with 4th hole extraction.



Source: based on [140, Eurofer 2009] [373, Eurofer 2007]

Figure 8.7: Collection systems at EAF

A doghouse can be built in different designs. There are large doghouses, where the charging crane is going into (or nearly into) the upper part of the doghouse, which is kept closed during charging and works as a hood. The other type of doghouse is small and totally open during charging. In this case an additional hood is necessary to capture the charging plumes.

If secondary metallurgy is carried out in the same building as the EAF, these emissions can also be collected by canopy hoods and roof extractions [373, Eurofer 2007].

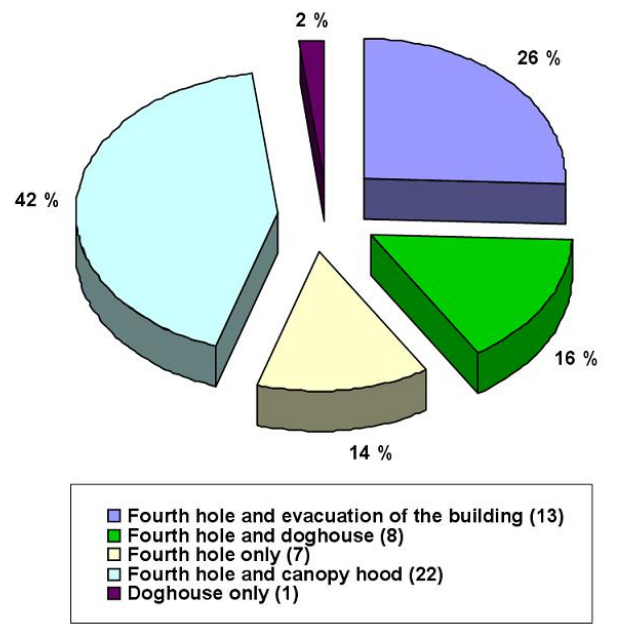
Table 8.2 summarises the qualitative efficiencies to collect emissions from the main operations of electric arc furnace steelmaking.

Table 8.2: Systems for the collection of emissions from EAF plants

Sources of emissions	Charging	Melting (in EAF)	Tapping	Secondary metallurgy (1)	Continuous casting (1)
4th hole	No	Yes	No	Yes, if also equipped	NA
Canopy hood	Yes, Partly	Yes	Yes, partly	Yes, if also equipped	Yes, if also equipped
Doghouse	Only if closed (2)	Yes	Yes	Yes, if also equipped	NA
Total building evacuation	yes	yes	yes	yes	yes

(1) If located in the same building.
(2) Usually the doghouses are not closed during charging as they obstruct the access to the EAF.
NB: NA = Data not available.
Source: [22, EC EAF 1994] [373, Eurofer 2007].

Figure 8.8 shows the percentages of the off-gas collection systems used in a sample of 51 EAFs in the EU. 4th hole collection of the primary emissions at the furnace roof is almost generalised. A vast majority of plants have either canopy hoods or total building enclosure. Some plants still operate with only a 4th hole extraction.



Source: [140, Eurofer 2009]

Figure 8.8: Percentage of existing dust collection system in 51 EAF in the EU

With respect to micropollutants like organochlorine compounds, especially PCDD/F, the contamination of secondary off-gases (mainly the leakages from the EAF) contribute to overall emissions. In order to minimise total PCDD/F emissions, secondary emissions should also be taken into account, thus strengthening the need for total building evacuation.

8.2.2.1.3 Primary and secondary emissions and treatment

Off-gas from primary and secondary collection in EAF contains dust, metals, nitrogen and sulphur oxides and organic matter (e.g. VOC, chlorobenzenes, PCB, PAH and PCDD/F). Organic matter emissions mainly depend on the scrap quality. Some scraps contain paints, oils and other organic substances [367, Prüm et al. 2005].

Information about secondary emissions is limited. From charging the EAF, usually 0.3 – 1 kg dust/t LS and from tapping usually 0.2 – 0.3 kg dust/t LS are emitted (emissions before abatement) [22, EC EAF 1994]. For fume leakages during EAF operations, dust emission factors between 0.5 and 2 kg dust/t LS are reported [30, Roederer et al. 1996].

Emission factors as a sum of the aforementioned three sources (charging, tapping, fume leakages) are between 1.4 and 3 kg dust/t LS before abatement [30, Roederer et al. 1996]. This can be considered a confirmation that primary emissions are about ten times higher than secondary emissions.

Generally the treatment of different off-gas flows (i.e. primary and secondary emissions) is performed in the same device, mostly in bag filters [373, Eurofer 2007]). Only in a few cases are ESPs and wet scrubbers applied.
Table 8.3 shows examples for achieved air emissions concentrations from the EAF process after abatement with bag filters or ESP.

Table 8.3: Air emissions concentrations from the EAF process after abatement

Parameter		Bag filter	Electrostatic precipitator (1)	Unit
Dust		0.35 – 3.4	1.8	mg/Nm^3
CO		88 – 256		mg/Nm^3
NO_x		0.97 – 70		mg/Nm^3
SO_x		8 – 17		mg/Nm^3
Metals:	Hg	0.016 – 0.019	<0.0003	mg/Nm^3
	Total (including Sb, Pb, Cr, CN, F, Cu, Mn, V, Se, Te, Ni, Co, Sn)	0.006 – 0.022	0.01 – 0.07	mg/Nm^3
	Cr (except Cr (VI)	0.013		
	Mn	0.036		
	Ni	0.003		
PAH		<0.00001	<0.001	mg/Nm^3
PCDD/F		0.0015 – 0.1 (2)		ng/Nm^3
HF		0.085 – 0.2		mg/Nm^3
HCl		3 – 5.4		mg/Nm^3
Cl_2		<3		mg/Nm^3

(1) Values relate to one German stainless steel plant.
(2) Upper end of the range relates to measurements carried out in 1997.
NB: — Values are annual averages and relate to the central dedusting system.
— PAH contain benzo(a)pyrene and dibenzo-(a,h)-anthracene.
Source: [244, Plickert 2007] [277, Wiesenberger 2007].

Dust

The off-gas contains 10 – 30 kg dust/t liquid carbon steel or low alloyed steel and 10 – 18 kg dust/t in the case of high alloyed steel before abatement. At EAFs for stainless steel, the maximum value for dust production is 30 kg dust/t. With a converter like an AOD, the off-gas (EAF and AOD) contains 10 – 46 kg/t liquid alloyed steel. The composition of the dust can be seen from the analysis of the dust separated from the off-gas in the bag filters or electrostatic precipitators (ESP) (see Table 8.10). Most of the heavy metals are mainly associated with dust and, thus, are removed to a large extent from the off-gas with the dust abatement. Those heavy metals present in the gas phase, e.g. mercury, are not eliminated by filtration or ESP [373, Eurofer 2007].

The range of dust emission factors after abatement can be seen in Table 8.1. About 96 % of the dust belongs to PM_{10} [83, Ehrlich, C. et al 2007] [288, IA 2006]. The range is quite wide (three orders of magnitude), indicating a huge difference in collection and abatement efficiency. In terms of concentration, the emissions are between 0.5 – 50 mg dust/Nm^3 (the majority of the installations are at the lower end of the range). Normally these emission factors or emission concentrations include secondary dust emissions because primary and secondary emissions are very often treated in the same equipment [366, Dornseiffer et al. 2007] [373, Eurofer 2007].

Heavy metals

Some emissions in Table 8.1 show wide ranges. Higher values can be of high environmental relevance. Zinc is the metal with the highest emission factors. Chromium and nickel emissions are, for obvious reasons, generally higher in the manufacturing of stainless steel [373, Eurofer 2007]. A part of the chromium can occur as hexavalent chromium. It is of paramount importance because it is highly carcinogenic by inhalation.

In three EU EAF plants, emissions factors for arsenic between 0.025 and 14 g/t have been measured [288, IA 2006] [234, Poland 2007].

Mercury emissions can strongly vary from charge to charge depending on scrap composition/quality [137, Theobald 1995] [144, UBA-BSW 1996]. Mercury emissions in the sector

are expected to decline due to the progressive phasing out of mercury following the full implementation of several directives already in place, such as the 'End-of-life Vehicles' Directive, the 'Waste from Electrical and Electronic Equipment' Directive and the Directive on the Restriction of Hazardous Substances in the Electrical and Electronic Equipment as well as the battery Directive [273, Eurofer 2007]. Nevertheless, relevant exceedings of mercury ELVs have been observed, indicating that mercury-bearing components still occur in the scrap sources, and apparently they are not always removed from the shredder input. Emissions factors for mercury of 170 mg/t LS, despite efforts to reduce mercury in purchased scrap, have been observed on an annual basis and seem to be fairly similar for steel, based on domestic and imported scrap [81, Norwegian TWG member 2008].

Sulphur and nitrogen oxides
The SO_2 emissions mainly depend on the quantity of coal and oil input but are not of high relevance. NO_x emissions also do not need special consideration.

Other inorganic pollutants
[288, IA 2006]
Fluoride, chloride are other relevant inorganic pollutants but no further information was provided.

VOC
VOC emissions may result from organic substances adhering to the raw materials (e.g. solvents, paints) charged to the furnace. In the case of the use of natural coal (anthracite), compounds such as benzene may degas before being burnt off [373, Eurofer 2007].

Polycyclic aromatic hydrocarbons (PAH)
The emission factors for PAH are also relatively high (9 – 970 mg/t LS – see Table 8.1) but there are not many reported measurements. PAH are also already present in the scrap input [120, Schiemann 1995] but may also be formed during EAF operation. The expectation that PAH adsorb to the filter dust to a high extent (also depending on the off-gas temperature) could not be confirmed by investigations in Luxembourg, where PAH emissions remained unchanged before and after abatement in a bag filter which achieved low residual dust contents (<5 mg/Nm^3) as a daily mean value [167, Werner 1997]. The PAH profile is dominated by the more volatile two or three ring PAH such as naphthalene, acenaphthene, anthracene and phenanthrene [388, Fisher et al. 2005].

Persistent organic pollutants (POPs)
Since the nineties increasing note has been taken of POPs. Analytical results are only available for a limited number of compounds. Organochlorine compounds, such as chlorobenzenes, PCB and PCDD/F have been measured.

There is a strong correlation between the concentrations of PCDD/F and WHO-12 PCB, with the I-TEQ of PCDD/F being approximately 16.5 times higher than that of WHO-12 PCB. This suggests that the formation mechanisms of PCB and PCDD/F are linked [388, Fisher et al. 2005].

Chlorobenzenes have been determined at several EAF operations (0.2 – 12 mg/t LS – see Table 8.1). From measurements at one EAF plant, it is known that hexachlorobenzene is present in the emitted off-gas [373, Eurofer 2007].

<u>Polychlorinated biphenyls (PCB)</u>
Polychlorinated biphenyls (PCB) are a class of chlorinated semi-volatile organic compounds composed of 209 congeners. A group of 12 PCB, which exhibit 'dioxin-like' behaviour, has been identified by the World Health Organisation (WHO). The main contributor to the WHO-12 I-TEQ was PCB 126.

Other PCB congeners found are PCB 28, 52, 101, 138, 153 and 180 which are known as the six Ballschmiter congeners [388, Fisher et al. 2005]. The toxicological purpose for the determination of the two sets of PCB is not the same. A common approach for an adequate estimate of the 'total PCB'(209) is to multiply the sum of the 6 Ballschmiter/DIN PCB by five.

PCB emissions have been detected and measured at some EAFs. These measurements showed that different congeners have been determined. Values as low as 0.01 mg/t LS and as high as 5 mg/t LS have been reported. In addition, it is not known yet whether PCB can be formed by de novo synthesis during the process and/or within the off-gas devices. These uncertainties show that it is difficult if not impossible to draw general conclusions on the formation and decomposition processes of PCB in EAF off-gases.

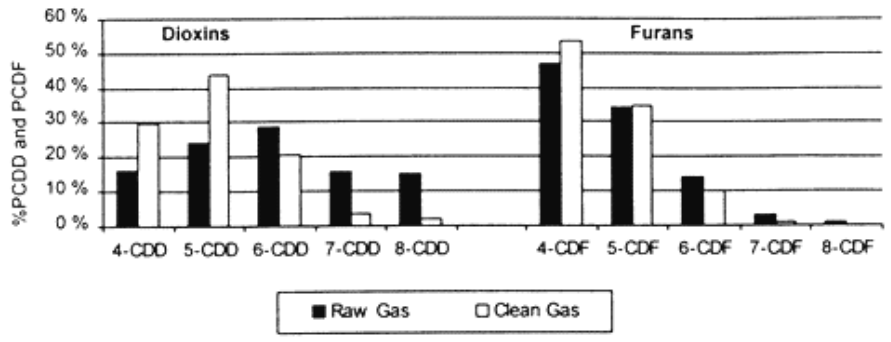
PCB may be present in the scrap input which could be the dominant source for the measured emissions [120, Schiemann 1995]. Regulations, for example as end-of-life electric equipment management, have greatly helped to prevent the introduction of items which contains PCB (for instance small capacitors in several technical devices like washing machines, dryers, cooker hoods, oil burners, fluorescent lamps, etc). One investigation has shown that PCB are practically not abated in bag filters [167, Werner 1997]. A recent study performed in Sweden has shown a correlation between dioxin-like PCB and PCDD/F but has also shown that the emission of PCB in terms of WHO-TEQ is far less important than the emission of PCDD/F [373, Eurofer 2007].

In general, it has been concluded that typical off-gas cleaning systems (e.g. filters, ESP, scrubbers) are more efficient at removing PCDD/F emissions than PCB. The compound-specific differences can be explained by differences in volatility between the congeners of the three compound groups. The variability in efficiency may be also due to the differences in the dust separation efficiency, gas temperature and adsorption properties of the dust [370, Öberg 2007].

Polychlorinated dibenzo-p-dioxins and furans (PCDD/F)

During the thermal treatment of scrap which contains paints, oils (e.g. cutting oils), PVC (polyvinyl chloride) or other organic substances, PCDD/F are released or produced during waste gas treatment and emitted into the atmosphere along with the furnace fumes [367, Prüm et al. 2005]. These emissions are especially important during the beginning of the scrap melting phase at the EAF, when the temperatures are still low. Even if downstream process temperatures are sufficiently high to destroy the PCDD/F, the PCDD/F generated during that initial phase will have an influence on its downstream generation [375, IISI 1998] [388, Fisher et al. 2005].

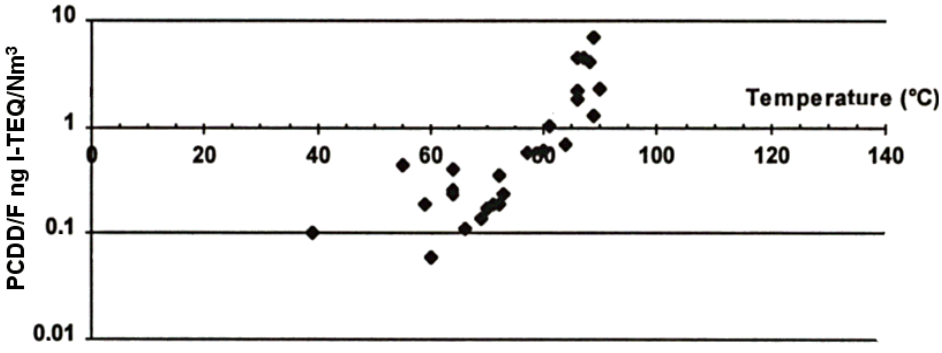
PCDD/F are generated as well by the combustion at low temperatures (250 – 500 °C) of organochlorinated compounds that may be present in the charge as well as by de novo synthesis, catalysed by metals (e.g. Cu and to a lesser extent Fe). Findings indicate that the temperature profile is more important than the mean temperature in determining the PCDD/F concentration in the waste gas [388, Fisher et al. 2005]. Regarding PCDD/F, there are many measurements available showing emission factors between 0.04 – 6 µg I-TEQ/t LS [220, Eurofer 2008] (see Table 8.1). Concentrations between 0.02 and 9.2 ng I-TEQ/Nm^3 have been measured [367, Prüm et al. 2005]. Figure 8.9 presents an example of the distribution of PCDD/F homologues in the off-gas of a twin shell EAF with scrap preheating before and after abatement. The PCDD/F homologues with four and five chlorine atoms dominate.



Source: [167, Werner 1997]

Figure 8.9: Distribution of PCDD/F homologues in the off-gas of a twin shell EAF with scrap preheating before and after abatement

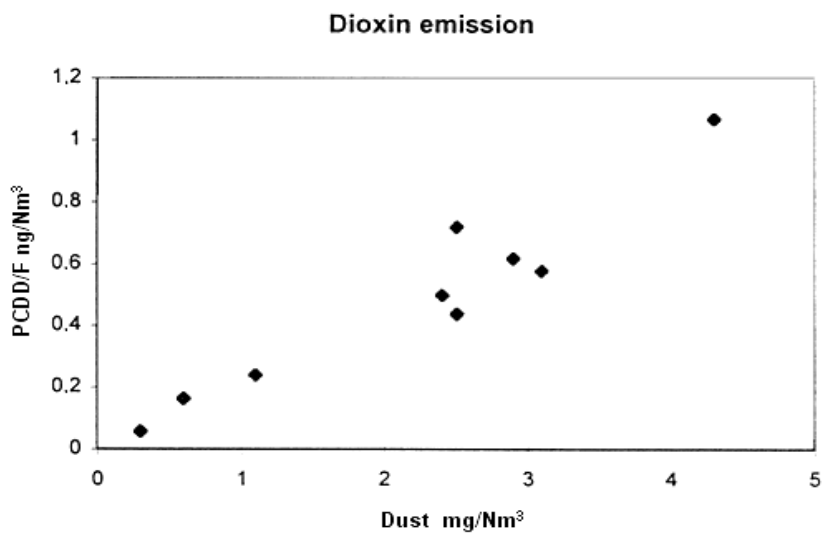
With respect to the absolute PCDD/F emissions, there is a correlation between off-gas temperature (see Figure 8.10) and dust content (see Figure 8.11) [366, Dornseiffer et al. 2007] [375, IISI 1998].



Source: [167, Werner 1997]

Figure 8.10: Correlation of PCDD/F emissions and temperature of the off-gas after abatement in a bag filter of an EAF

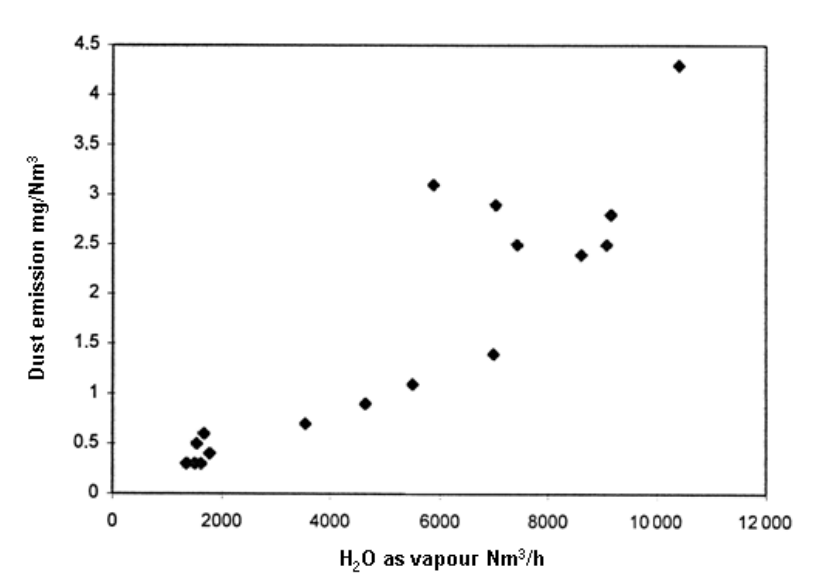
Figure 8.10 indicates that as long as the clean gas temperature is below 75 °C, PCDD/F emissions will stay below 1 ng I-TEQ/Nm^3. The physical explanation of this pertains to the decrease of volatility of PCDD/F with decreasing temperature [126, Spencer et al. 1992]. At low temperatures, PCDD/F increasingly tends to adsorb to the filter dust.



Source: [23, EC EAF 1997] [106, Pedersen et al. 1996]

Figure 8.11: Correlation of residual dust content and PCDD/F concentrations after abatement in a bag filter in the off-gas of an EAF at temperatures below 85 °C

The observation that there is a close connection between dust and PCDD/F emissions should be related to off-gas temperature. The dust content itself mainly depends on the dimension and quality of the bag filter but also on the relative humidity in the off-gas which can be high in cases of off-gas quenching or location near the sea (see Figure 8.12).



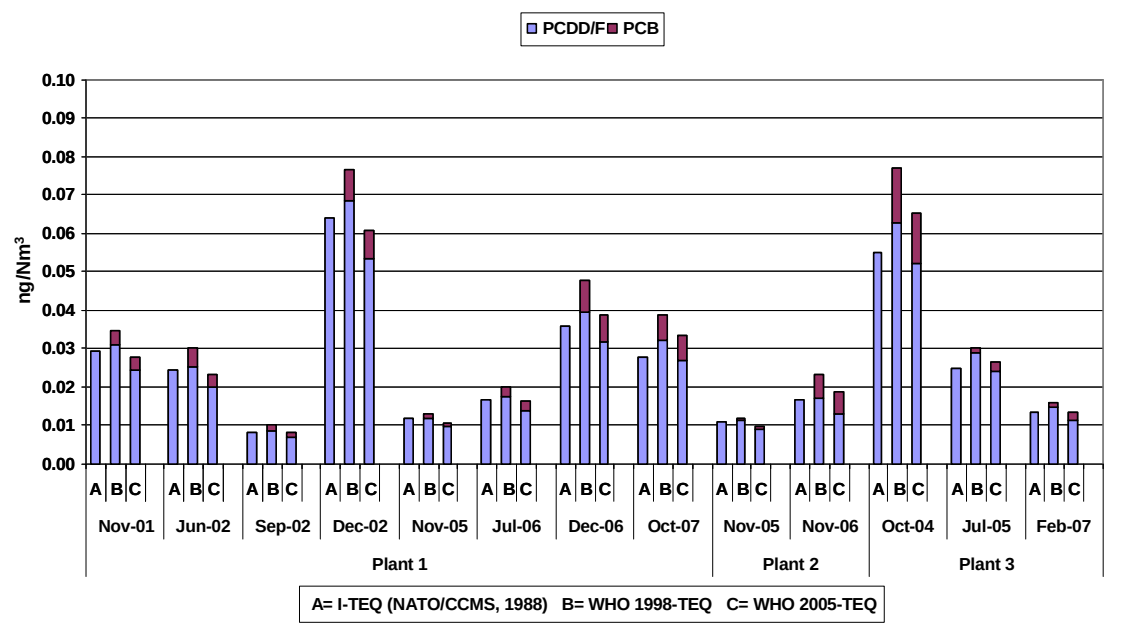
Source: [23, EC EAF 1997] [106, Pedersen et al. 1996]

Figure 8.12: Correlation of water vapour and residual dust content after abatement in a bag filter in the off-gas of an EAF

PCDD/F are normally expressed as International Toxicity Equivalents (I-TEQ) according to NATO/CCMS, 1988. This is also the case for the existing legislation and actual permits. The revised IPPC permits for IS plants in the Walloon Region of Belgium are formulated in WHO-TEQ for PCDD/F and 'dioxin-like' PCB plus a specific limit value for 'total PCB' estimated by 5 × the sum of the 6 Ballschmiter/DIN PCB (in mass concentration).

In 1998, the WHO had developed new toxicity equivalents for PCDD/F (WHO-TEQ). Integrated into this evaluation are 12 dioxin-like PCB [219, Van den Berg et al. 1998].

In 2005, reevaluated toxicity equivalents (WHO 2005-TEQ) have been presented and accepted by the WHO [366, Dornseiffer et al. 2007] [315, Van den Berg., et al, 2006]. Figure 8.13 shows measurement results expressed as I-TEQ in comparison to WHO-TEQ, including dioxin-like PCB.



Source: [80, Dornseiffer, P. 2008]

Figure 8.13: PCDD/F emissions from EAF as I-TEQ and WHO-TEQ including dioxin-like PCB

The total level of PCDD/F including PCB expressed as WHO 2005-TEQ varies between 11 % lower and 21 % higher than the PCDD/F expressed as I-TEQ. The average of all presented measurements is 2 % lower for the values of PCDD/F as WHO 2005-TEQ including PCB compared to PCDD/F as I-TEQ.

The total level of PCDD/F including PCB is 12 – 24 % lower when expressed as WHO 2005-TEQ compared to WHO 1998-TEQ [80, Dornseiffer, P. 2008] [315, Van den Berg., et al, 2006].

According to information provided by Eurofer, the dioxin emissions from stainless steel production are lower than in the case of carbon steel. However this affirmation has only been verified in a few plants [209, EC 2005].

Table 8.4 shows specific and annual emissions of PCDD/F and PCB to air from Swedish EAFs steel plants estimated from production in 2005. The reported values are according to the TEQ, using the latest weighting scheme by the WHO [315, Van den Berg., et al, 2006] including both PCDD/PCDF and dioxin-like PCB. The contribution from dioxin-like PCB is mostly in the range of 10 – 20 %. The TEQ is reported as an interval when some toxic congeners are below the limit of detection.

Table 8.4: Specific and annual emissions of PCDD/F and PCB to air from Swedish EAF steel plants

Plant	PCDD/F (µg TEQ/t LS)	PCDD/F (g TEQ/yr)	PCB (µg TEQ/t LS)	PCB (g TEQ/yr)
A	0.67	0.29	0.22	0.096
B	0.41	0.025	0.04	0.002
C	0.091	0.008	0.015	0.0013
D	0.080	0.015	0.02	0.0034
E	3.7	1.8	0.42	0.21
F	0.056	0.015	0.012	0.0032
G	2.4	1.0	0.28	0.12
H	0.17	0.003	0.56	0.01

NB: LS = Liquid steel.
Source: [370, Öberg 2007].

8.2.2.1.4 Emissions from secondary metallurgy processes and continuous casting

Information about emissions from secondary metallurgy (mainly dust emissions) and from continuous casting is very limited. [30, Roederer et al. 1996] reports dust emission factors before abatement from seven AOD/VOD refining installations between 6 and 15 kg dust/t LS and a single low figure of 1.35 kg dust/t LS. These seven installations have a dedusting device independent from the dedusting of EAFs. The emission factors reported in Table 8.1 include the emissions from secondary steelmaking.

The treatment of the collected off-gas flows from secondary metallurgy is performed in the same type of device, mostly in bag filters as primary and secondary emissions. Table 8.5 shows some emissions concentration values for different parts of the secondary metallurgy after abatement.

Table 8.5: Emissions from different parts of the secondary metallurgy after abatement

Parameter	Primary dedusting of ladle metallurgy units	Ingot casting and continuous casting ([1])	Vacuum treatment and oxygen blow unit
PM	0.6 – 1	0.5	4.1 – 13.2
Pb, Co, Ni, Se, Te	0.006		
Sb, Cr, CN, F, Cu, Mn, V, Sn	0.01	0.01 – 0.03	

([1]) For stainless steel production only.
NB: Values are annual averages and in mg/Nm^3.
Source: [244, Plickert 2007].

8.2.2.1.5 Emissions from scrap preheating

The scrap preheating may lead to an important generation of organic pollutants due to the possible presence of organic substances on the scrap which are combusted during preheating under very unfavourable conditions. This can result in increased emissions of VOC and PCDD/F emissions. In this case, the off-gases need further aftertreatment, i.e. post-combustion.

8.2.2.1.6 Emissions from slag processing

If the slag is collected in a slag pot at the EAF, it needs to be poured into outside slag basins for solidification. The cooling of the slag may be enhanced by water sprays resulting in fumes.

These fumes can be highly alkaline if the slag contains free CaO (see Table 8.7). This is very often the case. Alkaline depositions from the fumes may cause problems in the neighbourhood. If the slag is poured on the floor it is precrushed after solidification using excavators or shovel loaders and subsequently brought to an outside storage area.

After a certain period of time, the slag is processed in crushing and screening devices in order to give it the desired consistency for separating metals from the slag and for its further use in construction. Slag breaking and metal recovery can create dust emissions. The emission from crushing and screening should be extracted and subsequently cleaned. Water spraying can be applied at the conveyor belts transfer points. If the processed slag is stored, heaps can be wetted. During loading of broken slag, water fogs can be used to minimise dust emissions [85, VDI/DIN 2006] [260, Germany 2007] [273, Eurofer 2007] [373, Eurofer 2007].

8.2.2.2 Waste water

Water is used for the following purposes:

- cooling of the EAF
- rapid quenching of the hot off-gases
- scrubbing water if wet dedusting is applied
- vacuum generation
- direct cooling in continuous or ingot casting.

According to the water management seeking optimal treatment of all waste waters, information on the flow and treated waste water of single production steps is often not available because the mixture of different waste water streams are treated together (see Section 2.4) [363, Eurofer 2007].

Cooling water
Water is used in the EAF unit for cooling the wall panels and the roof and for spraying the electrodes. The water used for the cooling of the EAF is about 5 – 12 $m^3/(m^2h)$. For an EAF of a production capacity of 70 t/h the cooling water demand is 1000 m^3/h. Since the water is led in a closed cooling cycle, no waste water occurs. Also cooling system without circulation can be used if there is no lack of good quality cooling water. This saves energy on pumping and recooling.

Waste water from off-gas scrubbing
In some cases in the EU, the off-gases are treated in a wet scrubber. There is no information available on applied treatment techniques and discharged quantities and their pollution.

Waste water from continuous and ingot casting
Continuous casting in the EAF process is similar to the basic oxygen furnace process. For more information, see Sections 7.2.2.2 and 7.3.4. Specific information about input/output quantities is not available. Usually this waste water is treated together with other streams from the rolling mill(s).

Waste water from vacuum generation
For vacuum treatment, the usual specific process water flow from vacuum generation ranges from 5 – 8 m^3/t LS vacuum treated. In a few cases the specific process water demand is higher, in one case 42.8 m^3/t LS (see Table 8.1). This water is nearly fully recycled. It should be mentioned that not all of the liquid steel should be vacuum treated. Information on composition and treatment or recycling is not available [140, Eurofer 2009] [363, Eurofer 2007] [365, Eurofer 2007].

Waste water from quenching
Water is used for rapid quenching. From one plant it is reported that 25 m^3/h are used to quench approximately 870 000 m^3/h. No waste water occurs since the used water is mostly evaporated and leaves the process with the exhaust airflow. A minor part leaves the process with the residual moisture of the dust.

Drainage water from the scrapyard
The main raw material of EAF, the different kinds of scrap are often stored on unpaved scrapyards. Drainage water can be contaminated, especially in the case of scrap which contains oil/emulsions like turnings. There is no information available on quantities and pollution of drainage water. Usually it is at least treated in an oil separator prior to being discharged.

8.2.2.3 Process residues such as wastes and by-products

The various solid residues such as wastes or by-products from EAF steelmaking are compiled together with their specific quantities in Table 8.6.

Table 8.6: Kind and specific quantity of solid wastes/by-products from electric arc furnace steelmaking

Solid waste/by-product		Specific quantity (range) (kg/t LS)
Slags from carbon steel/low alloyed steel production:	Slag from EAF	100 – 150
	Slag from ladle	10 – 30
Slags from high alloyed steel production:	Slag from EAF	100 – 135
	Slag from ladle	30 – 40
	AOD slag	Approximately 160
Dusts from carbon steel/low alloyed/high alloyed steel production		10 – 46
Refractory bricks		2 – 25
NB: LS = Liquid steel. *Source:* [46, Geiseler 1991] [116, Rentz et al. 1996].		

More recent data for European EAF plants can be found in Table 8.1.

8.2.2.3.1 Slags from production of carbon steel/low alloyed steel/high alloyed steel

First a slag is produced during a process of melting steel scrap in an EAF by the addition of slag formers. During one or several ensuing processes the raw steel produced in the EAF will pass subsequent treatments in converters and/or ladles. In this (these) process(es) ferroalloys are added to the liquid metal, and together with some additives (e.g. lime) basic slags are formed. In contrast to EAF slag from carbon steel production, EAF slags from stainless steel production can have higher contents of heavy metals, which are, e.g. used as an alloying addition.

The chemical composition of EAF slags from the production of carbon/low alloyed steel and stainless/high alloyed steel can be seen in Table 8.7.

Table 8.7: Chemical composition of EAF slag from the production of carbon/low alloy steel and stainless/high alloy steel

	Carbon/low alloyed steel (1)			Stainless/high alloyed Steel (2)		
Component (wt-%)	**Typical concentration**	**Lower limit**	**Upper limit**	**Typical concentration**	**Lower limit**	**Upper limit**
CaO	28	15	64	50	17	68
SiO_2	19	4	26	23	2	42
MgO	7	0.5	15.5	6	1.5	25
Al_2O_3	7	1	16.5	2.5	<0.1	30
FeO	32	10	63	2	<0.1	39
Cr_2O_3	1.8	<0.1	11	2	<0.1	22
F				2	<0.1	9
MnO	5	0.5	19.5	1	<0.1	21
TiO_2				0.8	<0.1	3.5
Zn				<0.1	<0.1	2
P_2O_5	0.4	<0.01	2			
Na_2O	0.2	<0.01	2			
K_2O	0.14	<0.01	2.5			

(1) Carbon/low alloyed steel: EAF C EINECS No: 294-410-9 CAS No: 91722-10-0.
(2) Stainless/high alloyed steel: EAF S EINECS No: 294-410-9 CAS No: 91722-10-0.

NB: — The analytical information on ferrous slags is usually given in the form of oxides although components may occur in different mineral phases and different oxidation states.
— Components which usually have maximum concentrations <1 wt-% are not specified.
— The analysis relates not to aqua regia dissolution but to total digestion (see e.g. EPA 3052 or EN 13211:2001).
— In traces, other elements such as Pb, As, Sb, Hg, Cl, F and hexavalent chromium may also be present.

Source: [37, Motz 2009].

The rate of landfilling or recycling varies in the different Member States depending on legal requirements, availability of landfills, taxes, market situation, costs and possibilities to reuse processed slags. In the EU, a growing amount of slags from carbon and low alloyed steelmaking are used as secondary raw materials, mainly for road construction and for infrastructural measures in several applications. Slags from stainless steel production are generally less suitable for such uses and need to be landfilled. The percentage of the on-site recycling of slags from the production of high alloyed steels is significantly higher than for slags from carbon and low alloyed steelmaking. But still one third is landfilled and stored (see Table 8.8) [373, Eurofer 2007].

Table 8.8: Fate of EAF slags in the EU

Kind of steel	Total slag quantity (kt/yr)	On-site recycling		External use		Sold		Landfilled and stored	
		(kt/yr)	(%)	(kt/yr)	(%)	(kt/yr)	(%)	(kt/yr)	(%)
Carbon steels (1)	958	–	–	164	17.1	362	37.8	432	45.1
Carbon steels (2)	1796	45.1	2.5	494.8	27.6	13.7	0.8	1242	69.2
Low alloyed steels (2)	444	–	–	61.6	13.9	108.0	24.4	261	58.9
High alloyed steels (2)	461	81.4	17.7	68.0	14.8	160.0	34.7	156	33.9
Total EAF slags (2)	2701	126.5	4.7	624.4	23.1	281.7	10.4	1659	61.4
Total EAF slags (3)	4408								

(1) Data from 11 plants producing 958 kt/yr of slags (131.7 kg/t LS) in 2008.
(2) Data from 57 plants producing 2.7 million t/yr of slags (133 kg/t LS) in 1996.
(3) Data from 2004 and related to the following EU countries: AT, BE, DE, DK, ES, FR, FI, LU, NL, UK, SE, SK.

Source: [30, Roederer et al. 1996] [195, Werner 2010] [365, Eurofer 2007].

Slags from four EAF plants were analysed for PCDD/F and PCB. Table 8.9 shows concentrations and annual mass flows of PCDD/F and PCB in slag for these steel plants in which scrap was used as a raw material. The concentrations found are below the limit value of 15 µg TEQ/kg specified in the regulation for persistent organic pollutants.

Table 8.9: Concentrations and annual mass flows of PCDD/F and PCB in slag from steel plants using scrap as a raw material

Plant	PCDD/F (µg TEQ/kg)	PCDD/F (g TEQ/yr)	PCB (µg TEQ/kg)	PCB (g TEQ/yr)
A	<0.004	<0.56	0.0002	0.029
B	0.014 – 0.015	0.053 – 0.058	0.0014	0.0069
I	0.002	0.14	0.0004	0.027
J	0.002	0.09	0.00005	0.002
Source: [370, Öberg 2007].				

8.2.2.3.2 Dusts from off-gas treatment

As already mentioned, the treatment of off-gases (mostly primary off-gases together with secondary off-gases) is very often performed in bag filters. The chemical composition of dusts from the production of carbon, low alloyed and high alloyed steel can be seen in Table 8.10.

Table 8.10: Chemical composition of EAF dusts from the production of carbon steel/low alloyed steel and high alloyed steel/stainless steel

Component	Dust from carbon/low alloyed steel production (wt-%)	Dust from alloy steel production (wt-%)	Dust from stainless steel production (wt-%)
Fe_{tot}	10 – 45	17 – 37	20 – 65
SiO_2	0.6 – 5.1	1.7 – 5	3 – 9
CaO	3 – 17	2 – 16	8 – 20
Al_2O_3	0.3 – 3	1 – 4	0.4 – 2
MgO	0.5 – 6	1.2 – 3	1 – 5
P_2O_5	0.1 – 0.37	0.01 – 0.1	0.03 – 0.1
MnO	1.1 – 6	1.5 – 6.9	2.2 – 6.3
Cr_2O_3	0.13 – 2	0.12 – 6	9 – 20
Na_2O	0.3 – 3	NA	0.6 – 2
K_2O	0.5 – 2.3	NA	0.7 – 3
Zn	21 – 43	2 – 15	2 – 25
Pb	0.4 – 10	0.05 – 3.6	0.2 – 4.5
Cd	0.02 – 0.18	0.01 – 0.04	0.01 – 0.08
Cu	0.08 – 0.5	0.01 – 0.8	0.015 – 0.5
Ni	0.01 – 0.8	0.01 – 0.5	1 – 8
V	0.01 – 0.09	0.01 – 0.2	0.05 – 0.12
W	NA	0.5 – 1.5	NA
Co	0.001 – 0.01	0.01 – 0.2	0.02 – 0.04
As	0.001 – 0.02	0.001 – 0.01	0.01
Hg	0.0001 – 0.005	0.05 – 0.7	0.0002 – 0.015
Cl	0.8 – 5	0.7 – 1.7	0.8 – 1
F	0.02 – 0.9	0.01 – 0.65	0.3 – 2.4
S	0.1 – 3	0.25 – 1.42	0.2 – 0.5
C	0.4 – 3.3	0.5 – 3.1	0.05 – 1.3
Basicity	2.0 – 6.5	NA	NA
Moisture	6 – 16	NA	NA
NB: NA = Data not available. *Source:* [39, EUROFER EAF 1997] [62, Hoffmann 1997] [134, Strohmeier et al. 1996] [277, Wiesenberger 2007] [376, Eurofer 2007] [391, Tavernier et al. 2004].			

Dust from six plants were analysed for PCDD/F and PCB. Table 8.11 shows concentrations and annual mass flows of PCDD/F and PCB in dust for four of these plants in which iron scrap was used as a raw material.

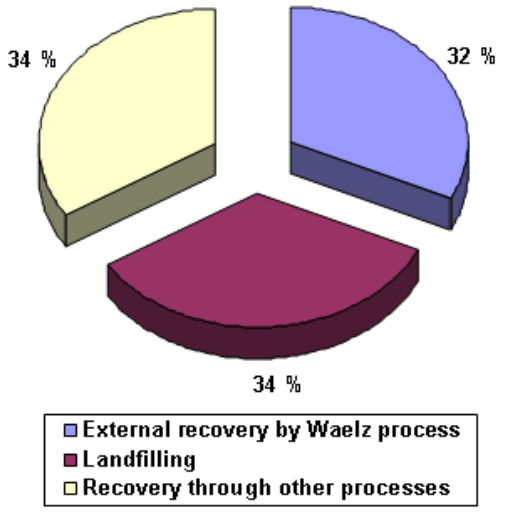
Table 8.11: Concentrations and annual mass flows of PCDD/F and PCB in dust from four steel plants using scrap as a raw material

Plant	PCDD/F (µg TEQ/kg)	PCDD/F (g TEQ/yr)	PCB (µg TEQ/kg)	PCB (g TEQ/yr)
A	0.16	1.0	0.014	0.089
B	0.21	0.11	0.015	0.0075
I	0.035	0.20	0.0020	0.011
J	0.16	1.0	0.0042	0.026
Source: [370, Öberg 2007].				

In recent years, following regulation on waste management, the percentage of dust put into landfills has been dramatically reduced. A vast majority of dust is at the time of writing (2010) brought to recovery operations for non-ferrous metals (Zn and Pb mainly in the case of carbon steel dusts and Cr and Ni in the case of stainless steel dusts) [373, Eurofer 2007].

Different technologies exist for treating EAF dust which contains from 18 – 35 % zinc. These are well-established processes in use in the non-ferrous metals production industries. However, the zinc industry normally uses raw materials which have a higher zinc concentration. As a result, EAF dust undergoes a further process before the zinc can be recovered from it. These processes raise the zinc content to 55 – 65 % [274, Eurofer et al. 1999] [284, EC 2001].

According to a survey carried out in 2006 covering 36 EAF plants and 34 2949 tonnes of dust, EAF dust is mainly used in three different ways as shown in Figure 8.14.



Source: [80, Dornseiffer, P. 2008]

Figure 8.14: Utilisation of EAF dust

8.2.2.3.3 Refractory bricks

Refractory bricks are used for lining in the different vessels. According to [30, Roederer et al. 1996], spent refractory bricks were put to landfill. In recent years, the recovery of usable mag-

nesia, dolomite and alumina bricks has been introduced and landfilling has been used only for fractions that are not suitable for recovery [373, Eurofer 2007]. Bricks are mostly reused in steel production for the same purpose or another purpose not requiring such a high quality brick. In an EAF plant with a capacity of approximately 400 000 tonnes of stainless steel per year, the spent refractory amounts up to about 9000 tonnes per year [386, Cores et al. 2005]. Table 8.12 shows the annual amount relating to different process steps.

Table 8.12: Example of annual amount of spent refractory material in one installation

Refractory used	EAF	Steel ladle	Ladle furnace RH degaser	Strand caster	Ingot casting
Magnesite	1200	3800	600 ([1])	2400	
Dolomite		600			
Mullite (clay)					500

([1]) Chromium magnesite.
NB: Values in tonnes per year.
Source: [386, Cores et al. 2005].

8.2.2.4 Energy consumption

Electricity and natural gas are the most important energy sources in EAF operations.

During the melting process some the following types of energy concur:

- thermal energy from the electrical arc
- thermal energy from the combustion of natural gas or other gaseous or liquid fuels
- chemical energy from the exothermic reactions occurring in the furnace by metal oxidation.

The energy consumption of the furnace is the balance of the three aforementioned inputs. In [364, Fuchs, G. 2008] an example is shown for an EAF with a comparably low input of 380 kWh/t electrical energy, 210 kWh/t through fuel combustion and 100 kWh/t through metal oxidation which corresponds to a total of 690 kWh/t of LS. From this input, 370 kWh/t are needed to melt and superheat the scrap to tap temperature, 37 kWh/t to liquefy and superheat the slag, 100 kWh/t are furnace losses and 140 kWh/t are as sensible heat in the off-gas.

The utilisation of the 140 kWh/t of sensible heat in the off-gas has developed over the last 40 years and is today a proven tool to reduce the total energy requirements in the EAF operations. One option is to use the sensible heat for scrap preheating. The scrap can be preheated to approximately 800 °C prior to the melting process in the furnace vessel which reduces the total energy consumption by up to 100 kWh/t LS.

8.2.2.5 Noise emissions

[260, Germany 2007] [273, Eurofer 2007]

The following are the main noise sources in EAF steelworks:

- the melting shop including the EAF
- the scrapyard
- the primary dedusting
- the roof hood dedusting
- water management equipment
- the transport of slag pots

- the transport of products, e.g. with wheel loaders
- slag processing in crushers, magnetic separators and screening devices.

Conventional EAFs show average sound levels (melting and treating) of L_{WA} = 118 – 133 dB(A) for furnaces >10 t and L_{WA} = 108 – 115 dB(A) for furnaces <10 t; the specific transformer power determines the level of noise emissions. In electric steelworks, sound levels of up to L_{WA} = 127 dB(A) can appear (measurement includes melting and treating). The main share of noise emissions are contributed by the melting shop including EAF, the scrapyard and primary dedusting.

8.2.2.6 Soil contamination

In many cases the scrapyard is unpaved and uncovered (see Section 8.1.1). Contamination of soil may arise from the storage of scrap contaminated by mineral oil/emulsions or other compounds. There is no information available about the extent and the impact of such soil contamination [260, Germany 2007].

If the yard for slag processing is unpaved and the raw slag contains free CaO, alkaline water may enter the soil.

8.3 Bei der Bestimmung der BVT für die Elektrostahlerzeugung zu erwägende Techniken

In diesem Unterkapitel werden Maßnahmen/Techniken (oder deren Kombinationen) sowie damit verbundene Überwachungsmaßnahmen beschrieben, bei denen angenommen wird, dass diese ein hohes Umweltschutzpotenzial für die in diesem Dokument behandelten Tätigkeiten haben.

Dieses Unterkapitel beinhaltet prozessintegrierte sowie nachgeschaltete Techniken. Abfallvermeidung und -entsorgung sowie Verfahren zur Abfallminimierung und zum Recycling werden ebenfalls betrachtet. Weiterhin werden Maßnahmen/Techniken zur Senkung des Verbrauchs an Rohmaterialien, Wasser und Energie behandelt.

Anhang III der Richtlinie nennt eine Reihe von Kriterien, die bei der Bestimmung der BVT in Betracht zu ziehen sind. Die Informationen in diesem Unterkapitel zielen auf diese Kriterien ab. Soweit möglich, wird zur Gliederung der zu jeder Maßnahme/Technik zusammengetragenen Informationen die in Tabelle 8.13 beschriebene einheitliche Struktur verwendet, um einen Vergleich der Maßnahmen/Techniken und eine objektive Bewertung gemäß der Definition von BVT in der Richtlinie zu ermöglichen.

Dieses Unterkapitel enthält nicht notwendigerweise eine abschließende Liste aller Maßnahmen/Techniken, die in dieser Branche angewendet werden können – es mögen weitere Techniken existieren oder entwickelt werden, die bei der Bestimmung der BVT für eine einzelne Anlage in Erwägung kommen können.

Tabelle 8.13: Struktur der Informationen zu allen in diesem Unterkapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken

Betrachtete Aspekte	Enthaltene Informationen
Beschreibung	Technische Beschreibung der Maßnahme/Technik, soweit zweckmäßig auch mit Hilfe von Abbildungen, Schemata, Diagrammen etc.
Erreichte Umweltentlastungseffekte	Hauptsächliche Umweltvorteile (einschließlich Energie-, Wasser- und Rohmaterialeinsparungen sowie Steigerungen der Produktivität und der Energieeffizienz), die durch die Maßnahme/Technik erreicht werden
Medienübergreifende Effekte	Hauptsächliche Nebeneffekte und Nachteile für andere Umweltmedien, die durch die Anwendung dieser Maßnahme/Technik verursacht werden, einschließlich des Vergleichs einzelner Umweltwirkungen (quantifizierten Vor- und Nachteilen, soweit verfügbar) mit denen anderer Maßnahmen/Techniken, um die Effekte dieser Maßnahme/Technik auf die Umwelt als Ganzes bewerten zu können. Dieses kann folgende Aspekte betreffen: • Verbrauch an Rohmaterialien und Wasser • Energieverbrauch und Beitrag zur Klimaveränderung • Schädigungspotenzial für die Ozonschicht • Photochemisches Ozonbildungspotenzial • Versauerungspotenzial durch Luftemissionen • Staubbelastung der Luft (einschließlich Feinstpartikeln und Metallen) • Eutrophierung von Land und Gewässern durch Luft- oder Wasseremissionen • Sauerstoffzehrungspotential im Wasser • persistente, giftige oder bioakkumulierende Stoffe in Luft oder Wasser (einschließlich Metallen und -verbindungen) • Erzeugung oder Vermeidung von Rückständen/Abfällen • Möglichkeiten zur Wiederverwendung und -verwertung von Rückständen/Abfällen • Lärm und/oder Gerüche • Störfallrisiko
Betriebsdaten	Aktuelle Leistungswerte (unter Angabe der Referenzbedingungen, Überwachungszeiträume und der verwendeten Messmethoden) zu Emissionswerten, Verbrauchsdaten (Rohmaterialien, Wasser, Energie) und der Menge der anfallenden Abfälle. Andere relevante Informationen, wie diese Technik zu betreiben, zu warten und zu überwachen ist.
Anwendbarkeit	Beschreibung der Arten von Anlagen, bei denen die Maßnahme/Technik angewendet – oder nicht angewendet – werden kann, sowie von Beschränkungen ihrer Anwendbarkeit in speziellen Fällen z. B. aufgrund des Alters der Anlage (neue oder bestehende Anlage), ihrer Kapazität (groß oder klein), der bereits installierten Techniken oder der Art und Qualität ihrer Produkte.
Wirtschaftliche Aspekte	Informationen zu Kosten (Investitions- sowie Betriebskosten) und möglichen Einsparungen (z. B. reduzierter Rohmaterial- oder Energieverbrauch, Entsorgungskosten) oder zusätzlichen Erlösen, einschließlich der Erläuterung wie diese Kosten, Einsparungen und Erlöse berechnet oder geschätzt wurden. Einschließlich relevanter Informationen für den Neubau oder die Ertüchtigung bestehender Anlagen. Dies soll ermöglichen, die gesamte ökonomische Dimension dieser Technik zu erkennen.
Auslöser für die Umsetzung	Lokale Bedingungen, Anforderungen (z. B. gesetzliche, Sicherheitsmaßnahmen) oder nicht umweltbezogene Gründe (z. B. Steigerung der Produktivität oder der Produktqualität), die zur Umsetzung dieser Maßnahme/Technik geführt oder diese befördert haben.
Referenzanlagen	Verweis auf die Anlage(n), in denen die Maßnahme/Technik umgesetzt wurde, über die Informationen bereitgestellt und beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden. Angaben zur Verbreitung der Anwendung dieser Maßnahme/Technik in Europa oder weltweit.
Referenzliteratur	Literatur oder anderes Referenzmaterial (z. B. Bücher, Berichte, Studien, Internetseiten), die beim Schreiben dieses Unterkapitels verwendet wurden und die detailliertere Informationen über diese Maßnahme/Technik enthalten.

8.3.1 Optimierung des Elektrolichtbogenofen-Prozesses

Beschreibung
Der Elektrolichtbogenofen-Prozess wurde im Hinblick auf seine Optimierung und zur Erhöhung der Produktivität, was unmittelbar mit der Verminderung des spezifischen Energieverbrauchs einhergeht, ständig verbessert. Die wichtigsten Maßnahmen/Techniken werden nachfolgend kurz beschrieben. [312, Dr. Michael Degner et al. 2008]:

- (Ultra-)Hochleistungsbetrieb (UHP-Öfen)
- Wassergekühlte Seitenwände und Deckel
- Oxy-Fuel-Brenner und Sauerstofflanzen
- Bodenabstichsystem
- Schaumschlackenbetrieb
- Pfannen- oder Sekundärmetallurgie
- Automatisierte Probenahme und Zugabe der Legierungselemente
- Erhöhte Energieeffizienz
- Computergesteuerte Prozesskontrolle und Automatisierung

(Ultra-)Hochleistungbetrieb (UHP)
Bemühungen, die “tap-to-tap-Zeit” (Zeitspanne von Abstich zu Abstich) zu verringern, führten zur Installation von leistungsfähigeren Transformatoren. Die entscheidenden Merkmale von Öfen mit (Ultra-)Hochleistungsbetrieb sind spezielle Vorrichtungen zur Stromversorgung, ein mittlerer Wirkungsgrad von ≥0,7 und ein zeitlich abgestimmter Betrieb des Transformators (≥0,7[131]). Der Einsatz von UHP kann einerseits zu einer höheren Produktivität, einem verminderten spezifischen Elektrodenverbrauch und kleineren spezifischen Abgasvolumenströmen führen, andererseits muss mit einem stärkeren Verschleiß der Ofenausmauerung gerechnet werden [57, Heinen 1997].

Wassergekühlte Ofenwände- und deckel
Seit den 80er Jahren werden die Ofenwände- und deckel mit wassergekühlten Elementen ausgekleidet. Dadurch ergab sich die Möglichkeit, Feuerfestmaterial einzusparen, die UHP-Technologie einzuführen und die Abwärme durch Energierückgewinnungsmaßnahmen nutzbar zu machen. Allerdings muss die wirtschaftliche Machbarkeit der Energierückgewinnung bei jeder Anlage im Einzelfall geprüft werden. Grundsätzlich können zwei Kühlsysteme unterschieden werden. Die sogenannte "Kalt/Warm-Kühlung" führt die Abwärme durch eine Erhöhung der Kühlwassertemperatur in den Rohrschlangen ab. Bei der Verdampfungskühlung wird die entstehende Strahlungswärme durch Verdampfung des Kühlwassers abgeführt. Durch eine computergesteuerte Regelung des Schmelzprozesses werden die Kühlelemente vor Rissen durch die thermische Belastung geschützt. Dies ist insbesondere dann wichtig, wenn ein Schaumschlackenbetrieb nicht möglich ist (siehe unten). Darüber hinaus wird auch Feuerfestmaterial eingespart [75, Knoop et al. 1997].

Oxy-Fuel-Brenner und Sauerstofflanzen
Oxy-Fuel-Brenner begünstigen ein gleichmäßiges Schmelzen des Schrotts und gleichen teilweise Lastspitzen in der Stromversorgung aus. Üblicherweise führt der zusätzliche Energieeintrag durch Oxy-Fuel-Brenner und Sauerstofflanzen zu einer Senkung des gesamten Energiebedarfs.

Bodenabstichsystem
Die Praxis des Bodenabstichs ist heute verbreitet eingeführt, da sie ermöglicht, die Menge der beim Abstich in die Pfanne verschleppten oxidischen Schlacke zu minimieren. Sie ermöglicht auch Kosteneinsparungen durch den verminderten Bedarf an Feuerfestmaterial, durch einen schnelleren Abstich und durch verminderte Energieverluste. Darüber hinaus vereinfacht sie die Abgaserfassung.

[131] Anm. der Übersetzer: Die Bedeutung dieser Zahlenangabe ist unklar. Möglicherweise ist damit der Anteil der Betriebszeit des Transformators und damit der Elektroden („Power-On“-Zeit) an der gesamten Zeitperiode zwischen 2 Abstichen gemeint.

Neue Elektrolichtbogenöfen für Karbonstahl sind üblicherweise mit Bodenabstichsystemen ausgerüstet. Lediglich einige alte Öfen sowie die meisten Öfen für Edelstahl sind noch mit Abstichrinnen ausgerüstet. Die Gründe hierfür sind folgende: Über Abstichrinnen kann entweder die ganze Schmelze oder nur ein Teil der Schmelze abgestochen werden. Der Abstichprozess ist gut kontrollierbar und die Wartung der Abstichrinne ist aufgrund ihres einfachen Aufbaus relativ leicht. Bei Edelstahlschlacken mit einem hohen Reduktionsgrad wird Chrom nach dem Abstich des Stahls zurückgewonnen. Dies geschieht noch vor dem Abschlacken in der Abschlackstation [77, Austrian TWG member 2008] [177, Eurofer 2009].

Schaumschlackenbetrieb

Die Erzeugung einer schaumigen Schlacke innerhalb des Ofens verbessert den Wärmeübergang in das zugegebene Material und schützt die Feuerfestauskleidung des Ofens. Wegen der besseren Lichtbogenstabilität und geringen Strahlungseffekten führt der Schaumschlackenbetrieb zu einer Senkung des Energieverbrauchs, des Elektrodenverbrauchs, des Lärmpegels und zu einer Erhöhung der Produktivität. Sie führt ebenfalls zu positiven Auswirkungen auf verschiedene metallurgische Reaktionen (z. B. zwischen der Schlacke und der Schmelze). Die Dichte der Schaumschlacke ist im Vergleich zu herkömmlicher FeO-haltiger Elektroofenschlacke geringer (1,15 – 1,5 t/m³ im Vergleich zu 2,3 t/m³). Aus diesem Grund steigt das Volumen der beim Stahlerzeugungsprozess anfallenden Schlacke, wodurch größere Schlackenbehälter erforderlich werden können. Nach dem Abstich entgast die Schlacke teilweise nach. Es lagen keine Informationen über nachteilige Auswirkungen des Schaumschlackenbetriebs auf die Möglichkeiten der Schlackenverwertung vor. Es ist aber anzumerken, dass der Schaumschlackenbetrieb für die Erzeugung einiger Stähle, z. B. Edelstahl oder hochlegierte Stähle, nicht möglich ist.

Pfannen- oder Sekundärmetallurgie

Einige Produktionsschritte (wie Entschwefelung, Zugabe von Legierungsbestandteilen, Homogenisierung der Temperatur oder der chemischen Zusammensetzung) müssen nicht im Elektrolichtbogenofen selbst, sondern können wirksamer in anderen Behältnissen durchgeführt werden. Seit ca. 1985 wurden diese Vorgänge vom Ofen auf Pfannen, Pfannenöfen oder andere Behältnisse verlagert [36, EPRI 1992] [57, Heinen 1997]. Die angegeben Vorteile dieser Entwicklung sind Energieeinsparungen (Nettoeinsparungen von 10 – 30 kWh/t), eine Senkung der “tap-to-tap-Zeiten” um ca. 5 – 20 Minuten, eine Erhöhung der Produktivität, eine bessere Kontrolle der Stahltemperatur und der dem Strangguss zugeführten Wärme, eine mögliche Senkung des Elektrodenverbrauchs (bis zu 0,74 kg/t), Einsparungen an Legierungsbestandteilen sowie eine Minderung der direkten Emissionen aus dem Elektrolichtbogenofen [36, EPRI 1992]. Beim Einsatz von Pfannen und anderen Behältnissen besteht der Nachteil darin, dass die Anzahl an Emissionsquellen steigt. Dies führt zu höheren Investitionen für die Abgasreinigung, da zusätzliche Stauberfassungseinrichtungen wie Hauben erforderlich werden.

Erhöhte Energieeffizienz

Der elektrische Energiebedarf der Elektrolichtbogenöfen hat sich seit 1995 signifikant erhöht. Dadurch werden die Stromversorgungsnetze mehr und mehr gestört, was zu Energieverlusten führen kann. Die Stromversorgung ist ein wichtiger Hebel für Maßnahmen zur Steigerung der Energieeffizienz. Eine Verbesserung der Stromversorgung durch effiziente Elektronik ermöglicht eine Steigerung der Produktivität und eine Senkung des Gesamtenergiebedarfs. Ein spezifischer Stromverbrauch von 360 kWh/t wurde beim Einsatz eines 100 MW Gleichstrom-Elektrolichtbogenofens bei ArcelorMittal in Esch-Belval (Luxemburg) erreicht. Für Wechselstrom-Elektrolichtbogenöfen wurde in einer Studie nachgewiesen, dass eine verbesserte Stromversorgung zu Produktivitätssteigerungen um 7 % sowie zur Steigerungen der Energieeffizienz geführt hat [252, France 2007].

Computergesteuerte Prozesskontrolle und Automatisierung

In den zurückliegenden Jahren hat sich die Notwendigkeit der Computerüberwachung von Elektrolichtbogenöfen ergeben, da die hohen Durchsätze wirksame Kontrollsysteme für die Material- und Datenflüsse erfordern, die bei der Auswahl der Rohstoffe sowie beim Betrieb der Elektrolichtbogenöfen, Pfannenöfen und der Stranggussanlagen auftreten. Wirksame Kontrollsysteme erlauben eine Optimierung der Energiezufuhr in den Ofen, ermöglichen einen Anstieg

der Produktivität und führen zu einer Minderung der Staubemissionen [86, Linninger et al. 1995] [312, Dr. Michael Degner et al. 2008].

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die erreichten Umweltentlastungseffekte wurden bereits im Abschnitt Beschreibung erläutert (siehe oben).

Medienübergreifende Effekte
Oxy-Fuel-Brenner erhöhen zwar den Abgasvolumenstrom, verringern aber gleichzeitig den Gesamtenergieverbrauch.
Wassergekühlte Ofenwände- und deckel erhöhen den Energieverbrauch um 10 – 20 kWh/t. Dieser energetische Nachteil wird aber durch Vorteile bei der Anlagenverfügbarkeit und Wartung kompensiert.
Wassergekühlte Ofenwände- und deckel bieten unter anderem die Möglichkeit, moderne Technologien wie Hochleistungs- und Ultrahochleistungsöfen einzusetzen.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die beschriebenen Techniken sind bei neuen und bei bestehenden Anlagen anwendbar. Die konkrete Anwendbarkeit sollte aber bei jeder Anlage im Einzelfall geprüft werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Einführung der beschriebenen Techniken war der hohe Wettbewerbsdruck und die daraus resultierende Notwendigkeit zur Produktivitätssteigerungen und Kostensenkungen.

Referenzanlagen
Viele Anlagen in der EU sind mit den beschriebenen Techniken ausgerüstet und arbeiten mit optimierten Bedingungen.

Referenzliteratur
[16, Rentz 1997] [252, France 2007] [260, Germany 2007] [273, Eurofer 2007] [312, Dr. Michael Degner et al. 2008]

8.3.2 Schrottvorwärmung

Beschreibung
Die Verwertung der Abwärme aus den Abgasen (ca. 140 kWh/t $Rohstahl_{fl.}$) wurde in den letzten 40 Jahren entwickelt, und ist heute ein bewährtes Werkzeug zur Senkung des Energiebedarfs von Elektrolichtbogenöfen. Die Abwärme kann unter anderem zur Schrottvorwärmung genutzt werden. Der Schrott kann vor dem Schmelzprozess entweder mit diskontinuierlichen Systemen auf ca. 800 – 1000 °C oder mit kontinuierlichen Systemen auf ca. 300 – 400 °C vorgewärmt werden. Durch die Schrottvorwärmung reduziert sich der Gesamtenergiebedarf um bis zu 100 kWh/t $Rohstahl_{fl.}$.

Die Schrottvorwärmung kann in Chargierkörben, in einem Chargierschacht (Schachtofen) oder in speziell designten Schrotttransportsystemen zur kontinuierlichen Chargierung während des Schmelzprozesses durchgeführt werden. In bestimmten Fällen werden zusätzlich fossile Energieträger zur Schrottvorwärmung eingesetzt [373, Eurofer 2007].
Die Schachtofentechnologie wurde in mehreren Schritten entwickelt. Im Jahr 1988 entwickelte die Fuchs Systemtechnik GmbH, jetzt SIEMENS VAI Metals Technologies, ein System zur

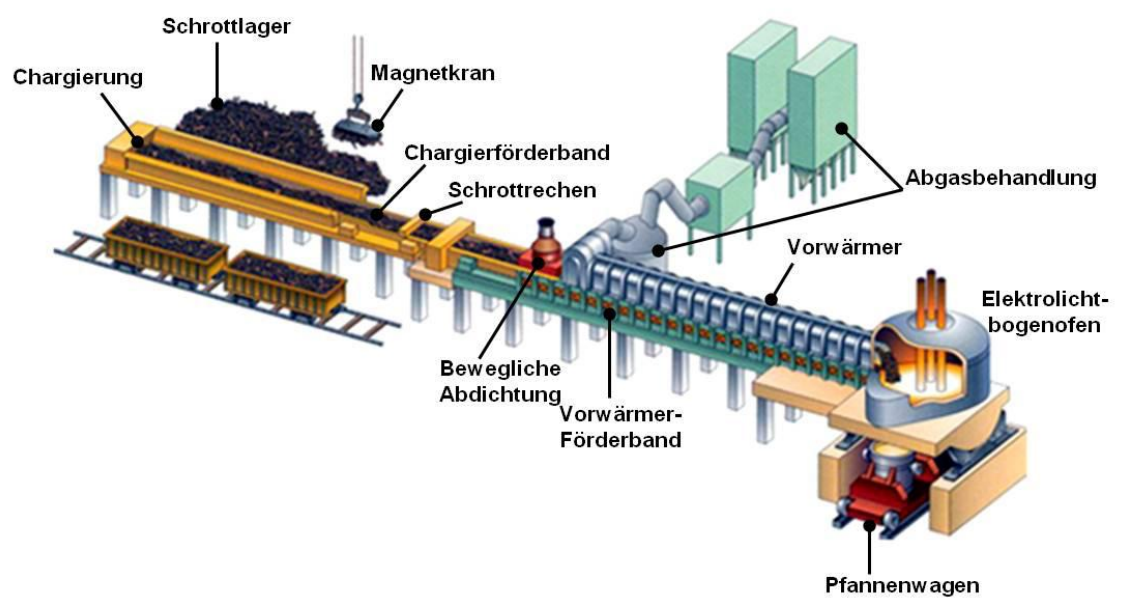
Überwindung der Defizite der Schrottkorbvorwärmer, in dem ein Schacht zur direkten Chargierung über dem Deckel des Elektrolichtbogenofens installiert wurde. Mit dem Einzelschachtofen kann 100 % des Schrottes vorgewärmt werden [125, Smith 1992].

Eine weitere Modifikation ist der Doppelschachtofen, welcher aus zwei identischen Schächten (zweimantelige Anordnung) besteht. Die Schächte sind direkt nebeneinander positioniert und von Elektrodenarmen unterstützt. Der Schrott wird zu einem Teil vom Abgas und zum anderen Teil von Seitenwandbrennern vorgewärmt.

Ein sehr effizienter Schachtofen ist der Fingerschachtofen. Der Fingerschachtofen nutzt eine einzigartige Schrottrückhaltetechnik mit Fingern, wodurch 100 % der gesamten Schrottmenge vorgewärmt werden [162, Voss-Spilker et al. 1996].

Der erste Korb wird während der Raffination der vorherigen Charge und der zweite beim Schmelzen des ersten Korbes vorgewärmt. 1994 wurde der erste Fingerschachtofen bei Hylsa in Monterry, Mexico in Betrieb genommen. Durch die Verwertung des Ofenabgases während des Aufwärmzyklus kann der Schrott vor dem Schmelzprozess bis auf ca. 1000 °C erwärmt werden. Dies führt zu beachtlichen Energie- und Kosteneinsparungen und einer substanziellen Verkürzung der „tap-to-tap“-Zeiten. Die 4. Generation der Siemens VAI Schachtofentechnologie wurde im Januar 2008 bei Stahl Gerlafingen installiert. Die Merkmale sind ein noch effizienteres Chargiersystem und eine verbesserte Schrottvorwärmung. Die zusätzlichen Energieeinsparungen liegen im Mittel bei 1 kWh/ t Rohstahl.

Alle beim Schrottvorwärmen entstehenden Emissionen können in einer separaten Brennkammer nachverbrannt werden.



Quelle: [84, Grasselli, A. and Raggio, C. 2008]

Abbildung 8.15: Schematische Darstellung des CONSTEEL-Verfahrens

Seit dem Jahr 2000 ist die kontinuierliche Schrottvorwärmung und -chargierung, z. B. mit dem CONSTEEL-Verfahren (siehe Abbildung 8.15), sehr populär [84, Grasselli, A. and Raggio, C. 2008]. Der Schrott wird von Kränen auf ein spezielles Förderband chargiert. In der Vorwärmsektion wird die Schrottcharge mit Abwärme aus den Ofenabgasen vorgewärmt. Die Menge des zugeführten Schrotts ist auf den Energieeinsatz im Elektrolichtbogenofen abgestimmt. Im Gegensatz zu konventionellen Elektrolichtbogenöfen, bei welchen die Schmelzwärme direkt vom Lichtbogen auf die Schrottcharge übertragen wird, wird die Schrottcharge bei der kontinuierlichen Schrottvorwärmung und -chargierung durch Eintauchen in die Schmelze aufgeschmolzen und durch die Wärme der Lichtbögen sowie der in der

Schmelze stattfindenden chemischen Reaktionen weiter erhitzt. Das Schmelzbad ist immer mit Schaumschlacke bedeckt, welche durch eine kontrollierte Kohlenstoff- und Sauerstoffinjektion beständig aufrechterhalten wird.

Eine weitere kürzlich entwickelte kontinuierliche Schrottvorwärmungs- und -chargierungstechnik ist das COSS-Verfahren (siehe Tabelle 8.15) [364, Fuchs, G. 2008].

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Mit Schachtöfen können sehr hohe Schrottvorwärmtemperaturen von 800 – 1000 °C erreicht werden. Durch Einsatz der beschriebenen Verfahren zur Schrottvorwärmung können 70 – 100 kWh/t Rohstahl$_{fl.}$ eingespart werden. Dies entspricht etwa 10 – 25 % des Gesamtstrombedarfs. Betrachtet man den Primärenergieeinsatz, können die Einsparungen je nach Effizienz der Energieversorgung noch höher sein. Zusätzlich verkürzen die zwei Varianten der Schrottvorwärmung die „tap-to-tap“-Zeiten, da weniger elektrische Energie für eine Schrottcharge benötigt wird und die Stillstandszeiten gegenüber dem Chargenbetrieb verkürzt werden.

In Kombination mit einer fortschrittlichen Abgasreinigung spielt die Schrottvorwärmung eine signifikante Rolle bei der Optimierung der Elektrostahlerzeugung. Dies bezieht sich nicht nur auf die Steigerung der Produktivität, sondern auch auf die Minimierung der Emissionen.

Als Nebeneffekt werden durch die Schrottvorwärmung die Staubemissionen um ca. 20 % vermindert, da das Abgas den Schrott durchströmen muss, der dabei als Filter wirkt. Diese Minderung geht mit einer Erhöhung des Zinkgehaltes im Staub einher, was dessen Verwertbarkeit verbessert.
Mit einem kontinuierlichen Chargiersystem kann Schrott bis auf eine mittlere Temperatur von 300 °C aufgeheizt werden, was die Effizienz des Ofens erhöht und den Energieverbrauch senkt. Darüber hinaus hat das kontinuierliche Chargieren weitere Vorteile, wie geringere Lärmemissionen.
Das gesamte CO und H_2 aus dem Schmelzprozess wird im Vorwärmer zu CO_2 und H_2O oxidiert. Die Kontinuität des Prozesses erlaubt stabile Abgastemperaturen zwischen 800 und 1100 °C mit einem Sauerstoffgehalt von 8 – 10 % und ermöglicht dadurch die komplette Zerstörung von PCDD/F. Wird das Abgas schnell unter 200 – 250 °C abgekühlt wird, wird die Gefahr einer Neubildung von PCDD/F durch De-Novo-Synthese deutlich gesenkt.

Trotzdem zeigten Messungen an mindestens zwei Anlagen mit kontinuierlichen Chargiersystemen, dass PCDD/F-Konzentrationen von 0,1 ng I-TEQ/Nm³ signifikant überschritten wurden [67, TSW GmbH 2005]. Das heißt, dass von Fall zu Fall auch für kontinuierliche Chargiersysteme zusätzliche Maßnahmen zur Minderung der PCDD/F-Emissionen unter 0,1 ng I-TEQ/Nm³ ergriffen werden müssen. Tabelle 8.14 zeigt die Messergebnisse kontinuierlicher Emissionsmessungen an einer Anlage über einen Zeitraum von acht Jahren.

Tabelle 8.14: Emissionsmessungen an einer Anlage über einen Zeitraum von acht Jahren

Parameter	Einheit	1999 – 2007
Abgasvolumenstrom	Nm^3/h	750.000 – 800.000
CO	mg/Nm^3	142 – 400
NO_x	mg/Nm^3	5 – 50
PCDD/F	ng I-TEQ/Nm^3	0,05 – 0,20
Staub (PM_{10})	mg/Nm^3	0,40 – 0,86
Quelle: [84, Grasselli, A. and Raggio, C. 2008].		

Am Elektrolichtbogenofen in Mo i Rana wurde 2008 ein CONSTEEL-Ofen installiert. Zur Minderung der Staub-, PCDD/F- und Quecksilberemissionen nach dem Gewebefilter wurde ein Aktivkohlefilter installiert. Messungen vor und nach Installation des CONSTEEL-Ofens zeigten, dass die Emissionen von PCDD/F und Quecksilber um mehr als 90 % reduziert werden konnten.

Medienübergreifende Effekte

Aus Sicht des Energiemanagements ist die Schrottvorwärmung zwar sehr attraktiv, aufgrund von organischen Schrottanhaftungen führt sie jedoch zur Bildung von organischen Schadstoffen. Durch die prozessbedingt niedrigen Temperaturen in der Schrottcharge werden organische Anhaftungen wie Öl und Schmierstoffe nur verdampft und nicht zerstört. Dies führt zur Bildung von flüchtigen organischen chlorierten Kohlenwasserstoffen und Vorläuferstoffen von PCDD/F [367, Prüm et al. 2005].

Hohe Emissionen an aromatischen Organohalogen-Verbindungen wie polychlorierten Dibenzo-p-Dioxinen und-Furanen (PCDD / F), Chlorbenzolen, polychlorierten Biphenylen (PCB) sowie polyzyklischen aromatischen Kohlenwasserstoffen (PAH) und anderen teilverbrannten Reaktionsprodukten können bei der Vorwärmung von mit Farben, Kunststoffen, Schmierstoffen oder anderen organischen Verbindungen kontaminiertem Schrott auftreten. In einem Elektrolichtbogenofen mit konventioneller Schrottvorwärmung wurden bis zu 9,2 ng I-TEQ/Nm^3 gemessen.

Diese Emissionen können durch Nachverbrennung in einer speziell ausgelegten Nachbrennkammer mit Öl- oder Gasbrennern minimiert werden. Der Energieverbrauch zur Zerstörung der POPs (langlebigen organischen Schadstoffe) im Abgas ist beachtlich und liegt in der Größenordnung der Energieeinsparung, die durch das Schrottvorwärmen erreicht wird.

Betriebsdaten

Seit seiner Inbetriebnahme wurde noch kein CONSTEEL-Ofen außer Betrieb genommen. Die nachfolgende Tabelle zeigt einige Betriebsdaten für ausgewählte Schrottvorwärmsysteme an Elektrolichtbogenöfen.

Tabelle 8.15: Betriebsdaten für ausgewählte Schrottvorwärmsysteme an Elektrolichtbogenöfen

Merkmal	Einheit	Consteel Anlage 1	Consteel Anlage 2	Consteel Anlage 3		Fuchs-Coss Anlage	SIMETAL Fingerschachtanlage 1		SIMETAL Finger-schachtanl. 2
Ofentyp		DC	AC	AC			AC		DC
Schmelzleistung	t $Rohstahl_{fl.}$	109	187	73		120	126,5		80
Transformatorleistung	MVA	90	130	50		100	85		56
Chargiergut (Metalle)		100% Schrott	80% Schrott 15% Roheisen	80% Schrott 20% Roheisen	80% Schrott 20% flüssiges Roheisen	100% Schrott ([1])	100% Schrott	80% Schrott 20% Roheisen	100% Schrott
Abstichtemperatur	°C	1.650	1.630	1.600		n. v.	1.620	1.673	1.630
Mittlere Leistung	MW	55	82	37	33	n. v.	57	63	35
Additive	kg/t $Rohstahl_{fl.}$	26	32	41	60	58	50	48	n. v.
Betriebszeit	min	41	50	43	35	40	40	30	38
Stillstandszeit	min	8	15	7	7	n. v.	10	17	12
Stromverbrauch	kWh/t $Rohstahl_{fl.}$	343	365	362	265	300	300	248	278
Sauerstoffverbrauch	Nm^3/t $Rohstahl_{fl.}$	35,5	33	34	35	38	34	37	44
Elektrodenverbrauch	kg/t $Rohstahl_{fl.}$	0,8	0,9	1,4	1,2	1,2	1,3	1,1	0.8
Schrottvorwärmeffizienz									
Schrotttemperatur nach der Vorwärmung	°C	200 – 300				300 – 400	800 – 1000		
Effizienz der Schrott-vorwärmung	kWh/t $Rohstahl_{fl.}$	15				n. v.	80 – 100		

([1]) Kann theoretisch erreicht werden. Die Coss-Anlage wird derzeit mit 60 % Schrott und 40 % flüssigem Roheisen betrieben.

Anm.: n. v. = keine Daten verfügbar.

Quelle: [58, Kaestli, P. 2009] [84, Grasselli, A. and Raggio, C. 2008] [364, Fuchs, G. 2008].

Anwendbarkeit
Diese Technik ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen anwendbar. Im Falle von bestehenden Anlagen müssen die örtlichen Gegebenheiten wie verfügbarer Platz, Limitierungen hinsichtlich der Installation von Förderbändern sowie die Lage des Schrottplatzes geprüft werden, was im Einzelfall der Einführung dieser Technik entgegenstehen kann. Schrottvorwärmsysteme stellen keine höheren Anforderungen an die Stückigkeit des Schrotts als konventionelle Elektrolichtbogenöfen. Die Aufbereitung auf dem Schrottplatz gleicht der bei mit Körben arbeitenden Öfen.

Wirtschaftliche Aspekte
Mit Fingerschachtöfen können „tap-to-tap"-Zeiten von ca. 35 Minuten erreicht werden, was ca. 10 – 15 Minuten kürzer als bei Elektrolichtbogenöfen ohne effiziente Schrottvorwärmung ist. Daraus ergeben sich sehr kurze Amortisationszeiten, welche in der Größenordnung von ca. einem Jahr liegen.

Beispielsweise betragen die Zusatzkosten für die Installation der CONSTEEL-Technik bei einem neuen Elektrostahlwerk mit einer Kapazität von einer Million Jahrestonnen ca. 10 – 15 % der Gesamtkosten.

Die Kosten für eine Nachrüstung dieser Technik bewegen sich zwischen 5 und 10 Mio. € und hängen stark von der Größe und der Ausgestaltung des Ofens sowie dem Ausmaß der erforderlichen Umbauten ab.

Bei einem Elektrostahlwerk mit einer Kapazität von einer Million Jahrestonnen liegen die mit der CONSTEEL-Technik erreichbaren Kosteneinsparungen bei ca. 9,5 € pro Tonne $Rohstahl_{fl}$.

Auslöser für die Umsetzung
Hauptauslöser für die Umsetzung einer solchen Technik waren der Produktivitätsanstieg, eine höheren Chargenausbeute, niedrigere Umwandlungskosten sowie niedrigere Umweltbelastungen. In manchen Fällen wurde das Schrottvorwärmen mit einem Fingerschachtofen in Kombination mit einem fortschrittlichen Abgasreinigungssystem realisiert.

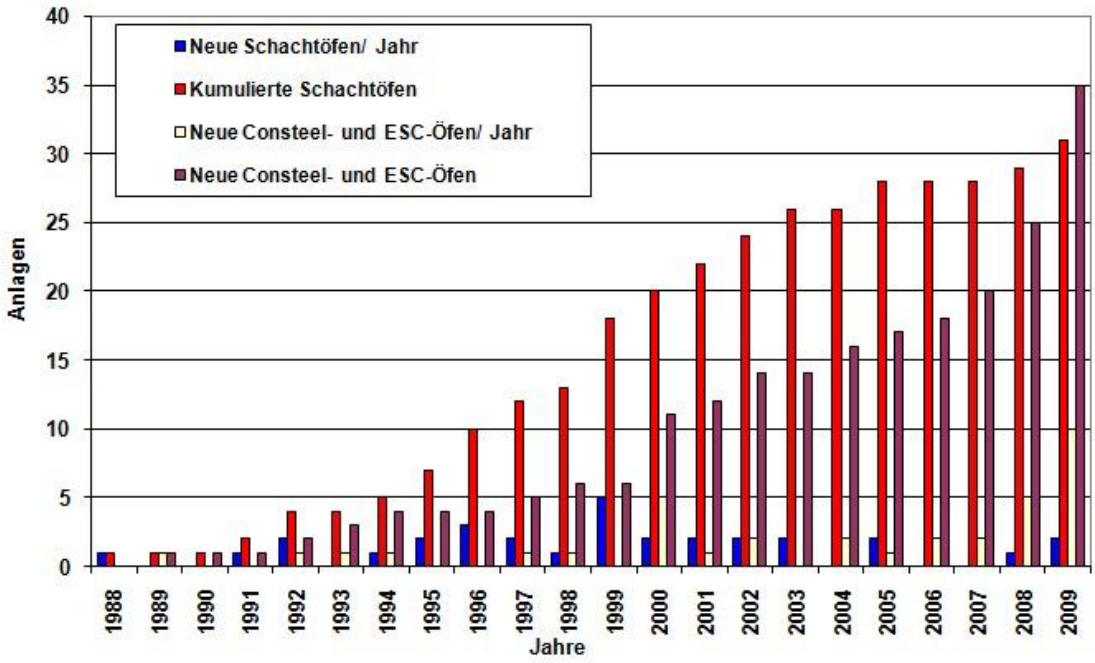
Bei Anlagen, bei denen die Stromversorgung problembehaftet ist, war ein weiterer wichtiger Auslöser, Störungen in der Stromversorgung vorzubeugen.

Referenzanlagen

- Zweimanteliger Schachtofen mit integrierter Vorwärmung in einem Schacht: ASW, Montereau (Frankreich)
- Zwei-Fingerschachtofen und Einfingerschachtofen, Zhangjiagang (Volksrepublik China)
- Drei-Fingerschachtofen Severstal AG (Russland)
- Zwei-Fingerschachtofen Habas, Aliaga (Türkei)
- Fingerschachtofen, Stahl Gerlafingen (Schweiz)
- Fingerschachtofen, SUEZ Steel (Ägypten)
- CONSTEEL bei TSW, Trier (Deutschland)
- CONSTEEL bei Celsa Mo i Rana (Norwegen)
- CONSTEEL bei ORI Martin, Brescia (Italien)
- CONSTEEL bei Acciaierie Arvedi, Cremona (Italien)
- CONSTEEL bei Sovel Hellenic Steel Company (Griechenland).

Im Januar 2009 waren weltweit 35 CONSTEEL-Systeme installiert oder im Bau.

Abbildung 8.16 zeigt die Anzahl der installieren Schacht-, CONSTEEL- und ESC[132]-Öfen zwischen 1988 und 2009.



Quelle: [364, Fuchs, G. 2008]

Abbildung 8.16: Anzahl der Vorwärmsysteme für Elektrolichtbogenöfen

Referenzliteratur

[54, Haissig 1997] [84, Grasselli, A. and Raggio, C. 2008] [91, Memoli, F. and Ferri, M. 2007] [94, Mc Manus 1995] [125, Smith 1992] [162, Voss-Spilker et al. 1996] [208, Lindfors et al. 2006] [260, Germany 2007] [273, Eurofer 2007] [287, MVAE 2005] [364, Fuchs, G. 2008] [367, Prüm et al. 2005] [373, Eurofer 2007] [388, Fisher et al. 2005]

8.3.3 Minderung der Staubemissionen bei der Schlackenbehandlung

Beschreibung

Wird die Schlacke in einer Schlackenpfanne am Elektrolichtbogenofen gesammelt, muss sie zur Erstarrung außerhalb des Schlackenbeckens abgegossen werden. Die Schlackenkühlung kann durch Berieselung mit Wasser beschleunigt werden, wobei Dämpfe entstehen.

Wenn die Schlacke auf den Boden vergossen wird, wird sie nach der Erstarrung mit Baggern oder Schaufelladern vorzerkleinert und anschließend zu einem offenen Schlackenlagerplatz transportiert.

Nach einer gewissen Zeit wird die Schlacke in Brech- und Siebanlagen aufbereitet, was ihr die gewünschte Konsistenz zur Separation von Metallen und der weiteren Verwendung im Bausektor verleiht. Beim Brechen der Schlacke und bei der Rückgewinnung der Metalle können Staubemissionen entstehen.

Um die Staubemissionen zu minimieren, können die Brech- und Siebanlagen eingehaust und abgesaugt werden. Die entstehenden Emissionen werden im Anschluss mit Gewebefiltern abge-

[132] Anm. der Übersetzer: Diese Abkürzung wurde ohne Erklärung aus der nachfolgenden Abb. 8.16 übernommen; gemeint ist vermutlich das “Endless Charging System“ des Anlagenbauers Danieli.

schieden. Förderbänder sollten geschlossen sein; Materialübergabestellen können befeuchtet werden. Wenn die aufbereitete Schlacke auf Halden gelagert wird, sollten diese befeuchtet werden. Während der Verladung von aufgebrochener Schlacke können Wassernebel zur Minderung der Staubemissionen eingesetzt werden [85, VDI/DIN 2006] [260, Germany 2007] [273, Eurofer 2007] [373, Eurofer 2007].

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Mit den oben beschriebenen Techniken können Reststaubkonzentrationen von <10 – 20 mg/m³ erreicht werden.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Techniken können bei neuen und bei bestehenden Anlagen angewendet werden

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Hauptauslöser für die Anwendung der Techniken war die Minderung der Staubemissionen.

Referenzanlagen
BSW, Kehl (Deutschland)
Georgsmarienhütte, Osnabrück (Deutschland)
Lech-Stahlwerke (LSW), Meitingen (Deutschland)

Referenzliteratur
[85, VDI/DIN 2006]

8.3.4 Fortschrittliche Systeme zur Erfassung der Abgasemissionen

Beschreibung
Die primären und sekundären Abgasemissionen sind von hoher Umweltrelevanz (siehe **8.2.2.1**). Sowohl die primären als auch die sekundären Emissionen sollten so vollständig wie möglich und möglichst nah an den Quellen erfasst und der Abgasreinigung zugeführt werden. Eine Kombination aus Direktabsaugung des 4. Loches (im Falle von drei Elektroden) bzw. des 2. Loches (im Falle von einer Elektrode) und einem Haubensystem (oder einer Ofeneinhausung) oder einer Absaugung der gesamten Halle sind die bevorzugten Systeme.

Mit dem 4. bzw. 2. Loch (siehe **Figure 8.7**) können die Primäremissionen während des Schmelzvorganges nahezu komplett erfasst werden. Diese Art der Direktabsaugung ist bei der modernen Elektrostahlerzeugung Stand der Technik für die Erfassung der Primäremissionen. Sie kann auch bei den Aggregaten der Sekundärmetallurgie eingesetzt werden.

Beim Haubensystem (siehe **Figure 8.7**) werden die Stäube und Gase, die aus dem Ofen während des Chargierens, Einschmelzens, Abschlackens und der Abstichvorgänge entweichen (bis zu 90% der Primäremissionen und auch der Sekundäremissionen) über eine oder mehrere Hauben indirekt erfasst [22, EC EAF 1994]. Haubensysteme werden verbreitet in der Elektrostahlindustrie eingesetzt. In Kombination mit einer Direktabsaugung verbessert sich der Erfassungsgrad der Primäremissionen und auch der Sekundäremissionen auf 98%. Hauben werden auch

zur Erfassung der Emissionen aus den Aggregaten der Sekundärmetallurgie, Aufgabetrichtern und Förderbändern eingesetzt.

Die Ofeneinhausung – auch “dog-house” genannt (siehe **Figure 8.7**) – umfasst den Ofen und den beweglichen Deckel sowie den für den Betrieb benötigten Raum vor der Ofentür. Üblicherweise wird das Abgas am oberen Ende einer der Wände der Einhausung abgesaugt; der Luftzutritt erfolgt über Öffnungen auf der Betriebsebene [36, EPRI 1992] Nachteilig bei dieser Art der Emissionserfassung sind die komplexeren Arbeitsabläufe (z. B. beim Chargieren und Entleeren des Ofens durch zusätzlich erforderliche Vorrichtungen und Arbeitsschritte zum Öffnen und Schließen von Türöffnungen), die zu Zeitverlusten und möglicherweise höheren Investitionskosten führen. Die Erfassungsraten eines “dog-houses“ sind ähnlich oder etwas höher als die einer Kombination aus Loch- und Haubenabsaugung. Bei geeigneter Konstruktion der Ofeneinhausung ist die Minderung des Lärmpegels ein positiver Nebeneffekt. Durch schallabsorbierende Einhausung kann der mittlere Schallleistungspegel eines Elektrolichtbogenofens um 10 bis 20 dB(A) gesenkt werden [79, Kuhner et al. 1996]. Ofeneinhausungen können auch bei Prozessen der Sekundärmetallurgie angewendet werden [22, EC EAF 1994], zur Unterdrückung von Schallreflexionen ist aber eine Umgestaltung der Hallenwände erforderlich.

Ein anderer Weg zur Erfassung der Sekundäremissionen aus dem Ofen einschließlich der vor- und nachgeschalteten Aggregate ist die komplette Einhausung aller Anlagen in einer geschlossenen Halle.
Die Errichtung solcher Hallen und der zusätzlichen großen Entstaubungseinrichtungen, die für deren vollständige Entstaubung benötigt werden, verursacht beträchtliche Kosten für den Betreiber. Bei der Erwägung, diese Technik anzuwenden, müssen daher Kosten und Nutzen im Einzelfall sorgfältig abgewogen werden. Ein positiver Nebeneffekt dieser Technik ist die Verminderung des nach außen gelangenden Lärmpegels. Üblicherweise liegt der Luftdruck in geschlossenen Hallen unter dem Atmosphärendruck, um zu vermeiden, dass Stäube und Abgase durch das gelegentliche Öffnen von Türen entweichen.

Um eine hohe Erfassungsrate zu erreichen, muss eine geeignete Absaugleistung sichergestellt werden. Je nach Erfassungssystem liegen die abgesaugten Volumenströme zwischen 600.000 und 1,2 Millionen m³/h.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Kombination aus direkter Abgasabsaugung und Haubensystem wird oft eingesetzt. Mit dieser Kombination wird ein Erfassungsgrad bei den Primäremissionen von ca. 98% erreicht. Außerdem wird auch ein beträchtlicher Anteil der Emissionen beim Chargieren und beim Abstich erfasst; dies hängt allerdings von der Art und Anzahl der Hauben ab [22, EC EAF 1994]. Mit einer Kombination aus direkter Absaugung und Ofeneinhausung werden sogar Erfassungsraten über 97% bis zu 100% der Gesamtstaubemissionen erreicht [57, Heinen 1997]. Durch Absaugung der gesamten Halle werden ebenfalls praktisch 100% der Emissionen erfasst.

In einem Fall wurde das Emissionserfassungssystem neu ausgelegt und optimiert. Dies beinhaltete die Erhöhung der Abgasvolumenstroms von 630.000 auf 1.250.000 Nm³/h, eine neue Auskleidung der Dächer des Stahlwerks und des Schmelzbetriebs, die Erneuerung der Primärabgasleitung vom Elektrolichtbogenofen, die Installation eines Gewebefilters, dreier Ventilatoren und eines neuen Kamins.

Tabelle 8.16 sind die Staubemissionen des Stahlwerks vor und nach der Anlagenertüchtigung zu entnehmen.

Tabelle 8.16: Vergleich der Staubemissionen eines Stahlwerkes vor und nach der Anlagenertüchtigung (ein Stahlwerk in Deutschland)

Parameter	Messwert	
	Konzentration	Massenstrom
Staubemissionen aus den Abgaskaminen eines Stahlwerks (Tagesmittelwerte bis August 2006)	4,5 – 5 mg/m³	3,25 kg/h
Staubemissionen aus den Abgaskaminen eines Stahlwerks (Tagesmittelwerte ab September2006)	0,35 mg/m³	0,44 kg/h
Erreichte Verbesserung durch die Anlagenertüchtigung	- 93 %	- 87 %
Quelle: [355, Plickert 2007].		

Diese Maßnahme hat auch die Arbeitsplatzbedingungen signifikant verbessert. Zudem wurden die diffusen Emissionen über die Dachventilatoren von 6,35 mg/m³ auf 2,5 mg/m³ gesenkt. Dies entspricht einer Reduktion von ca. 60°% [355, Plickert 2007].

Medienübergreifende Effekte
Das Abgaserfassungssystem benötigt Energie, besonders für die Ventilatoren.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Technik kann bei neuen und bei bestehenden Anlagen angewendet werden

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Der Hauptauslöser für die Umsetzung ist die Minderung von Staubemissionen.

Referenzanlagen
Viele Anlagen in Europa nutzen eine Kombination aus direkter Abgasabsaugung und Hauben. Die folgenden deutschen Anlagen sind entweder nur mit "dog-house" oder einer Kombination aus "dog-house" und Direktlochabsaugung ausgestattet: Benteler AG, Lingen; ThyssenKrupp Nirosta, Bochum; ThyssenKrupp Nirosta, Krefeld; Mannesmannrohr GmbH, Bous/Saar; TSW, Trier; Stahlwerke Thüringen GmbH, Unterwellenborn, Elbe-Stahlwerke Feralpi, Riesa.

Kompletthallenabsaugung: Anlagen von ArcelorMittal in Schifflange, Differdange und Belval (alle in Luxemburg).

Referenzliteratur
[16, Rentz 1997] [22, EC EAF 1994] [57, Heinen 1997]. [208, Lindfors et al. 2006] [366, Dornseiffer et al. 2007] [373, Eurofer 2007]

8.3.5 Minderungstechniken für Primär- und Sekundäremissionen in die Luft aus Elektrolichtbogenöfen

Minderungstechniken für Primär- und Sekundäremissionen in die Luft aus Elektrolichtbogenöfen (z. B. die PCDD/F-Konzentrationen im Abgas) beziehen sich auf die gesamten Primär- und Sekundäremissionen.

Sollten Primär- und Sekundäremissionen separat behandelt werden, ist daher die als erreichbar bezeichnete Konzentration mit der gewichteten mittleren Konzentration des primären und des sekundären Abgases nach dem Stauberfassungssystem zu vergleichen.[133]

8.3.5.1 Staubminderung durch Gewebefilter und Elektrofilter

Beschreibung
Die mit Abstand am häufigsten eingesetzte Staubminderungstechnik an Elektrolichtbogenöfen ist der Gewebefilter, welcher besonders für Stäube aus Elektrolichtbogenöfen geeignet ist. Gewebefilter sind sehr effektiv bei der Abscheidung von staubgebundenen Schadstoffen wie Schwermetallen oder chlororganische Schadstoffen wie PCDD/F, insbesondere dann, wenn Adsorptionsmittel eingesetzt werden (siehe Abschnitt 8.3.5.3).

Die Größe des Abgasvolumenstroms aus der Primär- und Sekundärabsaugung ist vom Erfassungssystem abhängig. Absaugvolumenströme liegen oftmals in der Größenordnung von 600.000 – 1,4 Millionen m³/h. In Elektrostahlwerken werden im Allgemeinen große Gewebefilter mit röhrenförmigen Filterschläuchen eingesetzt, welche eine Länge von ca. 6 m und einen Durchmesser von ca. 200 mm aufweisen. Eine sehr wichtige Größe bei der Auslegung von Gewebefiltern ist die Filterflächenbelastung, welche für Gewebefilter an Elektrolichtbogenöfen oft zwischen 1 und 1,3 $m^3/(m^2 \cdot min)$ liegt.

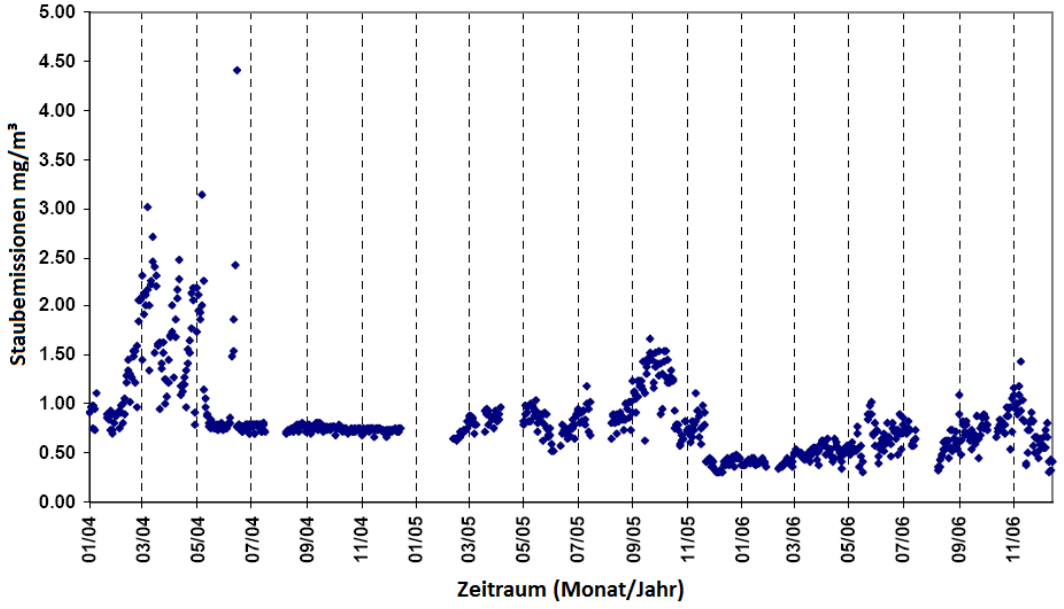
Ein typisches Filtermaterial für die Anwendung an Elektrolichtbogenöfen ist ein funkenresistenter Polyester- oder PTFE-Nadelfließ. Um einen fehlerfreien Filterbetrieb zu gewährleisten, ist es jedoch wichtig, das Filtermaterial vor Kontakt mit glühenden Partikeln zu schützen und so das Einbrennen von Löchern zu vermeiden. Aus diesem Grund werden oftmals funkenabscheidende Aggregate wie Zyklone in den Rohgasleitungen installiert

Die Abreinigung des Filtermaterials, d.h. das periodische Entfernen des Staubes auf der Filteroberfläche, wird entweder durch mechanisches Rütteln oder ein kontinuierlich arbeitendes, vollautomatisches Druckstoß-Abreinigungssystem (mit Druckluft) erreicht, was dazu führt, dass der Filtrationsprozess während der Abreinigung weitergeführt wird. Die abgereinigten Filterkuchen fallen in Staubsammelbehälter unter den Filterschläuchen und werden über Fördersysteme aus dem Filter ausgeschleust.

In einigen wenigen Elektrostahlwerken werden Elektrofilter eingesetzt, welche jedoch einen etwas geringeren Abscheidegrad aufweisen

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Abbildung 8.17 zeigt das Staubemissionsprofil einer Elektrolichtbogenofenanlage über drei Jahre (2004 – 2006). Die Daten zeigen, dass gut ausgelegte und betriebene Gewebefilter im Jahresmittel Staubemissionen von 1 mg/m³ erreichen. Im Tagesmittel erreicht ein gut ausgelegter und gewarteter Gewebefilter Reingasstaubgehalte von weniger als 5 mg/Nm³.

[133] Anm. der Übersetzer: Gemeint ist vermutlich, dass die Gesamtleistung der Entstaubung über den gewichteten Mittelwert der Staubkonzentrationen im primären und sekundären Abgas nach deren jeweiliger Entstaubung zu bestimmen ist.



Quelle: [366, Dornseiffer et al. 2007]

Abbildung 8.17: Tagesmittelwerte der Staubemissionen einer Elektrolichtbogenofenanlage über drei Jahre

Tabelle 8.17 zeigt die Messergebnisse von kontinuierlichen Staubmessungen in drei Elektrolichtbogenofenanlagen über drei Jahre.

Tabelle 8.17: Tagesmittelwerte der Staubemissionen dreier Elektrolichtbogenofenanlagen über drei Jahre (2004 – 2006)

Messergebnisse	Elektrolichtbogen-ofen A	Elektrolichtbogen-ofen B	Elektrolichtbogen-ofen C	Einheit
Mittelwert	0,84	0,85	0,53	mg/Nm^3
Standard-abweichung	0,47	0,40	0,58	mg/Nm^3
Minimum	0,30	0,05	0,01	mg/Nm^3
Maximum	7,82	4,35	7,36	mg/Nm^3
Anzahl der Messwerte	902	716	1.054	
Quelle: [366, Dornseiffer et al. 2007].				

Tabelle 8.18 zeigt die Messergebnisse von sieben Staub- und Schwermetallmessungen aus Deutschland und Österreich sowie zweier Messungen aus den Niederlanden

Tabelle 8.18: Reingaskonzentrationen für Staub- und Schwermetallemissionen aus neun Elektrolichtbogenofenanlagen

Parameter		Gewebefilter	Elektrofilter ([1])	Einheit
Staub		0,35 – 3,4	1,8	mg/Nm^3
Metalle:	Hg	0,001 – 0,019		mg/Nm^3
	Summe aus Sb, Pb, Cr, CN, F, Cu, Mn, V, Se, Te, Ni, Co, Sn	0,006 – 0,022	<0,0003	mg/Nm^3
	Cr (außer Cr^{VI+})	0,013	0,01 – 0,07	mg/Nm^3
	Mn	0,036		mg/Nm^3
	Ni	0,003		mg/Nm^3

([1]) bei der Edelstahlerzeugung eingesetzter Elektrofilter
Anm.: – Bei den angegebenen Werten handelt es sich um Jahresmittelwerte. Sie beziehen sich auf das zentrale Entstaubungssystem.
– Die Angaben für PAH beziehen sich auf Benzo(a)pyren und Dibenzo(a,h)anthracen.[134]
Quelle: [191, Infomil 2010] [244, Plickert 2007] [277, Wiesenberger 2007] [355, Plickert 2007].

Medienübergreifende Effekte
Mit Gewebefiltern werden im Wesentlichen die Staubemissionen einschließlich der partikelförmigen Schwermetalle sowie der am Staub adsorbierten organischen Substanzen, z. B. PCDD/F, gemindert. Wie in den Abschnitten 8.3.5.2 und 8.3.5.3 dargelegt wird, spielen Gewebefilter eine entscheidende Rolle bei der Minderung der PCDD/F-Emissionen.

Betriebsdaten
Höhere Emissionen können auftreten, wenn beispielsweise Teile des Gewebefilters beschädigt wurden. Dies kann durch eine gute Betriebsführung vermieden werden, bei der die Staubemissionen kontinuierlich überwacht und beschädigte Filterschläuche konsequent ausgewechselt werden. Eine gute Auslegung besteht in einer guten Dimensionierung der Filterkammern zur Minimierung von mechanischem Verschleiß, Funkenfängern, einer Temperaturüberwachung und der Detektion übermäßiger Staubansammlungen.

Bei der Herstellung der Filterschläuche werden verschiedene Gewebearten genutzt. Einige eignen sich für Maximaltemperaturen von 125 – 130 °C, andere sind bis zu 250 °C einsetzbar. Die Gewebe, die für niedrigere Temperaturen geeignet sind, erreichen tendenziell höhere Abscheidegrade. Der Abgasstrom sollte auf die jeweils geeignete Temperatur abgekühlt werden. Dies wird oft durch das Mischen von Primär- und Sekundärabgasströmen erreicht. Sollte die Temperatur immer noch zu hoch sein, müssen zusätzliche Kühlaggregate im Primärabgasstrom installiert werden. Dies gilt auch für den Fall, dass primäres und sekundäres Abgas separat gefiltert werden.

Der Stromverbrauch für den Betrieb des Gewebefilters und der Hallenabsaugung liegt bei ca. 20 – 28 kWh/t $Rohstahl_{fl.}$.

Anwendbarkeit
Eine Abgasreinigung mit Gewebefiltern ist bei neuen und bei bestehenden Anlagen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Die meisten europäischen Elektrostahlwerke nutzen Gewebefilter zur Entstaubung.

[134] Anm. der Übersetzer: Die Tabelle enthält keine Angaben zu PAH. Daher hat diese Anmerkung keine Relevanz.

Beispiele für die zuvor genannten Techniken finden sich in Tabelle 8.19.

Tabelle 8.19: Referenzanlagen für Entstaubungstechniken

Referenzanlagen	Beschreibung
(Luxemburg)	drei Elektrostahlwerke
Böhler Edelstahl, Kapfenberg (Österreich)	Das Elektrostahlwerk produziert hochlegierte Stähle mit einer Kapazität von 180.000 Jahrestonnen. Das Stahlwerk ist mit einem Elektrolichtbogenofen mit einem Fassungsvermögen von 50 Tonnen, einer Pfannenmetallurgie mit einem AOD-Konverter und einem Spezialstahlwerk mit Vakuumbehandlungs- und Umschmelzaggregaten ausgestattet. Zur Primärentstaubung sind die Hauptemissionsquellen (Elektrolichtbogenofen und AOD-Konverter) eingehaust. Das Abgas beider Emissionsquellen wird mit einem Gewebefilter gereinigt. Das Abgasvolumen liegt bei ca. 900.000 Nm³/h.
Marienhütte, Graz (Österreich)	Das Elektrostahlwerk produziert ca. 365.000 Jahrestonnen Karbonstahl, welcher zu Stahlstäben und Bewährungsstahl verarbeitet wird. Der Elektrolichtbogenofen hat eine Kapazität von 35 t. Während des Schmelzprozesses werden die Primäremissionen aus dem 4. Loch des Elektrolichtbogenofens abgesaugt. Sekundäremissionen werden über eine Absaughaube am Dach erfasst. Die Primär- und Sekundäremissionen werden zu einer Mischkammer geleitet und gemeinsam mittels Gewebefilter gereinigt. Der Gesamtvolumenstrom liegt bei ca. 1. Million Nm³/h
Elbe Stahlwerke Feralpi, Riesa (Deutschland)	Der Abgasvolumenstrom liegt bei ca. 1.250.000 Nm³/h. Die Filterfläche beträgt 19.270 m².
BSW, Kehl (Deutschland)	Der Abgasvolumenstrom liegt bei ca. 11.800.000 Nm³/h. Die Filterfläche beträgt 38.000 m².
Ovako Imatra, Finnland	Der Abgasvolumenstrom liegt bei ca. 620.000 Nm³/h. Die Filterfläche beträgt 9.400 m². Das Filtermaterial ist ein PTFE-Nadelfilz. Die Filterabreinigung erfolgt mittels Druckstoß. Der Filter wird von zwei Systemen kontinuierlich überwacht: Triboelektrisches System (SINTROL®) und Optisches System (SICK®)
Quelle: [208, Lindfors et al. 2006] [277, Wiesenberger 2007] [360, Sick-Maihak 2006] [366, Dornseiffer et al. 2007] [355, Plickert 2007]REFERENCE_BOOKMARK_8669.	

Referenzliteratur

[140, Eurofer 2009] [208, Lindfors et al. 2006] [244, Plickert 2007] [277, Wiesenberger 2007] [355, Plickert 2007] [366, Dornseiffer et al. 2007] [367, Prüm et al. 2005] [375, IISI 1998] [388, Fisher et al. 2005]

8.3.5.2 Minderung der PCDD/F-Emissionen durch Nachverbrennung und Quenchen in Kombination mit einem Gewebefilter

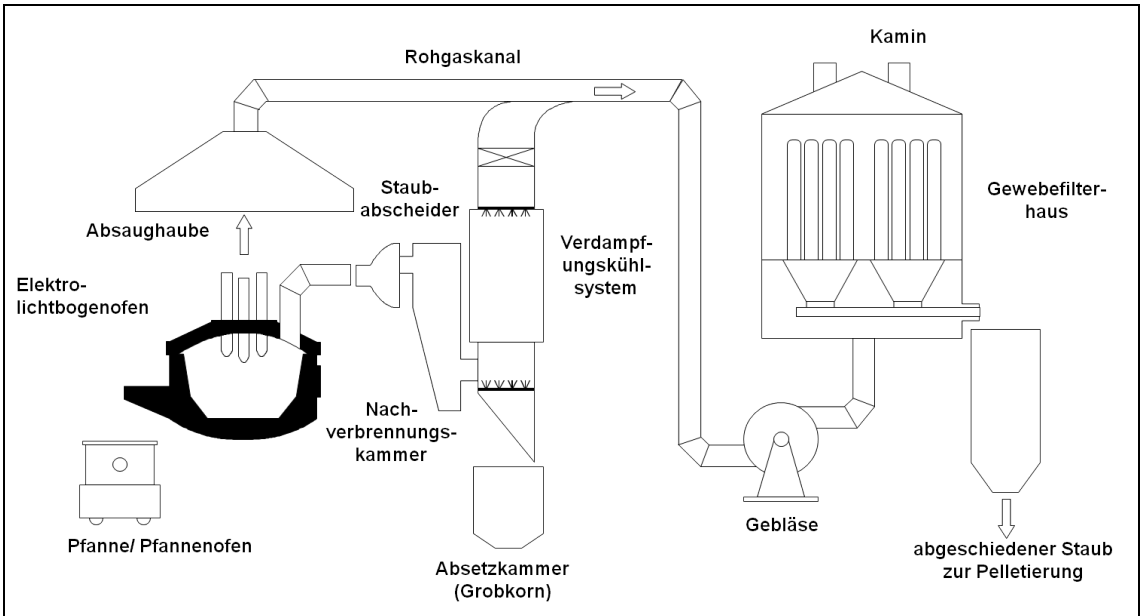
Beschreibung

Die Nachverbrennung in einer Nachverbrennungskammer dient hauptsächlich der vollständigen Verbrennung des im Abgas verbliebenen CO und H_2, um unkontrollierbare Reaktionen im Abgasreinigungssystem zu vermeiden.

Darüber hinaus vermindert eine optimierte Nachverbrennung (d.h. mit geeigneter Temperatur und Verweilzeit) die Emissionen an organischen und chlororganischen Verbindungen wie PAK, PCB oder PCDD/F. Soll die Nachverbrennung gezielt zur Minimierung von organischen Mikro-Schadstoffen eingesetzt werden, ist eine geeignete Verweilzeit, Turbulenz und Temperatur erforderlich.

Die Abwärme aus dieser Verbrennung wird im Allgemeinen nicht genutzt, wenn nicht die Abwärme aus dem Kühlwasser genutzt werden kann.

Um der De-Novo-Synthese von PCDD/F vorzubeugen, ist nach der Nachverbrennung eine schnelle Abkühlung des Abgases (Quenchen) auf Temperaturen unter 250 °C unerlässlich. Bei diesen Temperaturen ist die Gefahr einer De-Novo-Synthese ausgeschlossen. In einigen Fällen kann dies durch eine Verdünnung mit sekundärem Abgas erreicht werden. Meist wird diese Kühlung allerdings durch Wasserinjektion in eine Quenchkolonne erreicht. Abbildung 8.18 zeigt die Nachverbrennung des Primärabgases aus einem Elektrolichtbogenofen mit nachfolgender Quenche.



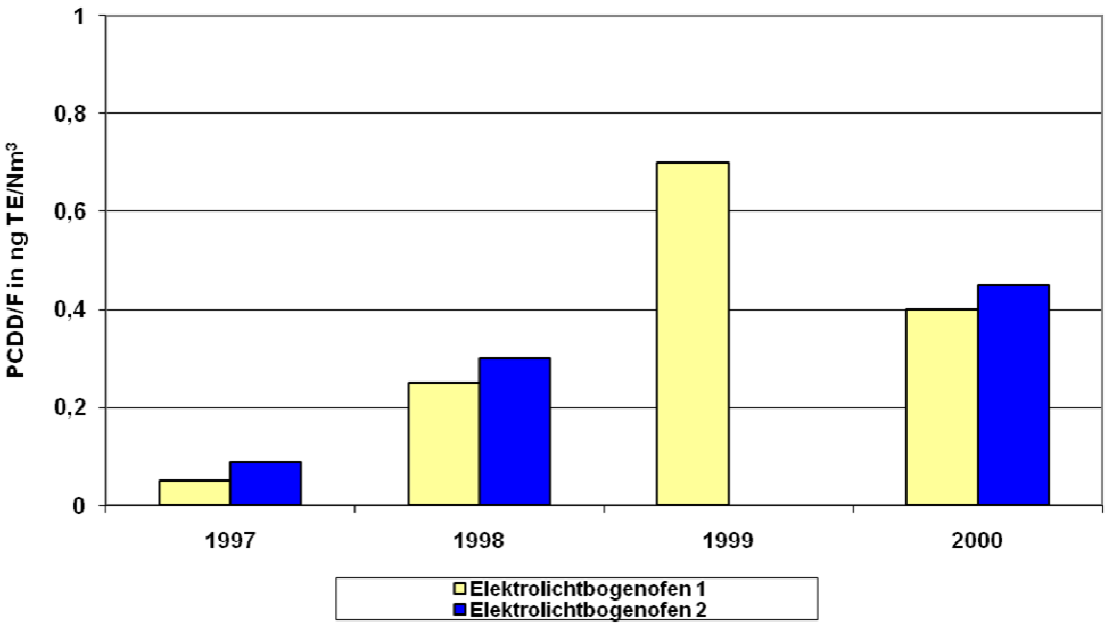
Quelle: [16, Rentz 1997]

Abbildung 8.18: Nachverbrennung des Primärabgases aus einem Elektrolichtbogenofen mit nachfolgender Quenche

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Abbildung 8.19 zeigt, dass die an zwei Elektrolichtbogenöfen mit Nachverbrennung und schneller Quenche gemessenen PCDD/F-Konzentrationen zwischen 0,102 und 0,7 ng I-TEQ/Nm^3 liegen. Die festzustellenden Mängel an der Zuverlässigkeit dieser Technik sind vor allem durch folgende Faktoren begründet:

- ungeeignetes Temperaturniveau in der Nachverbrennungskammer während der ersten Minuten des Schmelzprozesses, während der ausgerechnet die größte Fracht an organischen Schadstoffen aus dem Ofen entweicht
- zu großer Abstand zwischen der Nachverbrennungskammer und der Quenchkolonne (durch die nachträgliche Ertüchtigung der betreffenden Anlage bedingt), wodurch ein permanentes Potential zur De-Novo-Synthese bestand. Eine Quenche direkt nach der Nachverbrennungskammer hätte höchstwahrscheinlich zu besseren Ergebnissen geführt.



Quelle: [375, IISI 1998]

Abbildung 8.19: Jahresmittelwerte der Dioxinkonzentrationen aus zwei Elektrolichtbogenöfen mit Nachverbrennung und Quenche (1997 – 2000)

Tabelle 8.20 zeigt die Ergebnisse von sieben Staub-, PAK- und PCDD/F-Messungen aus Deutschland und Österreich.

Tabelle 8.20: Staub-, PAH- und PCDD/F-Konzentrationen im Reingas von sieben Elektrolichtbogenofenanlagen in Deutschland und Österreich

Parameter	Gewebefilter	Einheit
Staub	0,35 – 3,4	mg/Nm^3
PAK	<0,00001	mg/Nm^3
PCDD/F	0,0015 – 0,1 ([1])	ng I-TEQ/Nm^3

([1]) Das obere Ende des Wertebereichs stammt von Messungen aus dem Jahr 1997.

Anm.: – Die Angaben sind Jahresmittelwerte und beziehen sich auf das zentrale Entstaubungssystem.
– Die Angaben für PAH beziehen sich auf Benzo(a)pyren and Dibenzo(a,h)anthracen.

Quelle: [244, Plickert 2007] REFERENCE_BOOKMARK_8669 [277, Wiesenberger 2007] [355, Plickert 2007].

Im Allgemeinen können mit einer geeigneten Nachverbrennung gefolgt von einer schnellen Kühlung (durch Verdünnung mit Luft oder Quenchen mit Wasser) PCDD/F-Emissionswerte < 0,1 ng I-TEQ/Nm^3 erreicht werden. In einigen Fällen können aus den oben genannten Gründen auch höhere Emissionen auftreten.

Die folgende Tabelle 8.21 zeigt zusätzliche Ergebnisse von Staub- und PCDD/F-Messungen an vier Elektrolichtbogenöfen mit Nachverbrennung und schneller Quenche in Deutschland.

Tabelle 8.21: Kenn- und Leistungsdaten der Nachverbrennung mit schneller Kühlung an vier deutschen Elektrolichtbogenöfen

	Elektrolichtbogenofen 1		Elektrolichtbogenofen 2			Elektrolichtbogenofen 3		Elektrolichtbogenofen 4 ([1])					
Kenndaten													
Abstichgewicht (t)	105		138			85/85		150					
Stromversorgung (MVA)	105		96			57/68		135					
Erfassung der Emissionen	4. Loch, Haube		4. Loch, Haube			4. Loch, Haube		4. Loch (Primärabgas),“Doghouse” mit zwei Abgaskanälen (Sekundärabgase 1 und 2)					
Nachverbrennung	NV-Kammer (mit Zuluft)		NV in der Abgasleitung			NV-Kammer (mit Zuluft)		NV in der Abgasleitung					
Abgaskühlung	Wassereindüsung		Abgaskonditionierung mittels Wasser			Sprühkühlsystem (Quenche)		Luftkühlung, Wärmetauscher					
Abgasreinigung	Gewebefilter		Elektrofilter			Gewebefilter (gemeinsam für beide Abgasströme)		Gewebefilter					
Nr. der Messung	1	2	1	2	3	1	2	1	2	3	4	5	6
Konzentrationswerte ([2])													
Staub im Rohgas (Primärabgas)	3.398	14.246	4.200	12.500	3.600	–	–	–	–	–			
Staub im Rohgas (Sekundärabgas)	148	273	(Primär- und Sekundärabgas gemischt)										
Staub im Reingas (Primärabgas)	0,76 ([3])	1,05 ([3])	15	15	18	1,45 ([3])	1,1 ([3])	<1,1					
Staub im Reingas (Sekundärabgas) [135]								0,54 ([4]) 1,8 ([4])					
PCDD/F im Reingas (Primär)	–	–	–	–	–	–	–	0,09	0,047	0,084	0,022	0,02	0,08
PCDD/F im Reingas (Sekundär)	–	–	–	–	–	–	–	–	0,025 0,015	0,043 0,024	0,009 0,08	0,013 0,04	0,013 0,08
PCDD/F (gemischtes Reingas prim./sek.)	0,016	0,021	0,01	0,02	0,01	0,13	0,1	–	–	–	–	–	–

([1]) Die Messungen wurden in 2008 durchgeführt.
([2]) Staubkonzentrationen im Roh- oder Reingas angegeben in mg/Nm^3, PCDD/F- Konzentrationen in ng I-TEQ/Nm^3
([3]) Mittelwert aus zwei Messpunkten.
([4]) Doppelte Angaben beziehen sich auf die Sekundärabgase 1 und 2.
Anm.: – = Nicht relevant oder keine Informationen verfügbar.

Quelle: [16, Rentz 1997] [137, Theobald 1995] [177, Eurofer 2009] [189, N.N. 2008].

[135] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung steht hier bei den Lichtbogenöfen 1 bis 3 „Average ([3])“. Laut dem BVT-Merkblatt von 2001, aus dem die Angaben zu den Öfen 1bis 3 übernommen wurden, bezieht sich Fußnote ([3]) nur auf die darüber stehenden Reingaswerte der Öfen 1 und 3. Vermutlich erfolgt wie bei Ofen 2 keine gesonderte Reinigung das Sekundärabgases, daher haben wir die Tabellenfelder verbunden..

Medienübergreifende Effekte
Bei Nachverbrennung mit zusätzlichen Brennern werden beachtliche Mengen an Energie verbraucht (etwa 30 kWh/t). Da das Abgas zur Vermeidung der De-Novo-Synthese gequencht werden muss, kann diese Energie nicht zurückgewonnen werden.

Betriebsdaten
Der Wasserverbrauch für das Quenchen kann bis zu 40 t pro Stunde betragen.

Die Nachverbrennung vor dem Quenchen kann durch Einsatz von Gasbrennern in der Nachverbrennungskammer erfolgen.

Anwendbarkeit
Bei BSW in Kehl (Deutschland) arbeitet die Nachverbrennung ohne signifikante Probleme.
Grundsätzlich kann die Nachverbrennung bei neuen und bei bestehenden Anlagen angewendet werden. Bei letzteren müssen jedoch die lokalen Gegebenheiten und Handlungsmöglichkeiten (Platzverfügbarkeit, bestehende Abgasführung etc.) im Einzelfall geprüft werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für eine Quenchkolonne lagen 1997 bei ca. 1,2 Mio. €. Weitere wirtschaftliche Angaben waren nicht verügbar. Dies resultiert aus höhere Investitionskosten im Vergleich zu einem Adsorptionsverfahren (siehe Abschnitt 8.3.5.3).

Auslöser für die Umsetzung
Hauptauslöser für den Einsatz einer Nachverbrennung mit nachfolgender schneller Abkühlung waren der Umwelt- und Gesundheitsschutz durch die Minderung der PCDD/F-Emissionen.

Referenzanlagen
BSW, Kehl; Salzgitter AG, Peine; B.E.S., Brandenburg; HSE Henningsdorfer Stahl Engineering GmbH, Henningsdorf; DEW, Witten; ArcelorMittal, Hamburg (alle in Deutschland); Gerlafingen Stahl AG, Gerlafingen (Schweiz); ArcelorMittal, Differdange und Esch-Belval (beide Luxemburg).

Referenzliteratur
[68, Karcher et al. 1996] [73, Knapp 1996] [167, Werner 1997] [366, Dornseiffer et al. 2007] [367, Prüm et al. 2005] [373, Eurofer 2007] [375, IISI 1998]

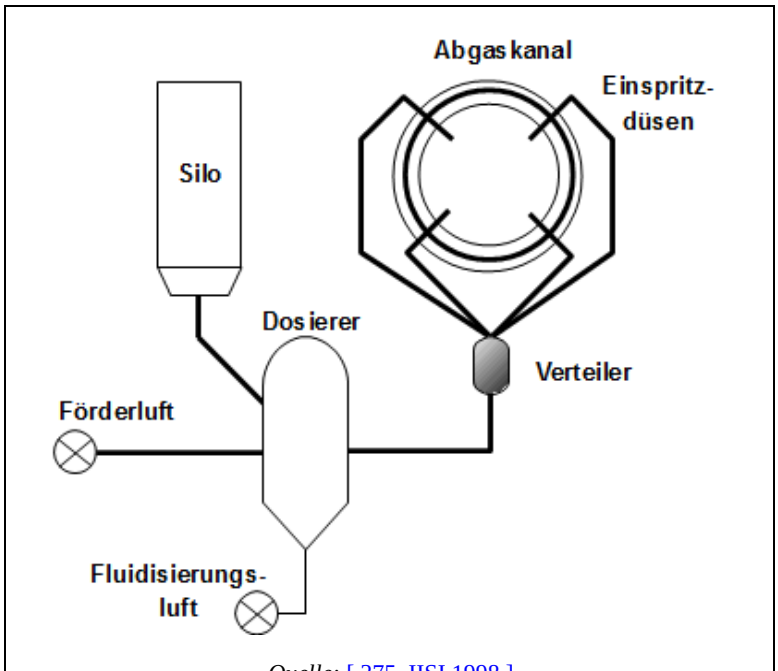
8.3.5.3 Minderung der PCDD/F-Emissionen durch Adsorption in Kombination mit einem Gewebefilter

Beschreibung
Zur Minderung persistenter organischer Schadstoffe (besonders PCDD/F) im Gesamtabgas (Primär- und Sekundäremissionen) können Adsorbentien (z. B. Aktivkohle, gemahlener und aktivierter Braunkohlenkoks oder Gemische aus diesen mit Kalk) vor der Abgasreinigung in den Abgaskanal eingeblasen werden. Die benötigte Menge hängt von der Art und Korngröße des Adsorptionsmittels ab. Üblicherweise liegt sie zwischen 20 und 150 mg/Nm³ Abgas. Die Korngröße von pulverisiertem aktiviertem Braunkohlenkoks liegt typischerweise zwischen 0 und 0,4 mm, im Mittel bei 0,63 µm. Gemahlenes Material liegt im Mittel bei ca. 24 µm, was zu niedrigeren Dosierraten führt. Die eingesetzten kohlenstoffhaltigen Adsorbentien weisen eine mittlere Korngröße von ca. 25 µm auf.

Die Adsorption läuft in drei Schritten ab. Erstens, wenn das Adsorbens auf den Rohgasstrom trifft. Zweitens, beim Transport des mit dem Adsorbens angereicherten Rohgases zum Filter. Drittens, wenn das Rohgas den mit dem Adsorbens angereicherten Filterkuchen des Gewebefilters durchströmt [63, Wirling, J. 2007].

Der Kohlenstoff, an welchem die PCDD/F-Moleküle adsorbiert wurden, wird im Gewebefilter gemeinsam mit dem Lichtbogenofenstaub von der Gasphase getrennt.

Abbildung 8.20 zeigt das Fließbild einer Anlage zur Eindüsung von Adsorbentien.



Quelle: [375, IISI 1998]

Abbildung 8.20: Fließbild einer Anlage zur Eindüsung von Adsorbentien

Erreichte Umweltentlastungseffekte

In der Praxis sind PCDD/F-Reingaskonzentrationen von 0,01 – 0,1 ng I-TEQ/Nm^3 erreichbar. Mit den im Abschnitt **8.2.2.1.3** genannten Faktoren können korrespondierende Emissionswerte von 0,01 – 0,14 ng WHO-TEQ PCDD/F (einschließlich der dioxinähnlichen PCB) berechnet werden. Der Abscheidegrad ist relativ stabil und zuverlässig.

Neben der PCDD/F-Adsorption zeigen Aktivkohle und pulverisierter aktivierter Braunkohlenkoks eine hohe Wirksamkeit bei der Abscheidung von Schwermetallen sowie eine beschränkte Wirksamkeit bei der Abscheidung von Quecksilber aus der Gasphase. Tabelle 8.22 zeigt die durch Eindüsung von pulverisiertem aktiviertem Braunkohlenkoks erreichte Minderung der PCDD/F-Emissionen:

Tabelle 8.22: PCDD/F-Minderung durch Eindüsung von pulverisiertem aktiviertem Braunkohlenkoks

Elektro-lichtbogenofen-Anlage	Abgas-volumenstrom (1000 Nm^3/h)	Adsorbenszugabe (Braunkohlenkoks, in kg/h)	PCDD/F-Emissionswert ohne Adsorbenszugabe (ng I-TEQ/Nm^3)	PCDD/F-Emissionswert mit Adsorbenszugabe (ng I-TEQ/Nm^3)
A	750	100 (1) 35 (2) 25 (2)	0,178 – 1,44	0,085 – 0,226 0,003 – 0,008 0,023 – 0,092
B	850	40 (2)	0,072 – 0,722	0,007 – 0,032
C	770	50 (2)	0,040 – 0,714	0,005 – 0,075
D	690	15 (2)	<2,0	<0,05
E	840	20 (2)		0,002 – 0,007
F	1.250			0,015 – 0,04

(1) Braunkohlenkoks, Standardqualität; Korngröße 63 µm (300 m^2/g).
(2) Feingemahlener aktivierter Braunkohlenkoks; Korngröße 24 µm (1200 m^2/g); hoher pyrophorer Index

Anm.: Messwerte aus den Jahren 1999 – 2004.

Quelle: [260, Germany 2007] [277, Wiesenberger 2007] [367, Prüm et al. 2005] [368, Prüm et al. 2004] [375, IISI 1998].

Tabelle 8.23 zeigt die Ergebnisse von Dioxinmessungen während der schrittweisen Ertüchtigung und Optimierung der Abgasreinigung an einer Elektrolichtbogenofenanlage, namentlich der Installation eines zweiten Eindüsungssytems für Aktivkohle in die Sammelleitung vor dem Gewebefilter. Der Abgasvolumenstrom beträgt ca. 1.250.000 Nm^3/h.

Tabelle 8.23: Fortschritt in der PCDD/F-Minderung nach der Installation eines zweiten Kohlenstoffeindüsungssystems

	PCDD/F-Konzentration im Abgas
Nach der Inbetriebnahme des ersten Eindüsungssystems für Aktivkohle	
Mittlere Konzentration aus drei Messungen in September, Oktober und November 2006	0,04 ng I-TEQ/Nm^3
Nach der Inbetriebnahme des zweiten Eindüsungssystems für Aktivkohle	
Messungen 6. – 8. März 2007	0,015 ng I-TEQ/Nm^3

Quelle: [355, Plickert 2007].

Untersuchungen zeigen, dass persistente organische Schadstoffe, wie PCDD/F, welche an aktiviertem Braunkohlenkoks adsorbiert wurden, aufgrund der hohen Bindungskräfte irreversibel daran gebunden bleiben. Sie werden dadurch einer thermischen Behandlung des Staubs zuverlässig zerstört oder katalytisch zersetzt.

Medienübergreifende Effekte

Der Energieverbrauch für das Eindüsen von pulverisiertem aktiviertem Braunkohlenkoks ist unbedeutend. Der Filterstaub enthält den Braunkohlenkoks und geringfügig erhöhte PCDD/F-Mengen; dies hat aber keinen Einfluss auf die Behandlung des Filterstaubs zur Rückgewinnung von Metallen.

Betriebsdaten

Auf den endgültigen Kohlenstoffgehalt des im Gewebefilter abgeschiedenen Staubgemisches sollte besonders geachtet werden. Um eine Entzündung zu verhindern, sollte der Kohlenstoffgehalt im Staub unter 4 % bleiben.

Die einzusetzende Aktivkohle und der Braunkohlenkoks unterscheiden sich hinsichtlich der Korngröße, der adsorptionswirksamen Oberfläche und folglich in der für die Eindüsung benötigten Menge. Aktivkohle hat die höchste spezifische freie Oberfläche und zeigt eine sehr gute Adsorptionswirkung. Aktivierter Braunkohlenkoks ist eine kostengünstigere Alternative zu

Aktivkohle. Feingemahlener Braunkohlenkoks zeigt mit einem Durchmesser von 0,024 mm ebenfalls eine sehr gute Adsorptionswirkung und führt zu nur halb so großen Dosierraten wie normaler Braunkohlenkoks [367, Prüm et al. 2005]. Manchmal müssen dem eingedüsten Kohlenstoffmaterial inerte Stoffe zugemischt werden, um eine Entzündung zu verhindern. Tabelle 8.24 zeigt die Eigenschaften von verschiedenen Adsorbentien und adsorbierenden Stoffen.

Tabelle 8.24: Eigenschaften von verschiedenen Adsorbentien und adsorbierenden Materialien

Adsorbentien und adsorbierende Stoffe		Korngröße (mm)	BET-Oberfläche ([1]) (m^2/g)	abscheidbare Schadstoffe
Normaler pulverisierter aktivierter Braunkohlenkoks	Kohlen -stoff	0,063	300 – 400	organische Schadstoffe, Schwermetalle
Feingemahlener pulverisierter aktivierter Braunkohlenkoks	Kohlen -stoff	0,024	1200	
pulverisierte Aktivkohle (aus Holzkohle)	Kohlen -stoff		500 – 1600	
Zeolithe	Z		4 – 90	

([1]) BET: Abkürzung aus den Anfangsbuchstaben der Nachnamen der Personen, die die zugrundeliegende Theorie der physikalischen Adsorption von Gasmolekülen an festen Oberflächen entwickelt haben.

Umfangreiche Untersuchungen haben gezeigt, dass nur eine kurze Kontaktzeit benötigt wird, um PCDD/F an aktiviertem Braunkohlenkoks zu adsorbieren. Die Effizienz der Abscheidung ist aber von der Wahrscheinlichkeit eines Kontaktes zwischen Adsorbens und Schadstoffmolekül abhängig. Die Verteilung des Adsorbens im Abgasstrom spielt dabei eine entscheidende Rolle. Eine wichtige Voraussetzung zum Erreichen einer optimalen Abscheideeffizienz ist das Vorliegen eines homogenen und gleichzeitig turbulenten Gemisches am Eindüsungspunkt, wo der erste Schritt der Abscheidung erfolgt. Ein entscheidender Faktor bei der Auswahl des Adsorbens ist eine optimale Porenradiusverteilung zur Adsorption der Schadstoffmoleküle.

Zur Verhinderung möglicher, durch Funkenflug verursachter Schmorbrände im Gewebefilter sollten Vorsorgemaßnahmen getroffen werden, da der erhöhte Kohlenstoffgehalt des abgeschiedenen Staub dessen Entzündbarkeit erhöhen kann. Das Explosionsrisiko wird als gering eingeschätzt. Der Brand- und Explosionsschutz wird durch eine Kombination verschiedener Vorsorgemaßnahmen sichergestellt (z. B. Inertisierung des Adsorbens, Verhinderung eines Funkenflugs in den Gewebefilter, Begrenzung des Adsorbensgehalts im Filterstaub). Die angewendeten Techniken umfassen die Nutzung von Funkendetektoren, Stickstoff-Flutungssystemen, die Überwachung der Temperatur im Filterhaus sowie die Detektion von Staubansammlungen in den Filterstaubsammelbehältern. Spontane Entzündungen des Filterstaubes werden durch die konsequente Vermeidung von großvolumigen Ablagerungen in Anlageabschnitten, welche von heißem Abgas durchströmt werden, zuverlässig verhindert.

Die niedrigen PCDD/F-Emissionen im Reingas, die mit Dosierraten von 25 – 35 mg/Nm^3 erreichbar sind, veranschaulichen die hohe Adsorptionswirkung von Adsorbentien aus Braunkohlenkoks.

Anwendbarkeit
Die Technik kann in neuen und in bestehenden Anlagen angewendet werden

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für den gesamten Abgasvolumenstrom (Primär- und Sekundärabgas) eines Elektrostahlwerkes mit einer Kapazität von 1 Mt Stahl/a liegen bei 500.000 €.

Auslöser für die Umsetzung
Hauptauslöser für die Umsetzung dieser Technik zur PCDD/F-Minderung sind Umwelt- und Gesundheitsschutzbelange und, im Fall von Feralpi in Riesa (Deutschland), die Erhöhung der Produktionskapazität.

Referenzanlagen
Die Technik wurde seit 1997 in mehreren europäischen Elektrostahlwerken eingeführt:

Anlagen von ArcelorMittal in Esch-Belval, Differdange und Schifflange (alle in Luxemburg); Swiss Steel, Gerlafingen (Schweiz); Stahlwerk Thüringen, Unterwellenborn; Elbe Stahlwerke Feralpi, Riesa (beide in Deutschland); ArcelorMittal, Gent, Belgien.

Referenzliteratur
[260, Germany 2007] [277, Wiesenberger 2007] [355, Plickert 2007] [366, Dornseiffer et al. 2007] [367, Prüm et al. 2005] [368, Prüm et al. 2004] [373, Eurofer 2007] [375, IISI 1998]

8.3.6 Behandlung des Abwassers aus dem Strangguss

Beschreibung
In Stranggussanlagen wird Wasser zur Direktkühlung von Brammen, Walzblöcken und Knüppel eingesetzt. Dabei fällt belastetes Abwasser an. In vielen Fällen wird dieses Abwasser zusammen mit den Abwasserströmen aus den Walzwerken behandelt. Nach der Behandlung wird das Wasser wiederverwendet.

Die Gießkokille und der innere Teil der Führungsrollen werden mittels eines geschlossenen Kühlkreislaufes gekühlt, was hier nicht Gegenstand der Betrachtung ist.

Die wichtigsten Schadstoffe im Abwasser sind Schwebstoffe und Öl. Die bedeutendsten Maßnahmen zur Verminderung von Abwassereinleitungen sind hohe Rückführungsraten in Verbindung mit einer Sedimentation und/oder Filtration des Abschlämmwassers. Tanks mit Skimmern können zur Ölabtrennung eingesetzt werden.

Das Sprühwasser wird im Allgemeinen vor oder nach der Kühlung in einem Verdampfungskühlturm mittels Sandfilter behandelt. Die Sandfiltration führt zu geringen Feststoff- und Ölverschmutzungen im Sprühwasser. Dadurch werden an der Stranggussanlage zufriedenstellend lange Betriebszeiten der sekundären Sprühdüsen erreicht. Das Abschlämmwasser aus dem offenen Kreislauf, welches den Feststoffanteil im Kühlwasser bestimmt, sollte dem Ablauf des Sandfilters entnommen werden, um den Eintrag von Schwebstoffen und die Verschmutzung mit Öl zu minimieren. Um ein Zusetzen der Sandfilter zu vermeiden, sollten in deren Zulauf Ölabscheider installiert werden.

Zur Behandlung des Abwassers aus dem Strangguss kommen ähnliche Techniken in Betracht wie im Abschnitt 7.3.4 beschrieben werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Tabelle 8.25 liefert ein Beispiel für die Zusammensetzung des Abwassers aus der Direktkühlung von Strangguss- und Warmwalzprozess.

Tabelle 8.25: Zusammensetzung der Abwasserströme aus der Direktkühlung bei BSW in Kehl (Deutschland) nach der Abwasserbehandlung (2008)

	Einheit	Abwasser aus dem Strang-guss, nach Sandfiltration (1)	Abwasser aus dem Warmwalz-werk, nach Sandfiltration(1)
Volumenstrom	m^3/h	421	802
Temperatur	°C	39	30
Schwebstoffe	mg/l	30,8	4,8
TOC	mg/l	1,33	1,85
AOX	mg/l	<0,01	<0,01
Fe	mg/l	0,053	<0,1
Zn	mg/l	<0,05	<0,05
Ni	mg/l	<0,02	<0,02
Cu	mg/l	<0,02	<0,02
Mineralöl und andere Kohlenwasserstoffe	mg/l	<0,1	<0,1

(1) 24-h-Stichprobe

Quelle: [178, N.N. 2008].

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Eine hohe Rückführungsrate sowie eine Behandlung des Abschlämmwassers können sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen umgesetzt werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
BSW, Kehl (Deutschland)
TSW, Trier (Deutschland).

Referenzliteratur
[178, N.N. 2008]

8.3.7 Geschlossener Kühlwasserkreislauf

Beschreibung
Im Allgemeinen wird Wasser nur zur indirekten Kühlung in Elektrostahlwerken verwendet, ansonsten nur dann, wenn Nasswäscher zur Abgasreinigung eingesetzt werden. Da Nasswäscher nur vereinzelt eingesetzt werden, wird dieses Thema in diesem Abschnitt nicht weiter betrachtet. Der relevanteste Einsatz von Wasser, der hier betrachtet wird, ist die Kühlung der Ofenelemente. Zusätzlich kann Wasser auch für die Abgaskühlung oder in der Sekundärmetallurgie eingesetzt werden. Für die Ofenkühlelemente werden 5 – 12 m^3/m^2h Wasser benötigt [16, Rentz 1997].

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Bei der Anwendung dieser Technik fällt kein Abwasser an.

Medienübergreifende Effekte
Ein geschlossener Kühlwasserkreislauf benötigt zusätzliche Energie für den Betrieb der Pumpen und der Rückkühlung.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Diese Technik ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung dieser Technik waren rechtliche Anforderungen und eine beschränke Verfügbarkeit von Kühlwasser.

Referenzanlagen
Preussag Stahl AG, Peine (Deutschland); BSW, Kehl (Deutschland) und viele weitere Anlagen in der EU.

Nahezu alle Elektrostahlwerke in der EU nutzen einen geschlossenen Kühlwasserkreislauf

Referenzliteratur
[16, Rentz 1997]

8.3.8 Rückgewinnung von Schwermetallen aus dem Elektroofenstaub

Beschreibung
Je nach Art des hergestellten Stahls werden aus dem Abgas ca. 10 – 30 kg Staub/t Stahl abgeschieden (siehe **Table 8.1**).

Der mittels Abgasreinigung abgeschiedene Staub enthält üblicherweise bedeutende Gehalte an Schwermetallen (siehe **Table 8.10**). Im Falle von Karbonstahl sind dies im Wesentlichen Zink und in einem geringeren Ausmaß Blei. Im Falle von Edelstahl sind neben Zink erhebliche Mengen an Chrom und Nickel enthalten.

Verfahren zur Zinkrückgewinnung und zur Rückgewinnung bzw. Ausschleusung anderer Schwermetalle sind geeignete Optionen, wertvolle Ressourcen, die durch Abbau und Aufbereitung gewonnen wurden, zumindest noch einmal zu nutzen. Grundsätzlich gibt es pyrometallurgische und hydrometallurgische Verfahren zur Zinkrückgewinnung. Für Stäube aus der Erzeugung von Karbonstahl und niedrig legierten Stählen existiere verschiedene Rückgewinnungstechniken, die meist von Unternehmen aus der NE-Metallindustrie betrieben werden.

Um das Recycling von Elektroofenstäuben wirtschaftlich betreiben zu können, sind hohe Schwermetallkonzentrationen im Staub wünschenswert. Zur Erhöhung des Zinkgehalts der Stäube führen daher einige Elektrostahlwerke einen Teil des abgeschiedenen Staubs in den Ofen zurück.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die genannten Schwermetalle sind giftig und könnten auslaugen, weshalb besondere Sorgfalt bei der weiteren Verarbeitung oder einer möglichen Deponierung der Stäube geboten ist.

Eine quantitative Verwertung des Staubes und Rückgewinnung der Schwermetalle ist möglich. Die beschriebenen Optionen sind in unterschiedlichem Maße erstrebenswert, je nachdem, in welchem Maße sie zum Ziel der Vermeidung und Verminderung von Umweltbelastungen beitragen. Grundsätzlich ist die Nutzung des Eisen- sowie des Schwermetallgehaltes einer Deponierung vorzuziehen.

Medienübergreifende Effekte
Die Rückführung des abgeschiedenem Staubs in den Elektrolichtbogenofen zum Zweck der Zinkanreicherung hat gewisse Auswirkungen auf den Stahlerzeugungsprozess, z. B. erhöht es den Energieverbauch. Zudem könnte die Staubrückführung in den Ofen die Ofenleistung beeinträchtigen.

Wenn der Staub vor dem Transport bzw. dem Recycling pelletisiert wird, wird zusätzliche Energie benötigt. Zudem können zusätzliche Staubemissionen auftreten.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Diese Technik ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Hauptauslöser für die Umsetzung dieser Techniken waren fehlender Deponieraum, strenge Anforderungen an die Deponierung und Kostenfaktoren, z. B. eine Steuer auf deponierte Abfälle.

Referenzanlagen
Es gibt viele Anlagen in der EU, bei denen Verwertung des Staubs in externen Anlagen erfolgt.

Ein Beispiel ist der Elektrolichtbogenofen der Marienhütte in Graz (Österreich), wo ca. 6,9 t Staub/a bei der Abgasreinigung anfallen. Der Staub hat einen Zinkgehalt von ca. 38% und wird extern behandelt, um das Zink zurückzugewinnen.

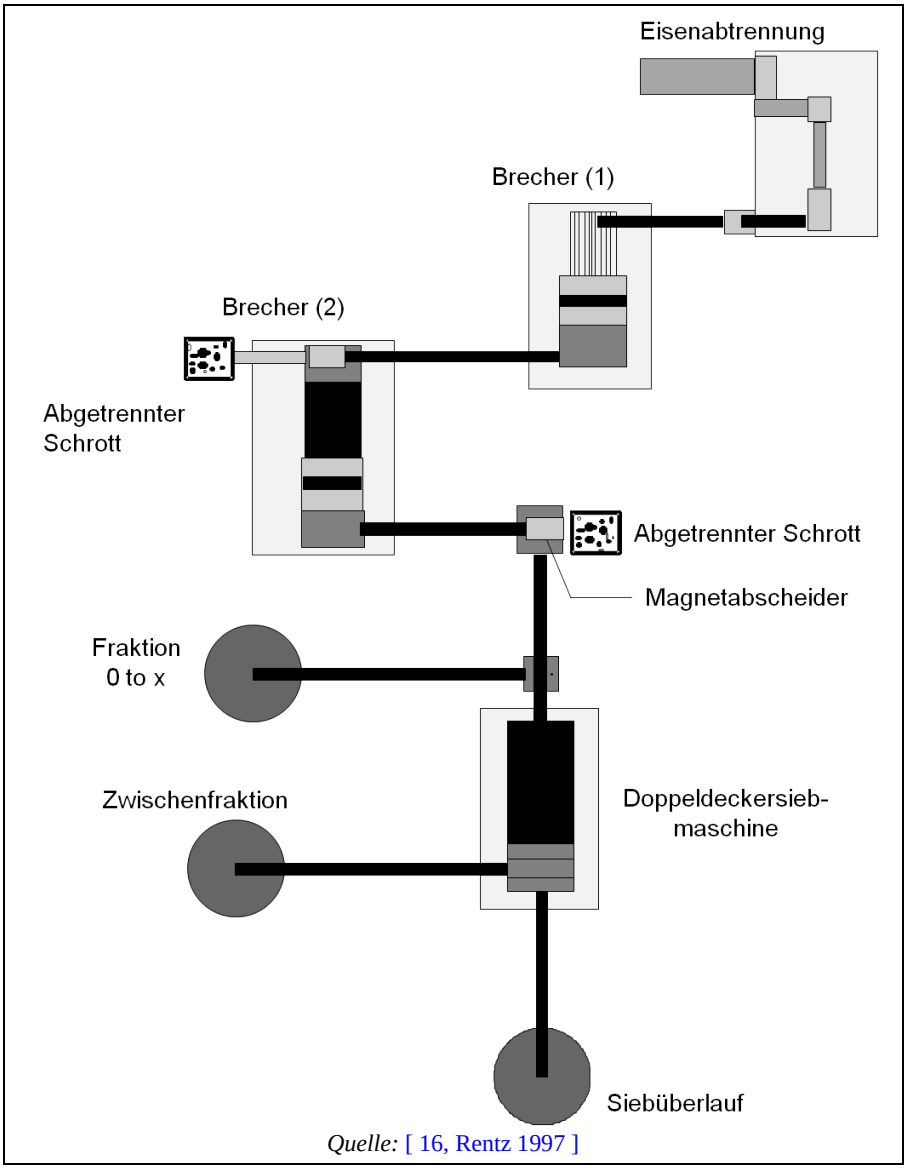
Referenzliteratur
[16, Rentz 1997] [69, Kemeny 1994] [116, Rentz et al. 1996] [373, Eurofer 2007] [391, Tavernier et al. 2004] [394, Colletta et al. 2002]

8.3.9 Recycling von Schlacken aus der Erzeugung von Elektrostahl

Beschreibung
Bei der Elektrostahlerzeugung werden 50 – 270 kg Schlacke pro Tonne Stahl gemäß einer engen Spezifikation erzeugt, die sich aus den metallurgischen Vorgaben ergibt (siehe **Table 8.1**). Erstarrte Elektroofenschlacke kann als künstliches Gestein charakterisiert werden, das natürlichem Gestein ähnlich ist und aus Eisenoxiden (FeO), Kalk (CaO), Siliziumoxid (SiO_2) und anderen Oxiden (MgO, Al_2O_3, MnO) besteht (siehe **Table 8.7**). Elektroofenschlacke ist durch hohe Härte, gute Witterungsbeständigkeit und hohe Abriebbeständigkeit gekennzeichnet. Sie weist auch Eigenschaften auf, durch die sie für eine Verwertung im Wasserbau geeignet ist [57, Heinen 1997]. Ein wichtiges Kriterium für die Verwendung von Elektroofenschlacke ist ihre Volumenbeständigkeit, die durch die Anwesenheit von freiem Kalk bestimmt wird.

Die meisten Schlacken aus der Erzeugung von Karbonstählen weisen einen relativ niedrigen Gehalt an freiem Kalk auf (siehe **Table 8.7**) und sind für verschiedene Einsatzmöglichkeiten

wie Straßenbau, Erdauffüllungen und Wasserbau geeignet. Elektroofenschlacken erfüllen typischerweise die Spezifikationen für Gesteinskörnungen zum Einsatz im Baubereich. Die entscheidenden Faktoren in Bezug auf die Einsatzmöglichkeiten sind die Akzeptanz aus Umweltschutzsicht und die bauphysikalische Eignung. Wenn die gesetzlichen Anforderungen für den Einsatz im Baubereich erfüllt sind, muss die Elektroofenschlacke entsprechend zerkleinert, gesiebt und klassiert werden. Eisenhaltige Schlackenbestandteile werden mit magnetischen Abscheidern separiert. Die aufbereitete Schlacke wird für verschiedene Bauzwecke eingesetzt, was auch von der Korngröße abhängt. Abbildung 8.21 zeigt das Verfahrensfließbild einer deutsche Anlage zur Schlackenaufbereitung. 1994 wurden ca. 90% der bei der Erzeugung von unlegierten und mittellegierten Stählen anfallenden Elektroofenschlacken verwertet [57, Heinen 1997].



Quelle: [16, Rentz 1997]

Abbildung 8.21: Verfahrensfließbild einer Anlage zur Schlackenaufbereitung

Schlacken aus der Erzeugung von hochlegierten Stählen können bislang nur in begrenzten Maße verwertet werden. Ein mögliches Einsatzgebiet kann auch hier der Straßenbau sein, nach einer entsprechenden Aufbereitung.

Beispielsweise fallen bei Böhler Edelstahl in Kapfenberg (Österreich) ca. 270 kg Schlacke pro Tonne erzeugtem Stahl an. Diese Elektroofenschlacke ist aufgrund der Schlackenzusammensetzung und anderer Eigenschaften (z. B. Expansionsverhalten) nicht für den Straßenbau geeignet. Der Großteil der Schlacken fällt im Elektrolichtbogenofen (ca. 70 %) oder im AOD-Konverter

(ca. 30 %) an. Die Elektroofen- und AOD-Schlacken werden auf der internen Deponie abgelagert.

Es gibt allerdings auch Beispiele, wo ein Teil oder sogar das gesamte Aufkommen an Edelstahlschlacke als Baumaterial eingesetzt wird – insbesondere bei niedrigeren bauphysikalischen Anforderungen (z. B. für Lärmschutzwälle)

Die Recyclingfähigkeit der Schlacken aus der Erzeugung von hochlegiertem Stahl oder Edelstahl erfordert entweder eine genauere Prüfung oder eine spezielle Behandlung, je nach den Eigenschaften dieser Schlacken (z. B. Expansionsverhalten; siehe auch Abschnitt 8.3.10).

Die Möglichkeiten zur Verwertung des weiten Spektrums an sekundärmetallurgischen Schlacken ist begrenzt. Die Korngrößen und der Ausdehnungskoeffizient sind die entscheidenden Faktoren für die Nutzbarkeit sekundärmetallurgischer Schlacken. Sie können manchmal im Bausektor eingesetzt werden, ein beträchtlicher Teil der anfallenden Schlacken muss jedoch deponiert werden, da es kaum Möglichkeiten zur Vermeidung, Verminderung oder Verwendung dieser Schlacken gibt.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Elektroofenschlacke aus der Erzeugung von Karbonstählen und niedrig legierten Stählen kann nach entsprechender Aufbereitung im Straßenbau verwendet werden.

Medienübergreifende Effekte
Für die Aufbereitung der Schlacken wird Energie benötigt. Wenn die Schlacke freies CaO enthält (siehe Abschnitt **8.2.2.1.6**), sind die auftretenden alkalische Rauchschwaden zu beachten.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Diese Technik ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen zur Erzeugung von Karbonstählen anwendbar. Durch eine weitergehende Aufbereitung kann die Eignung als Baumaterial verbessert werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Hauptauslöser für die Umsetzung waren der fehlende Deponieraum sowie Kostenfaktoren, z. B. eine Steuer auf deponierte Abfälle

Referenzanlagen
- BSW, Kehl (Deutschland): Schlackenaufbereitung und nachfolgende Nutzung für Bauzwecke
- Georgsmarienhütte GmbH, Georgsmarienhütte (Deutschland): Verkauf der Schlacke zur externen Aufbereitung mit anschließender Verwendung im Straßenbau; Mischung der Schlacke aus dem Elektrolichtbogenofen mit sekundärmetallurgischen Schlacken
- Salzgitter Stahl AG, Peine (Deutschland); Aufbereitung und Verwendung im Baubereich
- Werke von ArcelorMittal in Schifflange, Differdange und Belval (alle in Luxemburg): Decksichten für vielbefahrene Straßen, Wasserbau und andere Anwendungen.

Referenzliteratur
[16, Rentz 1997] [277, Wiesenberger 2007] [373, Eurofer 2007]

8.3.10 Behandlung der Schlacken aus der Erzeugung von hochlegiertem Stahl und Edelstahl

Beschreibung
Nachfolgend werden einige Techniken zur Behandlung der Schlacken genannt:

a) Behandlung der flüssigen Schlacke während des Abstichs mit Al_2O_3-haltigen Rückständen
b) Reduzierung der Schlacke mit Aluminium während des Abstichs
c) Optimierung der Sauerstoffeinblasung unter Einsatz von Reduktionsmitteln
d) Vermeidung von Staubemissionen bei der Entleerung der Schlackenpfannen: Die hochbasische Schlacke aus Edelstahlwerken enthält Ca_2S, welches beim Abkühlen einen Phasenübergang erfährt. Dabei kommt es zu einer gewissen Volumenvergrößerung[136]. Durch eine schnelle Abkühlung der Schlacke kann der Phasenübergang und also die Staubentstehung unterdrückt werden. Bei der Fa. Sandvik Materials Technology in Sandviken (Schweden) wurde das Problem der Staubbildung dadurch gelöst, dass die mit heißer und teilflüssiger Schlacke gefüllten Schlackenpfannen in eine von Dämmen umgebene Mulde entleert werden, in die anschließend 12 m³ Wasser gegossen werden. Die schnelle Absenkung der Temperatur und die Bindung der kleinen Partikel durch das Wasser hat sich als wirksam erwiesen, eine großflächige Staubausbreitung zu verhindern. Das Wasser wird in einem Becken gesammelt und wieder verwendet.
e) für Edelstahlschlacken gibt es folgende Techniken:
   - Stabilisierung der Schlacke durch Nutzung eines Stabilisierungsmittels, welches den Zerfall verhindert
   - Kontrolle der Schlackenzusammensetzung
   - Minimierung der Auslaugung von Chrom aus der Schlacke (es tritt fast kein Chrom im Eluat auf; die Werte liegen unter der Nachweisgrenze von 0,01 mg/l)
   - Kontrolle der Schlackenkühlung
   - Metallabscheidung durch Brechen, Sieben, Schwerkraft- und magnetische Abscheidung.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Mit den genannten Techniken können die Eigenschaften der Elektroofenschlacken durch Fixieren des Chroms in einer stabilen Schlackenmatrix und Reduktion des Chromgehaltes im Eluat, verbessert werden

Durch die Umsetzung der Technik d) wurde nach ersten Schätzungen die Staubeinträge in der Umgebung um mehr als 90% gemindert. Da die Schlacke aus der Gießpfanne nicht in gleicher (optimaler) Weise behandelt wurde, ist anzunehmen, dass die Staubentwicklung aus den übrigen Schlacken praktisch um 100% gemindert wurde.
Als Messgröße für die Staubeinträge wurde die Anzahl der zu reinigenden Autos und Boote im Umkreis der Anlage genutzt. Im Jahr 2002 mussten 80 Autos und Boote gereinigt werden. Nach Einführung der neuen Technik in 2004 wurde kein Auto oder Boot mehr durch Staub aus den Schlackenpfannen verunreinigt. Das Ergebnis war in Hinblick auf die Umwelt und das Image des Unternehmens außerordentlich.

Bei Anwendung der unter e) genannten Techniken reduziert sich der Aufwand zur Entstaubung an der Abkippstation und dem Schlackenlagerplatz, das Abfallaufkommen wird signifikant verringert und natürliche Ressourcen werden geschont.

Medienübergreifende Effekte
Bei Technik d) wird eine größere Menge an Wasser im Kreislauf geführt.
Bei Technik e) werden im Prozess zusätzliche Stabilisationsmittel benötigt.

[136] Anm. der Übersetzer: … und folglich zum Zerfall der Schlacke, wobei Staub gebildet und ggf. vom Wind aufgewirbelt wird.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Technik d) kann immer dann genutzt werden, wenn die Schlacke noch heiß genug ist und noch nicht den staubverursachenden Phasenübergang erfahren hat (daher wird es für die Elektroofen- und AOD-Schlackenpfannen sowie alle weiteren eingesetzt, mit Ausnahme der Schlackenpfanne, die an der Stranggießanlage die verbleibende Schlacke aus der Gießpfanne aufnimmt. Insgesamt werden 90 % der anfallenden Schlacken mit dieser Technik behandelt.
Die Pfannen mit der Schlacke aus der Gießpfanne werden in eine Bewässerungsstation gegeben, d.h. die Pfannen werden mit Wasser gefüllt und dann solange stehen gelassen, bis sie abgekühlt sind und die Schlacke durchnässt ist.

Technik e) kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Mit den unter e) genannten Techniken können der Energieverbrauch und die Umweltwirkungen insgesamt vermindert werden. Aufgrund der effizienten Materialströme gibt es einen geringen Lagerbestand an Rohblöcken und eine erhöhte Produktivität.[137]

Referenzanlagen
Technik d): Sandvik Materials Technology, Sandviken (Schweden)
Technik e): Outokumpu Stainless Tornio Works, Tornio (Finnland)

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006] [245, Kuhn et al. 2004]

8.3.11 Endabmessungsnahe Gießverfahren

Die Techniken zum endabmessungsnahen Gießen in Elektrostahlwerken entsprechen den im Abschnitt 7.3.11 beschriebenen Techniken zur Anwendung in Sauerstoffblasstahlwerken.

8.3.12 Techniken zur Lärmminderung

Beschreibung
Folgende bauliche und betriebliche Techniken werden bei Elektrostahlwerken zur Lärmminderung angewendet:

- Einschränkung lärmender Tätigkeiten in der Nacht (z. B. auf dem Schrottplatz, Schrotttransporte zur Anlage)
- Informationen und Weiterbildungen zur Lärmminderung für Kranfahrer
- kontinuierliche Überwachung des Lärms auf dem Schrottplatz
- geeignete Konstruktion der Halle des Elektrolichtbogenofens, so dass diese den durch mechanische Erschütterungen beim Betrieb des Ofens entstehenden Lärm absorbiert
- Konstruktion und Installation von Transportkränen für die Chargierkörbe, welche mechanische Erschütterungen vermeiden
- spezielle Schalldämmung der Innenwände und Dächer, um Luftschallemissionen aus der Halle des Elektrolichtbogenofens zu vermeiden

[137] Anm. der Übersetzer: Dieser Satz passt u.E. nicht in diesen Kontext; möglicherweise Folge eines Übertragungsfehlers.

- Separierung des Ofens von der Außenwand des Gebäudes, um die Körperschallübertragung vom Elektrolichtbogenofen zu mindern
- Bau physikalischer Schallbarrieren
- Verminderung der Fallhöhe beim Entladen des Schrottes, um die Lärm- und Staubemissionen zu mindern
- Einhausung der Schrottlager
- kontinuierliche Schrottzuführung und Schmelzvorgänge.

Maßnahmen zur Lärmminderung am Entstaubungssystem
Neue Entstaubungssysteme sollten hohen Anforderungen zur Lärmminderung entsprechen. Es können beispielsweise folgende Techniken angewendet werden:

- Installation von schallgedämmten Lüftern
- zusätzliche Einhausung der Lüfter in Stahlbetonkammern
- Installation von schallabsorbierenden Sandwich-Elementen an neuen Filterhäusern
- Austausch der Profilbleche an bestehenden Filterhäusern durch Sandwich-Elemente
- Festlegung maximaler Lärmpegel für die einzelnen Anlagenteile
- lärmmindernde Maßnahmen an bestehenden Staubfiltern

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Mit den oben beschriebenen Techniken können Werte zwischen 37 und 50 dB(A) $Leq_{(1h)}$ erreicht werden. In 150 m Entfernung vom Elektrolichtbogenofen wurden Lärmpegel unter 34 dB(A) $Leq_{(1h)}$ gemessen.

Durch den Einsatz kontinuierlicher Schrottzuführungs und -schmelzverfahren (z. B. CONSTEEL) kann der Lärmpegel reduziert werden.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Die in Elektrolichtbogenofenhallen verwendeten Isolationsmaterialien weisen beispielsweise Schallisolationswerte R'_w von 56 dB für Wände und 55 dB für Dächer auf (Werte nach DIN 55210 Teil 3).

Anwendbarkeit
Diese Techniken sind in allen Elektrostahlwerken anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Hauptauslöser für die Umsetzung der Techniken war die Vermeidung von Lärmimmissionen in die Nachbarschaft der Anlage. Anlagen in der Nähe von Wohnsiedlungen haben überwiegend Lärmminderungsmaßnahmen durchgeführt.

Referenzanlagen
Arbed Esch-Belval, Luxemburg
Feralpi, Riesa (Deutschland).

Referenzliteratur
[83, Ehrlich, C. et al 2007] [260, Germany 2007] [280, Aguado-Monsonet 2007] [355, Plickert 2007] [364, Fuchs, G. 2008] [366, Dornseiffer et al. 2007]

9 BVT-SCHLUSSFOLGERUNGEN FÜR DIE EISEN- UND STAHLERZEUGUNG

ANWENDUNGSBEREICH

Diese BVT-Schlussfolgerungen beziehen sich auf die folgenden, in Anhang I der Richtlinie 2010/75/EU genannten Tätigkeiten:

- Tätigkeit 1.3: Erzeugung von Koks
- Tätigkeit 2.1: Rösten oder Sintern von Metallerz einschließlich sulfidischer Erze
- Tätigkeit 2.2: Herstellung von Roheisen oder Stahl (Primär- oder Sekundärschmelzung) einschließlich Stranggießen mit einer Kapazität von mehr als 2,5 t pro Stunde

Die BVT-Schlussfolgerungen umfassen insbesondere folgende Prozesse:

- Verladung, Entladung und Transport der Rohstoffe (Schüttgüter)
- Mischen der Rohstoffe
- Sintern und Pelletieren von Eisenerz
- Herstellung von Koks aus Kokskohle
- Erzeugung von flüssigem Roheisen im Hochofen einschließlich Schlackenbehandlung
- Erzeugung und Frischen von Stahl im Sauerstoffblaskonverter einschließlich vorgelagerter Pfannenentschwefelung und nachgelagerter Pfannenmetallurgie und Schlackenbehandlung
- Erzeugung von Stahl im Elektrolichtbogenofen einschließlich nachgelagerter Pfannenmetallurgie und Schlackenbehandlung
- Stranggießen (Dünnbrammen-/Dünnbandgießen und Gießen von Blechen (endkonturnahes Gießen))

Diese BVT-Schlussfolgerungen behandeln nicht die folgenden Tätigkeiten:

- die Herstellung von Kalk in Öfen, die im BVT-Merkblatt für die Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie (CLM) behandelt wird
- die Aufbereitung von Stäuben zur Rückgewinnung von Nichteisenmetallen (z. B. Staub aus Elektrolichtbogenöfen) und die Herstellung von Eisenlegierungen, die im BVT-Merkblatt für die Nichteisenmetallindustrie (NFM) behandelt werden
- Schwefelsäureanlagen in Kokereien, die im BVT-Merkblatt für die Herstellung anorganischer Grundchemikalien: Ammoniak, Säuren und Düngemittel (LVIC-AAF) behandelt werden.

Folgende andere Merkblätter sind für die in diesen BVT-Schlussfolgerungen behandelten Tätigkeiten relevant:

BVT-Merkblatt	Tätigkeit
BVT-Merkblatt für Großfeuerungsanlagen (LCP)	Feuerungsanlagen mit einer Feuerungswärmeleistung von 50 MW und mehr
BVT-Merkblatt für die Eisenmetallverarbeitung (FMP)	Nachgelagerte Prozesse der Stahlerzeugung wie Walzen, Beizen, Beschichten usw.
	Stranggießen zum Dünnbrammen-/Dünnbandgießen und Gießen von Blechen (endkonturnahes Gießen)
BVT-Merkblatt für Emissionen aus der Lagerung (EFS)	Lagerung und Transport
BVT-Merkblatt für industrielle Kühlsysteme (ICS)	Kühlsysteme
Allgemeine Überwachungsgrundsätze	Überwachung der Emissions- und Verbrauchswerte
BVT-Merkblatt für Energieeffizienz (ENE)	Allgemeine Energieeffizienz
BVT-Merkblatt zu ökonomischen und medienübergreifenden Effekten (ECM)	Ökonomische und medienübergreifende Effekte von Techniken

Die in diesen BVT-Schlussfolgerungen aufgelisteten und beschriebenen Techniken sind weder normativ noch erschöpfend. Es können andere Techniken eingesetzt werden, die mindestens ein gleiches Umweltschutzniveau gewährleisten.

ALLGEMEINE HINWEISE

Die mit BVT assoziierten Umweltleistungswerte werden nicht als einzelne Werte, sondern als Bandbreiten angegeben. Eine Bandbreite kann die Unterschiede innerhalb eines bestimmten Anlagentyps widerspiegeln (z. B. Unterschiede in Grad/Reinheit und Qualität des Endprodukts, Unterschiede in Design, Konstruktion, Größe und Kapazität der Anlage), die bei der Anwendung von BVT zu unterschiedlichen Umweltleistungen führen.

ANGABE DER MIT BVT ASSOZIIERTEN EMISSIONSWERTE (*engl.* BAT-ASSOCIATED EMISSION LEVELS, *kurz:* BAT-AEL)

In diesen BVT-Schlussfolgerungen werden BAT-AEL für Luftemissionen angegeben als:

- Masse der emittierten Stoffe pro Volumen der Abgase, bezogen auf das Abgasvolumen im Normzustand (273,15 K, 101,3 kPa) nach Abzug des Wasserdampfgehalts, angegeben in den Einheiten g/Nm^3, mg/Nm^3, $\mu g/Nm^3$ oder ng/Nm^3
- Masse der emittierten Stoffe pro Masseeinheit von hergestellten oder verarbeiteten Produkten (Verbrauchs- oder Emissionsfaktoren), angegeben in den Einheiten kg/t, g/t, mg/t oder µg/t.

und BAT-AEL für Emissionen ins Abwasser werden angegeben als:

- Masse der emittierten Stoffe pro Abwassermenge, angegeben in den Einheiten g/l, mg/l oder µg/l.

BEGRIFFSBESTIMMUNGEN

Für die Zwecke dieser BVT-Schlussfolgerungen gelten folgende Begriffsbestimmungen:

- „neue Anlage“: eine Anlage, die nach der Veröffentlichung dieser BVT-Schlussfolgerungen auf dem Betriebsgelände neu errichtet wurde oder die eine bestehende Anlage auf dem bestehenden Fundament nach der Veröffentlichung dieser BVT-Schlussfolgerungen vollständig ersetzt.
- „bestehende Anlage“: eine Anlage, die keine neue Anlage ist
- „NO_x“: die Summe von Stickstoffmonoxid (NO) und Stickstoffdioxid (NO_2), angegeben als NO_2
- „SO_x“: die Summe von Schwefeldioxid (SO_2) und Schwefeltrioxid (SO_3), angegeben als SO_2
- „HCl“: alle gasförmigen Chloride, angegeben als HCl
- „HF“: alle gasförmigen Fluoride, angegeben als HF

9.1 Allgemeine BVT-Schlussfolgerungen

Sofern nicht anders angegeben, sind die in diesem Abschnitt genannten BVT-Schlussfolgerungen allgemein anwendbar.

Die in den Abschnitten 9.2 – 9.7 beschriebenen prozessspezifischen BVT gelten ergänzend zu den allgemeinen BVT, die in diesem Abschnitt beschrieben werden.

9.1.1 Umweltmanagementsysteme

1. Die BVT besteht darin, ein Umweltmanagementsystem (UMS) einzurichten und anzuwenden, das alle folgenden Merkmale aufweist:

I. Engagement der Betriebsleitung, einschließlich des Führungsstabs;
II. Festlegung einer Umweltpolitik durch die Betriebsleitung, die eine ständige Verbesserung der Anlage beinhaltet;
III. Planung und Festlegung der notwendigen Verfahrensabläufe, Ziele und Vorgaben, in Verbindung mit der Finanzplanung und Investitionen;
IV. Umsetzung der Verfahrensabläufe unter besonderer Beachtung von:

i. Organisationsstruktur und Verantwortlichkeit
ii. Schulung, Problembewusstsein und Kompetenz
iii. Kommunikation
iv. Einbeziehung der Arbeitnehmer
v. Dokumentation
vi. effiziente Prozesssteuerung
vii. Wartungsroutinen
viii. Notfallvorsorge und -maßnahmen
ix. Sicherstellung der Einhaltung der Umweltvorschriften;

V. Leistungsüberwachung und Einleitung von Abhilfemaßnahmen, mit besonderem Augenmerk auf:

i. Anlagenüberwachung und Messung (siehe auch das Referenzdokument über die Allgemeinen Überwachungsgrundsätze)
ii. Korrektur- und Vorsorgemaßnahmen
iii. Führen und Aufbewahren von Aufzeichnungen
iv. unabhängige (soweit möglich) interne und externe Betriebsprüfungen, um festzustellen, ob das UMS den vorgesehenen Regelungen entspricht, ordnungsgemäß eingeführt wurde und aufrechterhalten wird;

VI. Überprüfung des UMS und seiner fortdauernder Eignung, Angemessenheit und Wirksamkeit durch die Betriebsleitung;
VII. Verfolgung der Entwicklung umweltfreundlicherer Technologien;
VIII. Berücksichtigung der Umweltfolgen einer letztendlichen Stilllegung bereits in der Planungsphase einer neuen Anlage und während ihrer gesamten Nutzungsdauer;
IX. regelmäßige Anwendung von Branchenkennzahlen (Benchmarks).

Anwendbarkeit

Der Umfang (z. B. der Detaillierungsgrad) und die Art des UMS (z. B. standardisiert oder nicht-standardisiert) wird im Allgemeinen von der Art, Größe und Komplexität der Anlage und dem Spektrum ihrer möglichen Umweltauswirkungen abhängen.

9.1.2 Energiemanagement

2. Die BVT besteht darin, den thermischen Energieverbrauch durch die Nutzung einer Kombination der folgenden Techniken zu senken:

I. verbesserte und optimierte Systeme, um eine reibungslose und stabile Prozessführung, nahe an den Sollwerten der Prozessparameter, zu erreichen durch die Nutzung einer

   i. Optimierung der Prozesssteuerung einschließlich computerbasierter automatischer Kontrollsysteme
   ii. modernen, gravimetrischen Zufuhr von festen Brennstoffen
   iii. Vorwärmung, soweit dies im Rahmen der bestehenden Anlagenkonfiguration möglich ist.

II. Rückgewinnung von Überschusswärme aus den Verfahren, insbesondere aus den Kühlzonen

III. ein optimiertes Dampf- und Wärmemanagement

IV. prozessintegrierte Abwärmenutzung, soweit dies möglich ist.

Im Zusammenhang mit dem Energiemanagement siehe auch das BVT-Merkblatt für Energieeffizienz (ENE).

Beschreibung von BVT I.i

Die folgenden Punkte sind wichtig für integrierte Stahlwerke, um die Gesamtenergieeffizienz zu verbessern:

- Optimierung des Energieverbrauchs
- Online-Überwachung der wichtigsten Energieströme und Verbrennungsprozesse vor Ort einschließlich der Überwachung aller Gasfackeln, um Energieverluste zu vermeiden, eine sofortige Wartung zu ermöglichen und einen störungsfreien Produktionsprozess zu erreichen
- Berichterstattungs- und Analyseinstrumente, um den durchschnittlichen Energieverbrauch für jeden Prozess zu überprüfen
- Vorgaben für den spezifischen Energieverbrauch relevanter Prozesse und langfristiger Vergleich des Energieverbrauchs dieser Prozesse
- Durchführung von Energieaudits, wie sie im BVT-Merkblatt für Energieeffizienz beschrieben sind, z. B. um Möglichkeiten für kosteneffektive Energieeinsparungen zu ermitteln.

Beschreibung von BVT II – IV

Zu den prozessintegrierten Techniken zur Verbesserung der Energieeffizienz bei der Stahlherstellung durch eine verbesserte Wärmerückgewinnung gehören:

- Kraft-Wärme-Kopplung mit einer Rückgewinnung der Abwärme durch Wärmetauscher und ihre Verteilung in andere Teile des Stahlwerks oder in ein Fernwärmenetz
- die Installation von Dampfkesseln oder gleichwertiger Systeme in großen Wärmeöfen (Öfen können einen Teil des Dampfbedarfs abdecken)
- Vorwärmen der Verbrennungsluft für Öfen und andere Verbrennungsanlagen, um Brennstoff zu sparen, wobei nachteilige Auswirkungen, d. h. eine Zunahme der Stickoxide im Abgas, zu berücksichtigen sind
- die Isolierung der Dampfleitungen und der Warmwasserleitungen
- Wärmerückgewinnung aus Produkten, z. B. Sinter
- Einsatz von Wärmepumpen und Sonnenkollektoren, sofern Stahl abgekühlt werden muss
- die Nutzung von Abhitzekesseln in Öfen mit hohen Temperaturen
- die Sauerstoffverdampfung und Kompressorkühlung, um Energie über Standard-Wärmetauscher auszutauschen

- die Nutzung von Hochofengasentspannungsturbinen, um die kinetische Energie des im Hochofen entstehenden Prozessgases in elektrische Energie umzuwandeln.

Anwendbarkeit von BVT II – IV

Die Kraft-Wärme-Kopplung ist in allen Eisen- und Stahlwerken in stadtnahen Gebieten mit einem entsprechenden Wärmebedarf einsetzbar. Der spezifische Energieverbrauch hängt von der Verarbeitungstiefe, der Produktqualität und der Art der Anlage ab (z. B. vom Ausmaß der Vakuumbehandlung im Sauerstoffblasstahlwerk, der Glühtemperatur, der Dicke der Produkte usw.).

3. Die BVT besteht darin, den Primärenergieverbrauch durch die Optimierung der Energieströme und die optimierte Verwertung der gesammelten Prozessgase Koksofengas, Hochofengas und Konvertergas zu senken.

Beschreibung

Zu den prozessintegrierten Techniken zur Verbesserung der Energieeffizienz in einem integrierten Stahlwerk durch Optimierung der Gasnutzung gehören:

- die Nutzung von Gasbehältern oder vergleichbarer Einrichtungen für die kurzfristige Lagerung aller gasförmigen Nebenerzeugnisse sowie den Druckausgleich
- Erhöhung des Drucks im Gasnetz, wenn es zu Energieverlusten über die Fackeln kommt – um so mehr von den Prozessgasen zu nutzen und dadurch den Nutzungsgrad zu steigern
- Gasanreicherung für verschiedene Verbraucher durch Prozessgase mit unterschiedlichen Heizwerten
- Beheizen der Brennöfen mit Prozessgasen
- Nutzung von computergesteuerten Systemen zur Kontrolle des Heizwertes
- Aufzeichnung und Nutzung der Koks- und Abgastemperatur
- geeignete Dimensionierung der Anlagen zur energetischen Verwertung der Prozessgase, insbesondere im Hinblick auf deren Variabilität.

Anwendbarkeit

Der spezifische Energieverbrauch hängt von der Verarbeitungstiefe, der Produktqualität und der Art der Anlage ab (z. B. vom Ausmaß der Vakuumbehandlung im Sauerstoffblasstahlwerk, der Glühtemperatur, der Dicke der Produkte usw.).

4. Die BVT besteht darin, überschüssiges entschwefeltes und entstaubtes Koksofengas und entstaubtes Hochofengas (gemischt oder getrennt) in Kesseln oder in Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen zur Erzeugung von Dampf, Strom und/oder Wärme zu nutzen, indem überschüssige Abwärme für interne oder externe Wärmenetze genutzt wird, sofern eine Nachfrage von Dritten besteht.

Anwendbarkeit

Die Zusammenarbeit und das Einvernehmen mit einem Dritten liegen möglicherweise nicht in der Kontrolle des Betreibers und daher möglicherweise außerhalb des Regelungsbereichs der Anlagengenehmigung.

5. Die BVT besteht darin, den Stromverbrauch durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu minimieren:

I. Lastmanagementsysteme
II. Zerkleinerungs-, Pump-, Belüftungs- und Förderanlagen und anderer strombetriebener Anlagen mit einer hohen Energieeffizienz.

Anwendbarkeit

Frequenzgeregelte Pumpen können dort, wo die Zuverlässigkeit der Pumpen von grundlegender Bedeutung für die Sicherheit des Verfahrens ist, nicht genutzt werden.

9.1.3 Materialmanagement

6. Die BVT besteht darin, das Management und die Steuerung der internen Stoffströme zu optimieren, um Verschmutzungen der Umwelt und Verschlechterungen ihres Zustands zu vermeiden, für eine entsprechende Qualität der Einsatzstoffe zu sorgen, die Wiederverwendung oder das Recycling der Stoffe zu ermöglichen, den Prozesswirkungsgrad zu verbessern und die Metallausbringung zu optimieren.

Beschreibung

Eine geeignete Lagerung und ein geeigneter Transport von Einsatzstoffen und Produktionsrückständen können dazu beitragen, Staubemissionen in die Luft durch Lagerplätze und Förderbänder einschließlich der Umschlagstellen zu minimieren, und eine Verschmutzung des Erdreichs, des Grundwassers und des Abflusswassers zu vermeiden (siehe auch BVT 11).

Ein geeignetes Management der integrierten Stahlwerke sowie der Rückstände, einschließlich von Abfällen aus anderen Anlagen und Sektoren, ermöglicht eine größtmögliche interne und/oder externe Nutzung als Rohstoffe (siehe auch BVT 8, 9 und 10).

Zum Materialmanagement gehört auch die kontrollierte Beseitigung eines kleinen Teils der Gesamtmenge an Rückständen des integrierten Stahlwerks, der keinen wirtschaftlichen Nutzen hat.

7. Um niedrige Emissionswerte für die einschlägigen Schadstoffe zu erreichen, besteht die BVT darin, geeignete Schrottqualitäten und andere Rohmaterialien auszuwählen. Was Schrott angeht, besteht die BVT darin, mittels geeigneter Inspektionen nach sichtbaren Verunreinigungen zu suchen, die Schwermetalle enthalten könnten, insbesondere Quecksilber, oder die zur Bildung von polychlorierten Dibenzodioxinen/Dibenzofuranen (PCDD/PCDF) und polychlorierten Biphenylen (PCB) führen könnten.

Um die Nutzung von Schrott zu verbessern, können folgende Techniken einzeln oder in Kombination genutzt werden:

- Festlegung der Annahmekriterien entsprechend der Produktpalette bei Bestellungen von Schrott
- eine gute Kenntnis der Schrottzusammensetzung durch eine genaue Überwachung der Herkunft des Schrotts; in Ausnahmefällen kann eine Schmelzprobe dabei helfen, die Zusammensetzung des Schrotts zu bestimmen
- geeignete Annahme- und Entladeeinrichtungen und Überprüfung der Lieferungen
- Verfahren zum Ausschluss von Schrott, der für die Nutzung in der Anlage nicht geeignet ist
- Lagerung des Schrotts nach verschiedenen Kriterien (z. B. Größe, Legierungsgehalten, Reinheitsgrad); Lagerung von Schrott, bei dem es möglicherweise zu einer Freisetzung von Schadstoffen in das Erdreich kommen kann, auf einer undurchlässigen Oberfläche mit Entwässerungs- und Sammelsystem; Anbringung eines Dachs, das den Bedarf nach einem solchen System senken kann

- Zusammenstellung der Schrottladungen für verschiedene Schmelzen unter Berücksichtigung der Kenntnisse über die Schrottzusammensetzung, um für die Stahlsorte, die hergestellt werden soll, den Schrott zu nutzen, der am besten geeignet ist (das ist in einigen Fällen von grundlegender Bedeutung, um die Anwesenheit unerwünschter Elemente zu vermeiden; in anderen Fällen, um Legierungselemente, die im Schrott enthalten sind und für die herzustellende Stahlsorte benötigt werden, nutzen zu können)
- direkte Rückführung des intern angefallenen Schrotts zum Schrottplatz zwecks Recycling
- Erstellung eines Betriebs- und Managementplans
- Schrottsortierung zur Minimierung des Risikos der Verarbeitung von gefährlichen oder nicht-eisenhaltigen Störstoffen, insbesondere von polychlorierten Biphenylen (PCB), Öl oder Schmiermitteln. Das wird normalerweise vom Schrottlieferanten durchgeführt, aber der Betreiber überprüft aus Sicherheitsgründen alle Schrottladungen in geschlossenen Containern. Daher ist es gleichzeitig möglich, die Ladung auf Schadstoffe zu überprüfen, soweit praktikabel. Eine Beurteilung der kleinen Anteile an Kunststoffen (z. B. in Form von kunststoffbeschichteten Bestandteilen) könnte erforderlich sein
- Radioaktivitätskontrolle nach den Empfehlungen der Sachverständigengruppe der Wirtschaftskommission der Vereinten Nationen für Europa (UNECE)
- Verbesserte Umsetzung der obligatorischen Entfernung von quecksilberhaltigen Bauteilen aus Altfahrzeugen sowie Elektro- und Elektronik-Altgeräten durch die Schrott verarbeitenden Betriebe durch:
  - die vertragliche Festlegung der Quecksilberfreiheit bei Einkauf von Schrott
  - Verweigerung der Annahme von Schrott, der sichtbare elektronische Bauteile und Baugruppen enthält.

Anwendbarkeit

Es ist möglich, dass Auswahl und Sortieren des Schrotts nicht vollständig in der Kontrolle des Betreibers liegen.

9.1.4 Management von Prozessrückständen wie Nebenprodukten und Abfällen

8. Die BVT für feste Rückstände besteht darin, integrierte und operative Techniken zur Minimierung der Abfallmengen durch interne Nutzung oder die Anwendung spezialisierter Recyclingverfahren (intern oder extern) zu nutzen.

Beschreibung

Zu den Techniken für das Recycling von eisenhaltigen Rückständen gehören spezialisierte Recyclingtechniken wie der OxyCup®-Schachtofen, der DK-Prozess, Schmelzreduktionsverfahren oder die kalt gebundene Pelletierung/Brikettierung sowie Techniken für Produktionsrückstände, die in den Abschnitten 9.2 – 9.7 erwähnt werden.

Anwendbarkeit

Da die genannten Verfahren auch von einem Dritten durchgeführt werden können, liegt das Recycling selbst möglicherweise nicht in der Kontrolle des Betreibers des Eisen- und Stahlwerks und daher möglicherweise außerhalb des Regelungsbereichs der Anlagengenehmigung.

9. Die BVT besteht darin, die externe Nutzung oder das Recycling von festen Rückständen zu maximieren, soweit sie nicht nach BVT 8 genutzt oder recycelt werden können, wo immer dies möglich ist und den abfallrechtlichen Bestimmungen entspricht. Die BVT besteht darin, mit Rückständen, die weder vermieden noch recycelt werden können, in kontrollierter Art und Weise umzugehen.

10. Die BVT besteht darin, zur Vermeidung von Emissionen in die Luft und in Gewässer die besten Betriebs- und Wartungspraktiken für die Sammlung, Handhabung, Lagerung und Beförderung der festen Rückstände sowie für die Überdachung der Umschlagsorte zu nutzen.

9.1.5 Diffuse Staubemissionen aus der Materiallagerung, der Handhabung und dem Transport von Rohmaterialien und (Zwischen-) Produkten

11. Die BVT besteht darin, diffuse Staubemissionen aus der Materiallagerung, der Handhabung und dem Transport, durch eine oder eine Kombination der unten genannten Techniken zu vermeiden oder zu mindern.

Wenn Techniken zur Minderung der Staubemissionen genutzt werden, dann besteht die BVT darin, die Effizienz der Erfassung und der anschließenden Reinigung durch geeignete Techniken wie der unten genannten zu optimieren. Eine möglichst quellnahe Erfassung der Staubemissionen ist zu bevorzugen.

I. Zu den allgemeinen Techniken gehören:

- die Aufstellung eines Aktionsplans gegen diffuse Staubemissionen im Rahmen des UMS des Stahlwerks;
- die Erwägung der befristeten Einstellung gewisser Tätigkeiten, wenn sie als Quelle für PM_{10} identifiziert werden und zu hohen Messwerten in der Umgebung führen; um das zu bewerkstelligen, ist es notwendig, ausreichend PM_{10}-Überwachungsgeräte mit einer dazugehörigen Erfassung der Windrichtungen und -stärken zu haben, um die Hauptquellen von Feinstaub triangulieren und identifizieren zu können.

II. Zu den Techniken zur Vermeidung von Staubfreisetzungen bei Handhabung und Transport von Schüttgütern gehören:

- Ausrichtung von langen Lagerhalden nach der Hauptwindrichtung
- Errichtung von Windbarrieren oder Nutzung des natürlichen Geländeprofils als Windschutz
- Kontrolle des Feuchtigkeitsgehalts des gelieferten Materials
- sorgfältige Befolgung der Vorgehensweisen zur Vermeidung unnötigen Umschlags von Materialien und großer Fallhöhen im Freien
- geeignete Kapselung der Förderbänder und Aufgabetrichter usw.
- die Nutzung von staubmindernden Wassersprenklern, gegebenenfalls mit Zusätzen wie Latex
- strenge Wartungsrichtlinien für die Einrichtungen
- hohe Ordnungsstandards, insbesondere in Bezug auf die Säuberung und Benetzung von Straßen
- die Nutzung von mobilen und stationären Absaugungen
- Staubunterdrückung oder Stauberfassung mit Entstaubung über Gewebefilter zur Minderung der Quellen mit relevanten Staubemissionen

- die Nutzung von emissionsarmen Kehrfahrzeugen zur routinemäßigen Säuberung befestigter Straßen.

III. Zu den Techniken für die Materiallieferung, -lagerung und -rückgewinnung gehören:

- vollständige Einhausung der Entladevorrichtungen für staubende Materialien in einem Gebäude, das mit einer Absaugung mit Filter ausgestattet ist, oder Ausstattung der Vorrichtungen mit Leitblechen und Verbindung der Entladeöffnungen mit einem Absaugungs- und Reinigungssystem
- Begrenzung der Fallhöhe auf maximal 0,5 m, wo dies möglich ist
- die Nutzung von Wassersprenklern zur Staubbindung (unter bevorzugter Verwendung von zurückgeführtem Wasser)
- wo dies notwendig ist, die Ausstattung der Lagerbehälter mit Filtern zur Staubminderung
- der Einsatz von vollständig gekapselten Vorrichtungen zur Entnahme von Material aus Lagerbehältern
- wo dies notwendig ist, die Lagerung von Schrott auf überdachten, versiegelten Flächen, um das Risiko von Bodenkontaminationen zu senken (Nutzung von Just-in-Time-Lieferungen, um die Größe des Lagerplatzes und somit die Emissionen zu minimieren)
- Minimierung der Materialbewegungen in Lagerhalden
- Begrenzung der Höhe der Lagerhalden und Kontrolle ihres Profils
- Ersetzung freistehender Halden durch Lagerstätten in Gebäuden oder in Behältern, soweit deren Lagervolumen das zulässt.
- Errichtung eines Windschutzes durch das natürliche Geländeprofil, durch Erdaufschüttungen oder das Pflanzen von langem Gras und immergrünen Bäumen in offenem Gelände, die ohne langfristige Schäden Staub abscheiden und aufnehmen können
- Aussäen von Hydrosaat auf Müll- und Schlackehalden
- Begrünung des Geländes durch das Abdecken von ungenutzten Flächen mit Humus und das Anpflanzen von Gras, Sträuchern und anderen bodenbedeckenden Pflanzen
- die Benetzung von Oberflächen mit dauerhaften staubbindenden Mitteln
- das Abdecken von Oberflächen mit Planen oder die Beschichtung von Lagerhalden (z. B. mit Latex)
- Lagerung auf Lagerplätzen mit Stützwänden, um die Oberfläche der Schüttungen zu reduzieren
- wenn nötig, könnte eine Maßnahme darin bestehen, undurchlässige Lagerflächen aus Beton und mit Abflüssen einzurichten.

IV. Wo Brenn- und Rohstoffe auf dem Seeweg geliefert werden und es zu beträchtlichen Staubfreisetzungen kommen kann, beinhalten einige Techniken:

- die Nutzung von Selbstentladeschiffen oder geschlossener kontinuierlicher Entladeeinrichtungen durch die Betreiber. Ansonsten sollte der bei Schiffsentladungen durch Greifer erzeugte Staub dadurch minimiert werden, dass ein angemessener Feuchtigkeitsgehalt des gelieferten Materials sichergestellt, die Fallhöhen minimiert und Wassersprenkler oder feine Sprühnebel an der Mündung des Trichters des Schiffsentladers genutzt werden
- beim Besprühen von Erzen oder Flussmitteln kein Meerwasser zu verwenden, da das zu Ablagerungen von Natriumchlorid in den Elektrofiltern der Sinteranlagen führen kann. Ein zusätzlicher Eintrag von Chlor in die Rohstoffe kann außerdem zu erhöhten Emissionen führen (z. B. von polychlorierten Dibenzodioxinen/Dibenzofuranen (PCDD/PCDF)) und die Filterstaubrückführung verhindern

- Kohlestaub, Kalk und Calciumcarbid in geschlossenen Silos zu lagern und pneumatisch zu transportieren oder in verschlossenen Säcken zu lagern und zu transportieren.

V. Zu den Techniken zum Entladen von Zügen oder Lastwagen gehören:

- die Nutzung geeigneter Entladeeinrichtungen in weitgehend geschlossener Bauweise, wenn dies aufgrund der Bildung von Staubemissionen nötig ist.

VI. Für Materialien, die stark zu Verwehungen neigen, was zu einer beträchtlichen Staubfreisetzung führen kann, beinhalten einige Techniken:

- Nutzung von Übergabestellen, Schwingsieben, Brechern, Aufgabetrichtern usw., die vollständig gekapselt sein können und mit einer Gewebefilteranlage verbunden sind
- Nutzung zentraler oder lokaler Absaugungen an Stelle von Wasser zur Entfernung von verschüttetem Material, da dies die Umweltauswirkungen auf ein Medium beschränkt und das Recycling des verschütteten Materials vereinfacht.

VII. Zu den Techniken für die Handhabung und die Behandlung der Schlacke gehören:

- Feuchthaltung der Lagerhalden von granulierter Schlacke für den Transport und die Verarbeitung, da getrocknete Hochofen- und Stahlwerksschlacke zur Staubbildung neigt
- Nutzung von geschlossenen Schlackenbrechanlagen, die mit einer effizienten Absaugung mit Gewebefiltern ausgestattet sind, um die Staubemissionen zu mindern.

VIII. Zu den Techniken zum Transport von Schrott gehören:

- Lagerung des Schrotts unter einer Abdeckung und/oder auf Betonböden zur Minimierung des Aufwirbelns von Staub aufgrund der Bewegung von Fahrzeugen

IX. Zu Techniken, die für den Materialtransport infrage kommen, gehören:

- die Minimierung der von öffentlichen Straßen zugänglichen Zugangspunkte
- der Einsatz von Reifenreinigungsanlagen , um die Verschleppung von Schlamm und Staub auf öffentliche Straßen zu vermeiden
- die Befestigung der Transportwege (mit Beton oder Asphalt), um dem Entstehen von Staubwolken bei Materialtransporten vorzubeugen, sowie die Säuberung dieser Wege
- die Beschränkung des Fahrverkehrs auf bestimmte Routen durch Zäune, Gräben oder Dämme aus recycelter Schlacke
- die Benetzung von staubigen Fahrtstrecken mit Wassersprenklern, z. B. bei Transport von Schlacke
- sicherzustellen, dass Transportfahrzeuge nicht überfüllt sind, um dem Verschütten von Material vorzubeugen
- sicherzustellen, dass Transportfahrzeuge mit Planen ausgestattet sind, um das transportierte Material abzudecken
- die Minimierung der Anzahl der Transporte
- Nutzung von geschlossenen oder gekapselten Förderbändern
- Nutzung von Rohrförderern, wo dies möglich ist, um Materialverluste durch Richtungswechsel zu vermeiden, die gewöhnlich bei der Übergabe des Materials von einem Förderband zum anderen entstehen
- allgemein anerkannte Techniken für den Transport von flüssigem Metall und die Handhabung der Pfannen
- Entstaubung der Übergabestellen für Förderbänder.

9.1.6 Wasser- und Abwasserbewirtschaftung

12. Die BVT für die Abwasserbewirtschaftung besteht darin, verschiedene Arten von Abwasser zu vermeiden, zu sammeln und zu trennen, um die interne Kreislaufführung zu maximieren und jeden Abwasserstrom mit geeigneten Verfahren zu behandeln. Das beinhaltet Techniken, die z. B. Ölabscheider, Filtration oder Sedimentation nutzen. In diesem Zusammenhang können die folgenden Techniken genutzt werden, soweit die dafür genannten Voraussetzungen erfüllt sind:

- Vermeidung der Nutzung von Trinkwasser für die Produktionsanlagen
- Erhöhung der Anzahl und/oder der Kapazität der Wasserkreisläufe beim Bau neuer Anlagen oder bei der Modernisierung/Umgestaltung bestehender Anlagen
- Zentralisierung der Versorgung mit Frischwasser
- Nutzung des Wassers in Kaskaden bis einzelne Parameter die gesetzlichen oder technischen Grenzwerte erreichen
- Nutzung des Wassers in anderen Anlagen, wenn nur einzelne Parameter des Wassers betroffen sind und eine weitere Nutzung möglich ist
- Trennung von behandeltem und unbehandeltem Abwasser; durch diese Maßnahme ist es möglich, das Abwasser auf unterschiedlichen Wegen zu einem angemessenen Preis zu entsorgen
- Nutzung von Regenwasser, wann immer dies möglich ist.

Anwendbarkeit

Die Wasserbewirtschaftung in einem integrierten Stahlwerk wird vor allem durch die Verfügbarkeit und die Qualität des Frischwassers und die rechtlichen Vorgaben vor Ort bestimmt. In bestehenden Anlagen kann die bestehende Konfiguration der Wasserkreisläufe die Anwendbarkeit einschränken.

9.1.7 Überwachung

13. Die BVT besteht darin, alle relevanten Parameter zu messen oder zu bewerten, die benötigt werden, um die Produktionsprozesse von Leitständen aus mittels moderner computergestützter Systeme zu steuern, um die Prozesse fortwährend online anzupassen und zu optimieren, um einen stabilen und reibungslosen Ablauf sicherzustellen und auf diese Weise die Energieeffizienz zu erhöhen, die Ausbeute zu maximieren und die Wartungspraktiken zu verbessern.

14. Die BVT besteht darin, die geführten (gefassten) Schadstoffemissionen der wichtigsten Emissionsquellen aus allen in den Abschnitten 0 – 9.7 genannten Prozessen, wann immer BAT-AEL angegeben sind, sowie der Kraftwerke in Eisen- und Stahlwerken, die mit Prozessgasen betrieben werden, zu messen.

Die BVT besteht darin, kontinuierliche Messungen durchzuführen, zumindest von:

- primären Staubemissionen, Stickoxiden (NO_x) und Schwefeldioxiden (SO_2) von Sinterbändern
- Stickoxid- (NO_x) und Schwefeldioxidemissionen (SO_2) von Härtebändern aus Pelletieranlagen
- Staubemissionen aus Hochofengießhallen
- Sekundärstaubemissionen aus Sauerstoffblaskonvertern
- Stickoxidemissionen (NO_x) aus Kraftwerken
- Staubemissionen aus großen Elektrolichtbogenöfen.

Für andere Emissionen besteht die BVT darin, eine kontinuierliche Emissionsüberwachung abhängig vom Massenstrom und den Emissionseigenschaften durchzuführen.

15. Für relevante Emissionsquellen, die in BVT 14 nicht genannt wurden, besteht die BVT darin, die Schadstoffemissionen aus allen Prozessen, die in den Abschnitten 0 – 9.7 genannt werden, und aus den mit Prozessgasen betriebenen Kraftwerken in Stahlwerken sowie alle relevanten Bestandteile/Schadstoffe in den Prozessgasen regelmäßig und diskontinuierlich zu messen. Das gilt für die diskontinuierliche Überwachung von Prozessgasen, Kaminemissionen, polychlorierten Dibenzodioxinen/Dibenzofuranen (PCDD/PCDF) und die Überwachung der Abwassereinleitungen, jedoch nicht der diffusen Emissionen (siehe BVT 16).

Beschreibung (relevant für BVT 14 und 15)

Die Überwachung von Prozessgasen liefert Informationen über die Zusammensetzung der Prozessgase und über die indirekten Emissionen aus der Verbrennung der Prozessgase, wie Staub-, Schwermetall- und SO_x-Emissionen.

Emissionen über den Kamin können über regelmäßige diskontinuierliche Messungen an relevanten geführten (gefassten) Emissionsquellen über einen ausreichend langen Zeitraum gemessen werden, um repräsentative Emissionswerte zu erhalten.

Für die Überwachung der Abwassereinleitungen gibt es eine große Bandbreite an standardisierten Verfahren für die Entnahme von Proben aus Wasser und Abwasser und die Analyse dieser Proben, einschließlich:

- Stichproben, womit einzelne Proben gemeint sind, die aus einem Abwasserstrom entnommen werden
- Mischproben, womit Proben gemeint sind, die über einen bestimmten Zeitraum kontinuierlich entnommen werden, oder die aus mehreren Proben bestehen, die entweder kontinuierlich oder diskontinuierlich über einen bestimmten Zeitraum entnommen und vermischt wurden
- qualifizierter Stichproben, womit Mischproben aus mindestens fünf Stichproben gemeint sind, die über einen Zeitraum von höchsten zwei Stunden in Intervallen von mindestens zwei Minuten entnommen und vermischt wurden.

Die Überwachung sollte unter Beachtung der einschlägigen EN- oder ISO-Normen durchgeführt werden. Wenn keine EN- oder ISO-Normen vorhanden sind, sollten nationale oder andere internationale Normen herangezogen werden, mit denen sichergestellt werden kann, dass Daten von gleicher wissenschaftlicher Qualität erhoben werden.

16. Die BVT besteht darin, die Größenordnung der diffusen Emissionen aus relevanten Quellen durch die unten genannten Methoden zu bestimmen. Wann immer dies möglich ist, sind direkte Messmethoden indirekten Methoden oder Bewertungen auf der Grundlage von Berechnungen über Emissionsfaktoren vorzuziehen.

- Direkte Messmethoden, bei denen die Emissionen direkt an der Quelle gemessen werden. In diesem Fall können Konzentrationen und Massenströme gemessen oder bestimmt werden.
- Indirekte Messmethoden, bei denen die Emissionsbestimmung in einem gewissen Abstand zur Quelle stattfindet; eine direkte Messung von Konzentrationen und Massenströmen ist nicht möglich.
- Berechnungen mit Hilfe von Emissionsfaktoren

Beschreibung

Direkte oder quasi-direkte Messung

Beispiele für direkte Messungen sind Messungen im Windkanal, mit Absaughauben oder andere Methoden wie die Quasi-Messung von Emissionen auf dem Dach einer industriellen Anlage. Im letzteren Fall werden die Windgeschwindigkeit und die Fläche der Absaugöffnung auf dem Dach gemessen und eine Strömungsgeschwindigkeit berechnet. Die Querschnittsfläche der Messebene in der Dachöffnung wird in Sektoren mit einer identischen Oberflächengröße aufgeteilt (Rastermessung).

Indirekte Messungen

Zu Beispielen indirekter Messungen gehört die Nutzung von Tracergasen, Reverse-Dispersion-Modelling-Methoden (RDM) und die Massenbilanzmethode unter Verwendung optischer Fernmessungen mittels Laser (Light Detection and Ranging, LIDAR).

Berechnung von Emissionen mit Hilfe von Emissionsfaktoren

Emissionsfaktoren für die Schätzung der diffusen Staubemissionen aus der Lagerung und dem Transport von Schüttgütern sowie die Staubaufwirbelungen auf Straßen aufgrund von Verkehrsbewegungen können folgenden Leitlinien entnommen werden:

- VDI 3790 Blatt 3
- US EPA AP 42

9.1.8 Stilllegung

17. Die BVT besteht darin, eine Belastung der Umwelt bei der Stilllegung von Anlagen durch die Anwendung der unten genannten notwendigen Techniken zu vermeiden.

Erwägungen bei der Anlagenplanung in Hinblick auf ihre Stilllegung am Ende ihrer Lebensdauer:

I. die Umweltfolgen der letztendlichen Stilllegung sind bereits bei der Planung einer neuen Anlage zu berücksichtigen, da dies die Stilllegung einfacher, umweltfreundlicher und kostengünstiger macht

II. die Stilllegung bedeutet Umweltrisiken im Hinblick auf Kontaminationen des Bodens (und des Grundwassers) und verursacht große Mengen an festen Abfällen; Techniken zur Vorbeugung sind prozessspezifisch, können aber folgenden allgemeinen Erwägungen folgen:

   i. Vermeidung unterirdischer Bauwerke
   ii. Einbau von Vorrichtungen, die die Demontage erleichtern
   iii. Auswahl von Oberflächen, die einfach zu dekontaminieren sind
   iv. Nutzung einer Anlagenkonfiguration, die Verschüttungen von Chemikalien minimiert und deren Ablassen oder die Reinigung erleichtert
   v. Schaffung flexibler, geschlossener Einheiten, die eine schrittweise Stilllegung ermöglichen
   vi. Nutzung biologisch abbaubarer und recycelbarer Stoffe, wo dies möglich ist.

9.1.9 Lärm

18. Die BVT besteht darin, Lärm aus relevanten Quellen der Eisen- und Stahlherstellung durch die Nutzung einer oder mehrerer der folgenden Techniken zu mindern, abhängig von und entsprechend den lokalen Bedingungen:

- Umsetzung einer Lärmminderungsstrategie
- Einhausung der lärmintensiven Betriebsvorgänge/ Anlagenteile
- Schwingungsisolierung von Betriebsvorgängen/ Anlagenteilen
- Verwendung interner Auskleidungen und äußerer Verkleidungen aus stoßdämpfendem Material
- Schallisolierung von Gebäuden, um lärmintensive Betriebsvorgänge mit materialverarbeitenden Maschinen abzuschirmen
- Schaffung von Lärmbarrieren, z. B. durch Errichtung von Gebäuden oder natürlichen Barrieren wie der Anpflanzung von Bäumen und Sträuchern zwischen dem zu schützenden Zonen und der lärmverursachenden Tätigkeit
- Einsatz von Schalldämpfern am Auslass von Abgaskaminen
- Ummantelung der Rohrleitungen und Gebläse, die in schallisolierten Gebäuden untergebracht werden
- Schließen der Türen und Fenster der eingehausten Bereiche.

9.2 BVT-Schlussfolgerungen für Sinteranlagen

Sofern nicht anders angegeben, gelten die in diesem Abschnitt genannten BVT-Schlussfolgerungen für alle Sinteranlagen.

Luftemissionen

19. Die BVT für das Vermengen/Vermischen besteht darin, diffuse Staubemissionen durch das Agglomerieren von feinen Materialien durch die Anpassung ihres Feuchtigkeitsgehalts zu vermeiden (siehe auch BVT 11).

20. Die BVT für Primäremissionen aus Sinteranlagen besteht darin, die Staubemissionen aus dem Abgas des Sinterbandes durch einen Gewebefilter zu reduzieren.

Die BVT für Primäremissionen aus bestehenden Anlagen besteht darin, die Staubemissionen aus dem Abgas des Sinterbands durch die Nutzung eines hochentwickelten Elektrofilters zu reduzieren, wenn Gewebefilter nicht anwendbar sind.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub ist <1 – 15 mg/Nm^3 für den Gewebefilter und <20 – 40 mg/Nm^3 für den hochentwickelten Elektrofilter (der so gebaut und verwendet werden sollte, um diese Werte zu erreichen), wobei beide als Tagesmittelwert angegeben sind.

Gewebefilter

Beschreibung

Gewebefilter, die in Sinteranlagen genutzt werden, sind gewöhnlich bestehenden Elektrofiltern oder Zyklonen nachgeschaltet, können aber auch einzelstehend verwendet werden.

Anwendbarkeit

Für bestehende Anlagen können Anforderungen wie der Platzbedarf für eine nachgelagerte Installation nach dem Elektrofilter relevant sein. Besonderes Augenmerk sollte auf das Alter und die Leistung des bestehenden Elektrofilters gelegt werden.

Hochentwickelte Elektrofilter

Beschreibung

Hochentwickelte Elektrofilter zeichnen sich durch eine oder eine Kombination der folgenden Eigenschaften aus:

- gute Prozesssteuerung
- zusätzliche elektrische Felder
- angepasste Stärke des elektrischen Feldes
- angepasster Feuchtigkeitsgehalt
- Konditionierung mit Zusatzmitteln
- höhere Spannung oder variable Spannungsstöße
- schnelle Spannungsregelung
- Überlagerung mit Hochspannungsimpulsen
- bewegte Elektroden
- Vergrößerung des Abstands zwischen den Elektrodenplatten oder andere Besonderheiten, die die Wirksamkeit der Staubminderung verbessern.

21. Die BVT für Primäremissionen aus Sinterbändern bestehen darin, Quecksilberemissionen durch die Auswahl von Rohstoffen mit einem niedrigen Quecksilbergehalt (siehe BVT 7) zu vermeiden oder zu reduzieren oder die Abgase durch Kombination

mit einer Einblasung von Aktivkohle und aktiviertem Braunkohlekoks zu behandeln.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Quecksilber ist <0,03 – 0,05 mg/Nm^3, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

22. Die BVT für Primäremissionen aus Sinterbändern bestehen darin, Schwefeloxid-Emissionen (SO_x) durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu mindern:

I. Verringerung des Schwefeleintrages durch die Nutzung von Koksgrus mit einem niedrigen Schwefelgehalt
II. Verringerung des Schwefeleintrages durch Minimierung des Koksgrusverbrauchs
III. Verringerung des Schwefeleintrages durch Verwendung von schwefelarmem Eisenerz
IV. Einblasen von geeigneten Adsorptionsmitteln in die Abgasleitung des Sinterbands vor der Entstaubung mit einem Gewebefilter **(siehe BVT 20)**
V. Nassentschwefelung oder Aktivkohleverfahren mit Regenerierung der Aktivkohle (Regenerative Activated Carbon-Verfahren, kurz: RAC) (unter besonderer Berücksichtigung der Voraussetzungen für ihre Anwendbarkeit).

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Schwefeloxide (SO_x) bei Anwendung von BVT I – IV ist <350 – 500 mg/Nm^3, angegeben als Schwefeldioxid (SO_2) und als Tagesmittelwert, wobei der untere Wert mit BVT IV verbunden ist.
Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Schwefeloxide (SO_x) bei Anwendung von BVT V ist <100 mg/Nm^3, angegeben als Schwefeldioxid (SO_2) und als Tagesmittelwert.

Beschreibung des unter BVT V genannten RAC-*Verfahrens*

Trockene Entschwefelungstechniken basieren auf der Adsorption von SO_2 an Aktivkohle. Wenn die mit SO_2 beladene Aktivkohle regeneriert wird, wird das Verfahren Aktivkohleverfahren mit Regenerierung der Aktivkohle genannt. In diesem Fall kommt eine qualitativ hochwertige teure Aktivkohle zum Einsatz, und Schwefelsäure (H_2SO_4) fällt als Nebenprodukt an. Das Aktivkohlebett wird entweder mit Wasser oder thermisch regeneriert. Für eine „Feinreinigung“ nach einer bestehenden Entschwefelungsanlage, wird in einigen Fällen Aktivkohle auf der Basis von Braunkohle eingesetzt. In diesem Fall wird die mit SO_2 beladene Aktivkohle üblicherweise unter kontrollierten Bedingungen verbrannt.

Das RAC-Verfahren kann einstufig oder zweistufig ausgelegt sein.

Im einstufigen Verfahren wird das Abgas durch ein Aktivkohlebett geführt, und die Schadstoffe werden von der Aktivkohle adsorbiert. Außerdem findet eine NO_x-Entfernung statt, wenn vor dem Katalysatorbett Ammonium (NH_3) in den Abgasstrom eingedüst wird.

Im zweistufigen Prozess wird das Abgas durch zwei Aktivkohlebetten geführt. Zuvor kann Ammonium zur Reduktion der NO_x-Emissionen eingedüst werden.

Anwendbarkeit der unter BVT V genannten Techniken

Nassentschwefelung: Der Platzbedarf kann erheblich sein und die Anwendbarkeit begrenzen. Hohe Investitions- und Betriebskosten und bedeutende medienübergreifende Effekte, wie das Entstehen einer gipshaltigen Suspension und ihre Entsorgung sowie zusätzliche Abwasserbehandlungen, müssen berücksichtigt werden. Diese Technik wird in Europa gegenwärtig nicht angewandt, könnte aber eine Option sein, wenn die Umweltqualitätsstandards durch den Einsatz anderer Techniken wahrscheinlich nicht eingehalten werden können.

RAC: Vor dem RAC-Prozess sollte eine Entstaubung installiert sein, um die Eingangskonzentration des Staubs zu reduzieren. Allgemein sind die Konfiguration der Anlage und der Raumbedarf wichtige Faktoren, wenn man diese Technik in Erwägung zieht, insbesondere bei Anlagen mit mehr als einem Sinterband.

Hohe Investitions- und Betriebskosten müssen berücksichtigt werden, insbesondere, wenn qualitativ hochwertige, teure Aktivkohle genutzt und eine Schwefelsäureanlage gebraucht wird. Diese Technik wird in Europa gegenwärtig nicht angewandt, könnte aber eine Option für neue Anlagen sein, die gleichzeitig SO_x, NO_x, Staub und PCDD/PCDF mindern möchten, oder in dem Fall, dass Umweltqualitätsstandards durch den Einsatz anderer Techniken wahrscheinlich nicht eingehalten werden können.

23. Die BVT für primäre Emissionen aus Sinterbändern besteht darin, die Emissionen an Stickoxiden (NO_x) durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. prozessintegrierte Maßnahmen; dazu gehören
- **i. die Abgasrückführung**
- **ii. andere Primärmaßnahmen wie die Nutzung von Anthrazit oder der Einsatz von Low-NO_x-Brennern in den Zündhauben**

II. End-of-pipe-Techniken; dazu gehören
- **i. das Aktivkohleverfahren mit Regenerierung der Aktivkohle (RAC)**
- **ii. die selektive katalytische Reduktion (SCR).**

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Stickoxide (NO_x) bei Anwendung von prozessintegrierten Maßnahmen ist <500 mg/Nm^3, angegeben als Stickstoffdioxid (NO_2) und als Tagesmittelwert.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Stickoxide (NO_x) bei Anwendung von RAC ist <250 mg/Nm^3, bei Anwendung von SCR liegt er bei <120 mg/Nm³, angegeben als Stickstoffdioxid (NO_2), als Tagesmittelwert und bezogen auf einen Sauerstoffgehalt von 15 %.

Beschreibung der *Abgasrückführung* unter BVT I.i

Beim teilweisen Recycling von Abgas wird ein Teil des Sinterabgases in den Sinterprozess zurückgeführt. Die teilweise Abgasrückführung aus dem gesamten Band wurde vorwiegend dafür entwickelt, um das Abgasvolumen und somit die Emissionsfracht der wichtigsten Schadstoffe zu reduzieren. Außerdem kann sie zu einer Senkung des Energieverbrauchs führen. Der Einsatz der Abgasrückführung erfordert besondere Anstrengungen, um sicherzustellen, dass die Sinterqualität und die Produktivität nicht negativ beeinflusst werden. Es muss besonderes Augenmerk auf das Kohlenstoffmonoxid (CO) im rückgeführten Abgas gelegt werden, um eine Kohlenstoffmonoxidvergiftung der Beschäftigten zu vermeiden. Verschiedene Verfahren wurden entwickelt, wie z. B.:

- Teil-Rückführung von Abgas aus dem gesamten Band
- Rückführung von Abgas vom hinteren Teil des Sinterbands kombiniert mit Wärmeaustausch
  - Rückführung von Abgas aus dem hinteren Teil des Sinterbands und Nutzung von Abgas aus dem Sinterkühler
  - Rückführung von einem Teil des Abgases zu anderen Teilen des Sinterbands.

Anwendbarkeit von BVT I.i

Die Anwendbarkeit dieser Technik ist betriebsspezifisch. Es müssen Begleitmaßnahmen in Betracht gezogen werden, um sicherzustellen, dass die Sinterqualität (Festigkeit im kalten Zustand) und die Produktivität des Sinterbands nicht negativ beeinflusst werden. Abhängig von den Bedingungen vor Ort können dies relativ geringfügige und einfach umzusetzende Maßnahmen sein, oder, ganz im Gegenteil, von einer grundlegenderen Natur,

kostspielig und schwierig umzusetzen. Auf jeden Fall sollten die Betriebsbedingungen des Bands überprüft werden, wenn diese Technik eingeführt wird.

In bestehenden Anlagen kann es aufgrund von Platzmangel unter Umständen nicht möglich sein, eine teilweise Abgasrückführung zu installieren.

Zu den wichtigen Erwägungen bei der Feststellung der Anwendbarkeit dieser Technik gehören:

- die bestehende Konfiguration des Bands (z. B. doppelte oder einzelne Rohrführung an den Windkästen, der verfügbare Raum für neue Ausrüstungen und, falls erforderlich, für eine Verlängerung des Bands)
- die bestehende Konfiguration der Nebenaggregate (z. B. Gebläse, Abgasreinigung, Sintersieb und -kühler)
- die bestehenden Betriebsbedingungen (z. B. Rohstoffe, Höhe des Sinterbetts, Saugdruck, Anteil an Branntkalk in der Sintermischung, spezifischer Volumenstrom, Anteil des internen Kreislaufmaterials an der Sintermischung)
- die bestehende Anlagenleistung im Hinblick auf die Produktivität und den Verbrauch an festen Brennstoffen
- der Basizitätsindex des Sinters und die Zusammensetzung des Hochofenmöllers (z. B. Verhältnis von Sinter zu Pellets im Möller, Eisenanteil dieser Bestandteile)

Anwendbarkeit der *anderen,* unter BVT I.ii genannten *Primärmaßnahmen*

Die Nutzung von Anthrazit hängt von der Verfügbarkeit von Anthrazit mit einem im Vergleich zu Koksgrus niedrigeren Stickstoffgehalt ab.

Beschreibung und Anwendbarkeit des unter BVT II.i genannten *RAC-Verfahrens:* siehe BVT 22

Anwendbarkeit des unter BVT II.ii genannten *SCR*-Verfahrens

Die selektive katalytische Reduktion kann in Konfigurationen mit hohem („high dust“) oder niedrigem Staubgehalt („low dust“) oder mit gereinigtem Abgas betrieben werden. Bei Sinteranlagen wurden bisher nur Konfigurationen mit gereinigtem Abgas (nach Entstaubung und Entschwefelung) eingesetzt. Es ist essenziell, dass das Abgas einen sehr niedrigen Gehalt an Staub (< 40 mg Staub/Nm³) und Schwermetallen hat, weil diese die Oberfläche des Katalysators unwirksam machen können. Eine Entschwefelung vor dem Kontakt mit dem Katalysator kann zusätzlich notwendig sein. Eine weitere Voraussetzung ist, dass die Temperatur des Abgases mindestens etwa 300 °C beträgt. Das macht eine Energiezuführung erforderlich.

Die hohen Investitions- und Betriebskosten, die Notwendigkeit der Reaktivierung des Katalysators, der NH_3-Verbrauch und -Schlupf, die Ansammlung von explosivem Ammoniumnitrat (NH_4NO_3), die Entstehung von ätzendem SO_3 und die für die Erhitzung benötigte zusätzliche Energie, die die Möglichkeiten der Abwärmenutzung aus dem Sinterprozess vermindern kann, können die Anwendbarkeit der SCR-Technik einschränken. Diese Technik könnte eine Option sein, wenn Umweltqualitätsstandards durch den Einsatz anderer Techniken wahrscheinlich nicht eingehalten werden können.

24. Die BVT für Primäremissionen aus Sinterbändern besteht darin, die Emissionen von polychlorierten Dibenzodioxinen/Dibenzofuranen (PCDD/PCDF) und polychlorierten Biphenylen (PCB) durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu vermeiden und/oder zu reduzieren:

I. die weitestmögliche Meidung von Rohstoffen, die polychlorierte Dibenzodioxine/Dibenzofurane (PCDD/PCDF) und polychlorierte Biphenyle (PCB) oder ihre Vorläufersubstanzen enthalten **(siehe BVT 7)**
II. die Unterdrückung der Bildung von polychlorierten Dibenzodioxinen/Dibenzofuranen (PCDD/PCDF) durch Zugabe von Stickstoffverbindungen
III. die Abgasrückführung **(siehe BVT 23** für Beschreibung und Anwendbarkeit**).**

25. Die BVT für Primäremissionen aus Sinterbändern besteht darin, die Emissionen von polychlorierten Dibenzodioxinen/Dibenzofuranen (PCDD/PCDF) und polychlorierten Biphenylen (PCB) durch das Einblasen eines geeigneten Adsorptionsmittels in die Abgasleitung des Sinterbands vor der Entstaubung durch Gewebefilter oder – sofern Gewebefilter nicht einsetzbar sind (siehe BVT 20) – hochentwickelte Elektrofilter zu mindern.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für polychlorierte Dibenzodioxine/Dibenzofurane (PCDD/PCDF) ist <0,05 – 0,2 ng-I-TEQ/Nm^3 für den Gewebefilter und <0,2 – 0,4 ng-I-TEQ/Nm^3 für den hochentwickelten Elektrofilter, wobei beide Werte sich auf eine 6 – 8-stündige Stichprobe unter stationären Bedingungen beziehen.

26. Die BVT für Sekundäremissionen aus dem Sinterbandabwurf, den Sinterbrechern, der Kühlung, den Sieben und den Umschlagorten[138] besteht darin, Staubemissionen zu vermeiden und/oder durch eine Kombination der folgenden Techniken effizient zu erfassen und anschließend zu reduzieren:

I. Einsatz einer Haube und/oder Einhausung
II. Verwendung von Elektrofilter oder Gewebefilter.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub ist <10 mg/Nm^3 für den Gewebefilter und <30 mg/Nm^3 für den Elektrofilter, wobei beide als Tagesmittelwert angegeben sind.

Wasser und Abwasser

27. Die BVT besteht darin, den Wasserverbrauch der Sinteranlagen durch die weitestmögliche Wiederverwendung von Kühlwasser zu minimieren, außer bei Verwendung von Durchlaufkühlsystemen.

28. Die BVT besteht darin, das Abwasser aus Sinteranlagen, wo Spülwasser benutzt oder ein Nassverfahren zur Abgasreinigung angewendet wird, mit Ausnahme von Kühlwasser, vor seiner Ableitung durch eine Kombination der folgenden Techniken zu behandeln:

I. Schwermetallfällung
II. Neutralisation
III. Sandfiltration.

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte,** bezogen auf eine qualifizierte Stichprobe oder eine 24 Stunden-Mischprobe, sind**:**

- Schwebstoffe <30 mg/l
- chemischer Sauerstoffbedarf (CSB([1])) <100 mg/l
- Schwermetalle <0,1 mg/l
  (Summe aus Arsen (As), Cadmium (Cd), Chrom (Cr), Kupfer (Cu), Quecksilber (Hg), Nickel (Ni), Blei (Pb) und Zink (Zn)).

[138] Anm. der Übersetzer: gemeint sind die „Übergabestellen“ im Sinne der TA Luft

([1]) In einigen Fällen wird statt des CSB der TOC (gesamter organischer Kohlenstoff) gemessen (zur Vermeidung von $HgCl_2$, welches zur Analyse des CSB benötigt wird). Die Korrelation zwischen CSB und TOC sollte im Einzelfall für jede Sinteranlage ermittelt werden. Das CSB/TOC-Verhältnis kann etwa zwischen zwei und vier variieren.

Produktionsrückstände

29. Die BVT besteht darin, den Anfall von Abfällen in Sinteranlagen durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu vermeiden (siehe BVT 8):

I. selektive Rückführung der vor Ort anfallenden Rückstände in den Sinterprozess durch den Ausschluss von mit Schwermetallen, Alkalien oder Chlorid angereicherten Feinstaubfraktionen (z. B. des Staubs aus dem letzten Feld des Elektrofilters)

II. externes Recycling, sofern das Recycling vor Ort beeinträchtigt ist.

Die BVT besteht darin, mit Prozessrückständen aus Sinteranlagen, die weder vermieden noch wiederverwendet werden können, in kontrollierter Art und Weise umzugehen.

30. Die BVT besteht darin, Rückstände aus dem Sinterband und anderen Prozessen im integrierten Hüttenwerk, die Öl enthalten können, unter Berücksichtigung des jeweiligen Ölgehalts weitestgehend über das Sinterband zu recyceln, z. B. eisen- und kohlenstoffhaltige Stäube, Schlämme und Walzzunder.

31. Die BVT besteht darin, den Kohlenwasserstoffgehalt der Einsatzstoffe für den Sinterprozess durch eine geeignete Auswahl und Vorbehandlung der zurückgeführten Prozessrückstände zu senken.

In jedem Fall sollte der Ölgehalt der wiederverwendeten Prozessrückstände <0,5 % und der Gehalt in der Sintermischung <0,1 % sein.

Beschreibung

Der Eintrag von Kohlenwasserstoffen kann insbesondere durch die Minderung des zugeführten Öls minimiert werden. Öl gelangt hauptsächlich durch die Zugabe von Walzzunder in die Sintermischung. Der Ölgehalt von Walzzunder kann je nach Herkunft beträchtlich schwanken.

Folgende Techniken können zur Minimierung des Öleintrags über Stäube und Walzzunder angewendet werden:

- Begrenzung des Öleintrages durch Auswahl von Stäuben und Walzzunder mit niedrigem Ölgehalt
- Durch gute Praktiken hinsichtlich Ordnung und Sauberkeit in den Walzwerken kann die Verunreinigung des Walzzunders mit Öl beträchtlich vermindert werden
- Entölung des Walzzunders durch:
  - Erhitzen des Walzzunders auf ca. 800 °C, wodurch die Kohlenwasserstoffe verdampfen und man gereinigten Walzzunder erhält; die verdampften Kohlenwasserstoffe können verbrannt werden.
  - Extraktion des Öls aus dem Walzzunder mit einem Lösungsmittel.

Energie

32. Die BVT besteht darin, den thermischen Energieverbrauch in Sinteranlagen durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu senken:

I. Rückgewinnung der Abwärme aus dem Abgas des Sinterkühlers

II. Rückgewinnung der Abwärme aus dem Abgas des Sinterbands, soweit möglich
III. Maximierung der Abgasrückführung zwecks Abwärmenutzung **(siehe BVT 23** für Beschreibung und Anwendbarkeit).

Beschreibung

In Sinteranlagen fallen zwei Arten von Abwärme an, die genutzt werden können:

- die Eigenwärme des Abgases der Sintermaschine
- die Eigenwärme der Abluft des Sinterkühlers.

Die teilweise Abgasrückführung ist eine spezielle Form der Abwärmerückgewinnung aus Abgasen von Sinteranlagen und wird in BVT 23 behandelt. Die Eigenwärme wird direkt durch Rückführung der heißen Gase in das Sinterbett zurückgeführt. Dies ist gegenwärtig (2010) die einzige praktizierte Methode zur Rückgewinnung der Abwärme aus den Abgasen.

Für die Nutzung der Eigenwärme der heißen Abluft des Sinterkühlers bestehen folgende Möglichkeiten:

- Dampferzeugung in einem Abhitzekessel zur Nutzung im integrierten Hüttenwerk
- Warmwasserbereitung für Fernwärmenetze
- Vorwärmung der Verbrennungsluft in der Zündhaube der Sinteranlage
- Vorwärmung der Rohmaterialmischung für das Sinterband
- Nutzung der Gase des Sinterkühlers in einem Abgasrückführungssystem.

Anwendbarkeit

In einigen Anlagen können die bestehenden Verhältnisse zu sehr hohen Kosten für die Wärmerückgewinnung aus den Abgasen des Sinterprozesses oder des Kühlers führen.

Die Wärmerückgewinnung aus dem Abgas mithilfe eines Wärmetauschers würde durch Kondensation und Korrosion zu inakzeptablen Problemen führen.

9.3 BVT-Schlussfolgerungen für Pelletieranlagen

Sofern nicht anders angegeben, gelten die in diesem Abschnitt genannten BVT-Schlussfolgerungen für alle Pelletieranlagen.

Luftemissionen

33. Die BVT besteht darin, die Staubemissionen in den Abgasen

- **aus der Vorbehandlung der Rohstoffe, dem Trocknen, Zerkleinern, der Benetzung, dem Mischen und Agglomerieren;**
- **aus dem Härteband; und**
- **aus dem Umschlag und dem Sieben der Pellets**

durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. Elektrofilter
II. Gewebefilter
III. Wäscher

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub ist <20 mg/Nm^3 für das Zerkleinern, Mahlen and Trocknen und <10 – 15 mg/Nm^3 für alle anderen Prozessschritte oder in Fällen, in denen alle Abgase zusammen behandelt werden, wobei alle Werte Tagesmittelwerte sind.

34. Die BVT besteht darin, die Schwefeloxid- (SO_x), Chlorwasserstoff- (HCl) und Fluorwasserstoff-Emissionen (HF) aus dem Abgas des Härtebands durch die Nutzung einer der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. Nasswäscher
II. halbtrockene Absorption mit anschließendem Entstaubungssystem

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte**, angegeben als Tagesmittelwert, für diese chemischen Verbindungen sind:

- Schwefeloxide (SO_x), angegeben als Schwefeldioxid (SO_2) <30 – 50 mg/Nm^3
- Fluorwasserstoff (HF) <1 – 3 mg/Nm^3
- Chlorwasserstoff (HCl) <1 – 3 mg/Nm^3.

35. Die BVT besteht darin, die NO_x-Emissionen aus dem Trocknungs- und Mahlbereich sowie den Abgasen aus dem Härteband durch die Anwendung prozessintegrierter Techniken zu reduzieren.

Beschreibung

Die Anlagen sollten durch maßgeschneiderte Lösungen so optimiert werden, dass die Stickoxid-Emissionen (NO_x) aus allen Feuerungen minimiert werden. Eine Minderung der Bildung von thermischem NO_x kann durch die Senkung der (Maximal-)Temperaturen in den Brennern und durch die Verringerung des Sauerstoffüberschusses in der Verbrennungsluft erreicht werden. Zudem können niedrigere NO_x -Emissionen durch eine Kombination aus niedrigem Energieverbrauch und niedrigem Stickstoffgehalt der Brennstoffe (Kohle und Öl) erreicht werden.

36. Die BVT für bestehende Anlagen besteht darin, die NO_x-Emissionen aus dem Trocknungs- und Mahlbereich sowie den Abgasen aus dem Härteband durch Anwendung einer der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. selektive katalytische Reduktion (SCR) als eine End-of-pipe-Technik
II. ein anderes Verfahren, das eine Senkung der NO_x-Emissionen um wenigstens 80 % ermöglicht.

Anwendbarkeit

Für bestehende Anlagen, sowohl für die Rostfeuerung mit einem Wanderrost als auch mit einem Rost-Drehrohrofen-System, ist es schwierig, die notwendigen Betriebsbedingungen sicherzustellen, um einen SCR-Reaktor betreiben zu können. Aufgrund der damit verbundenen hohen Kosten sollten diese End-of-pipe-Technologien nur unter Umständen in Betracht gezogen werden, wo Umweltqualitätsstandards durch Anwendung anderer Techniken wahrscheinlich nicht eingehalten werden können.

37. Die BVT für neue Anlagen besteht darin, NO_x-Emissionen aus dem Trocknungs- und Mahlbereich und den Abgasen aus dem Härteband durch die Anwendung der selektiven katalytischen Reduktion (SCR) als eine End-of-pipe-Technologie zu reduzieren.

Wasser und Abwasser

38. Die BVT für Pelletieranlagen besteht darin, den Wasserverbrauch und das Abwasser aus der Gaswäsche, dem Nassspülen und dem Kühlwasser zu verringern und es weitestgehend wiederzuverwenden.

39. Die BVT für Pelletieranlagen besteht darin, das Abwasser vor seiner Ableitung unter Nutzung einer Kombination der folgenden Techniken zu behandeln:

I. Neutralisation
II. Flockung
III. Sedimentation
IV. Sandfiltration
V. Schwermetallfällung.

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte**, bezogen auf eine qualifizierte Stichprobe oder eine 24 Stunden-Mischprobe, sind:

- Schwebstoffe <50 mg/l
- chemischer Sauerstoffbedarf (CSB([1])) <160 mg/l
- Kjeldahl-Stickstoff <45 mg/l
- Schwermetalle <0,55 mg/l
  (Summe aus Arsen (As), Cadmium (Cd), Chrom (Cr), Kupfer (Cu), Quecksilber (Hg), Nickel (Ni), Blei (Pb) und Zink (Zn)).

([1]) In einigen Fällen wird statt des CSB der TOC (gesamter organischer Kohlenstoff) gemessen (zur Vermeidung von $HgCl_2$, welches zur Analyse des CSB benötigt wird). Die Korrelation zwischen CSB und TOC sollte im Einzelfall für jede Pelletieranlage ermittelt werden. Das CSB/TOC-Verhältnis kann etwa zwischen zwei und vier variieren.

Produktionsrückstände

40. Die BVT besteht darin, den Anfall von Abfällen aus Pelletieranlagen durch effektives Recycling der vor Ort anfallenden Rückstände oder die erneute Verwendung dieser Rückstände zu vermeiden (d. h. untermaßige Rohpellets und erhitzte Pellets)

Die BVT besteht darin, mit Prozessrückständen aus Pelletieranlagen, d. h. Schlamm aus der Abwasserbehandlung, die weder vermieden noch recycelt werden können, in kontrollierter Art und Weise umzugehen.

Energie

41. Die BVT besteht darin, den thermischen Energieverbrauch in Pelletieranlagen durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu senken/zu minimieren:

I. prozessintegrierte Wiederverwendung der Abwärme aus den verschiedenen Bereichen des Härtebands, soweit dies möglich ist

II. Nutzung der überschüssigen Abwärme für interne oder externe Wärmenetze, falls es eine Nachfrage von Dritten gibt.

Beschreibung

Das heiße Abgas von den Primärkühlern wird als Sekundärverbrennungsluft in der Feuerung eingesetzt. Die Abwärme von der Feuerung kann wiederum in der Trockenzone des Härtebandes verwendet werden. Die Wärme von der Sekundärkühlung kann auch für die Trockenzone verwendet werden.

Überschusswärme aus der Kühlung kann in den Trocknungskammern der Trocknungs- und Mahlanlage verwendet werden. Die heiße Luft wird in isolierten Leitungen geführt, die „Heißluftzirkulationsleitungen“ genannt werden.

Anwendbarkeit

Die Abwärmerückgewinnung ist in die Prozessführung von Pelletieranlagen integriert. Die „Heißluftzirkulationsleitung“ kann in bestehenden Anlagen mit vergleichbarer Prozessführung und ausreichender Wärmeversorgung zum Einsatz kommen.

Die Zusammenarbeit und das Einvernehmen mit einem Dritten liegen möglicherweise nicht in der Kontrolle des Betreibers und daher möglicherweise außerhalb des Regelungsbereichs der Anlagengenehmigung.

9.4 BVT-Schlussfolgerungen für Kokereien

Sofern nicht anders angegeben, gelten die in diesem Abschnitt genannten BVT-Schlussfolgerungen für alle Kokereien.

Luftemissionen

42. Die BVT für Kohlemühlen (Kohleaufbereitung einschließlich Zerkleinern, Mahlen, Pulverisieren und Sieben) besteht darin, Staubemissionen durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. Einhausung der Anlage und/oder Kapselung der Aggregate (Brecher, Pulverisierer, Siebe) und
II. effiziente Absaugung und Nutzung einer anschließenden Trockenentstaubung.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub ist <10 – 20 mg/Nm^3 als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

43. Die BVT für die Lagerung und den Umschlag von Kohlenstaub besteht darin, diffuse Staubemissionen durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu vermeiden oder zu reduzieren:

I. Lagerung des Kohlenstaubs in Silos und Lagerhallen
II. Nutzung von geschlossenen oder gekapselten Förderbändern
III. Minimierung der Fallhöhen in Abhängigkeit von der Anlagengröße und dem Anlagenaufbau
IV. Reduzierung der Emissionen beim Beschicken des Kohleturms und des Chargierwagens
V. Nutzung einer effizienten Absaugung mit anschließender Entstaubung.

Bei Anwendung von BVT V ist der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub <10 – 20 mg/Nm^3, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

44. Die BVT besteht darin, die Koksofenkammern mit emissionsarmen Chargiersystemen zu befüllen.

Beschreibung

Aus integrierter Sicht sind die „rauchlose“ Befüllung oder eine fortlaufende Befüllung über Doppelsteigrohre oder Verteilerrohre zu bevorzugen, da in diesem Fall alle Gase und Stäube in die Koksofengasaufbereitung einbezogen werden.

Wenn jedoch die Absaugung und Aufbereitung der Gase außerhalb des Koksofens erfolgt, ist eine Befüllung mit einer stationären Behandlung der abgesaugten Gase zu bevorzugen. Die Behandlung sollte eine effektive Absaugung der Emissionen mit anschließender Verbrennung zur Minderung des Gehalts an organischen Verbindungen sowie die Verwendung eines Gewebefilters zur Staubminderung umfassen.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub aus Kohlefüllsystemen mit einer separaten Aufbereitung der abgesaugten Gase ist <5 g/t Koks, was <50 mg/Nm^3 entspricht, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

Die mit BVT assoziierte Dauer der sichtbaren Emissionen aus der Befüllung ist <30 Sekunden pro Beschickung, angegeben als Monatsmittelwert bei Anwendung einer der in BVT 46 genannten Bestimmungsmethoden.

45. Die BVT für die Verkokung besteht darin, während der Verkokung so viel Koksofengas wie möglich abzusaugen.

46. Die BVT für Kokereien besteht darin, die Emissionen durch Erreichen einer störungsfreien Koksproduktion mittels folgender Techniken zu reduzieren:

I. Gründliche Wartung der Ofenkammern, Ofentüren und Rahmendichtungen, Steigrohre, Beschickungsöffnungen und sonstiger Einrichtungen (ein regelmäßiges Wartungsprogramm sollte von speziell ausgebildeten Wartungstechnikern durchgeführt werden)
II. Vermeidung größerer Temperaturschwankungen
III. Umfassende Überwachung des Koksofens
IV. Reinigung der Türen, Rahmendichtungen, Beschickungsöffnungen, Deckel und Steigrohre nach der Benutzung (anwendbar in neuen sowie in einigen Fällen in bestehenden Anlagen)
V. Sicherstellung eines ungehinderten Gasstroms im Koksofen
VI. geeignete Druckregelung während der Verkokung und Einsatz von flexiblen Türen mit federbelasteter Dichtung oder Messerkantendichtung (für Öfen, die ≤5 m hoch und in einem guten Zustand sind)
VII. Nutzung wasserabgedichteter Steigrohre zur Reduzierung der sichtbaren Emissionen aus der gesamten Vorrichtung, die die Koksofenbatterie mit der Hauptgassammelleitung, den Steigrohrkrümmern und den feststehenden Verbindungsrohren verbindet
VIII. Abdichtung der Fülllochdeckel mit einer Tonsuspension (oder einem anderen geeigneten Dichtstoff), um sichtbare Emissionen aus den Öffnungen zu vermeiden
IX. Sicherstellung einer vollständigen Verkokung (Vermeidung von Chargen mit „grünem“ Koks) durch die Anwendung geeigneter Techniken
X. Errichtung von größeren Koksofenkammern (anwendbar bei neuen Anlagen oder in einigen Fällen der kompletten Erneuerung einer Anlage auf bestehenden Fundamenten)
XI. wo möglich, Nutzung einer variablen Druckregulierung der Ofenkammern während der Verkokung (anwendbar bei neuen und gegebenenfalls bei bestehenden Anlagen; die Möglichkeit der Einführung dieser Technik in bestehenden Anlagen sollte sorgfältig geprüft werden; sie hängt von der individuellen Situation der Anlage ab.

Der mit **BVT** assoziierte Anteil sichtbarer Emissionen von allen Türen ist <5 – 10 %.
Der mit **BVT VII** und **BVT VIII** assoziierte Anteil der sichtbaren Emissionen aus den darin genannten Quellen ist <1 %.

Die Anteile beziehen sich auf die Häufigkeit von Undichtheiten an der Gesamtzahl der Türen, Steigrohre und Fülllochdeckel, angegeben als Monatsmittelwert unter Verwendung einer der unten beschriebenen Bestimmungsmethoden.

Für die Schätzung der diffusen Emissionen aus Koksöfen werden die folgenden Methoden benutzt:

- die EPA-303-Methode
- die DMT-Methode (Deutsche Montan Technologie GmbH)
- die von der BCRA (British Carbonisation Research Association) entwickelte Methode
- die in den Niederlanden angewandte Methode, die auf der Zählung sichtbarer Undichtigkeiten an Steigrohren und Fülllöchern basiert, wobei sichtbare Emissionen aufgrund normaler Betriebsvorgänge (Kohlebefüllung, Koksdrücken) nicht berücksichtigt werden.

47. Die BVT für die Koksofengasaufbereitungsanlage besteht darin, flüchtige Emissionen von Gasen durch die Nutzung der folgenden Techniken zu minimieren:

I. größtmögliche Minimierung der Anzahl der Flanschen durch Verwendung geschweißter Rohrverbindungen
II. Nutzung geeigneter Abdichtungen für Flanschen und Ventile
III. Einsatz von gasdichten Pumpen (z. B. Magnetpumpen)
IV. Vermeidung von Emissionen aus Druckventilen der Lagerbehälter durch:

- Verbindung des Ventilausganges mit der Koksofengashauptsammelleitung oder
- Erfassung der Gase und anschließende Verbrennung.

Anwendbarkeit

Die Techniken sind sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Anlagen anwendbar. In neuen Anlagen könnte eine gasdichte Ausführung leichter zu erreichen sein als in bestehenden Anlagen.

48. Die BVT besteht darin, den Schwefelgehalt des Koksofengases durch die Nutzung einer der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. Entschwefelung durch Absorptionssysteme
II. nasse oxidative Entschwefelung.

Die mit BVT assoziierten Restgehalte an Schwefelwasserstoff (H_2S), angegeben als Tagesmittelwert, sind im Falle von BVT I <300 – 1000 mg/Nm^3 (die höheren Werte sind mit höheren Umgebungstemperaturen verbunden, die niedrigeren Werte mit niedrigeren Umgebungstemperaturen) und <10 mg/Nm^3 im Falle der Anwendung von BVT II.

49. Die BVT für die Unterfeuerung des Koksofens besteht darin, die Emissionen durch die Nutzung folgender Techniken zu reduzieren:

I. Vermeidung von Undichtigkeiten zwischen der Ofenkammer und der Brennkammer durch einen gleichmäßigen Betrieb der Koksöfen
II. Reparatur von Undichtigkeiten zwischen Ofenkammer und Brennkammer (anwendbar nur bei bestehenden Anlagen)
III. Einführung von Low-NO_x-Techniken bei der Errichtung neuer Anlagen wie der gestuften Verbrennung oder der Verwendung von dünneren Steinen und von Feuerfestmaterialien mit einer besseren thermischen Leitfähigkeit (nur bei neuen Anlagen einsetzbar)
IV. Verwendung von entschwefeltem Koksofengas und anderen Prozessgasen**.**

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte, angegeben** als Tagesmittelwerte und bezogen auf einen Sauerstoffgehalt von 5 %, sind:

- Schwefeloxide (SO_x), angegeben als Schwefeldioxid (SO_2): <200 – 500 mg/Nm^3
- Staub: <1 – 20 mg/Nm^3([1])
- Stickoxide (NO_x), angegeben als Stickstoffdioxid (NO_2): <350 – 500 mg/Nm^3 für neue oder wesentlich umgebaute Anlagen (weniger als 10 Jahre alt) und 500 – 650 mg/Nm^3 für ältere Anlagen mit gut gewarteten Ofenbatterien und mit installierten Low-NO_x-Techniken.

([1]) Der untere Wert der Bandbreite basiert auf Leistungswerten einer bestimmten Anlage, die unter realen Betriebsbedingungen durch Anwendung der BVT mit den besten Umweltleistungen erreicht wurden.

50. Die BVT für das Koksdrücken besteht darin, die Staubemissionen durch Nutzung der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. Absaugung durch eine Koksüberleitmaschine mit integrierter Haube
II. stationäre Reinigung der abgesaugten Gase mit Gewebefilter oder anderen Entstaubungssystemen
III. Einsatz eines Einpunktlöschwagens oder eines mobilen Löschwagens.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub aus dem Koksdrücken ist <10 mg/Nm^3 im Falle von Gewebefiltern und <20 mg/Nm^3 in anderen Fällen, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

Anwendbarkeit

In bestehenden Anlagen kann fehlender Platz die Anwendbarkeit einschränken.

51. Die BVT für Kokslöschen besteht darin, die Staubemissionen durch Nutzung einer der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. Kokstrockenkühlung (KTK, *engl.* coke dry quenching, kurz: CDQ) mit Wärmerückgewinnung und Staubabscheidung bei Beschickung, Umschlag und Siebung mittels Gewebefilter
II. emissionsarme konventionelle Nasslöschverfahren
III. das sogenannte Coke Stabilisation Quenching (CSQ**)**-Verfahren

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte** für Staub, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer, sind:

- <20 mg/Nm^3 für die Kokstrockenkühlung
- <25 g/t Koks für die emissionsarmen konventionellen Nasslöschverfahren ([1])
- <10 g/t Koks für das Coke Stabilisation Quenching-Verfahren ([2]).

([1]) Die angegebene Bandbreite basiert auf dem Einsatz des nicht isokinetischen Mohrhauer-Verfahrens (vormals VDI 2303)
([2]) Die angegebene Bandbreite basiert auf dem Einsatz eines isokinetischen Verfahrens zur Entnahme von Proben nach VDI 2066

Beschreibung von BVT I

Für den Dauerbetrieb von Kokstrockenkühlungsanlagen gibt es zwei Optionen. In einem Fall umfasst die Kokstrockenkühlungsanlage zwei bis vier Kammern. Eine davon wird immer als Reserve vorgehalten. Daher wird keine Nasslöschungseinrichtung benötigt, aber die Kokstrockenkühlungsanlage muss für eine höhere Kapazität ausgelegt werden als die Koksofenbatterie, was mit hohen Kosten verbunden ist. Im anderen Fall ist ein zusätzliches Nasslöschsystem notwendig.

Im Fall des Umbaus einer Nasslöschanlage in eine Kokstrockenkühlungsanlage kann das bestehende Nasslöschsystem zu diesem Zweck beibehalten werden. Eine derartige Kokstrockenkühlungsanlage benötigt keine überschüssige Verarbeitungskapazität im Vergleich zur Koksofenbatterie.

Anwendbarkeit von BVT II

Bestehende Löschtürme können mit emissionsmindernden Einbauten ausgerüstet werden. Zur Sicherstellung ausreichender Luftzugbedingungen ist eine Mindesthöhe des Turms von 30 m erforderlich.

Anwendbarkeit von BVT III

Da das System größer ist als für eine konventionelle Kokslöschung, kann fehlender Platz ein begrenzender Faktor sein.

52. Die BVT für das Sortieren und den Umschlag von Koks besteht darin, die Staubemissionen durch die Nutzung einer Kombination der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. Einhausung der Anlage oder Kapselung der Aggregate
II. effiziente Abgaserfassung mit anschließender Trockenentstaubung.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub ist <10 mg/Nm^3, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

Wasser und Abwasser

53. Die BVT besteht darin, die Menge des benötigten Löschwassers zu minimieren und dieses so weit wie möglich wiederzuverwenden.

54. Die BVT besteht darin, keine Prozessabwässer als Löschwasser zu verwenden, die beträchtliche organische Belastungen aufweisen (wie ungereinigtes Kokereiabwasser, Abwasser mit hohem Kohlenwasserstoffgehalt usw.).

55. Die BVT besteht darin, das Abwasser aus dem Verkokungsprozess und der Reinigung des Koksofengases vor der Einleitung in eine Abwasserbehandlungsanlage durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken vorzubehandeln:

I. effiziente Entfernung von Teer und polycyclischen aromatischen Kohlenwasserstoffen (PAK) durch die Nutzung von Flockungsmitteln und einer anschließenden Flotation, Sedimentation und Filtration, entweder als Einzelmaßnahme oder in Kombination
II. wirksame Ammoniak-Strippung unter Verwendung von alkalischen Stoffen und Dampf**.**

56. Die BVT für vorbehandeltes Abwasser aus dem Verkokungsprozess und der Reinigung des Koksofengases besteht darin, eine biologische Abwasserreinigung mit integrierter Nitrifikation/Denitrifikation zu nutzen.

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte**, bezogen auf eine qualifizierte Mischprobe oder eine 24 Stunden-Mischprobeund auf die ausschließliche Behandlung von Abwasser aus Koksöfen, sind**:**

• chemischer Sauerstoffbedarf (CSB([1]))	<220 mg/l
• Biologischer Sauerstoffbedarf über 5 Tage (BSB_5)	<20 mg/l
• Sulfide, leicht freisetzbar ([2])	<0,1 mg/l
• Thiocyanat (SCN^-)	<4 mg/l
• Cyanid (CN^-), leicht freisetzbar ([3])	<0,1 mg/l
• polycyclische aromatische Kohlenwasserstoffe (PAK) (Summe von Fluoranthen, Benzo[b]fluoranthen, Benzo[k]fluoranthen, Benzo[a]pyren, Indeno[1,2,3-cd]pyren und Benzo[g,h,i]perylen)	<0,05 mg/l
• Phenole	<0,5 mg/l
• Summe von Ammoniumstickstoff (NH_4^+-N), Nitrat-Stickstoff (NO_3^--N) und Nitrit-Stickstoff (NO_2^--N)	<15 – 50 mg/l.

Was die Summe von Ammoniumstickstoff (NH_4^+-N), Nitrat-Stickstoff (NO_3^--N) und Nitrit-Stickstoff (NO_2^--N) angeht, so sind mit der Nutzung von hochentwickelten biologischen Abwasserbehandlungsanlagen mit vorheriger Denitrifikation/Nitrifikation und Post-Denitrifikation gewöhnlich Werte von <35 mg/l verbunden.

([1]) In einigen Fällen wird statt dem CSB der TOC (gesamter organischer Kohlenstoff) gemessen (zur Vermeidung von $HgCl_2$, welches in der Analyse des CSB benötigt wird). Die Korrelation zwischen CSB und TOC sollte im Einzelfall für jede Kokerei bestimmt werden. Das CSB/TOC-Verhältnis kann etwa zwischen zwei und vier variieren.

([2]) Die angegebene Bandbreite basiert auf der Anwendung der DIN 38405 D 27 oder einer anderen nationalen oder internationalen Norm, die eine Datenerhebung von gleicher wissenschaftlicher Qualität sicherstellt.

([3]) Die angegebene Bandbreite basiert auf der Anwendung der DIN 38405 D 13-2 oder einer anderen nationalen oder internationalen Norm, die eine Datenerhebung von gleicher wissenschaftlicher Qualität sicherstellt.

Produktionsrückstände

57. Die BVT besteht darin, Produktionsrückstände wie Teer aus dem Kokereiabwasser und dem Abwasser aus den Destillationskolonnen wiederzuverwenden und Belebtschlamm aus der Abwasserbehandlungsanlage in die Kohlenzufuhr der Kokerei zurückzuführen.

Energie

58. Die BVT besteht darin, das erfasste Koksofengas als Brennstoff oder Reduktionsmittel oder zur Produktion von Chemikalien zu nutzen.

9.5 BVT-Schlussfolgerungen für Hochöfen

Sofern nicht anders angegeben, gelten die in diesem Abschnitt genannten BVT-Schlussfolgerungen für alle Hochöfen.

Luftemissionen

59. Für die bei der Befüllung der Vorratsbunker für die Kohleeinblasung verdrängte Luft besteht die BVT darin, die Staubemissionen zu erfassen und anschließend trocken zu entstauben.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub ist <20 mg/Nm^3, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

60. Die BVT für die Möllervorbereitung (Mischen, Vermengen) und -beförderung besteht darin, die Staubemissionen zu minimieren und –soweit relevant– zu erfassen und anschließend mittels Elektrofilter oder Gewebefilters zu entstauben.

61. Die BVT für die Gießhalle (Abstichlöcher, Gießrinnen, Befüllung der Torpedopfannen, Schlackenabtrennung im „Fuchs“) bestehen darin, die diffusen Staubemissionen durch Nutzung der folgenden Techniken zu vermeiden oder zu reduzieren:

I. Abdecken der Gießrinnen
II. Optimierung des Erfassungsgrads der diffusen Staubemissionen und des Rauchs sowie anschließende Abgasreinigung mittels Elektro- oder Gewebefilter
III. Unterdrückung der Rauchbildung mittels Stickstoff während des Abstichs, sofern dies anwendbar ist und kein Erfassungs- und Entstaubungssystem für die Emissionen beim Abstich installiert ist.

Bei Nutzung von BVT II ist der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub <1 – 15 mg/Nm^3, angegeben als Tagesmittelwert.

62. Die BVT besteht darin, teerfreie Gießrinnenauskleidungen einzusetzen.

63. Die BVT besteht darin, die Freisetzung von Hochofengas während der Begichtung durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu minimieren:

I. glockenloser Gichtverschluss mit primärem und sekundärem Druckausgleich
II. Gas- oder Absaugungsrückgewinnungssystem
III. Einsatz von Hochofengas, um die oberen Vorratsbehälter mit Druck zu beaufschlagen.

Anwendbarkeit von BVT II

Bei neuen Anlagen einsetzbar. Bei bestehenden Anlagen nur dort einsetzbar, wo der Hochofen mit einem glockenlosen Begichtungssystem ausgestattet ist. Nicht anwendbar bei Anlagen, in denen andere Gase als Hochofengas (z. B. Stickstoff) benutzt werden, um die oberen Vorratsbehälter des Hochofens mit Druck zu beaufschlagen.

64. Die BVT besteht darin, die Staubemissionen aus dem Hochofengas durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. Einsatz von trockenen Vorentstaubungssystemen wie:
   i. Umlenkabscheider
   ii. Staubfänger
   iii. Zyklone
   iv. Elektrofilter.

II. anschließende Entstaubung mit Systemen wie:
   i. Umlenkwäschern
   ii. Venturiwäschern
   iii. Ringspaltwäschern
   iv. nassbetriebenen Elektrofiltern
   v. Disintegratoren.

Für gereinigtes Hochofengas ist der mit **BVT** assoziierte Reststaubgehalt <10 mg/Nm^3, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

65. Die BVT für Winderhitzer besteht darin, die Emissionen durch Nutzung von entschwefeltem und entstaubtem überschüssigem Koksofengas, entstaubtem Hochofengas, entstaubtem Konvertergas und Erdgas – sowohl einzeln als auch in gemischter Form – zu reduzieren.

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte**, angegeben als Tagesmittelwerte und bezogen auf einen Sauerstoffgehalt von 3 %, sind:

- Schwefeloxide (SO_x) angegeben als Schwefeldioxid (SO_2) <200 mg/Nm^3
- Staub <10 mg/Nm^3
- Stickoxide (NO_x) angegeben als Stickstoffdioxid (NO_2) <100 mg/Nm^3.

Wasser und Abwasser

66. Die BVT für den Wasserverbrauch und Wasserableitungen aus der Hochofengasaufbereitung besteht darin, den Verbrauch von Waschwasser weitestgehend zu minimieren und das Waschwasser soweit wie möglich wiederzuverwenden, z. B. für die Schlackengranulation, gegebenenfalls nach der Behandlung mit einem Kiesbettfilter.

67. Die BVT für die Aufbereitung des Abwassers aus der Hochofengasaufbereitung besteht in der Nutzung von Flockung (Koagulation) und Sedimentation und, soweit erforderlich, der Minderung von leicht freisetzbaren Cyaniden.

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte,** bezogen auf eine qualifizierte Stichprobe oder eine 24 Stunden-Mischprobe, sind:

• Schwebstoffe	<30 mg/l
• Eisen	<5 mg/l
• Blei	<0,5 mg/l
• Zink	<2 mg/l
• Cyanide (CN^-), leicht freisetzbar ([1])	<0,4 mg/l.

([1]) Die angegebene Bandbreite basiert auf der Anwendung der DIN 38405 D 13-2 oder einer anderen nationalen oder internationalen Norm, die eine Datenerhebung von gleicher wissenschaftlicher Qualität sicherstellt.

Produktionsrückstände

68. Die BVT besteht darin, den Anfall von Abfällen in Hochöfen durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu vermeiden:

I. geeignete Sammlung und Lagerung, um eine gezielte Behandlung zu ermöglichen
II internes Recycling des bei der Hochofengasaufbereitung entstehenden Grobstaubs sowie des bei der Gießhallenentstaubung anfallenden Staubs, unter Berücksichti-

gung der Auswirkungen auf die Emissionen der Anlage, in der das Recycling erfolgt

III. Hydrozyklonierung des Schlamms aus der Hochofengasaufbereitung mit anschließender Wiederverwendung der grobkörnigen Fraktion (generell anwendbar bei Einsatz einer Nassentstaubung, sofern die Verteilung des Zinkgehalts auf die verschiedenen Korngrößen eine sinnvolle Trennung ermöglicht)

IV. Schlackenaufbereitung vorzugsweise durch Granulation zwecks externer Verwendung (z. B. in der Zementindustrie oder im Straßenbau), wenn die Marktbedingungen dafür gegeben sind.

Die BVT besteht darin, mit Prozessrückständen aus Hochöfen, die weder vermieden noch recycelt werden können, in kontrollierter Art und Weise umzugehen.

69. Die BVT für die Minimierung der Emissionen aus der Schlackenbehandlung besteht darin, eine Schwadenkondensation durchzuführen, wenn eine Geruchsminderung erforderlich ist.

Ressourcenmanagement

70. Die BVT für das Ressourcenmanagement in Hochöfen besteht darin, den Koksverbrauch durch die Direkteinblasung von Reduktionsmitteln wie pulverisierter Kohle, Öl, Schweröl, Teer, Ölrückständen, Koksofengas, Erdgas und Abfällen wie metallische Rückstände, Altöl und -Emulsionen, ölhaltige Rückstände, Fette und Kunststoffabfälle – sowohl einzeln als auch in Kombination – zu senken.

Anwendbarkeit

Kohleeinblasung: Diese Methode ist in allen Hochöfen einsetzbar, die mit einer Einblasvorrichtung für pulverisierte Kohle und einer Sauerstoffanreicherung ausgestattet sind.

Gaseindüsung: Das Eindüsen von Koksofengas über die Windformen hängt stark von der Verfügbarkeit dieses Gases ab, das ebenso an anderen Stellen des integrierten Hüttenwerks effektiv genutzt werden kann.

Kunststoffeinblasung: Es ist darauf hinzuweisen, dass diese Technik in hohem Maße von den örtlichen Gegebenheiten und den Marktbedingungen abhängt. Kunststoffe können Chlor und Schwermetalle wie Hg, Cd, Pb und Zn enthalten. Je nach Zusammensetzung der genutzten Abfälle (z. B. Schredderleichtfraktion) kann der Anteil an Hg, Cr, Cu, Ni und Mo im Hochofengas steigen.

Direkteinblasung von gebrauchten Ölen, Fetten und Emulsionen als Reduktionsmittel und von festen Eisenrückständen: Der kontinuierliche Betrieb dieses Systems ist auf ein Logistikkonzept hinsichtlich Lieferung und Lagerung der Rückstände angewiesen. Auch die genutzte Beförderungstechnik ist für einen reibungslosen Betrieb von hoher Bedeutung.

Energie

71. Die BVT besteht darin, einen gleichmäßigen, kontinuierlichen Betrieb des Hochofens bei stationärem Zustand sicherzustellen, um Stofffreisetzungen zu minimieren und die Wahrscheinlichkeit eines Abrutschens des Möllers zu reduzieren.

72. Die BVT besteht darin, das erfasste Hochofengas als Brennstoff zu nutzen.

73. Die BVT besteht darin, aus dem Druck des Hochofengases Energie zurückzugewinnen, wenn das Hochofengas über ausreichend Druck verfügt und die Konzentrationen an Alkalien gering sind.

Anwendbarkeit

Die Energierückgewinnung mittels Hochofengasentspannungsturbinen ist bei neuen Anlagen und unter bestimmten Umständen bei bestehenden Anlagen, wenn auch mit mehr Schwierigkeiten und zusätzlichen Kosten, anwendbar. Voraussetzung für den Einsatz dieser Technik ist ein ausreichender Überdruck des Hochofengases von über 1,5 bar.

Bei neuen Anlagen können die Hochofengasentspannungsturbinen und die Einrichtungen zur Gasaufbereitung aufeinander abgestimmt werden, um so eine hohe Effizienz sowohl hinsichtlich der Hochofengaswäsche als auch der Energierückgewinnung zu erzielen.

74. Die BVT besteht darin, die Brenngase oder die Verbrennungsluft der Winderhitzer durch Nutzung der Winderhitzerabgase vorzuwärmen und den Verbrennungsprozess in den Winderhitzern zu optimieren.

Beschreibung

Zur Optimierung der Energieeffizienz der Winderhitzer kann eine oder eine Kombination der folgenden Techniken eingesetzt werden:

- computerunterstützter Betrieb der Winderhitzer
- Vorwärmung des Brennstoffs oder der Verbrennungsluft in Verbindung mit einer Isolierung der Kaltluft- und der Abgasleitung
- Einsatz leistungsfähiger Brenner zur Verbesserung der Verbrennung
- schnelle Messungen des Sauerstoffgehalts und darauf basierende Anpassung der Verbrennungsbedingungen.

Anwendbarkeit

Die Anwendbarkeit der Vorwärmung des Brennstoffs hängt von der Effizienz der Winderhitzer ab, da diese die Abgastemperatur bestimmt (z. B. ist bei einer Abgastemperatur unter 250°C eine Wärmerückgewinnung möglicherweise technisch oder wirtschaftlich nicht praktikabel).

Die Einführung einer computerunterstützten Betriebssteuerung könnte bei Vorhandensein von drei Winderhitzern die Installation eines vierten erforderlich machen (sofern das überhaupt möglich ist), um so die erreichbaren Vorteile zu maximieren.

9.6 BVT-Schlussfolgerungen für die Sauerstoffblasstahlerzeugung einschließlich Gießen

Sofern nicht anders angegeben, gelten die in diesem Abschnitt genannten BVT-Schlussfolgerungen für die gesamte Sauerstoffblas-Stahlerzeugung einschließlich Gießen.

Luftemissionen

75. Im Falle der unterdrückten Verbrennung besteht die BVT für die Nutzung des Konvertergases darin, das Konvertergas während des Blasprozesses soweit wie möglich abzusaugen und es durch die Kombination der folgenden Techniken zu reinigen:

I Nutzung eines unterdrückten Verbrennungsverfahrens
II. Vor-Entstaubung, um Grobstaub mittels Trockenabscheidung (z. B. Umlenkabscheider, Zyklon) oder mittels Nassabscheidung abzuscheiden
III. Staubverminderung durch:
i. Trockenentstaubung (z. B. Elektrofilter) für neue und bestehende Anlagen
ii. Nassentstaubung (z. B. Nass-Elektrofilter oder Gaswäscher) für bestehende Anlagen.

Der mit **BVT** assoziierte Reststaubgehalt nach der Pufferung des Konvertergases ist:

- 10 – 30 mg/Nm^3 für BVT III.i
- <50 mg/Nm^3 für BVT III.ii.

76. Im Falle vollständiger Verbrennung besteht die BVT für die Nutzung des Konvertergases während des Blasprozesses darin, Staubemissionen durch den Einsatz einer der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. Trockenentstaubung (z. B. Elektrofilter oder Gewebefilter) für neue und bestehende Anlagen
II. Nassentstaubung (z. B. Nass-Elektrofilter oder Gaswäscher) für bestehende Anlagen

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte** für Staub, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde), sind:

- 10 – 30 mg/Nm^3 für BVT I
- <50 mg/Nm^3 für BVT II.

77. Die BVT besteht darin, Staubemissionen aus dem Sauerstofflanzenloch durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu minimieren:

I. Abdeckung des Lanzenlochs während des Sauerstoffblasens
II. Eindüsen von Inertgas oder Dampf in das Lanzenloch zur Abführung des Staubs
III. Einsatz anderer Konstruktionen zur Abdichtung des Lanzenloches in Kombination mit Lanzenreinigungseinrichtungen.

78. Die BVT für die Sekundärentstaubung, einschließlich der Emissionen aus den folgenden Prozessen:

- Umfüllen des flüssigen Roheisens aus der Torpedopfanne (oder dem Mischer) in die Chargierpfanne

- Vorbehandlung des flüssigen Roheisens (d. h. das Vorwärmen der Behältnisse, die Entschwefelung, die Entphosphorisierung, die Entschlackung, der Roheisentransport und die Wägung)
- mit dem Sauerstoffblaskonverter verbundene Prozesse wie das Vorheizen der Pfannen, Auswürfe während des Blasprozesses, Chargierung von flüssigem Roheisen und Schrott, Abstich von flüssigem Stahl und Schlacke aus dem Konverter und
- Sekundärmetallurgie und Strangguss,

besteht darin, Staubemissionen durch prozessintegrierte Techniken wie die allgemeinen Techniken zur Vermeidung oder Minderung von diffusen oder unkontrollierten Emissionen und durch den Einsatz geeigneter Einhausungen und Hauben mit einer effizienten Absaugvorrichtung und anschließender Reinigung der Abgase mittels Gewebefilter oder Elektrofilter zu minimieren.

Die mit **BVT** assoziierte Gesamteffizienz der Stauberfassung ist >90 %

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub, angegeben als Tagesmittelwert, beträgt für alle entstaubten Abgasströme <1 – 15 mg/Nm^3 bei Anwendung von **Gewebe**filtern und <20 mg/Nm^3 bei Anwendung von Elektrofiltern.

Wenn die Emissionen aus der Vorbehandlung des Roheisens und der Sekundärmetallurgie getrennt behandelt werden, beträgt der mit BVT assoziierte Emissionswert für Staub <1 – 10 mg/Nm3 für Gewebefilter und <20 mg/Nm3 für Elektrofilter, jeweils angegeben als Tagesmittelwert.

Beschreibung

Zu den allgemeinen Techniken zur Vermeidung diffuser und unkontrollierter Emissionen aus den relevanten Sekundärquellen des Sauerstoffblasverfahrens gehören:

- unabhängige Erfassungs- und Entstaubungsvorrichtungen für jeden Teilprozess im Sauerstoffblasstahlwerk
- korrektes Management der Entschwefelungsanlage, um Luftemissionen zu vermeiden
- vollständige Einhausung der Entschwefelungsanlage
- Schließen des Deckels, wenn die Roheisenpfanne nicht benutzt wird, regelmäßige Reinigung der Roheisenpfannen und Entfernung von Bären – oder alternativ Einsatz einer Dachabsaugung Verbleib der Roheisenpfanne vor dem Konverter für etwa zwei Minuten nach der Chargierung des Roheisens, wenn keine Dachabsaugung vorhanden ist
- computergestützte Steuerung und Optimierung des Konverterprozesses, z. B. um Auswürfe zu vermeiden oder zu begrenzen, die auftreten können, wenn die Schlacke so stark schäumt, dass sie aus dem Behältnis hinausfließt
- Reduzierung der Auswürfe während des Abstichs durch Begrenzung der Faktoren, die Auswürfe verursachen und durch den Einsatz von Auswurf-mindernden Zusätzen
- Schließen der Tore der Konverterhalle während des Blasvorgangs
- kontinuierliche Kameraüberwachung des Dachs in Hinblick auf sichtbare Emissionen
- die Nutzung einer Dachabsaugung.

Anwendbarkeit

In bestehenden Anlagen kann die bauliche Gestaltung die Möglichkeiten für eine wirksame Absaugung einschränken.

79. Die BVT für die Schlackenbehandlung vor Ort besteht darin, Staubemissionen durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. effiziente Absaugung des Schlackebrechers und der Siebeinrichtungen mit anschließender Abgasreinigung, soweit erforderlich
II Transport der unbehandelten Schlacke mit Schaufelladern
III. Absaugung oder Befeuchtung der Übergabestellen an den Förderbändern für zerkleinertes Material
IV. Befeuchtung der Lagerhalden
V. Einsatz von Sprühnebeln während des Verladens von zerkleinerter Schlacke.

Bei Anwendung von BVT I ist der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub <10 – 20 mg/Nm^3, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

Wasser und Abwasser

80. Die BVT besteht darin, den Wasserverbrauch zur Primärentstaubung des Sauerstoffblaskonverters sowie Abwasseremissionen daraus durch eine der folgenden, gemäß BVT 75 und BVT 76 anzuwendenden Techniken zu vermeiden oder zu reduzieren:

– Trockene Entstaubung des Konvertergases;
– bei Anwendung einer Nassentstaubung Minimierung des Waschwasserverbrauchs und Maximierung der Wiederverwendung des Wassers (z. B. für die Schlackengranulation).

81. Die BVT besteht darin, die Ableitung von Abwasser aus dem Stranggießen durch Nutzung einer Kombination der folgenden Techniken zu minimieren:

I. Entfernen der Feststoffe durch Flockung, Sedimentation und/oder Filtration
II. Ölabscheidung durch Tanks mit Skimmern oder anderen wirksamen Vorrichtungen
III. weitestgehende Rückführung des Kühlwassers und des Wassers aus der Vakuumerzeugung.

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte** für Abwasser aus Stranggussanlagen, bezogen auf eine qualifizierte Stichprobe oder eine 24 Stunden-Mischprobe, sind:

- Schwebstoffe <20 mg/l
- Eisen <5 mg/l
- Zink <2 mg/l
- Nickel <0,5 mg/l
- Gesamtchrom <0,5 mg/l
- Gesamtkohlenwasserstoff <5 mg/l.

Produktionsrückstände

82. Die BVT besteht darin, den Anfall von Abfällen durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu vermeiden (siehe BVT 8):

I. geeignete Sammlung und Lagerung, um eine spezifische Behandlung zu ermöglichen
II. internes Recycling des Staubs aus der Konvertergasaufbereitung, des Staubs aus der Sekundärentstaubung und des Walzzunders aus dem Stranggießen in den Pro-

zessen zur Stahlerzeugung, unter gebührender Beachtung der Auswirkungen auf die Emissionen der Anlage, in der der Staub recycelt wird

III. internes Recycling der Konverterschlacke und des Feinkorns in verschiedenen Einsatzbereichen

IV. Schlackenaufbereitung für die externe Nutzung (z. B. als Gesteinskörnung oder im Baugewerbe), wenn die Marktbedingungen dafür gegeben sind

V. Nutzung der Filterstäube und -schlämme für eine externe Rückgewinnung von Eisen und Nichteisenmetallen wie Zink in der Nichteisenmetallindustrie

VI. Sofern die Korngrößenverteilung der Schlämme eine sinnvolle Abscheidung ermöglicht, Nutzung eines Absetzbeckens zur anschließenden Wiederverwendung der grobkörnigen Fraktion in der Sinteranlage/im Hochofen oder in der Zementindustrie.

Anwendbarkeit von BVT V

Heißbrikettierung und Recycling des Staubs mittels Gewinnung von hoch zinkhaltigen Pellets für die externe Wiederverwendung sind anwendbar, wenn trockene Elektrofilter zur Reinigung des Konvertergases eingesetzt werden. Bei Anwendung einer Nassentstaubung ist eine Rückgewinnung des Zinks durch Brikettierung wegen der instabilen Sedimentation in den Absetzbecken, die durch die Bildung von Wasserstoff verursacht wird (aus einer Reaktion von metallischem Zink und Wasser), nicht möglich. Aus diesen Sicherheitsgründen sollte der Zinkgehalt im Schlamm auf 8 – 10 % beschränkt sein.

Die BVT besteht darin, mit Prozessrückständen aus Sauerstoffblaskonvertern, die weder vermieden noch recycelt werden können, in kontrollierter Art und Weise umzugehen.

Energie

83. Die BVT besteht darin, Konvertergas für eine anschließende Nutzung als Brennstoff zu sammeln, zu reinigen und zu puffern.

Anwendbarkeit

In einigen Fällen kann die Sammlung des Konvertergases durch unterdrückte Verbrennung aus wirtschaftlichen Gründen oder in Hinblick auf das Energiemanagement nicht praktikabel sein. In diesen Fällen kann das Konvertergas verbrannt und zur Dampferzeugung verwendet werden. Die jeweils angewendete Art der Verbrennung (vollständige oder unterdrückte Verbrennung) hängt von der lokalen energiewirtschaftlichen Situation ab.

84. Die BVT besteht darin, den Energieverbrauch durch den Einsatz von Pfannensystemen mit Deckeln zu senken.

Anwendbarkeit

Die Deckel können sehr schwer sein, weil sie aus Feuerfeststeinen bestehen, weshalb die Tragfähigkeit der Kräne und die Konstruktion des gesamten Gebäudes die Anwendbarkeit in bestehenden Anlagen einschränken könnte. Es gibt verschiedene technische Lösungen zur Umsetzung des Systems unter den individuellen Bedingungen eines Stahlwerks.

85. Die BVT besteht darin, die Prozessführung durch Anwendung des Direktabstichs nach dem Blasprozess zu optimieren und so den Energieverbrauch zu senken.

Beschreibung

Das Direktabstichverfahren erfordert gewöhnlich so kostenintensive Vorrichtungen wie ein Sublanzensystem oder ein DROP-IN-Sensorsystem, um ohne Abwarten der chemischen Analyse der entnommenen Proben den Abstich vorzunehmen zu können (Direktab-

stich). Als Alternative wurde eine neue Technik entwickelt, die den Direktabstich ohne derartige Vorrichtungen ermöglicht. Diese Technik erfordert viel Erfahrung und Entwicklungsarbeit. In der Praxis wird der Kohlenstoff direkt bis auf einen Wert von 0,04 % ausgeblasen, und gleichzeitig sinkt die Betriebstemperatur auf einen relativ niedrigen Zielwert. Vor dem Abstich werden sowohl die Temperatur als auch die Sauerstoffaktivität für weitere Maßnahmen gemessen.

Anwendbarkeit

Ein geeignetes Roheisenanalysegerät und Vorrichtungen zur Rückhaltung der Schlacke werden benötigt; die Verfügbarkeit eines Pfannenofens erleichtert die Einführung dieser Technik.

86. Die BVT besteht darin, den Energieverbrauch durch den Einsatz eines endabmessungsnahen Stranggussverfahrens zu senken, sofern die Qualität und der Produktmix der hergestellten Stahlgüten dies zulassen.

Beschreibung

Endabmessungsnahes Gießen bedeutet das Stranggießen von Stahl in Bänder mit einer Dicke von weniger als 15 mm. Der Gießprozess wird mit dem direkten Warmwalzen, Kühlen und Wickeln der Bänder verbunden, ohne einen zwischengeschalteten Wärmeofen, der für konventionelle Gießtechniken benutzt wird, z. B. für das Stranggießen von Brammen oder Dünnbrammen. Daher ist das Bandgießen eine Technik zur Herstellung flacher Stahlbänder verschiedener Breiten in Dicken von weniger als 2 mm.

Anwendbarkeit

Die Anwendbarkeit hängt von den produzierten Stahlgüten (z. B. können Grobbleche mit diesem Verfahren nicht hergestellt werden) und vom Produktportfolio (Produktmix) des jeweiligen Stahlwerks ab. In bestehenden Anlagen kann die Anwendbarkeit durch die räumliche Anordnung und den verfügbaren Platz eingeschränkt sein (die Nachrüstung mit einer Bandgießanlage erfordert z. B. 100 m in der Länge).

9.7 BVT-Schlussfolgerungen für die Elektrostahlerzeugung einschließlich Gießen

Sofern nicht anders angegeben, gelten die in diesem Abschnitt genannten BVT-Schlussfolgerungen für die gesamte Elektrostahlerzeugung einschließlich Gießen.

Luftemissionen

87. Die BVT für die Elektrostahlerzeugung ist, Quecksilberemissionen durch die weitestmögliche Meidung von quecksilberhaltigen Rohmaterialien und Zusätzen zu vermeiden (siehe BVT 6 und 7).

88. Die BVT für die Primär- und Sekundärentstaubung des Elektrolichtbogenofens (einschließlich Schrottvorwärmung, Chargierung, Schmelzprozess, Abstich, Pfannenofen und Sekundärmetallurgie) besteht darin, eine effiziente Absaugung aller Emissionsquellen durch die Nutzung einer der folgenden Techniken und durch eine anschließende Entstaubung mittels Gewebefilter zu erreichen:

I. Kombination einer direkten Abgasabsaugung (4. oder 2. Deckelloch) mit einer Absaughaube
II. direkte Abgasabsaugung und Einhausung
III. direkte Abgasabsaugung und Absaugung des gesamten Gebäudes (Elektrolichtbogenöfen mit geringer Leistung benötigen möglicherweise keine direkte Abgasabsaugung, um eine gleiche Wirksamkeit der Absaugung zu erreichen).

Die mit **BVT** assoziierte durchschnittliche Gesamteffizienz der Erfassung ist >98 %.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub ist <5 mg/Nm^3, angegeben als Tagesmittelwert.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Quecksilber ist <0,05 mg/Nm^3, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

89. Die BVT für die Primär- und Sekundärentstaubung des Elektrolichtbogenofens (einschließlich Schrottvorwärmung, Chargierung, Schmelzprozess, Abstich, Pfannenofen und Sekundärmetallurgie) besteht darin, Emissionen von polychlorierten Dibenzodioxinen/Dibenzofuranen (PCDD/PCDF) und polychlorierten Biphenylen (PCB) durch die weitestmögliche Meidung von Rohstoffen, die polychlorierte Dibenzodioxine/Dibenzofurane (PCDD/PCDF), polychlorierte Biphenyle (PCB) oder ihre Vorläufersubstanzen enthalten (siehe BVT 6 und 7), sowie durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken in Verbindung mit einer geeigneten Entstaubung zu vermeiden und zu reduzieren:

I. geeignete Nachverbrennung des Abgases
II. geeignete schnelle Abgaskühlung (Quenching)
III. Einblasen eines geeigneten Adsorptionsmittels in die Abgasleitung vor der Entstaubung.

Der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für polychlorierte Dibenzodioxine/ Dibenzofurane (PCDD/PCDF) ist <0,1 ng I-TEQ/Nm^3, bezogen auf eine 6 – 8-stündige Stichprobe unter stationären Bedingungen. In einigen Fällen kann zur Erreichung des mit BVT assoziierten Emissionswerts die alleinige Anwendung von Primärmaßnahmen ausreichend sein.

Anwendbarkeit von BVT I

In bestehenden Anlagen müssen die örtlichen Gegebenheiten wie der verfügbare Platz, das vorhandene Abgasleitungssystem usw. bei der Beurteilung der Anwendbarkeit berücksichtigt werden.

90. Die BVT für die Schlackenbehandlung vor Ort besteht darin, Staubemissionen durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu reduzieren:

I. effiziente Absaugung des Schlackebrechers und der Siebeinrichtungen mit anschließender Abgasreinigung, soweit erforderlich
II Transport der unbehandelten Schlacke mit Schaufelladern
III. Absaugung oder Befeuchtung der Übergabestellen an den Förderbändern für zerkleinertes Material
IV. Befeuchtung der Lagerhalden
V. Einsatz von Sprühnebeln während des Verladens von zerkleinerter Schlacke.

Bei Anwendung von BVT I ist der mit **BVT assoziierte Emissionswert** für Staub <10 – 20 mg/Nm^3, angegeben als Mittelwert über die Probenahmedauer (diskontinuierliche Messung, Stichproben für mindestens eine halbe Stunde).

Wasser und Abwasser

91. Die BVT besteht darin, den Wasserverbrauch bei der Elektrostahlerzeugung durch die weitestmögliche Nutzung geschlossener Kühlwasserkreisläufe für die Kühlung der Ofenanlagen zu minimieren, außer bei Verwendung von Durchlaufkühlsystemen.

92. Die BVT besteht darin, die Ableitung von Abwasser aus dem Stranggießen durch Nutzung einer Kombination der folgenden Techniken zu minimieren:

I. Entfernen der Feststoffe durch Flockung, Sedimentation und/oder Filtration
II. Ölabscheidung durch Tanks mit Skimmern oder anderen wirksamen Vorrichtungen
III. weitestgehende Rückführung des Kühlwassers und des Wassers aus der Vakuumerzeugung.

Die mit **BVT assoziierten Emissionswerte** für Abwasser aus Stranggussanlagen, bezogen auf eine qualifizierte Stichprobe oder eine 24 Stunden-Mischprobe, sind**:**

- Schwebstoffe <20 mg/l
- Eisen <5 mg/l
- Zink <2 mg/l
- Nickel <0,5 mg/l
- Gesamtchrom <0,5 mg/l
- Gesamtkohlenwasserstoff <5 mg/l

Produktionsrückstände

93. Die BVT besteht darin, den Anfall von Abfällen durch die Nutzung einer oder einer Kombination der folgenden Techniken zu vermeiden:

I. geeignete Sammlung und Lagerung, um eine spezifische Behandlung zu ermöglichen
II. Rückgewinnung und internes Recycling der Feuerfestmaterialien aus verschiedenen Prozessen sowie deren interne Nutzung als Ersatz für Dolomit, Magnesit und Kalk

III. Nutzung der Filterstäube für die externe Rückgewinnung von Nichteisenmetallen wie Zink in der Nichteisenmetallindustrie, gegebenenfalls nach Anreicherung des Filterstaubs durch Rückführung in den Elektrolichtbogenofen
IV. Abscheidung des Walzzunders aus dem Strangguss bei der Wasseraufbereitung mit anschließender Wiederverwendung z. B. in der Sinteranlage/im Hochofen oder in der Zementindustrie
V. externe Nutzung der Feuerfestmaterialien und der Schlacke aus dem Elektrostahlverfahren als Sekundärrohstoff, wenn die Marktbedingungen dafür gegeben sind.

Die BVT besteht darin, mit Prozessrückständen aus der Elektrostahlerzeugung, die weder vermieden noch recycelt werden können, in kontrollierter Art und Weise umzugehen.

Anwendbarkeit

Die externe Nutzung oder das Recycling von Produktionsrückständen, wie sie unter BVT III – V genannt sind, hängen von der Zusammenarbeit und dem Einvernehmen mit einem Dritten ab, was möglicherweise nicht in der Kontrolle des Betreibers und daher möglicherweise außerhalb des Regelungsbereichs der Anlagengenehmigung liegt.

Energie

94. Die BVT besteht darin, den Energieverbrauch durch den Einsatz eines endabmessungsnahen Stranggussverfahrens zu senken, sofern die Qualität und der Produktmix der hergestellten Stahlgüten dies zulassen.

Beschreibung

Endabmessungsnahes Gießen bedeutet das Stranggießen von Stahl in Bänder mit einer Dicke von weniger als 15 mm. Der Gießprozess wird mit dem direkten Warmwalzen, Kühlen und Wickeln der Bänder verbunden, ohne einen zwischengeschalteten Wärmeofen, der für konventionelle Gießtechniken benutzt wird, z. B. für das Stranggießen von Brammen oder Dünnbrammen. Daher ist das Bandgießen eine Technik zur Herstellung flacher Stahlbänder verschiedener Breiten in Dicken von weniger als 2 mm.

Anwendbarkeit

Die Anwendbarkeit hängt von den produzierten Stahlgüten (z. B. können Grobbleche mit diesem Verfahren nicht hergestellt werden) und vom Produktportfolio (Produktmix) des jeweiligen Stahlwerks ab. In bestehenden Anlagen kann die Anwendbarkeit durch die räumliche Anordnung und den verfügbaren Platz eingeschränkt sein (die Nachrüstung mit einer Bandgießanlage erfordert z. B. 100 m in der Länge).

Lärm

95. Die BVT besteht darin, Lärmemissionen aus Elektrolichtbogenöfen und damit verbundenen Prozessen mit hohen Schallleistungen durch die Nutzung einer Kombination der folgenden baulichen und betrieblichen Maßnahmen – abhängig von und entsprechend den lokalen Bedingungen – zu reduzieren (zusätzlich zur Anwendung der unter BVT 18 genannten Techniken):

I. geeignete Konstruktion der Halle des Elektrolichtbogenofens, damit sie Lärm aus mechanischen Erschütterungen absorbieren kann, die durch den Betrieb des Ofens entstehen
II. Konstruktion und Installation von Kränen zum Transport der Chargierkörbe, die mechanische Erschütterungen vermeiden

III. spezielle Schalldämmung der Innenwände und Dächer, um Luftschallemissionen aus der Halle des Elektrolichtbogenofens zu vermeiden
IV. Separierung des Ofens von der Außenwand des Gebäudes zur Minderung der Übertragung von Körperschall vom Elektrolichtbogenofen
V. Einhausung der Prozesse mit hohen Schallleistungen (d. h. des Elektrolichtbogenofens und der Entkohlungsstationen) innerhalb des Gesamtgebäudes.

10 ALTERNATIVE IRONMAKING TECHNIQUES

[383, EIPPCB 2006]

This chapter is not as detailed as previous chapters as there is only one alternative ironmaking installation in the EU, which is a DRI plant in Germany.

Although the blast furnace (BF) route is the main process for iron production, several other production routes for hot metal are being developed and are applied commercially. These 'smelting reduction' techniques invariably use coal instead of coke as the main reducing agent. Some of the new techniques also replace pellets and sinter with pulverised iron ore fines. These alternative technologies are described in more detail below.

Iron has been made in blast furnaces for more than 500 years. During that time, the blast furnaces have evolved into highly efficient reactors. However, other techniques are now available which present a challenge to the blast furnace route for hot metal production.

Blast furnaces require coke, and coke plants are expensive and have many environmental problems associated with their operation. Thus, it would be beneficial from an economic and environmental point of view to produce hot metal without the use of coke. At the time of writing (2010), nearly all blast furnaces reduce their coke consumption significantly by means of reductant injection at tuyères. However, coke can never be fully replaced in a blast furnace because of its burden supporting function. The minimum blast furnace coke rate is approximately 260 kg/t hot metal.

There is an increasing production of steel from scrap in electric arc furnaces (EAFs). Production of steel from scrap consumes considerably less energy compared to the production of steel from iron ores. The problems with the quality of scrap-based steel introduce restraints and the use of direct reduced iron (DRI) as feedstock enlarges the possibilities of the EAF steelmaking route.

In summary, the following aspects put pressure on the blast furnace production route of steel:

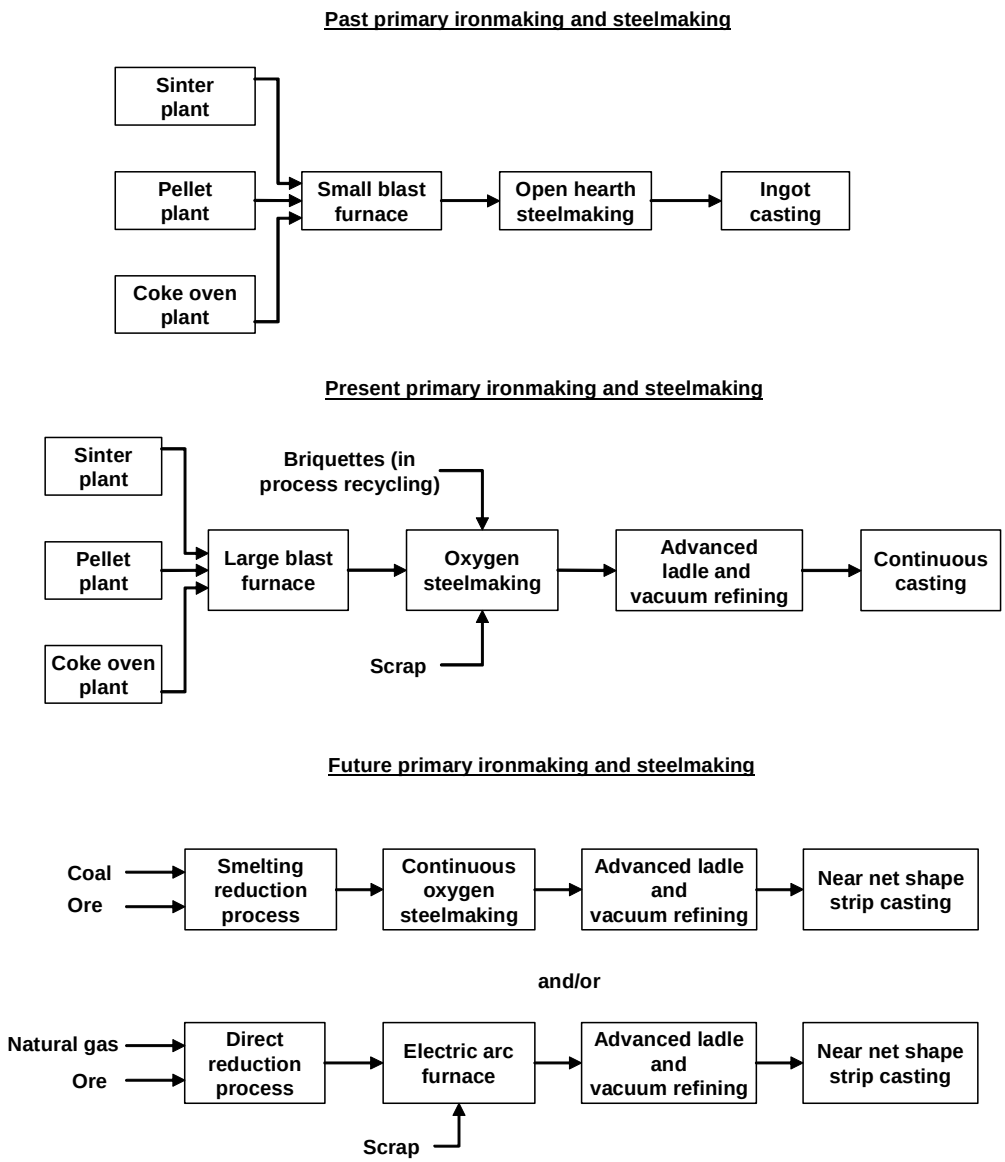
- the environmental aspects of sinter plants
- the environmental and economic aspects of the coke oven plant
- the relative inflexibility and scale of the hot metal production
- the increasing competition by the scrap-based and DRI EAF steelmaking route.

But the advantages of the BF route as regards recycling capability and economical investment should be recognised.

The aforementioned has triggered the improved environmental and economic operations of the blast furnace route and the development of alternative routes for ironmaking.

Two main types of alternative ironmaking which can be considered as proven types of alternative ironmaking are the following: direct reduction (DR) and smelting reduction (SR).

Figure 10.1 gives an overview of past, present and future routes for iron and steelmaking.



Source: [43, Freuhan 1993]

Figure 10.1: Past, present and future routes for alternative ironmaking and steelmaking processes

10.1 Direct reduction (DR)

Direct reduction involves the production of solid primary iron from iron ores and a reducing agent (e.g. natural gas). The solid product is called direct reduced iron (DRI) and is mainly applied as feedstock in electric arc furnaces (EAF). The direct reduction process has been commercialised since the 1970s and a variety of processes have been developed.

Because there is no separation of iron from gangue in the reduction facility, high-grade ores or concentrates (68 % Fe and a gangue content 27 %) must be used for the reduction to metallic iron in the solid state. The process temperatures are less than 1000 °C. DRI has a metallisation rate of >92 % and a carbon content of <2 %. The direct reduced iron is normally used as feedstock for EAFs.

DRI may have a high gangue content, and this reduces its value in EAF steelmaking, particularly in areas with high electrical power costs.
A drawback of DRI is that it can pose a fire hazard. Therefore, DRI can be melted into briquettes, as hot briquetted iron (HBI), when the product should be stored or transported over some distance.

The first commercial plants were built in the late 1960s. Because the leading direct reduction processes require a cheap source of natural gas, most of the plants are situated in the oil and gas-rich belt around the equator.

Table 10.1 shows the percentage of DRI production related to the world hot metal production for 1996 and 2006.

Table 10.1: World production of DRI

Year	World annual production (Mt)	Percentage related to the world hot metal production (%)
1996/97	36.5	4.4 %
2006	59.8	6.8 %
Source: [200, Commission 2001] [260, Germany 2007].		

Two thirds of the world production of DRI in 2006 was concentrated in five countries: India (15.0 Mt – 4 Mt more than in 2005), Venezuela (8.6 Mt), Iran (6.9 Mt), Mexico (6.2 Mt) and Saudi Arabia (3.6 Mt). New plants were commissioned in India, Nigeria, Trinidad, Saudi Arabia, Qatar and Russia [260, Germany 2007]. The DR method has been successful, especially in producing powders.

Available processes
DRI processes can be divided up by the type of reactor employed, namely:

- shaft furnaces (Midrex®, HyL)
- rotary kilns (SL/RN process)
- rotary hearth furnaces (Fastmet®/Fastmelt®, Inmetco®/RedIron®, and ITmk3®)
- fluidised bed reactors (Circofer®).

Many of these solid-state processes use natural gas as the fuel and as the reducing agent (carbon monoxide and hydrogen). Approximately 92 % of the DRI is produced by using (reformed) natural gas as a fuel. In a limited number of sites, coal is used as a fuel.

As feedstock, iron ore pellets and lump ore are used in processes with a shaft furnace (Midrex, HyL) and fines and concentrates are used in processes with a fluidised bed (Circored, Finmet, Iron carbide) or a rotary hearth furnace (Fastmet®, Inmetco®).

An alternative to DRI is iron carbide (Fe_3C). Iron carbide is produced by means of direct reduction also, but the product contains approximately 90 wt-% Fe_3C. The carbon content is relatively high: 6 wt-%, which provides enough energy to reduce electricity consumption in the EAF. Iron carbide can be used in the same applications as DRI. The first commercial iron carbide plant, of a capacity of 300 000 metric tonnes per year was commissioned in 1995 in Trinidad (actual production in 1998 was 150 000 t/yr).

In Table 10.2, the characteristics of the commercially available types of DRI making are summarised.

Table 10.2: Characteristics of commercially available direct reduction processes

	Process			
Parameter	**Midrex**	**HyL III**	**Fastmet/ Inmetco**	**Finmet**
Status	Industrial	Industrial	Industrial	Industrial
Type of reactor	Shaft	Shaft	Rotary hearth	Fluid bed
Iron source	Pellet/ lump ore	Pellet/ lump ore	Fines/ concentrates	Fines 0.1 – 12 mm
Type of fuel	Natural gas	Natural gas	Coal/natural gas	Natural gas
Utilities	–	Steam	–	Steam
Peripheral facilities	Reformer	Reformer CO_2 removal	–	Reformer CO_2 removal
Typical plant capacity (kt/yr)	1000	1000	450	500
Energy input (GJ/t product)	10.5	11.3	12.6	12.5
Product	DRI/HBI	DRI	DRI/HBI	HBI
Product metallisation (%)	>92	>92	>92	>92
Product carbon content (%)	1 – 2	1 – 2	<0.2	0.5 – 1.5
Source: [98, Nagai 1995] [177, Eurofer 2009].				

During the steelmaking process, DRI is superior to scrap in purity and uniformity of composition, but these benefits come at a higher cost.

DRI utilisation is reasonable in the following situations:

- when good quality scrap runs short, thus causing the quality of the steel products to deteriorate, and making it necessary to add reduced iron to raise the quality of the raw material
- in mini-mills built in regions where the delivery of iron sources such as scrap is difficult, or where the construction of an integrated steel plant with a blast furnace is not necessary from the viewpoint of the size of the demand, in which case reduced iron can be used as the main raw material [98, Nagai 1995]
- in blast furnaces where increased capacity of hot metal output is required.

Environmental aspects of DRI

The main benefit of a direct reduction unit compared to a blast furnace is that the direct reduction unit uses natural gas or coal as a fuel. Therefore, a coke oven plant is no longer needed, significantly reducing emissions. The impact on the environment of a direct reduction unit itself is very limited. There is little dust emission, which is easy to collect. The water need is low and water can be recycled to a large extent. Furthermore, a methane-based direct reduction unit produces much less CO_2 than a coal-based unit.

However, DRI contains some gangue (3 – 6 %) and this leads to an increased power consumption of the EAF with increasing DRI input. This can partly be compensated for by the direct hot charge of DRI. ITmk3 technology providers claim that because part of the sensible heat of the off-gas is recovered and recycled to the heat input as a preheated air, the estimated CO_2 emissions of this route + EAF is 20 – 25 % lower than the BF+BOF route [208, Lindfors et al. 2006].

10.2 Smelting reduction (SR)

Smelting reduction (SR) is associated with the production of hot metal from iron ore without coke. SR employs two units: in the first, iron ore is heated and reduced by gases generated from the second unit, which is a smelter-gasifier supplied with coal and oxygen. The partially reduced ore is then smelted in the second unit, and liquid hot metal or (in some cases) liquid steel is produced. Smelting-reduction technology enables a wide range of coals to be used for ironmaking.

Examples of this technology include the Corex® and Finex® processes which are operating on a commercial basis.

10.2.1 Corex and Finex processes

Description
The Corex process is a two-stage process: in the first step, iron ore is reduced to sponge iron in a shaft furnace by means of reducing gas; in the second step, the reduced iron is melted in the melter-gasifier vessel. Reducing gas (CO and H_2) which is used in the reduction shaft is supplied by the gasification of coal by means of oxygen, forming a fixed/fluidised bed in the melter-gasifier. The partial combustion of the coal in the melter-gasifier generates the heat to melt the reduced iron. Liquid iron and slag are discharged at the bottom by a conventional tapping procedure similar to that used in blast furnace operations.

Because of the separation of iron reduction and iron melting/coal gasifying in two steps, a high degree of flexibility is achieved and a wide variety of coals can be used. The process is designed to perform at an elevated pressure, up to 5 bar. The charging of coal and iron ore is performed through a lock hopper system.

The reducing gas contains some 65 – 70 % CO, 20 – 25 % H_2 and 2 – 4 % CO_2. After leaving the melter-gasifier, the hot gas is mixed with cooling gas to adjust the temperature to approximately 850 °C. The gas is then cleaned in hot cyclones and fed into the shaft furnace as a reducing gas. When the gas leaves the shaft furnace, it still has a relatively high calorific value and may be used as an export gas where the opportunity exists. The calorific value of the gas is estimated at 7.5 MJ/Nm^3 in the case of the use of a typical steam coal (28.5 % volatile matter), but other coal types may result in other heating values of the export gas.

A further development of Corex is the Finex process, jointly developed by Siemens VAI and the Korean steel producer Posco. The main difference between Corex and Finex is that Finex can directly use fine ore [260, Germany 2007]. In the Finex process a four-stage fluidised bed system is located upstream of a melter gasifier. After the reduction of the fine ores in the fluidised beds, the outcome gets hot-compacted prior to charging into the melter gasifier.

Achieved environmental benefits
The Corex process uses coal as an energy source. Therefore, emissions from the coke oven are prevented. All the higher hydrocarbons that are liberated from the coal are cracked into CO and H_2 in the melter-gasifier. Therefore, no by-products like tar, phenol, BTX, PAH, etc. are generated.

The sulphur charged with the coal into the process is, to a large extent, picked up in the shaft furnace by DRI and calcined additives and is subsequently fed to the melter-gasifier. Here, most of the sulphur is transferred to the liquid slag as in the BF route and becomes harmless to the environment. The amount of sulphur discharged from the Corex process by gas and water (2 – 3 % of the total sulphur input) is much lower than from the traditional coke oven/sinter plant/blast furnace route (20 – 30 %). The export gas contains 10 – 70 ppmv H_2S, depending on the type of coal used and the operational conditions. As oxygen (O_2) instead of air is used for

the gasification of char, no significant NO_x and cyanide (CN) formation occurs. The required use of oxygen results in significant additional overall energy demands.

Dust emissions from the Corex plant are significantly lower than in the traditional production route. All dust emissions at the coke oven are prevented. The dust content of the export gas is less than 5 mg/Nm^3. Most of the dust which is captured in the gas cleaning system is recycled to the process.

Some performance data of the Iscor, South Africa plant are given in Table 10.3.

Table 10.3: Relevant performance data of the Corex plant at Iscor's Pretoria Works, South Africa (shutdown and dismantled in 1998)

Parameter			Units	Using lump ore	Using pellets
Melting capacity			t HM/hour	45	53
Specific melting capacity			t HM/m^3 per day	3.0	3.4
Coal consumption			kg/t HM	1080	1000
C_{fix} consumption			kg/t HM	615	570
O_2 consumption			Nm^3/t HM	540	500
Slag quantity			kg/t HM	450	300
Hot metal composition	Carbon		%	4.5	4.5
	Silicon		%	0.3	0.3
	Sulphur		%	0.05	0.05
	Phosphorus		%	0.15	0.15
Export gas	Quantity		Nm^3/t HM	1750	1710
	Lower calorific value		MJ/t HM	7.5	7.5
	Composition	CO	%	45	45
		CO_2	%	32	32
		H_2	%	16	16
		Dust	mg/Nm^3	<5	<5
Emission	Dust		g/t HM	39 – 139	39 – 139
	SO_2		g/t HM	26 – 333	26 – 333
	NO_x		g/t HM	21 – 33	21 – 33
Energy consumption			GJ/t HM	17	17

Anm.: HM = Hot metal.
Source: [78, Kreulitsch et al. 1994] [82, Lemperle et al. 1993].

Cross-media effects
The reduction gas from the melter-gasifier is cleaned in cyclones. The dust from these cyclones can be recycled to the melter-gasifier. The top gas from the shaft furnace and the cooling gas (to cool the reduction gas) are cleaned in scrubbers and thus a sludge is generated. The sludge can largely be recycled into the melter-gasifier after granulation or supplied to the cement industry. A small (not quantified) part may be disposed of.

The Corex process has a high specific coal consumption and a relatively large off-gas flow, with a medium-high calorific value. The use of this off-gas as an energy source largely determines the energetic efficiency of the process. Cooling water is supplied in a closed circuit.

Operational data
No data submitted.

Applicability
No data submitted.

Economics
Reported capital costs were EUR 195 per tonne hot metal. For the example, the currency was converted into ECU in 1996 and for the review into EUR.

Driving force for implementation
No data submitted.

Example plants
After a Corex plant was successfully commissioned in 1995 by Posco, Pohang Works, South Korea, the plant was converted to the Finex configuration with a production capacity of 600 000 tonnes per year in 2003. In this plant, a four-stage fluidised bed system is located upstream of a melter gasifier. After the reduction of the fine ores in the fluidised beds, the outcome gets hot-compacted prior to charging into the melter gasifier. A second plant with an annual capacity of 1.5 million tonnes went into operation at the Pohang site in April 2007.

By the end of 2007, a total of six Corex plants and two Finex plants have been in operation, representing an aggregate capacity of 7.45 million tonnes hot metal.

Table 10.4: Overview of Corex and Finex sites

Corex/ Finex plant	Number	Commissioned	Charge/burden	Capacity in million t/yr
Posco, Pohang Works, South Korea	1	1995/2003 (Corex/Finex)	Lump ores/fines	0.60
	1	2007 (Finex)	Fines	1.5
Jindal South West Steel, Torangallu, India	2	1997/2001	Lump ores, pellets	1.60 (2 × 0.8)
Mittal Steel, Saldanha South Africa	1	1999	Lump ores, pellets	0.65
Baosteel, Shanghai, China	1	2007	Lump ores,	1.50
	1	Start-up in 2010	pellets	1.5
Essar Steel, Hazira, India	2	2007	Pellets	1.60 (2 × 0.8)
Source: [260, Germany 2007] [312, Dr. Michael Degner et al. 2008].				

Another example for smelting reduction is the Primus® technique using a two-step process. This technique consists of the combination of a multiple hearth furnace (MHF) aiming to dry, heat up and initiate reduction followed by an electric arc furnace (EAF) leading to complete iron reduction and thus providing hot metal, forming the slag and finalising the zinc reduction. This technique permits the treatment of all typical iron and steelmaking residues which cannot normally be recycled within the existing plant, such as EAF dust, BF sludge, steelworks sludge and oily mill sludge scale (see Section 2.5.4.4.3).

Reference literature
[44, Freuhan 1994] [78, Kreulitsch et al. 1994] [82, Lemperle et al. 1993] [312, Dr. Michael Degner et al. 2008]

10.2.2 Processes under development

The following smelting reduction processes are in an advanced stage of development and are briefly described in this paragraph:

- HIsmelt
- Direct Iron Ore Smelting (DIOS)
- AISI-DOE/CCF
- ROMELT

In Table 10.5, the characteristics of these processes are summarised. Short descriptions of the individual processes will be given in the following pages.

Table 10.5: Characteristics of the smelting reduction processes under development

	Process			
	HIsmelt (Australia)	**DIOS (Japan)**	**AISI-DOE/CCF (US/Netherlands)**	**ROMELT (Russia)**
Main components	Vertical smelt reduction	Prereduction in fluidised bed Gas-reforming furnace Smelting reduction furnace Oxygen plant	Cyclone converter furnace In-bath melting vessel Oxygen plant	Bath smelter
Feedstock	Fines	Fines	Fines	Fines/waste oxides
Fuel	Pulverised coal	Coal-fines /granular coal	Coal fines	Coal fines
Metal product	Liquid iron	Liquid iron	Liquid iron	Liquid iron
Oxygen consumption (Nm^3/t HM)	Uses hot blast	500	430 – 680	750 – 850
Coal consumption (kg/t HM)	630 – 700	950	700 – 750	900 – 1200
Off-gas quantity (Nm^3/t HM)	1850	2080	NA	NA
Calorific value (MJ/Nm^3)	1.44	3.74	NA	NA
Net energy consumption (GJ/t HM)	NA	NA	NA	NA
Energy output (GJ/t HM)	2.7	7.8	4.0	NA
Status	Pilot	Pilot	Pilot	Pilot

Anm.: — HM = Hot metal.
— NA = Data not available.
Source: [44, Freuhan 1994] [98, Nagai 1995].

HIsmelt

Description

In this process, ores, coal and fluxes are injected into an iron bath by a total of eight lances of which four tend to be used for the cold coal and lime and four serve to inject ore and dolomite (5 %) in their hot condition 600 – 700 °C. The ores are quickly reduced and melt directly in the bath. Hot blast (1200 – 1250 °C) with a 35 % O_2 content is injected via a central lance through the slag causing the CO and H_2 fractions to be post-combusted in the off-gas. A hot metal sump

is usually required in order to start up the plant. Hot metal tapping is performed continuously via a forehearth, while slag tapping is performed by batch tapping every two to three hours via the slag tap hole [312, Dr. Michael Degner et al. 2008].

Operational data
SR in the HIsmelt process leads to lower silicone contents amounting to less than 0.01 % and also lower phosphorus contents of less than 0.02 % in the hot metal [312, Dr. Michael Degner et al. 2008].

Status
A HIsmelt plant was commissioned at Kwinana, Western Australia by the HIsmelt Corporation. This plant is designed for an annual production of 800 000 tonnes hot metal [312, Dr. Michael Degner et al. 2008].

Environmental implications
Compared to blast furnace ironmaking, fuel savings of 10 % is predicted. Furthermore, operation of an iron ore pretreatment plant (pellet plant, sinter plant) and a coke oven plant is no longer necessary. In contrast to the other smelting reduction processes, a hot blast is needed. This will probably influence the NO_x emissions of this process in a negative way.

DIOS

Description
The Direct Iron Ore Smelting (DIOS) process consists of three sub-processes: a fluidised bed prereduction furnace (PRF) to prereduce the iron ore, a gas-reforming furnace (GRF) to mix coal powder into the gas, and a smelting reduction furnace (SRF) to further reduce and smelt the iron ore.

Combustion oxygen is injected from the top of the SRF. The generated carbon monoxide (CO) is used to prereduce the iron ore in the PRF. Nitrogen is injected in the bottom of the SRF to agitate the slag in the furnace.

Status
At NKK's Keihin Works, Japan, a pilot plant has been in operation since 1994, producing approximately 500 tonnes of iron per day.

Environmental implications
It is expected that the energy consumption of DIOS will be 5 – 10 % lower compared to the blast furnace route. Furthermore, the iron pretreatment plant (pellet plant, sinter plant) and the coke oven plant are no longer needed.

Reference literature
[78, Kreulitsch et al. 1994]

AISI-DOE/CCF

Description
The AISI-DOE project and the Cyclone Converter Furnace (CCF) project have started out as two separate development projects.

The AISI-DOE project was a cooperative R&D project for direct ironmaking (smelting reduction) by a number of universities and American and Canadian steelmaking companies. The project was coordinated by the American Iron and Steel Institute and sponsored by the US Department of Energy. The aim of the project is to produce steel from prereduced iron ore and coal in a vertical bath smelter. The development of the vertical bath smelter has formed the most important part of the project.

The CCF project was a joint initiative of Corus, IJmuiden, the Netherlands and Ilva, Italy. The most important part of the project is the development of the cyclone reactor. In the cyclone, the iron ore is prereduced and melted. The molten mixture falls into the lower part of the vessel where reduction is completed. The fuel consists of granular coal which is injected together with oxygen in the lower part of the vessel.

The high operating temperature of the cyclone reactor and the fact that it can handle a high level of entrained materials from the iron bath make a direct connection of the prereduction and the final reduction stages possible. Combining the two stages means that the heat transfer efficiency is not critical since there is no inter-stage cooling. The fact that both prereduction and final reduction take place in one vessel marks an important difference between the CCF and the other existing units for bath smelting reduction.

The CCF project had focused mainly on the development of the cyclone reactor.

In 1995, both parties recognised the possibility of combining their technology. With the combined techniques, a smelting reduction pilot plant can be realised.

Status
The AISI-DOE project has been operated in a number of trials, but no pilot plant has been commissioned. The CCF project has been operated on a pilot plant scale, with a capacity of 20 tonnes per hour.

Environmental aspects
Since no coke oven plant, sinter plant or pellet plant is required, a marked reduction of emissions can be achieved. Energy consumption per tonne steel will also be lower. Furthermore, power can be generated from the flue-gases which exit the cyclone at about 1800 °C.

Reference literature
[43, Freuhan 1993] [65, InfoMil 1997] [78, Kreulitsch et al. 1994]

ROMELT

Description
The ROMELT process has been under development in Russia for over 10 years. It is similar to other bath smelting processes, but does not use a prereducer. The process uses ore or waste oxides. Its coal consumption has been reported to be 900 – 1200 kg/metric tonne.

Status
A 500 – 1000 metric tonnes/day pilot plant at Novolipetsk, Russia has produced over 300 000 metric tonnes hot metal. Detailed plans for a 350 000 metric tonnes/yr have been made.

Environmental aspects
Since no coke oven plant, sinter plant or pellet plant is required, a significant reduction of emissions compared to conventional primary ironmaking can be expected. Energy consumption per tonne steel will be lower as well.

Reference literature
[44, Freuhan 1994] [65, InfoMil 1997]

Two other smelting reduction processes which should be briefly described are the

- PLASMAMELT process
- AUSMELT process

PLASMASMELT process

In plasma-based smelting reduction processes, the reactions take place in a coke-filled shaft furnace with tuyères spaced symmetrically around the lower part of the furnace. The shaft is completely filled with coke. Plasma generators and equipment for injection of metal oxides mixed with slag-forming material and possibly reductants are attached to the tuyères. In front of each tuyère, a cavity is formed inside the coke column where reduction and smelting take place. At regular intervals, the produced slag and metal are tapped from the bottom of the shaft furnace. In the case of iron ore smelting, the off-gas from the furnace, consisting mainly of carbon monoxide and hydrogen, can be used for the prereduction of the ore. In other applications of the process, such as the reclaiming of alloying metals from the bag house dust, the produced gas is utilised as a fuel gas. If the raw material contains metals with high vapour pressures, for example zinc and lead, these metals leave the furnace with the off-gas which is then passed through a condenser where the metals are recovered from the gas [383, EIPPCB 2006].

AUSMELT process

The Ausmelt process was developed by Ausmelt Ltd. Australia. Lump ore or ore fines are fed continuously into a converter along with lump coal and flux. Fine coal, oxygen and air are injected to allow submerged combustion. The degree of oxidation and reduction is controlled by adjusting fuel to air and coal ratios as well as the proportion of fine coal injected down the lance. All reactions are completed in a single reactor.

10.3 Comparison of the conventional blast furnace route with the direct reduction and smelting reduction route

The primary environmental benefit claimed for direct reduction (DR) and smelting reduction (SR) processes is that they can operate without coke or sinter. This prospect might prevent the necessity for coking plants and sinter machines that potentially have a significant environmental impact.

Emissions from reduction plants are generally low, with particulate releases to air after abatement of the order of 10 mg/Nm^3. Abatement tends to be based on wet technology leading to an aqueous waste stream, although this may be capable of being addressed by recycling the water or by dry cleaning. If DR or SR processes use iron pellets or sinter, then the emissions associated with the processing of these materials must be considered when comparing environmental performances of the various ironmaking routes.

In Table 10.6 a comparison of the conventional blast furnace route with the DR and SR route for ironmaking is given.

Table 10.6: Comparison of the conventional blast furnace route with the direct reduction and smelting routes for ironmaking

Features	Traditional BF Route ([1])	Direct Reduction (DR)	Smelting Reduction (SR)
Scale of production	Long established and energy and resource efficient with unit plant throughputs of hot metal of 2 to 4.77 Mt/yr and greater. Still the principle route for ironmaking, accounting for 95 % of world iron ore based production	Gas-based processes account for the vast majority of installed DR capacity worldwide, with 63 % of that capacity being via the MIDREX route. Such processes currently have a maximum unit plant capacity of 1.76 Mt/yr. DRI as produced is normally used as a replacement for scrap in the EAF steelmaking route. DRI processes have relatively low throughputs compared to the blast furnace and have generally been installed to take advantage of local factors such as very low cost energy and/or iron ore feed.	SR is less diffused. Only the Corex/Finex process is commercialised. Currently, the installed operating capacity is about 7.45 Mt/yr (8 sites)
Feedstocks	**Coal** • Coking coals required for coke making • Coke breeze & anthracite required (where used) for sinter plants • Coal for BF injection (can be non-coking coal specification) **BF Injectants** Besides coal, oil (inc. waste oil), natural gas and plastics are injected into BF **Metallics** A wide range of feedstock of variable quality and specification can be used	**Coal** (where used-minority of processes). • A wide range of solid fuels from anthracite to lignite including charcoal (rotary kilns) **Gas** • Sulphur content of gas must be low to avoid poisoning of the reformer catalyst and effecting product quality. **Metallics** • As no physical change of state takes place in the process, high-quality pellets and lump ore are required	**Coal** • Non-coking coals, specification requirements more flexible than for BF route **Metallics** • Lump and fine ore, sinter or pellets **Oxygen** • Large quantities of oxygen are required for the Corex process (with associated energy implications)
Energy requirements	Typically around 17 – 18 GJ/t of liquid iron (less gas, steam and heating credits from carbon in iron)	Typically 10.5 – 14.5 GJ/t solid DRI (gas-based) assuming 100 % lump ore operation (extra energy required for melting and pellets, if used)	Difficult to quantify as process efficiency is dependent on the credit given for exported power or production of more DRI by gas-based DR processes
Product quality	Stable and of dependable quality	Product prone to reoxidation unless passivated or briquetted. Quality highly dependent on feed quality	Identical to BF iron

Features	Traditional BF Route ([1])	Direct Reduction (DR)	Smelting Reduction (SR)
Environmental performance	Releases to the environment include dusts, VOC, PAH and a variety of organic chemicals from the coke ovens. Sinter plants release SO_2, NO_x, dust, VOC, PCB, PCDD/F and PAH (see **Table 4.1**) while BFs discharge dust and SO_2 from cast houses (see Table 6.4 to Table 6.6). The process route also uses large quantities of water. However, the route provides for the recycling of various solid wastes/by-products which would not be available in many DRI processes. The desulphurising capability of the blast furnace also allows for higher sulphur-containing fuels and reductants to be used in an environmentally friendly manner. BF slag can be used for road construction or pelletised to make slag cement. Both by-products have the environmental advantage that they reduce the demand for primary aggregates. It is important to remember that the traditional ironmaking route provides for many recycling and disposal opportunities for ferruginous arisings, filter cakes and oils from downstream steel production that may not be available in many reduction processes. The traditional route also has the ability to use a wide range of feedstocks and reductants of varying quality.	As most DR processes make use of iron pellets, the environmental impact of releases from the pelletisation process should be taken into account. The DRI product typically contains 2 – 4 % gangue requiring further energy for processing and additional environmental releases to be considered. Dust releases are similar to the BF route as raw material fines are screened before processing. There is a need to provide an environmentally satisfactory route for utilisation of fines if DR is to replace traditional ironmaking. NO_x is released at the gas reforming stage. The most successful DR processes use natural gas although coal remains the largest energy source available to man. In terms of sustainable development, it may be considered that gas should be reserved for the production of high value products. Dispensing with coking plants prevents emissions to air of dust and VOCs from the ovens and a variety of organic chemicals to air and water from by-products plants. Emissions from refiners processing the residual coke making oils and tars from the coke ovens will also be eliminated. In addition, the large quantities of water used in the process will be saved. Removing sinter plants reduces releases to atmosphere of metallic/non-metallic dust and gaseous pollutants such as sulphur dioxide. The majority of blast furnaces now have cast house fume arrestment and bell-less charging systems installed and their environmental performance will therefore be comparable to releases from reduction plants with equivalent systems	In some SR processes, large quantities of waste gas are required to be utilised. In addition, the SR energy requirements and CO_2 emissions are higher than at the BF route. There is a need to provide an environmentally satisfactory route for utilisation of fines if SR is to replace traditional ironmaking

Features	Traditional BF Route ([1])	Direct Reduction (DR)	Smelting Reduction (SR)
Cross-media effects		As DR produces no physical change of state or separation of chemical impurities, product quality is wholly dependent on the quality of feedstocks. The DRI produced may not be of equivalent quality to that of iron from blast furnaces if low quality feedstocks are used. For environmental accounting purposes, DRI needs to be in molten form to be directly comparable to blast furnace iron. The additional energy requirements and emissions connected with this physical change of state need to be considered	Considering smelting reduction processes, large volumes of top gases are produced by Corex and energy efficiency will be poor unless the gases are utilised for power generation or used to produce more sponge iron. Coal consumption and oxygen requirements are higher than the BF route and carbon dioxide emissions are significantly greater. Oxides of nitrogen from gas reforming should be taken into consideration in both SR and DR operations
Installation costs (indicative)	EUR 1150 million for 3.5 Mt/yr (including cost of sinter plant and coke ovens)	EUR 210 million for 1.36 Mt/yr (assuming availability of suitable pellets or lump ore)	EUR 240 million for 0.60 Mt/yr (including the cost for the oxygen plant and assuming lump ore operation)

([1]) Coke oven, sinter plant and blast furnace.

Source: [200, Commission 2001] [260, Germany 2007] [312, Dr. Michael Degner et al. 2008].

11 IN ENTWICKLUNG BEFINDLICHE TECHNIKEN

In diesem Dokument versteht man unter dem Ausdruck "in Entwicklung befindliche Technik" eine innovative Technik, die noch in keinem industriellen Sektor kommerziell angewendet wird. Dieses Kapitel beinhaltet jene Techniken, die möglicherweise in Zukunft verfügbar sind und in der Eisen- und Stahlindustrie Anwendung finden können. Dieses Kapitel

- identifiziert neue Vermeidungs- und Minderungstechniken, die in Entwicklung sind und in der Zukunft ökonomische oder Umweltvorteile bieten können;
- beinhaltet Techniken, die Umweltprobleme adressieren, die erst seit kurzem für den hier behandelten Industriesektor als relevant angesehen werden;
- beinhaltet keine Techniken, die in anderen Industriesektoren etabliert sind, deren Übertragung auf den hier behandelten Industriesektor aber nicht in Entwicklung ist.

Bezogen auf den vorliegenden Industriesektor betreibt die Europäische Union seit mehr als 50 Jahren ein starkes Forschungs- und Entwicklungsprogramm. Einige der in diesem Kapitel beschriebenen Projekte wurden durch diese Programme finanziert.

11.1 Allgemeine in Entwicklung befindliche Techniken

11.1.1 CO_2-Minderungsstrategien (ULCOS Projekt)

[378, Eurofer 2007], [250, EC 2006]

Da das beim Verbrauch von Energie erzeugte CO_2 ein Treibhausgas ist, hat sich der Zweck von Energieeinsparungen deutlich verändert. Diese werden nun als Teil der Lösung für das Problem der Klimaerwärmung betrachtet, die ein globales Umweltproblem darstellt.

Wie es in den Berichten des IPCC ausgeführt wird, gibt es keine alleinige Option zur Minderung des Klimawandels. Die Lösung liegt vielmehr in einer Palette von Minderungsmaßnahmen zur Stabilisierung der Treibhausgaskonzentrationen in der Atmosphäre.

Tatsächlich war der Fortschritt in der Vergangenheit groß und eine simple Weiterentwicklung der aktuellen Techniken lässt wenig Spielraum für drastische weitere Emissionsminderungen.

Um diese Schwierigkeiten zu überwinden, sollten innovative Technologien betrachtet werden, die in der Vergangenheit wenig Beachtung gefunden haben, da sie nicht zum wirtschaftlichen und technischen Wissen der Epoche gehörten. In Hinblick auf Veränderungen sollte das Ziel die Minderung der Treibhausgasemissionen und nicht nur die Energieeinsparung sein. Wenn die meisten Optionen zur Energieeinsparung bereits ausgeschöpft wurden, wie dies bei den fortschrittlichsten Stahlwerken zutrifft, sollte die Verwendung von Kohlenstoff und Energie entkoppelt werden, um die Emissionen weiter zu mindern.

ULCOS steht für eine Stahlerzeugung mit extrem niedrigen CO_2-Emissionen (*engl.* Ultra-Low Carbon Dioxide Steelmaking). 48 europäische Unternehmen und Organisationen aus 15 europäischen Ländern haben sich zu diesem Forschungs- und Entwicklungskonsortium für eine drastische Senkung der mit der Stahlerzeugung verbundenen CO_2-Emissionen zusammengeschlossen. Dazu gehören alle führenden Stahlunternehmen der Europäischen Union, ihre Partner aus der Energiewirtschaft und dem Anlagenbau, Forschungseinrichtungen und Universitäten. Das Projekt wird von der Europäischen Kommission gefördert. Ziel des ULCOS-Projekts ist eine Minderung der Kohlendioxid-Emissionen um mindestens 50 Prozent gegenüber den gegenwärtig effektivsten Technologien. Das Gesamtbudget des Projektes beträgt 47 Millionen € (für die Jahre 2004 – 2009). Das Projekt soll über das Jahr 2015 hinaus fortgeführt werden, und einige Techniken in industriellem Maßstab umgesetzt werden.

Es gibt drei Themenfelder, die in dieser Hinsicht untersucht werden:

- Erfassung und Abscheidung von CO_2, optional auch Abtransport und Speicherung
- Einsatz von kohlenstofffreien Energieträgern und Reduktionsmitteln, d.h. Wasserstoff, Strom und – mit Einschränkungen – auch Erdgas
- Einsatz von nachhaltiger Biomasse, z. B. aus Eukalyptusplantagen

Alle diese Themen werden im ULCOS-Projekt umfassend erforscht; in allgemeinerer Form auch weltweit in anderen Forschungsprogrammen.

11.1.1.1 Hochofen mit Gichtgasrückführung

Das Konzept eines Hochofens mit Gichtgasrückführung beruht auf einer Auftrennung des im Hochofenprozess entstehenden Gases, um dessen nutzbare Bestandteile in den Hochofen zurückzuführen und als Reduktionsmittel zu nutzen. Auf diese Weise wird im Hochofen weniger Koks benötigt (siehe Konzept des Hochofens mit Gichtgasrückführung in Abbildung 11.1, welches im Rahmen des ULCOS-Projekts optimiert wird). Darüber hinaus ermöglicht das Verfahren durch das Eindüsen von Sauerstoff (O_2) an Stelle von vorerhitzter Luft, den unerwünschtem

Stickstoff (N_2) aus dem Gas herauszuhalten. Hierdurch wird auch die CO_2-Abscheidung und -Speicherung (CCS) vereinfacht (zu CCS siehe Abschnitt 10.1.2).

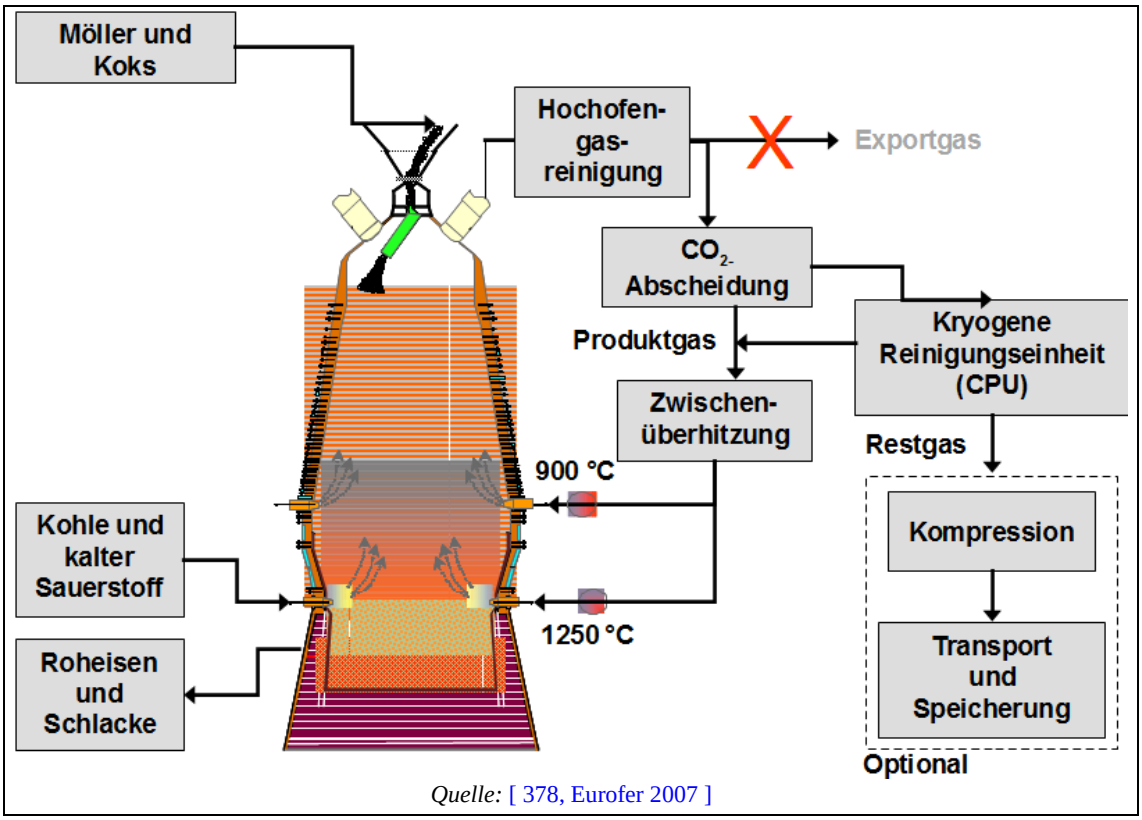


Abbildung 11.1: Schematische Darstellung des Hochofens mit Gichtgasrückführung in Kombination mit einer CO_2-Abscheidung und optionalen Speicherung

Für Testreihen zu diesem Verfahren wurde neben dem Forschungshochofen des MEFOS Forschungsinstituts in Schweden eine Anlage zur Gas-Trennung errichtet. Der Forschungshochofen wurde für die Verwendung von reinem Sauerstoff (O_2) und für die Rückführung des Kohlenmonoxid (CO)-Gases ausgerüstet. Diese Kombination aus umgebautem Hochofen und Gastrennung wurde 2007 erfolgreich getestet.

Auch ohne Anwendung von CCS führt das Konzept der Gichtgasrückführung, vor allem durch den um ca. 25 % geringeren Koksverbrauch (bezogen auf die Tonne Roheisen) zu einer deutlichen Minderung der CO_2-Emissionen. Da die Rückführung den Überschuss an Gichtgas, der zur Energieerzeugung genutzt werden kann, verringert und folglich diese Energiemenge auf anderen Weise erzeugt werden muss, sind die Gesamtminderung der CO_2-Emissionen zwar kleiner als 25 %, liegt aber immer noch im Bereich von 10 – 20 % (je nach Brennstoffmix).

Zur Zeit der Erarbeitung dieses Dokumentes (2010) liefen Planungen, diese Technik an einem industriell betriebenen Hochofen zu testen. Die Tests sollen in der nächsten Phase des ULCOS-Projekts erfolgen, wofür Entwicklungskosten in Höhe von mehreren Hundert Millionen Euro veranschlagt werden.

In einem zweiten Verfahrensschritt wird das abgeschiedene CO_2 komprimiert und anschließend zur Speicherung in geologischen Formationen wie Öl- und Gasfeldern, nicht abbaubaren Kohleflözen und tiefen Salinen (CO_2-Sequestrierung), mineralischen Carbonaten oder zur Nutzung in industriellen Prozessen transportiert.

11.1.1.2 Einsatz von kohlenstoffarmen Brennstoffen und Reduktionsmitteln

Die Substitution von Kohlenstoff durch Wasserstoff oder Strom ist eine große Herausforderung, da Wasserstoff und Strom beide aus anderen Brennstoffen hergestellt werden müssen.

Bis zum heutigen Tag ist dies der Grund dafür, weshalb Strom teurer als Kohle, Gas oder Öl ist. Deshalb wurde in bisherigen Forschungs- und Entwicklungsprojekten auch kaum Arbeiten zu Themen wie der Eisenerzeugung durch Elektrolyse des Eisenerzes durchgeführt.

Dieses Bild könnte sich in Zukunft komplett ändern. Tatsächlich werden die Beschränkungen des CO_2-Ausstoßes durch Kyoto- und Post-Kyoto-Politikmaßnahmen die Preisstruktur der Brennstoffe verändern. Bei Kohle wird beispielsweise durch die Notwendigkeit der Anwendung von CCS ein Preisaufschlag erfolgen. Dementsprechend würde für jede erzeugte Kilowattstunde, bei der 1000 g CO_2/kWh entstehen, zu einem Preisaufschlag von 20 – 80 €/MWh führen. Dies ist vor dem Hintergrund zu betrachten, dass die heutigen Industriestrompreise weltweit zwischen 4 und 80 €/MWh variieren. Strom aus nicht-kohlenstoffbasierten Quellen müsste diese Zusatzlast nicht tragen und würde *mutatis mutandis*[139] den Kohlenstoffeinsatz ersetzen. Dies könnte die Preisstruktur für Energie möglicherweise drastisch verändern. Abschätzungen mit ähnlicher Reichweite zeigen, dass die Stahlindustrie große Mengen an Wasserstoff nutzen könnte, wenn diese in großer Menge und zum richtigen Preis verfügbar wäre. Es handelt sich dabei um eine Menge gleicher Größenordnung wie sie die Transportsektor benötigen würde, wenn dieser auf mit Brennstoffzellen betriebene Autos umgestellt würde.

Unter solch neuen ökonomischen Bedingungen könnte die Vorreduktion des Eisenerzes ein sinnvoller Ansatz sein, insbesondere da die Umstellung von Erdgas auf Wasserstoff aus ingenieurtechnischer Sicht einfach ist. Ebenso ist die Elektrolyse von Eisenerz physikalisch gesehen durchaus möglich. Es wurde zudem argumentiert, dass es aus thermodynamischer Sicht eine einfachere Technologie wäre als die Elektrolyse von Tonerde.

Die Elektrolyse von Eisenerz würde – konservativ geschätzt – ca. 4,5 MWh/t Eisen oder 16,2 GJ /t Eisen erfordern, was in derselben Größenordnung der Energieintensität liegt wie bei einem modernen integrierten Stahlwerk. Zur Produktion von 1 Mio. Tonnen Stahl pro Jahr wären jährlich 0,514 GW an elektrischer Leistung erforderlich, so dass für die Produktionskapazität eines integrierten Stahlwerks (4 Mt/a) ein ganzes Kraftwerk benötigt würde. Wenn ein konventionelles Kohlekraftwerk (1000 g CO_2 pro kWh) genutzt würde, würden 4,5 t CO_2 pro t Stahl freigesetzt. Das sind 3-mal mehr, als beim heutigen Hochofenprozess entsteht, was das Verhältnis der Wirkungsgrade zwischen einem Kraftwerk und dem Hochofenprozess widerspiegelt. Würde der Strom allerdings CO_2-frei erzeugt, würden nur 27 kg CO_2 pro Tonne Stahl entstehen. Da sich die Kraftwerkstechnologie in der Post-Kyoto-Zukunft verändern wird, werden diese Werte, zumindest in Bezug auf die Kohlekraftwerke, durch die Umsetzung von Kraft-Wärme-Kopplungs- und CCS-Konzepten wie dem GuD-Prozess mit integrierter Kohlevergasung (*engl.* integrated gasification combined cycle - IGCC) sinken. In langfristiger Sicht ist elektrischer Strom eine vielversprechende Option, sofern die CO_2-Intensität der Stromerzeugung gering und sein Preis in Relation zum Stahlpreis angemessen ist.

Die Elektrolyse von Wasser – in flüssigem Zustand – ist Stand der Technik. Da typische Aggregate 200 Nm³ Wasserstoff pro Stunde erzeugen, werden 600 solcher Aggregate benötigt, um eine Direktreduktionsanlage mit einer Kapazität von 1 Mt DRI/a zu betreiben (bei einem Verbrauch von 1050 Nm³ H_2/t DRI). Der Strombedarf läge bei 4,85 MWh/t Stahl (einschließlich des Schmelzvorgangs im Elektrolichtbogenofen) bzw. bei 4.850 GWh/a für 1 Mio. Tonnen Stahl.

[139] Anm. der Übersetzer: *lat.* „nach Änderung des zu Ändernden“, d. h. nach den erforderlichen Anpassungen.

11.1.1.3 Einsatz von Biomasse

Letztlich muss auch nachhaltige Biomasse als Alternative zur CO_2-Minderung ernsthaft in Betracht gezogen werden. Dies wäre eine interessante Wendung, da Stahl über Jahrtausende hinweg mit Biomasse erzeugt wurde, was nach dem Beginn der Industrialisierung, als Kohle zu einem gewaltigen Konkurrent für Holz und Holzkohle wurde, jedoch nicht mehr tragfähig war. Heutzutage gibt es allerdings eine nachhaltige Forstwirtschaft, wie von internationalen Zertifizierungsstellen wie dem Forest Stewardship Council (FSC) attestiert wird. Zudem konnten Waldbiologen und Ökologen belegen, dass sich Plantagen mit nachhaltigen Wachstumsbedingungen in Bezug auf die Anreicherung von Treibhaugasen in der Atmosphäre tatsächlich neutral verhalten.

Zu guter Letzt zeigen Inventare der Landflächen, die zur Anpflanzung von energetisch zu nutzenden Pflanzen genutzt werden könnten, dass es Möglichkeiten gibt, weitere Plantagen anzulegen, die einen deutlichen Beitrag zur weltweiten Stahlproduktion leisten könnten. Dieses Thema erfordert eine sehr sorgfältige Behandlung und ist eindeutig noch nicht abschließend geklärt, die erforderlichen Arbeiten sind jedoch ebenso Teil des ULCOS-Projekts.

11.1.2 CO_2-Abscheidung und -speicherung

Beschreibung
Eine Option zur Minderung der CO_2-Emissionen ist die CO2-Abscheidung und -speicherung (*engl.* Carbon Capture and Storage – CCS). Sie wird als Brückentechnologie mit einem gewissen Potential betrachtet, den Klimawandel über einige Jahrzehnte zu mindern. Die Technologie wird derzeit für die Anwendung in Kraftwerken und in CO_2-intensiven Industrieanlagen wie der Eisen- und Stahlerzeugung entwickelt.

CCS ist eine Prozesskette, die drei aufeinanderfolgende Schritte beinhaltet:

a) Abscheidung: Abtrennung des CO_2 aus dem Abgas
b) Transport: Das abgeschiedene CO_2 wird in einen flüssigen oder superkritischen Zustand verdichtet und dann zum Ort der Speicherung transportiert.
c) Speicherung (Sequestrierung) in geologischen Formationen

Zu Schritt a): Viele Verfahren zur CO_2-Abscheidung befinden sich noch in der Forschungs- und Entwicklungsphase. Andere Verfahren werden zwar bereits seit Jahrzehnten angewandt, es gibt aber keine Referenzanlage für ihre Anwendbarkeit bei Industrieprozessen. Bisher wurden die chemischen und physikalischen Absorptionsverfahren vorrangig zur CO_2-Abscheidung bei der Erdgasgewinnung angewendet. Im Gegensatz dazu enthalten die Abgase aus oxidativen Prozessen wie in Stahlindustrie andere Inhaltsstoffe wie NO_x, SO_x, O_2, etc., was zu technischen Problemen sowie – aufgrund des oxidativen Abbaus – zu einem hohen Lösemittelverbrauch führt. Es gibt daher noch Bedarf an einer Weiterentwicklung der Abscheideverfahren, insbesondere um den erheblichen Energiebedarf für die Abscheidung zu senken.

Zu Schritt b): Der Transport des CO_2 erfolgt in verdichtetem (flüssigem oder superkritischem) Zustand, z. B. in Pipelines oder als Einzelladung per Schiff. Aufgrund des hohen spezifischen Energiebedarfs sowie von Sicherheitsüberlegungen sollten Transporte per LKW unterbleiben.

Zu Schritt c): Die Speicherung (Sequestrierung) des superkritischen CO_2 erfolgt in geologischen Formationen auf dem Festland oder unter dem Meer. Beispiele hierfür sind Öl- und Gasfelder, stillgelegte Kohlebergwerke oder salzhaltige Aquifere (Grundwasserleiter). Eine Speicherung in der marinen Wassersäule oder auf dem Meeresboden wird von der OSPAR Konvention verboten. Die EU-Richtlinie 2009/31/EC erlaubt auch eine Injektion von CO_2 in noch genutzte Erdgas- oder Ölfelder (zwecks Steigerung der Ausbeute an Kohlenwasserstoffen, *engl.* Enhanced

Hydrocarbon Recovery – EHR). In diesem Fall gelangt aber ein bedeutender Teil des injizierten CO_2 im Zuge der Kohlenwasserstoffgewinnung wieder aus der geologischen Lagerstätte heraus.

CCS in der Eisen- und Stahlindustrie

Eine mögliche Option der CO_2-Abscheidung bei der Eisen- und Stahlerzeugung könnte die Verwendung von Sauerstoff zur Kohlenstoffvergasung im Hochofen (an Stelle von Luft), der Einsatz der PSA/VPSA-Technologie zur Separierung des im Hochofengas enthaltenen CO vom CO_2 und die erneute Eindüsung des gewonnenen COs in den Hochofen sein. Dieses Verfahren wird „Hochofen mit Gichtgasrückführung“ genannt und derzeit von der europäischen Stahlindustrie im Rahmen der ULCOS-Projektes untersucht (siehe IEA report [180, N.N. 2008])[140].

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die CO_2-Emissionen werden in großem Maße gemindert, wenn das abgeschiedene CO_2 in geologischen Formationen auf dem Festland oder unter dem Meer gespeichert werden kann.

Medienübergreifende Effekte
Die CO_2-Abscheidung und Speicherung führt zu einem deutlich erhöhten Energieverbrauch (namentlich für die Abscheidung und Verdichtung), was normalerweise mit höheren CO_2- und anderen Schadstoffemissionen (z. B. von NO_x) verbunden ist. Die tatsächliche Höhe bzw. der Netto-Betrag der CO_2-Minderung ergibt sich aus der Differenz der CO_2- Emissionen ohne Anwendung von CCS abzüglich der CO_2-Emissionen unter Anwendung von CCS.

Die CO_2-Speicherung wird seit einigen Jahrzehnten vorrangig im Zuge der "Enhanced Oil Recovery" (EOR) in den USA an Land sowie Offshore, z. B. im Sleipner-Gasfeld in Norwegen durchgeführt. Bei diesen Projekten werden CO_2 und andere Substanzen aus der Erdgas- bzw. Öl-Aufbereitung in das Gas- oder Ölfeld zurückgepumpt, so dass eine chemische Wechselwirkung mit dem Deckgestein nicht zu erwarten ist. CO_2 aus anderen Prozessen könnte eine größere Palette an Substanzen enthalten, die vorher nicht in Kontakt mir dem Deckgestein standen. Mögliche Wechselwirkungen dieser Verunreinigungen im CO_2 mit dem Deckgestein sollten Gegenstand weiterer Untersuchungen sein.

Die CO_2-Speicherung in salzhaltige Aquiferen ist ein neuer, praktisch unbekannter Anwendungsfall, deren Langzeitwirkungen auf die Grundwasserqualität etc. noch untersucht werden sollten.

Qualitätsanforderungen im Hinblick auf die Reinheit des CO_2 und tolerierbare Gehalte an anderen Stoffen wurden z. B. im DYNAMIS Projekt [181, Vangkilde-Pedersen et al. 2007] bestimmt. Deren Anwendbarkeit in der Praxis muss aber erst noch bewiesen werden.

Die Techniken zur Überwachung der Integrität einer Lagerstätte sowie zur Messung der CO_2-Leckagen aus einer Lagerstätte müssen hinsichtlich ihrer Genauigkeit und Nachweisgrenze verbessert werden.

Der CO_2-Transport ist eine wichtige Angelegenheit im Hinblick auf die Sicherheit der menschlichen Gesundheit und die Natur.[141]

Betriebsdaten
Gemäß Internationaler Energieagentur (IEA) und der Ergebnisse experimenteller Testreihen an einem Forschungshochofen kann die Anwendung von CCS am Kernprozess der Stahlerzeugung, dem Hochofen, auf eine Minderung der CO_2-Emissionen um bis zu 75 % hinauslaufen.

---

[140] Anm. der Übersetzer: siehe vor allem den vorhergehenden Abschnitt 11.1.1.1

[141] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist gemeint, dass der Transport des CO_2 sowohl in Hinblick auf den Umwelt- als auch den Gesundheitsschutz erhebliche Risiken birgt und daher besondere Sicherheitsmaßnahmen erforderlich sind.

Eine Abscheidung des verbleibenden CO_2 aus den anderen Prozessschritten wie der Kokerei, der Sinteranlage, dem Blasstahlkonverter und dem Walzwerk könnte nur mit erheblich höheren Kosten erreicht werden.

Anwendbarkeit
Erste Testreihen am Forschungshochofen zeigten, dass das im Hochofen entstehende CO_2 durch eine Umrüstung des Hochofens auf Sauerstoffbetrieb und Einführung einer CO_2-Abscheidung mittels Adsorbentien entfernt werden kann. Es sind aber weitere Testreihen zur Zuverlässigkeit und Anwendbarkeit dieser Technik sowie ein Upscaling auf einen industriell betriebenen Hochofen erforderlich.

Wirtschaftliche Aspekte
Der IPCC gibt die spezifischen Abscheidungskosten für den Industriesektor mit einer Spanne von 25 bis 115 US-$/t abgeschiedenes CO_2 an (bezogen auf das Jahr 2002). Diese große Spanne zeigt auf der einen Seite die große Vielfalt der verwendeten Technologien und auf der anderen Seite die fehlende Erfahrung mit dieser Technologie. Die veröffentlichten Zahlen sollten daher nur als grobe Schätzung angesehen werden. Sie repräsentieren nur ein Szenario unter vielen Möglichen. Durch weitere Forschungs- und Entwicklungsbestrebungen können diese derzeitigen Kosten um wenigstens 20 - 30 % in den nächsten 10 Jahren reduziert werden. Durch den Mangel an Erfahrungen bei der Abscheidung bestehen aber noch viele Unsicherheiten über die Kosten in einem Sektor wie der Eisen- und Stahlindustrie. Zusätzliche Kosten für die Abscheidung sind Transportkosten (1 – 8 (2002) USD / t CO_2 transportiert über 250 km) und Kosten für die geologische Speicherung (0.5 – 29 (2002) USD / t CO_2).

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzliteratur
[179, Metz et al. 2005] [180, N.N. 2008] [181, Vangkilde-Pedersen et al. 2007]

11.1.3 Keramische Filter zur Minderung von Staub und Stickoxiden in Abgasströmen

Beschreibung
Bei diesem trockenen Abgasreinigungsverfahren werden keramische Filter eingesetzt. Diese kombinieren die Staubfiltration mit dem SCR-Verfahren in einer katalytischen Filtereinheit. Diese Filter ermöglichen, den hohen Energiegehalt des Gases zu nutzen und zugleich ein Verstopfen des Katalysators (Oxide von Ti, V und W) zu verhindern. Darüber hinaus senkt die Kombination von zwei Minderungstechniken in einer Einheit die Betriebskosten sowie die Investitions- und Wartungskosten.

Keramische Heißgasfilterelemente mit einer Feinfilterschicht als äußere Membran und einem integriertem Katalysator in der Stützstruktur der Filterelemente können für eine effiziente Staubabscheidung und NO_x-Minderung genutzt werden. Die Verwendung dieser Filterelemente ermöglicht, Staubfilter und SCR-Reaktor in einer Einheit zu kombinieren. Darüber hinaus kann die integrierten Katalysatorschicht so ausgestaltet werden, dass nicht nur NO_x katalytisch abgebaut wird, sondern auch flüchtige organische Verbindungen (VOCs)

Die Schadstoffe SO_2 und HCl werden durch Einsatz von Sorbentien wie Natriumbicarbonat ($NaHCO_3$)[142] oder Calciumhydroxid ($Ca(OH)_2$) entfernt, wohingegen NO_x beim Durchströmen der Filterelemente katalytisch mit NH_3 und O_2 zu N_2 und H_2O umgewandelt wird

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Vorläufige Ergebnisse zeigen eine Minderung des NO-Gehalts um 83 – 98 % (bei einem NO-Gehalt im Rohgas von 500 – 1720 ppmv und Temperaturen zwischen 140 – 360 °C). Durch Eindüsung von Natriumbicarbonat kann ein Entschwefelungsgrad von bis zu 99 % erreicht werden. Der Staubabscheidegrad liegt typischerweise über 99,99 %.

Medienübergreifende Effekte
Eine Bildung von N_2O wurde nicht festgestellt.

Betriebsdaten
Dieses System ist im Vergleich zu Nassreinigungsverfahren einfacher anlagentechnisch umzusetzen und führt tendenziell zu kleineren Anlagen. Das System kann auch bei hohen Temperaturen (bis zu 500 °C) arbeiten.

Anwendbarkeit
Die Technik kann insbesondere bei kleinen und mittelgroßen Anlagen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitions-, Wartungs- und Betriebskosten sind geringer als bei einer konventionellen mehrstufigen nassen Abgasreinigung. Darüber hinaus vermeiden trockene Systeme den Anfall von Abwasser bei der Abgasreinigung.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Diese Technik wurde in einem 3,5 MW_{th}-Biomassekraftwerk in Spanien getestet.

Referenzliteratur
[377, Heidenreich et al. 2007] [381, Pall 2006]

11.1.4 Verbrennung und Verwertung von trockenen Filterstäuben

Beschreibung
Diese Technik sieht vor, trockene Stäuben aus integrierten Stahlwerken, z. B. Blasstahlkonverter- oder Hochofenstäube, in einem speziellen Reaktor pyrometallurgisch zu behandeln. Dabei werden flüchtige und gefährliche Metalle und ihre Verbindungen eliminiert, so dass eine unbelastete eisenreiche Fraktion erzeugt werden kann.

Im vorliegenden Fall hat der Reaktor eine ovale Form mit 4,5 m Länge, 2,6 m Breite und 3,1 m Höhe. Die Stäube werden mittels Stickstoff in den Reaktor eingetragen. Beim Eintritt in den Reaktor dient der im Staub enthaltene Kohlenstoff (bis zu 30 %) und zugeführtes Propan als Brennstoff für den Oxy-Fuel-Brenner, der eine adiabatische Flammtemperatur von 2200 – 2350 °C hat. Bei diesen Temperaturen werden die Stäube geschmolzen und bilden flüssige Schlackentropfen, die alle 2 – 3 Stunden abgestochen werden. Diese Eisenoxidschlacke, die ca. 80 % der eingebrachten Menge ausmacht, kann zur Nutzung ihres Eisengehalts in den Hochofen zurückgeführt werden. Das Abgas wird zur weiteren Oxidation der Metalle und organischen Bestandteile einer thermischen Nachverbrennung zugeführt. Der Staub wird in einem Kassettenfilter abgeschieden und beträgt ca. 20 % der eingebrachten Menge.

[142] Anm. der Übersetzer: Es ist unklar, ob hier Natriumbicarbonat (Na_2CO_3) oder Natriumhydrogencarbonat ($NaHCO_3$) gemeint ist.

Die wesentlichen anlagentechnischen Bestandteile sind:

- das Transportsystem für die Stäube
- das Staublager
- die Wiegeeinrichtung für den Staub
- das pneumatische System zum Transport des Staubs in den Reaktor
- der mit einen Oxy-Fuel-Brenner und einem Abstichloch ausgerüstete Reaktor
- das Nachverbrennungs- und Kühlsystem für das Abgas
- der Kassettenfilter
- eine zusätzliche Mess-, Steuerungs- und Regelungseinheit

Die Kapazität der Pilotanlage beträgt maximal 20.000 Tonnen an behandelten Stäuben. Im Fall von Ovako Koverhar sind dies hauptsächlich Stäube aus dem Hochofen und dem Blasstahlkonverter. Das jährliche Gesamtaufkommen an diesen Stäuben beträgt 20.000 Tonnen, was der Maximalkapazität der Anlage entspricht.

Das Produkt aus dem Reaktor besteht aus ca. 50 % aus Fe in Form von FeO/Fe_3O_4. Der Zinkanteil beträgt typischerweise 0,1 – 0,2 % und der K_2O-Gehalt 0,5 – 1,0 %. Das Produkt ist für die Rückführung in den Hochofen geeignet.

Die Menge an Kassettenfilterstaub beträgt 15 – 20 % der eingesetzten Staubmenge. Der Zinkgehalt des abgeschiedenen Staubs liegt bei ca. 10 % und der Alkaliengehalt (K_2O+Na_2O) bei 20 – 30 %. Dieser Staub wird an eine Fremdfirma abgegeben.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Der Hochofenstaub wird als problematischer Staub eingestuft. Konverterstaub ist eine ernsthafte Umweltgefahr, es ist aber möglich, ihn in dem entsprechenden Staublager zu lagern.

Nach dem Upscaling der Technik kann der gesamte Staub des integrierten Stahlwerks in dieser Anlage behandelt werden. Die Menge des zu deponierenden Staubes wird um ca. 80 % gemindert. Nach der pyrometallurgischen Behandlung und der Nachverbrennung kann der zu deponierende Staub als weniger gefährlich betrachtet werden.

Die Emissionswerte nach dem Kassettenfilter liegen unter 5 mg/Nm³.

Die Energieeffizienz des Verfahrens ist hoch, so dass der Bedarf an zugeführter Energie minimal ist (der C-Gehalt des Hochofenstaubs liegt bei 20 – 30 %).

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
In metallurgischer Hinsicht funktioniert das Verfahren im Allgemeinen gut, hinsichtlich der Anlagentechnik besteht aber noch weiterer Entwicklungsbedarf.

Anwendbarkeit
Die Anwendbarkeit des Verfahrens zur Behandlung von trockenen Stäuben wird als gut eingeschätzt. Hauptzweck der Entwicklung dieser Technik war die Behandlung des Staubs aus Hochofen und Blasstahlkonverter, es wird aber angenommen, dass der Verfahren zur Behandlung einer Vielzahl von metallurgischen Produktionsrückständen geeignet ist.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Behandlung der Stäube durch Fremdfirmen ist teurer als eine Behandlung vor Ort, insbesondere wenn dessen Kapazität voll genutzt werden kann.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung waren u.a.

- eine signifikante Verbesserung der Umweltleistung
- Kosteneinsparungen
- das Potential für (eigene) Ingenieurleistungen

Referenzanlagen
Ovako, Koverhar (Finnland).

Referenzliteratur
[208, Lindfors et al. 2006]

11.2 In Entwicklung befindliche Techniken für Sinteranlagen

11.2.1 Einsatz von mit Kohlenstoff inprägnierten Kunststoffen zur PCDD/F-Adsorption

Beschreibung
Aufgrund ihrer exzellente Korrosionsbeständigkeit erfahren Kunststoffe eine breite Anwendung beim Bau von Abgasreinigungsanlagen. An speziellen Kunststoffen (Polymeren mit Kohlenstoffpartikeln) werden PCDD/F adsorbiert. Diese Kunststoffe werden typischerweise in Kombination mit anderen Abgasreinigungstechniken (z. B. Nasswäschern) eingesetzt.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Aus dem Abfallverbrennungssektor wurden folgende Ergebnisse berichtet: Bei Rohgaskonzentrationen von 6 – 10 ng I-TEQ/Nm³ in der Gasphase wurden für einen Nasswäscher Abscheidegrade von 60 – 75 % berichtet. Ohne das imprägnierte Füllmaterial wurden dagegen nur 0 – 4 % erreicht. Die Wirksamkeit der Adsorption nahm während des Testzeitraums (ein Jahr) nicht ab. Bei Nutzung eines trockenen Systems anstelle eines Nasswäschers ist der Abscheidegrad größer (bei einem Testlauf über neun Monate betrug er über 97 %), da der Wasserfilm im Nasswäscher den Stofftransport von PCDD/F einschränkt.

Medienübergreifende Effekte
Nach einer gewissen Zeit ist das adsorptive Material gesättigt. Daher sollte das beladene Material periodisch entfernt und entsorgt oder, sofern erlaubt, im Ofen verbrannt werden.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Mit Kohlenstoff imprägnierte Kunststoffe werden im Abfallverbrennungssektor eingesetzt, finden bislang aber noch keine Anwendung in der Eisen- und Stahlindustrie. Diese Technik kann auch in Form einer teureren Füllkörperkolonne und/oder in Kombination mit einer vor- oder nachgelagerten Abgasbehandlung zur Dioxinminderung eingesetzt werden. Die Arbeitstemperatur liegt zwischen 60 – 80 °C.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung dieser Technik war die Minderung der PCDD/F-Emissionen, um Genehmigungsanforderungen einzuhalten.

Referenzanlagen
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzliteratur
[239, Setterstig 2006] [285, EC 2006]

11.2.2 Hemmung der PCDD/F-Neubildung durch Zugabe von Stickstoffverbindungen in das Abgas

Beschreibung
Unter der Annahme, dass ein beachtlicher Teil des PCDD/F durch De-Novo-Synthese in den Windkästen unterhalb des Sinterbands entsteht, werden Stickstoffverbindungen wie Triethanolamin (TEA) oder Monoethanolamin (MEA) im Gegenstrom zum Abgas in die

Windkästen eingedüst. So wird die Bildung von PCDD/F gehemmt. Die Amine können in Wasser gelöst und mittels Düsen in die Windkästen gesprüht werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Eindüsung von MEA (2 – 4 % der Menge an Flugstaub) in das Sinterabgas bei ArcelorMittal in Gent (Belgien) hat nicht zu eier Minderung der Schadstoffemissionen geführt. Tatsächlich haben sich die Emissionen an Staub und Mikroschadstoffen sogar erhöht, was an einer Kombination mehrerer Faktoren liegt:

- die Anreicherung von MEA durch die Rückführung des Elektrofilterstaubs in das Sinterrohmaterial, was zu einer Sättigung der Aktivkohle geführt hat
- die Bildung von Ammoniumsalzen
- die Bildung klebriger Stäube (wodurch sich die Bedingungen für die Entfernung des Filterstaubs von den Niederschlagselektroden durch Abklopfen verschlechtert haben)
- die niedrige Reaktivität von MEA gegenüber Mikroschadstoffen bei etwa 150 °C.

Soweit es in der Forschung bekannt ist (auf Grundlage von Erfahrungen und der verfügbaren Literatur), gibt es keinen glaubwürdigen Beweis einer positiven Wirkung von MEA auf die Emissionen von Sinteranlagen. Die positiven Ergebnisse, die beim Einsatz von MEA am Metallurgischen Forschungszentrum (*frz.* Centre de Recherches Metallurgiques – CRM) von ArcelorMittal in Gent (Belgien) in der Zeit zwischen 1999 und 2001 ermittelt wurden, waren nur vorläufige Ergebnisse auf Basis einer sehr kurzen Versuchszeit (Stichproben), und wurden niemals in großtechnischem Maßstab über einen längeren Zeitraum bestätigt. Tatsächlich zeigen die Laborversuche von Xhrouet C. an der Universität Liège, dass man gewissse PCDD/F-Minderungen erwarten kann, wenn der PCDD/F-haltige Staub über mehrere Stunden hohen Temperaturen (325 – 400 °C) ausgesetzt ist[143]. Es ist aber schwer zu sagen, ob so ein Ansatz auf Sinteranlagen übertragen erden kann.

Medienübergreifende Effekte
Bei den Versuchen wurde der Hauptteil des MEA am Flugstaub adsorbiert, zusammen mit dem Staub im Elektrofilter abgeschieden und letztendlich in das Sinterrohmaterial zurückgeführt. Aus diesem Grund kann angenommen werden, dass mit dem MEA das gleiche passieren würde, wenn es direkt dem Sinterrohmaterial zugeführt werden würde.[144]

Betriebsdaten
Um bei einer Sinteranlage mit einer Produktionskapazität von 230 Tonnen Sinter pro Stunde die zuvor genannten Minderungsraten[145] zu erreichen, werden 46 kg MEA/h benötigt. Die entspricht 0,2 kg MEA pro Tonne gebrauchsfähigem Sinter.

Anwendbarkeit
Diese Technik kann bei bestehenden Anlagen angewendet werden und gleichermaßen bei der Neukonzeptionierung von Anlagen integriert werden.[146]

Wirtschaftliche Aspekte
Laut einer Schätzung würden für eine vollumfängliche Anwendung des MEA-Verfahrens bei einer Sinteranlage mit einer Kapazität von 230 Tonnen Sinter pro Stunde die Kosten für die Reagenzien bei 0,149 €/t Sinter und die Investitionskosten bei 0,008 €/t Sinter liegen. Dies entspricht Gesamtkosten von 0,157 €/t Sinter.

---

[143] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach wird nicht deutlich, wie die hier genannte PCDD/F-Zersetzung bei hohen Temperaturen mit der Hemmung der PCDD/F-Neubildung durch Zugabe von Stickstoffverbindungen in Zusammenhang steht.

[144] Anm. der Übersetzter: Unserem Verständnis nach beschreiben diese Ausführungen keine medienübergreifenden Effekte.

[145] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach werden in diesem Abschnitt keine Minderungsgrade genannt.

[146] Anm. der Übersetzer: Angesichts der zuvor beschriebenen Unwirksamkeit dieser Technik (am Beispiel von ArcelorMittal in Gent) entzieht sich unserem Verständnis, welcher Technik hier generelle Anwendbarkeit attestiert wird.

Auslöser für die Umsetzung
Auslöser für die Umsetzung dieser Technik war die Minderung der Dioxinemissionen.

Referenzanlagen
Versuche mit in Wasser gelöstem MEA und TEA wurden von 1999 – 2001 bei ArcelorMittal in Gent (Belgien) durchgeführt.

Referenzliteratur
[224, Xhrouet 2002] [230, Brouhon et al. 2001] [231, Xhrouet et al. 2002]

11.2.3 Quenchen des Sinterabgases

Eine weitere Methode zur Unterdrückung der PCDD/F-Bildung in den Windkästen könnte das schnelle Abkühlen des heißen Abgases durch Eindüsen von kaltem Wassernebel in die Windkästen sein. Die Eindüsung sollte wieder so nah wie möglich am Boden des Sinterbetts stattfinden, um die PCDD/F-Bildung durch Temperaturen unter 260 °C zu unterdrücken [265, Tan et al. 2004].[147]

[147] Anm. der Übersetzer: Offenkundig gibt es hierzu nur theoretische Überlegungen; daher fehlen weitere Ausführungen.

11.3 In Entwicklung befindliche Techniken für Kokereien

11.3.1 „Superkoksofen“

[253, ICSTI' 06 2006] [320, Eurofer 2007] [343, Eurofer 2007]

Ein Beispiel für einen „Superkoksofen“ ist das SCOPE 21-Projekt in Japan, aus dem die Pilotanlage in Nagoya im Folgenden beschrieben wird. SCOPE 21 steht für „Superkoksofen für Produktivitäts- und Umweltverbesserungen im 21. Jahrhundert“ *(engl.* super coke oven for productivity and environment enhancement toward the 21st century).

Dieses nationale japanische Projekt wurde in den neunziger Jahren vom japanischen Stahlverband JISF (*engl.* Japan Iron and Steel Federation) zur Entwicklung eines Koksofens der nächsten Generation gestartet. Ziel dieses Projektes war es, ein innovatives Kokserzeugungsverfahren zu entwickeln, der gleichzeitig umweltfreundlich, energieeffizient und hochproduktiv ist.

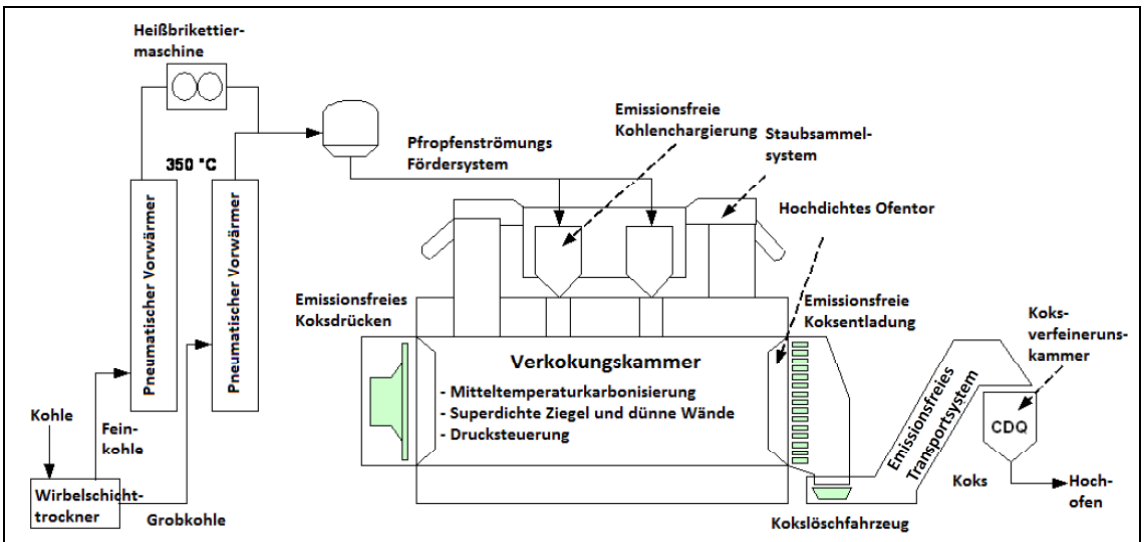
SCOPE 21 wurde 2003 abgeschlossen. Die Forschungsarbeiten wurden von allen großen japanischen Stahlunternehmen (NSC, KSC, NKK, Sumitomo Metals etc.) in Zusammenarbeit mit Universitäten unterstützt. Derzeit laufen einige Aktivitäten in Hinblick auf eine Anwendung dieses Verfahrens im industriellen Maßstab.

Eine großtechnische SCOPE 21-Kokosofenbatterie wurde in 2008 bei den Oita Werken der Nippon Steel Corporation (Japan) gebaut und in Betrieb genommen. Die Anlage hat eine Kapazität von 1 Million Tonnen Koks pro Jahr. Die Kohlenmischung wird bis auf 250 °C vorgewärmt, die Heiztemperatur liegt bei 1270 °C und die Verkokungszeit beträgt 13 Stunden.

Beschreibung
Die Idee hinter SCOPE 21 war es, bekannte Kokereitechniken zu kombinieren. Dazu zählen:

- das Vorwärmen der Kohlemischung in einer Wirbelschicht auf 350 – 400 °C mit der Möglichkeit einer teilweisen Brikettierung
- Transport und Einfüllen der Kohlemischung mittels Schwerkraft durch emissionsfreie Füllvorrichtungen
- die Verkokung in einem klassischen Ofen aus sehr dichten Silikasteinen, die eine sehr hohe thermische Leitfähigkeit aufweisen, und mit dicht schließenden Ofentüren. Die Verkokungszeit beträgt insgesamt 6 – 8 Stunden und die Endtemperatur 850 °C.
- den gedrückten Koks einer Trockenkühlungsanlage zuzuführen, bei der der Koks in einer Vorkammer zunächst auf 1000 °C erwärmt und dann für den weiteren Transport trocken abgekühlt wird.

Alle Materialbewegungen werden in geschlossenen Transportsystemen durchgeführt. Der Pilotofen ist ungefähr halb so groß wie ein Ofen im industriellen Maßstab (Höhe 7,5 m; Länge 8 m, Breite: 450 mm). Abbildung 11.2 zeigt ein Fließbild des Verfahrens.



Quelle: [320, Eurofer 2007] [343, Eurofer 2007]

Abbildung 11.2: Verfahrensfließbild eines SCOPE 21 Superkoksofens

Ergebnisse

Untersuchungen zur wirtschaftlichen Optimierung des Gesamtsystems zeigen, das eine Kokerei mit dem SCOPE 21-Konzept folgende Vorteile bieten kann:

- höhere Produktivität (2,4 mal höher als bei konventionellen Koksöfen)
- bessere Koksqualität
- Erhöhung der Einsatzrate von nicht oder schlecht verkokbarer Kohle auf 50%
- Energieeinsparung von 20 % im Kokereiprozess
- Minderung der NO_x-Emissionen um 30 %
- Vermeidung von Rauch und Staub

11.3.2 Druckregelung am einzelnen Koksofen

Bei konventionellen Kokereien wird die Strömung des Koksofengases aus den einzelnen Öfen in die Sammelleitung derzeit (2010) durch ein Schließventil oder durch eine variable Druckregulierung namens PROven (siehe Abschnitt. 5.3.10) geregelt.

Die Druckregelungstechnik am Einzelofen (SOPRECO®), die in diesem Abschnitt beschrieben wird, basiert auf einer Modifikation dieses Ventils, das aufgrund von Erfahrungswerten und CFD-Simulationen optimiert wurde.

Das System basiert auf einem speziellen Ventil mit hydraulischem- oder pneumatischen Stellantrieb und wird durch den Druck im Steigrohr gesteuert. Das Ventil ist so ausgelegt, dass es über den gesamten Schwankungsbereich der Druck- und Strömungsbedingungen während des Verkokungsprozesses arbeitet.

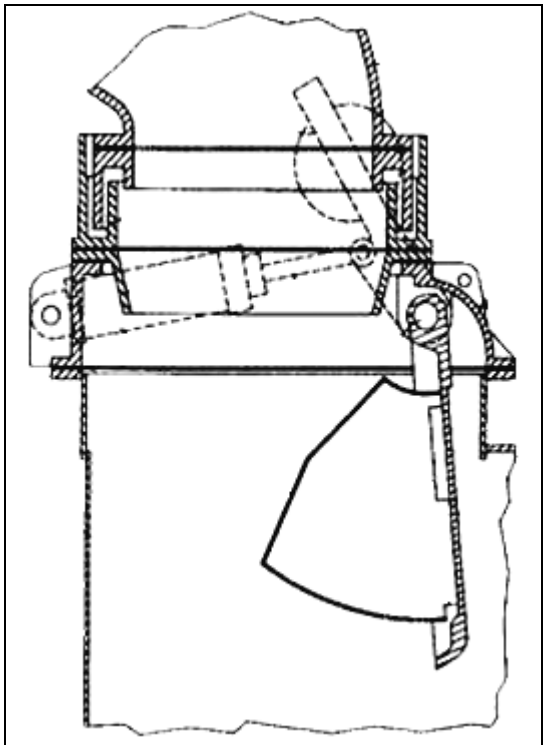
Eine kontinuierliche Regelung des Ofendrucks während des gesamten Verkokungsprozesses kann einen Überdruck in der ersten Prozessphase verhindern, indem der Unterdruck in der Sammelleitung aufrecht erhalten wird. Dies ermöglicht eine vollständige Minderung der Emissionen aus Ofentüren, Füllöchern etc.

Darüber hinaus vermeidet eine kontinuierliche Ofendrucksteuerung einen relativen Unterdruck im Unterteil des Ofens während der letzten Verkokungsphase, bei der der Volumenstrom des Koksofengases gering ist. Wegen des möglichen Eindringens von Luft, die zum Brennen des Kokses und zu Materialschäden am Ofenboden führen kann, ist es notwendig, einen Unterdruck

im Verhältnis zur Außenluft zu vermeiden. Daher ist die Druckregelung am einzelnen Koksofen sowohl für die Emissionsminderung (während der ersten Phase des Verkokungsprozesses) als auch für die Vermeidung eines Luftzutritts (während der letzten Phase des Verkokungsprozesses) vorteilhaft.

Das System wurde ursprünglich für die Installation an bestehenden Batterien entworfen, bei der keine wesentliche bauliche Änderung und keine Beeinträchtigung des Anlagenbetriebs erfolgen sollte. Im Falle eines Ausfalls kann das System einfach und schnell auf den konventionellen Betrieb umgestellt werden. Dies sind die Hauptvorteile im Vergleich zu anderen angewendeten Systemen. Allerdings wurde für neue Anlagen mittels CFD-Simulationen bereits ein neues Ventildesign entworfen, das eine noch bessere Druckregelung ermöglicht.

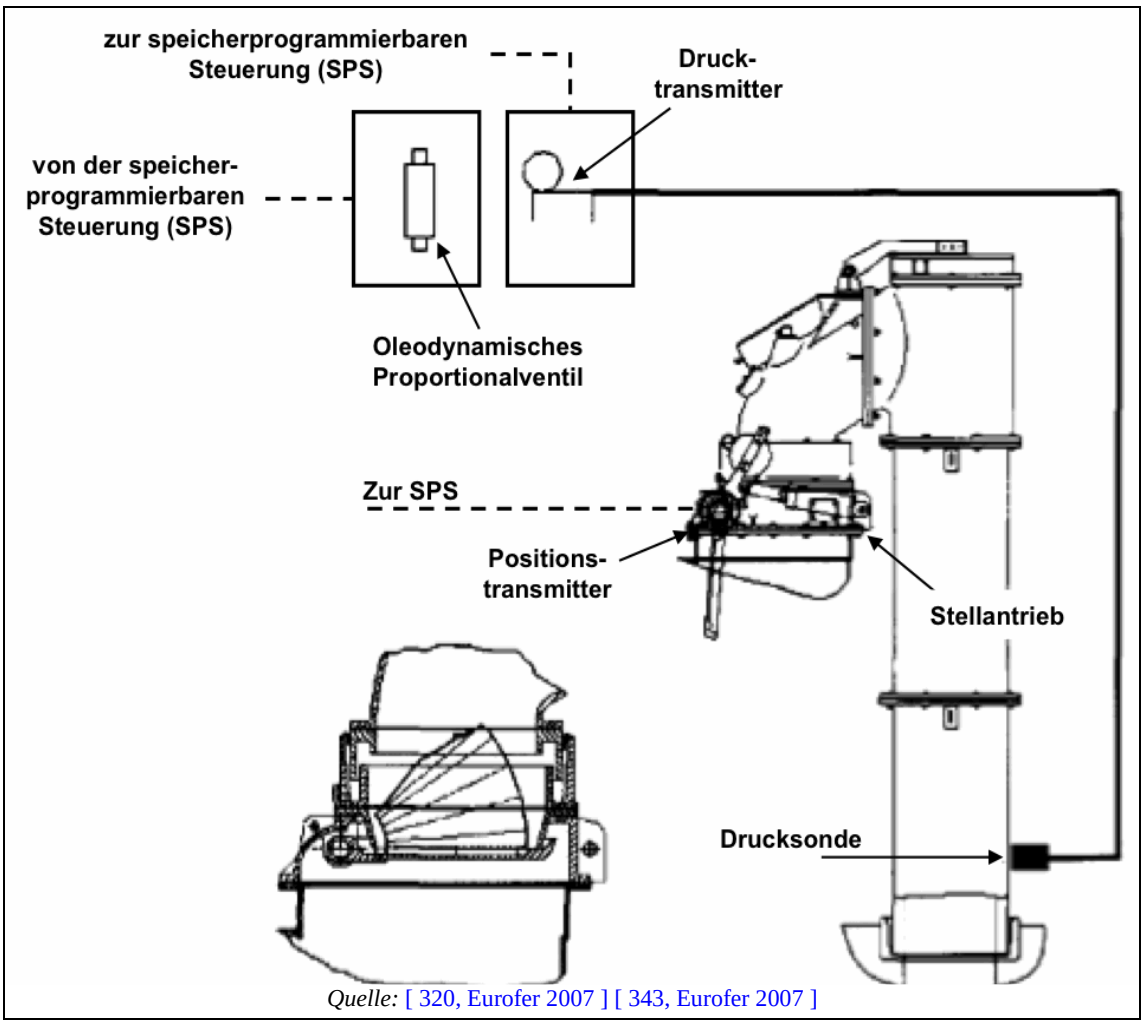
Abbildung 11.3 zeigt die einfache Geometrie eines SOPRECO-Ventils, wie es bei bestehenden Koksöfen installiert werden kann.



Quelle: [320, Eurofer 2007] [343, Eurofer 2007]

Abbildung 11.3: SOPRECO-Ventil

Abbildung 11.4 zeigt den allgemeinen Aufbau eines SOPRECO-Systems.



Quelle: [320, Eurofer 2007] [343, Eurofer 2007]

Abbildung 11.4: SOPRECO-System

Das System wurde am Ofen Nr. 45 der Kokerei Lucchini in Piombino, Italien erprobt und zeigte eine hohe Zuverlässigkeit und einen stabilen Betrieb. Im März 2006 entschied Sollac Méditerranée, das System in der neuen Koksofenbatterie von ArcelorMittal in Fos sur Mèr (Frankreich) zu installieren. Die Anlage befindet sich derzeit in der Inbetriebnahme.

Eine zweite Generation des SOPRECO-Systems namens Model 2 wurde entwickelt, um höhere Anforderungen seitens der Batterien zu erfüllen. Dieses Ventil wird zwischen Sammelleitungsklappe und Krümmer am Sammelleitungsventil angebracht; das Steigrohr wird entsprechend erweitert.

Die SOPRECO-Technik erlaubt, den Ofendruck während verschiedener Betriebszustände wie dem Öffnen und Schließen separat zu steuern. Es wurde berichtet, dass die Druckregelung der Ofenkammern eine sehr hohe Genauigkeit erreicht, wie dies insbesondere für mit dem Stampfverfahren befüllte Kammer erforderlich ist. Dort wird die benötigte Saugdruck von 6 hPa (das entspricht 60 mm Wassersäule) in der Sammelleitung aufrechterhalten, während der Druck in den Ofenkammern bei 0 – 1 hPa (0 – 10 mm WS) gehalten werden sollte. Insgesamt muss eine Druckdifferenz von bis zu 7 hPa (70 mm WS) exakt geregelt werden, was durch die PLC-Steuerung für jedes Ventil individuell erfolgt.

Das SOPRECO-System kann in neuen und in bestehenden Kokereien angewendet werden. Da die Sammelleitungsklappen erhalten bleiben, kann das SOPRECO-System sukzessive (Ofen für Ofen) installiert und in Betrieb genommen werden.

Das System wurde erfolgreich bei drei per Stampfverfahren befüllten Ofenbatterien über einen Zeitraum von 6 Monaten erprobt. Das System wurde in der neuen Ofenbatterie Nr. 3 der ZKS in Dillingen installiert, die im Januar 2010 in Betrieb ging.[148]

Abbildung 11.5 zeigt 50 Ventile des Typs SOPRECO „Model 2“, die an einer per Stampfverfahren befüllten Ofenbatterie mit einer Kammerhöhe von 6,3 m installiert wurden. Die Inbetriebnahme dieser Batterie erfolgte im Januar 2010.

Abbildung 11.5: Ventile des Typs SOPRECO „Model 2“ an einer per Stampfverfahren befüllten Ofenbatterie

11.3.3 Alternative Verwendungen von Koksofengas

[206, Diemer et al. 2004]

Für manche Kokereien ist es aus unterschiedlichen Gründen sinnvoll, von der konventionellen Verwendung des Koksofengases abzuweichen. Alternative Verwendungsmöglichkeiten setzen andere Methoden und Verfahrensschritte zur Behandlung des Kokereigases voraus. Die untersuchten Optionen der Kokereigasnutzung konzentrieren sich auf die Wasserstoffgewinnung, die Methanolsynthese, die Dampferzeugung zur Stromerzeugung sowie die Nutzung als Reduktionsmittel im Hochofen oder in Direktreduktionsanlagen. Diese alternativen Potentiale zur Nutzung des Kokereigases müssen unter Berücksichtigung der relevanten Infrastrukturen des jeweiligen Stahlwerkes umfassend bewertet werden. Die Vorteile der mittelbaren oder unmittelbaren Nebenprodukte einer Kokerei hängen von den jeweiligen lokalen und betrieblichen Anforderungen des Stahlwerks ab.

Als Alternative zur klassischen energetischen Nutzung des Kokereigases zur Wärmeerzeugung kann das ca. 800 °C heiße Rohgas aus dem Koksofen ohne Kühlung direkt einem Verbrennungs- oder Partialoxidationssystem geführt. Diese Technik konnte aber nicht industrielle angewendet werden, da bisher keine vielversprechende technische Lösung zur Drucksteuerung der individuellen Ofenkammern bei hohen Temperaturen existiert

Weitere Optionen für eine alternative Kokereigasverwertung sind:

- die Injektion von Kokereigas und Teer als zusätzliche Reduktionsmittel in den Hochofen. Diese Technik wurde bereits in die Praxis überführt.

[148] Anm. der Übersetzer: Dass diese Technik trotz ihrer industrielle Anwendung nicht im entsprechenden Kapitel 5.3.10 „Variable Druckregulierung der Öfen während der Verkokung“, sondern als in Entwicklung befindliche Technik präsentiert wird, ist unserem Verständnis nach nur dem zeitlichen Ablauf der Überarbeitung dieses BVT-Merkblatts geschuldet, die zum Zeitpunkt der industriellen Anwendung dieser Technik eben weitgehend abgeschlossen war.

- der Einsatz von Kokereigas als Reduktionsmittel bei der Erzeugung von direkt reduziertem Eisen (DRI) oder heißbrikettiertem Eisen (HBI). Bei der Nutzung von Kokereigas als Reduktionsmittel in Direktreduktionsanlagen ist ein zusätzlicher Prozessschritt erforderlich. In diesem Fall wird das Kokereigas teilweise gereinigt.

11.4 In Entwicklung befindliche Techniken für Hochöfen

[233, Poos et al. 1993] [356, Eurofer 2007]

11.4.1 Minderung der CO-Emissionen aus Winderhitzern mit interner Verbrennungskammer

Beschreibung

In Abschnitt 6.1.4 werden die beiden grundlegenden Bauarten von Winderhitzern (Winderhitzer mit interner oder externer Verbrennungskammer) beschrieben. Bei den Anlagen mit interner Verbrennungskammer treten in Folge von Leckagen durch Risse im Feuerfestmauerwerk hohe CO-Emissionen auf. Diese Leckagen scheinen unvermeidbar zu sein und führen zu Freisetzungen von unverbranntem Gas. Es ist allerdings möglich, solchen Leckagen bei der Erneuerung der Feuerfestausmauerung durch Einfügen von Stahlblechen geeigneter Güte vorzubeugen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Die Auswirkungen von Rissen im Feuerfestmauerwerk (d. h. hohe CO-Emissionen) können deutlich gemindert werden. Ergebnisse von Messungen vor und nach Einfügung von Stahlblechen sind allerdings nicht verfügbar.

Status

Diese Maßnahme wurde bereits in einem integrierten Stahlwerk in der EU-27 umgesetzt.[149]

11.4.2 Wärmerückgewinnung aus Schlacken

Beschreibung

Flüssige Schlacke aus dem Hochofen enthält große Mengen an Eigenwärme. In modernen Hochöfen fallen rund 250 – 300 kg Schlacke pro t Roheisen mit einer Temperatur von ca. 1450 °C an. Es gibt weltweit kein wirtschaftlich betriebenes System zur Nutzung dieser potentiellen Energiequelle. Das liegt hauptsächlich an technischen Schwierigkeiten bei der Entwicklung eines sicheren, zuverlässigen und energieeffizienten Systems, welches sich zudem nicht negativ auf die Schlackenqualität auswirken darf.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Die möglichen Energieeinsparungen werden auf etwa 0,35 GJ/t Roheisen geschätzt.

Status

Ende der 1990er Jahre wurden Versuche durchgeführt. Bisher ist keine wirtschaftliche Anwendung bekannt.

Referenzliteratur

[65, InfoMil 1997]

11.4.3 Einblasen von Abfallstoffen in den Hochofen

Es wurden Untersuchungen zum Einsatz einer Mischung aus mit Öl kontaminiertem Walzzunder und Flugasche durchgeführt. Einblasraten bis zu 100 kg/t Roheisen wurden erprobt [238, Janke et al. 1997].

[149] Anm. der Übersetzer: Vermutlich hat die schlechte Informationslage zur Einstufung dieser Technik als „in Entwicklung befindlich“ geführt. Aufgrund ihrer industriellen Anwendung hätte sie auch in Kapitel 5.3 beschrieben werden können.

11.5 In Entwicklung befindliche Techniken für die Sauerstoffblasstahlerzeugung einschließlich Gießen

11.5.1 Verbesserung der Konverterschlackenqualität für eine breitere Nutzung

Beschreibung
Der Einsatz von Blasstahlkonverterschlacke im Baubereich ist begrenzt, da dessen Gehalt an freiem Kalk die Volumenbeständigkeit beeinflusst. Kürzlich wurde ein Behandlungsverfahren für die flüssige Schlacke entwickelt, um dieses Problem zu lösen: Nach dem Abstich der Schlacke in die Schlackenpfanne wird die flüssige Schlacke durch Einblasen von Sauerstoff und Sand (SiO_2) behandelt. Dadurch wird der freie Kalk in stabilen Phasen gebunden. Die so entstehenden Schlackenkörner sind volumenbeständig. Zudem kann das Umweltverhalten der Schlacke verbessert werden.

Status
Dieser Behandlungsschritt wurde im Rahmen eines 1998 abgeschlossenen Forschungsprojektes entwickelt. Zum Zeitpunkt der Überarbeitung dieses BVT-Merkblatts (2010) wurde es in zwei europäischen Blasstahlwerken eingesetzt. Die Umsetzung hängt stark von der Marktnachfrage im Baugewerbe und den politischen Rahmenbedingungen für breiteren Einsatz dieses Nebenprodukts ab.

Das Verfahren ist schwieriger zu steuern als gedacht; die Viskosität der Schlacke kann zu Problemen hinsichtlich der Reaktivität und der Homogenität führen. Die technischen Probleme werden jedoch generell gelöst. Die Vorhersagbarkeit, ob eine zu behandelnde Charge die gewünschte Qualität erreichten kann, wurde verbessert. Die laufenden Versuche zielen auf die Prozessoptimierung sowie Kostensenkungen ab.
Referenzanlagen sind die Stahlwerke Beeckerwerth von ThyssenKrupp Steel in Duisburg (Deutschland) und von ArcelorMittal in Gent (Belgien).

Wesentliche Erfolge
Durch die Verbesserung der Stabilität können die Anforderungen für den Einsatz der Schlacke im Bausektor erfüllt werden. Im Straßenbau ersetzt die Schlacke natürliche Rohstoffe und vermeidet dadurch die Emissionen bei deren Gewinnung. Durch den Einsatz der Schlacke kann aufgrund ihrer besserer Trag-und Wärmedämmeigenschaften eine doppelt so große Menge an Rohmaterial (bezogen auf das Volumen) eingespart werden. Dies bedeutet eine bessere Ressourceneffizienz der Einsatzstoffe für die Stahlerzeugung sowie eine Verminderung des zu deponierenden Materials.

Referenzliteratur
[363, Eurofer 2007]

11.5.2 Verbesserung der Reingas-Staubwerte von Nasswäschern in Blasstahlwerken durch deren Umbau zu Hydro-Hybrid-Filtern

Beschreibung
Weltweit sind die meisten Blasstahlwerke einer auf Nasswäschern basierenden Gasreinigung ausgestattet. Diese Anlagen erreichen für gewöhnlich Reststaubgehalte zwischen 30 und 50 mg/Nm³.

Die Modernisierung bestehender Anlagen durch Installation eines nachgeschalteten, kleinen Nass-Elektrofilters kann die Staubemissionen im Reingas weiter herabsetzen. Dieses kombinierte System wird „Hydro-Hybrid-Filter” genannt.

Die Idee ist, dass die Reinigung des Konvertergaseses nicht mehr ausschließlich mit dem bestehenden Wäscher erfolgt. Der Wäscher dient als Vorentstaubung zur Abscheidung von Grobstaub sowie als Kühl- und Konditionierungsturm für den nachgeschalteten Elektrofilter. Der Druckverlust des Nasswäschers kann dadurch deutlich gemindert werden, wodurch auch der Stromverbrauch für die Gebläse sinkt.

Da der Staubgehalt des Gases schon vorher durch den Wäscher signifikant reduziert wurde und der Vorumenstrom aufgrund der geringeren Temperatur abnimmt, ist der nachgeschaltete Nass-Elektrofilter vergleichsweise klein und besteht nur aus einem oder zwei Feldern.

Bereits vorhandene Ausrüstungen wie Gebläse oder Einrichtungen zur Abwasserbehandlung können mit geringen oder gar keinen Veränderungen weiter betrieben werden. Auch eine bestehende Konvertergasgewinnung wird von diesem Umbau nicht beeinträchtigt.

Status
Die Technik befindet sich in Entwicklung.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Mit Hydro-Hybrid Filtern können Staubkonzentrationen im Reingas von ≤10 mg/Nm^3 erreicht werden. Der zusätzliche Energieverbrauch des Elektrofilters wird durch die Energieeinsparung beim Gebläse mehr als ausgeglichen.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Die Technik befindet sich in Entwicklung.

Die Installation ist bei allen bestehenden Blasstahlwerken mit einer Gasreinigung mittels Nasswäschern möglich. Neue Anlagen werden vorzugsweise mit trockenen Elektrofiltern ausgestattet.

Wirtschaftliche Aspekte
Durch die geringe Größe des zusätzlichen Elektrofilters und die Weiterverwendung vorhandener Ausrüstungen sind die Investitionskosten gering.

Die Betriebskosten können durch den geringeren Druckverlust der Wäscher, der zu einem geringeren Stromverbrauch der Gebläse führt, gesenkt werden.

Auslöser für die Umsetzung
Wenn zur Einhaltung lokaler Emissionsbegrenzungen bestehende Gasreinigungssysteme mit Nasswäschern ertüchtigt werden müssen und ein vollständiger Ersatz der Nasswäscher nicht praktikabel ist, können die vergleichsweise geringen Investitionskosten die Einführung von Hydro-Hybrid-Filtern begünstigen.

Referenzanlagen
Die Technik befindet sich noch in Entwicklung.

Referenzliteratur
Patentanmeldung, [192, Schlüter 2009].

11.5.3 Wirbelhaube zur Sekundärentstaubung

Beschreibung
Die Staubemissionen, die beim Abstich oder beim Chargieren des Konverters entstehen, sind schwierig zu erfassen, da der Konverter dabei aus seiner aufrechten Position gekippt wird und der Rauch diffus in die Produktionshalle entweicht. Für diese Produktionsschritte wird einiger Freiraum über der Konverteröffnung für den Kran und dem Schrottkorb benötigt. Daher muss die Absaughaube etwas Abstand zur Staubquelle haben. Um trotz dieser konstruktiven Bedingungen einen guten Erfassungsgrad des Sekundärentstaubungssystems zu erreichen, wurden verschiedene Konzepte von Absaughauben entwickelt. Eine neue Entwicklung ist die „Wirbelhaube“ oder „Hurricane-Haube“. Dabei wird durch das Ansaugen von Luft an beiden Seiten eine Luftwalze in der Haube erzeugt. Die Strömungsverhältnisse befördern die Staubpartikel aufgrund der Druckverteilung in der Walze in die axiale Zone der Luftwalze, von wo aus sie dann über die Öffnungen der zwei gegenüberliegenden Saugrohre abgesaugt und der Entstaubung zugeführt werden. Es ist wichtig, dass der Ansaugdruck in der Wirbelhaube groß genug ist, um stabile Bedingungen zu gewährleisten.

Status
Das Funktionsprinzip dieser Art von Absaughaube wurde vor einigen Jahren entwickelt. Es liegen erste Erfahrungen aus Chargierprozessen in einigen Stahlwerken vor; eine erste Anlage soll in naher Zukunft gebaut werden.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Wenn das System gut ausgelegt ist, sollte es ermöglichen, bei diffusen Quellen, die nicht quellennah abgesaugt werden können, bessere Erfassungsgrade zu erreichen. Es ist nicht möglich, diesen Effekt zu quantifizieren, da der Erfassungsgrad nicht gemessen werden kann, sondern über die sichtbaren Staubemissionen abgeschätzt werden muss. Es gibt keine Ergebnisse aus dem praktischen Anlagenbetrieb, anhand derer dieses System mit [anderen] verglichen werden könnte, da jede Änderung des Absaugsystems mit einer Verbesserung des gesamten Stauberfassungssystems einhergeht.[150]

Referenzliteratur
[363, Eurofer 2007]

11.5.4 Verwertung der Pfannenschlacken und des Feuerfest-Ausbruchs aus Sauerstoffblas- und Elektrostahlwerken[151]

Beschreibung
Es wurden mehrere Techniken zur Verwertung der Pfannenschlacken und des Feuerfest-Ausbruchs aus Sauerstoffblas- und Elektrostahlwerken erprobt:

a) Die Nutzung von flüssiger Pfannenschlacke in einen Elektrolichtbogenofen. Es wurde eine Recyclingrate von 80 % erreicht.[152]
b) Die Nutzung von fester Pfannenschlacke in einen Elektrolichtbogenofen: Etwa 15 % des Kalks wurden im Verhältnis 1:2 durch Pfannenschlacke ersetzt. So können ca. 50 % der anfallenden Pfannenschlacke recycelt werden.

---

[150] Anm. der Übersetzer: Dieser Satz ist in der englischen Fassung unvollständig; wir haben versucht, ihn sinnstiftend zu ergänzen.

[151] Anm. der Übersetzer: Die Originalüberschrift dieses Abschnitts („Verwertung von Pfannenschlacken aus Sauerstoffblas- und Elektrostahlwerken als Flussmittel bei der Elektrostahlerzeugung“) war irreführend, weil sie sich nur auf eine der drei hier beschriebenen Techniken bezieht. Wir haben die Überschrift daher dem Inhalt dieses Abschnitts angepasst.

[152] Anm. der Übersetzer: Laut der Originalquelle bezieht sich die genannte Recyclingrate darauf, dass 80% der anfallenden Pfannenschlacke dem Lichtbogenofen zugeführt werden konnten; entgegen der ursprünglichen Erwartungen führte das „Recycling“ jedoch nicht zu Einsparungen von Kalk und Dolomit, d. h. es erfolgte keine stoffliche Nutzung der Pfannenschlacke. Auch die erwartete Energieeinsparung durch Nutzung des Wärmeinhalts der Schlacke wurde nicht erreicht, weil während des Einfüllens der Schlacke mehr Wärme aus dem Lichtbogenofen verloren geht als durch die Schlacke eingebracht wird.

c) Nutzung von Feuerfest-Ausbruch aus dem Elektrolichtbogenofen, dem Blasstahlkonverter und der Sekundärmetallurgie [zur Substitution von Olivin in Sinteranlage bzw. Hochofen oder zur Substitution von weichgebranntem Dolomitkalk im Blasstahlkonverter][153]. Eine sorgfältige Aufbereitung und Qualitätskontrolle ist Voraussetzung für die Verwertung.

Erreichte Umweltentlastungseffekte

Zu Technik a): Es ist keine Behandlung der Schlacke erforderlich.[154]
Zu Technik b): Es ist keine Aufbereitung der Schlacke notwendig.[155]
Zu Technik c): Feuerfestausbruch (Magnesit) ein geeignetes Substitut für Olivin und weichgebranntem Dolomitkalk

Medienübergreifende Effekte

Bei Technik a) wurde eine geringfügige Erhöhung des Gesamtenergieverbrauchs durch das zusätzliche bzw. längere Öffnen des Ofens festgestellt.

Betriebsdaten

Bei Technik a) wurden keine nachteiligen Auswirkungen auf die Stahlqualität im Elektrolichtbogenofen beobachtet.
Bei Technik b) bietet das Handling von festem Material den Vorteil, dass Schlacken mit optimaler Zusammensetzung ausgewählt werden können. Ein paar kleinere Effekte auf die Metallurgie und Stahlqualität können hervorgerufen werden.[156]

Anwendbarkeit

Für Technik c) wurde ein Recyclingtest an einer Sinteranlage, einem Hochofen und an einem Blasstahlkonverter durchgeführt.[157]

Wirtschaftliche Aspekte

Bei Technik b) werden die Kosten für die zusätzliche Aufbereitung durch die Einsparungen an Kalk ausgeglichen. Wirtschaftliche Vorteile ergeben sich durch die geringere Menge an deponierter Pfannenschlacke.

Auslöser für die Umsetzung

Beweggrund für das Projekt waren Fortschritte in Richtung abfallfreier Stahlerzeugung.

Referenzanlagen

RIVA Acciaio, Verona (Italien); Krupp Edelstahlprofile[158], Siegen (Deutschland); EKO Stahl[159], Eisenhüttenstadt (Deutschland).

Referenzliteratur

[386, Cores et al. 2005]

---

[153] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung fehlt die Angabe, wozu der Feuerfestausbruch genutzt wird. Wir haben dies auf Grundlage der Originalquelle ergänzt.

[154] Anm. der Übersetzer: Da der Einsatz von Kalk im Lichtbogenofen durch das „Recycling“der Pfannenschlacke nicht gemindert wird, beschränken sich die Umweltentlastungen auf die geringere Staubneigung und die bessere Verwertbarkeit der Lichtbogenofenschlacke gegenüber der Pfannenschlacke (die ja zu etwa 80% in ersterer aufgeht).

[155] Anm. der Übersetzer: Das entspricht nicht den Aussagen der Originalquelle, die gerade bei Technik b) auf die zusätzlich erforderlichen Aufbereitungsschritte hinweist. Dagegen fehlt ein Hinweis auf die Umweltentlastungseffekte durch die Substitution von Kalk, d. h. insbesondere den geringeren Kalksteinabbau und die Vermeidung der mit dem Kalkbrennen verbundenen CO_2-Emissionen.

[156] Anm. der Übersetzer: Letzteres entspricht nicht den Aussagen der Originalquelle, der zufolge zwar geringfügige Auswirkungen auf die Schlackenbeschaffenheit und den Energieverbrauch, jedoch nicht auf den erzeugten Stahl festzustellen waren.

[157] Anm. der Übersetzer: Der Originalquelle zufolge wurden alle 3 genannten Techniken jeweils bei einem der unten genannten Stahlwerke erprobt. Zur Anwendbarkeit der Techniken enthält die Originalquelle dagegen keine Aussagen.

[158] Anm. der Übersetzer: firmiert heute unter Deutsche Edelstahlwerke GmbH Siegen; laut Originalquelle wurde hier Technik b) erprobt, aber nicht im Dauerbetrieb umgesetzt.

[159] Anm. der Übersetzer: firmiert heute unter ArcelorMittal Eisenhüttenstadt GmbH; laut Originalquelle wurde hier Technik c) erprobt, aber nicht im Dauerbetrieb umgesetzt.

11.6 In Entwicklung befindliche Techniken für Elektrolichtbogenöfen

11.6.1 Contiarc-Ofen

Beschreibung
Der Contiarc-Ofen ist ein Gleichstromlichtbogenofen mit einem Ringschacht, der durch einen inneren Schacht im umgebenden Behälter gebildet wird. Der Ofen arbeitet kontinuierlich, wobei das Rohmaterial von oben in den Ringschacht chargiert wird. Aufgrund der versenkten und kontinuierlichen Betriebsart des Ofens ist dieser energieeffizienter als Kupolöfen. Desweiteren ermöglicht er, Schmelzen und Verhütten in demselben Ofen mit einer Kapazität von 80 t/h durchzuführen. Der Ofen kann minderwertige Schrotte (z. B. aus Automobil-Schredderanlagen), Eisenschwamm (DRI) und/oder heißbrikettiertes Eisen (HBI) verarbeiten und unter Zugabe von Kohle und Silikatgestein daraus Qualitäts-Gusseisen mit 3,5 % Kohlenstoff (C) und 2,5 % Silizium (Si) erzeugen.[160]

Der Ofen wird über ein automatisches Aufgabesystem beschickt. Förderbander befördern das Rohmaterial zur Oberseite des Ofens, wo jede Charge in einen der acht Aufgabebehälter entladen wird, die in einem rotierenden Karussell an der Oberkante des Ofens positioniert sind. Das computergestützte Chargiersystem wird über den Ofenrechner gesteuert, der angibt, an welcher Stelle des Ringschachts die Charge benötigt wird.

Durch Aufrechterhaltung der Schüttung von chargiertem Material im Ringschacht wird der Wärmeinhalt der Ofenabgase zur Vorwärmung des chargierten Materials genutzt. Aufgrund des Gasvolumenstroms stellt die Gasdurchlässigkeit der Schüttung kein Problem dar. Allerdings muss das Einsatzmaterial eine geeignete Stückigkeit haben, um Verstopfungen im Ringschacht zu verhindern.

Das Konzept des kontinuierlicher Lichtbogenschmelzofens basiert auf einer Zentralkathode (Graphitelektrode) im inneren Schacht und der korrespondierenden Anode am Ofenboden. Bei einem traditionellen Lichtbogenofen wird die Elektrode während der Chargierung des Ofens ganz nach oben gefahren. Beim kontinuierlichen Lichtbogenofen kann die zentrale Graphitelektrode im inneren Schacht verbleiben, da dieser sie vor Beschädigungen durch den herabfallenden Schrott schützt. Die Spitze der Elektrode befindet sich etwas unterhalb der unteren Öffnung des Schachts, so dass sich ein langer Gleichstromlichtbogen zwischen der Elektrode und der Schmelze ausbildet. Der Ofenmantel wird durch die aufgegebene Materialschüttung von der Strahlung des Lichtbogens abgeschirmt.

Der komplett geschlossene Schmelzofen gewährleistet eine reduzierende Atmosphäre im unteren Teil des Ofens und leicht oxidierende Bedingungen im Ringschacht, um die gewünschte Metallurgie und und Ausnutzung der Gase zu erreichen. Zudem führt diese Ofengestaltung zu geringen Verlusten durch Oxidation des Eisens oder Siliziums. Die Emissionen werden über ein Gewebefiltersystem erfasst.

Hauptvorteile
Der Contiac-Ofen ist so ausgelegt, dass er sowohl für Schmelz- als auch für Verhüttungsprozesse genutzt werden kann. Dies bietet folgende Vorteile:

- die Möglichkeit, billigen und reichlich vorhandenen Schredderschrott, Bohrspäne, HBI und/oder DRI einzuschmelzen (mit letzteren können die Gehalte an Begleitelementen begrenzt werden)

[160] Anm. der Übersetzer: Unserem Verständnis nach bezieht ein Großteil der Ausführungen in diesem Abschnitt auf die Anwendung dieser Technik zur Erzeugung von Gusseisen. Vermutlich liegt das Entwicklungspotential dieser Technik gerade darin, dieses Ofenkonzept auch zur Stahlerzeugung zu nutzen.

- An Stelle von teurem Ferrosilizium kann der geforderte Siliziumanteil in der Schmelze auch durch Quarz (SiO) in Form von Kies aus der Bauindustrie eingestellt werden.
- An Stelle von Koks kann Kohle zum Aufkohlen des Eisens im Schmelzprozess und zur Reduktion des Quarzes eingesetzt werden, da das Kohlenstoffprodukt nicht zur Wärmeerzeugung benötigt wird.
- Ohne Einsatz von Koks wird weniger Schwefel in der Schmelze eingetragen.
- Beim Contiarc-Verfahren wird weniger Schlacke als in einem Kupolofen erzeugt, da er unter reduzierenden Bedingungen arbeitet, was bedeutet, dass viele Oxide, die sonst in die Schlacke gehen würden, nun zum Metall reduziert werden
- Während des Schmelzvorgangs kann die Temperatur des Contiarc-Ofens flexibel geregelt, d. h. durch einfache Variation des Strom-/Spannungsverhältnisses eingestellt werden. Dadurch kann das Eisen vor dem Abstich gezielt überhitzt werden.

Referenzanlagen
Im Juli 2001 wurde der erste kontinuierliche Gleichstromlichtbogenofen (Contiarc) bei ACIPCO in Birmingham (USA) in Betrieb genommen

11.6.2 Intermetallische Gewebefilter zur Minimierung der Staub-, PCDD/F- und Schwermetallemissionen

Beschreibung
Ein intermetallischer, hochtemperaturbeständiger Gewebefilter kombiniert die Filterwirkung mit katalytischen Prozessen und führt zu einer deutlichen Minderung der Emissionen an Staub und daran gebundenen anderen Schadstoffen.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
In Pilotversuchen bei LME Trith-Saint-Léger (Frankreich) wurden Minderungsgrade von 99,9 % bei Staub, von mehr als 95 % bei PCDD/F und von 95 – 100 % bei Schwermetallen (außer flüchtigen wie Quecksilber) erreicht. Zudem kann aufgrund der geringeren Abgaskühlung Energie gespart werden[161], da diese Technik bei 350 – 550 °C arbeitet, während herkömmliche Abgasreinigungsstechniken oft nur bei 150 – 200 °C betrieben werden können.

Medienübergreifende Effekte
Es lagen keine Angaben vor.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Es lagen keine Angaben vor.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzliteratur
[252, France 2007]

[161] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist gemeint, dass die Abgas enthaltene Wärme besser genutzt und dadurch an anderer Stelle Energie eingespart werden kann.

11.6.3 Verwertung von Altreifen in Elektrolichtbogenöfen

Beschreibung
Analog zu Zementwerken können Altreifen (Aufkommen in Europa in 1999: 2,2 Mio. t/a) auch in Elektrostahlwerken als Substitut für Kohle (Steinkohle) genutzt werden. Ein optimierter Verwertungsprozess im Elektrolichtbogenofen setzt eine Zugabe der Reifen in geeigneter Menge und an der richtigen Stelle des Ofens (weder von oben noch am Boden des Ofens) voraus. Zudem müssen die Sauerstofflanzen so betrieben werden, dass eine Nachverbrennung außerhalb des Lichtbogenofens vermieden wird.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Diese Technik ermöglicht eine Verwertung von Altreifen und gleichzeitig einen geringeren Bedarf an abzubauender Kohle.

Medienübergreifende Effekte
Die Verwertung der Altreifen führt nicht zu zusätzlichen Emissionen an PCDD/F, Schwermetallen, PAK, SO_2 und VOC und benötigt keine zusätzliche Energie.

Betriebsdaten
Es lagen keine Angaben vor.

Anwendbarkeit
Es lagen keine Angaben vor.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Angaben vor.

Auslöser für die Umsetzung
Es lagen keine Angaben vor.

Referenzanlagen
In Pilotversuchen bei Ascometal in Hagondange, SAM in Neuves-Maisons und LME in Trith-Saint-Léger (alles in Frankreich) wurde ein Substitutionsverhältnis von 1,7 kg Altreifen für 1 kg Steinkohle erreicht. Eine Zugabe von 5 – 12 kg Altreifen pro t Rohstahl ist möglich, wenn diese in schmale Streifen von maximal 10 – 15 cm Länge geschnitten wurden. In 2006 wurde die Verwertungskapazität von LME in Trith-Saint-Léger auf 7000 t Altreifen pro Jahr geschätzt.

Bei ArcelorMittal in Belval und Differdange (beides Luxemburg) wurden ebenfalls Versuche zum Einsatz von Altreifen im Elektrolichtbogenofen durchgeführt.

Referenzliteratur
[252, France 2007]

11.6.4 Nutzung von Pfannenschlacken[162] als Flussmittel bei der Elektrostahlerzeugung

Für Details zu dieser Technik siehe Abschnitt 11.5.4.[163]

[162] Anm. der Übersetzer: Die Originalüberschrift dieses Abschnitts („Nutzung von Sauerstoffblaskonverter- und Lichtbogenofenschlacken als Flussmittel bei der Elektrostahlerzeugung“) war irreführend, weil sich die in Abschnitt 11.5.4 genannten Techniken, auf die hier verwiesen wird, ausschließlich auf Pfannenschlacken aus Sauerstoffblas- und Elektrostahlwerken beziehen. Wir haben die Überschrift daher dem Inhalt jenes Abschnitts angepasst.

[163] Anm. der Übersetzer: namentlich die dort genannten Techniken a) und b)

12 SCHLUSSBEMERKUNGEN UND EMPFEHLUNGEN

Ablauf des Überarbeitungsprozesses

Die Auftaktsitzung für die Überarbeitung des BVT-Merkblatts „Eisen- und Stahlerzeugung“ fand im September 2006 statt. Die technische Arbeitsgruppe (TWG) vereinbarte, ein allgemeines Kapitel (Kapitel 2) aufzunehmen, welches allgemeine Informationen über das Umwelt-, Material-, Wasser- und Energiemanagement sowie zur Anlagenüberwachung und zum Lärm beinhaltet. Diese Themen können als Querschnitts-Angelegenheiten für die Tätigkeiten in der Eisen- und Stahlindustrie angesehen werden. Die Kapitel 3 bis 8 enthalten Informationen zu den einzelnen Prozessstufen (Sinteranlagen, Pelletisierung, Kokereien, Hochöfen, Sauerstoffblasstahlerzeugung und -gießen, Elektrostahlerzeugung und -gießen).

Bei der Überarbeitung des BVT-Merkblatts „Eisen- und Stahlerzeugung“ war nicht vorgesehen, das im Dezember 2001 von der Europäischen Kommission verabschiedete Dokument komplett neu zu schreiben. Stattdessen wurde das bestehende BVT-Merkblatts aktualisiert und um zusätzliche Informationen (z. B. in Bezug auf bestimmte Techniken) ergänzt, die geprüft wurden, ob sie für die Schlussfolgerungen über BVT relevant sind. Der Informationsaustausch und die Datenerhebung basierten auf den Wünschen, die von den Mitgliedern der TWG übermittelt wurden.

Der Zeitraum für die Datenerhebung endete im Juni 2007. Daher wurde der Leitfaden für die Datenerhebung, der auf der IEF-Sitzung im April 2008 beschlossen wurde, bei diesem Prozess noch nicht angewendet. Der erste formale Entwurf des überarbeiteten BVT-Merkblatts „Eisen- und Stahlerzeugung“, der alle Kapitel außer den Schlussfolgerungen über BVT enthielt, wurde im Februar 2008 vorgelegt. Die Kommentierungsfrist für die TWG-Mitglieder endete Ende Mai 2008. Zu diesem Zeitpunkt wurde die Arbeit durch einen neuen Autoren übernommen. Nach der Beurteilung des ersten Entwurfs wurde eine grundsätzliche Überarbeitung von einigen Kapiteln sowie eine zusätzliche Zeitspanne zur Datenerhebung als notwendig erachtet. Diese Phase der Datenerhebung endete im Februar 2009. Basierend auf diesen zusätzlichen Informationen wurde im Juli 2009 der zweite Entwurf des BVT-Merkblatts einschließlich eines Entwurfs der Schlussfolgerungen vorgelegt. Die 10-wöchige Kommentierungsfrist für die TWG-Mitglieder endete im September 2009.

Die abschließende TWG-Sitzung fand im Februar 2010 statt. Zum Zeitpunkt des abschließenden Plenums hatte die technischen Arbeitsgruppe mehr als 70 Mitglieder.

Quellen der Informationen und Informationslücken

Für das überarbeitete BVT-Merkblatt „Eisen- und Stahlerzeugung“ wurden mehr als 200 Dokumente und Beiträge aus den Mitgliedsstaaten, Industrie- und Umweltverbänden in Betracht gezogen. Das BVT-Informationssystem der Europäischen Kommission (BATIS) diente als Plattform, wo die TWG-Mitglieder ihre Dokumente und Informationen hochladen und austauschen konnten, wodurch eine hohe Transparenz erreicht wurde. Relevante Beiträge wurden in die Liste der Quellen für das BVT-Merkblatt aufgenommen. Wichtige Lieferanten von Informationen waren EUROFER – der Industrieverband, der die meisten europäischen Stahlerzeuger repräsentiert – und folgende EU-Mitgliedsstaaten: Österreich, Belgien, die Tschechische Republik, Dänemark, Finnland, Frankreich, Deutschland, Italien, Luxemburg, die Niederlande, Polen, Schweden, das Vereinigte Königreich und Norwegen. Weiterhin wurden Informationen durch Ökopol als Vertreter der Umweltverbände sowie einige Anbieter von Anlagentechnik aus Deutschland, Italien und der Schweiz zur Verfügung gestellt. Diese Beiträge können als die Bausteine der überarbeiteten Teile des BVT-Merkblatts angesehen werden.

Weitere nützliche Informationen wurden bei Besichtigungen des EIPPC-Büros von Eisen- und Stahlwerken in Österreich, Finnland, Deutschland, Luxemburg, den Niederlanden, Spanien und dem Vereinigten Königreich zusammengetragen.

Basierend auf den zur Verfügung gestellten Informationen und Daten sowie den Kommentaren, die während der Kommentierungsfristen eingegangen sind, wurde das BVT-Merkblatt durch Aktualisierung der Informationen und Daten zu den Produktionszahlen, dem Energieverbrauch, den Kosten und erreichten Emissionswerten überarbeitet. Es wurden zudem neue Abschnitte aufgenommen, z. B. zur Anlagenüberwachung, zu Management-Techniken, zu den in integrierten Stahlwerken betriebenen Kraftwerken, zur Handhabung der Rohmaterialien und Nebenprodukte, zur Vermeidung und Überwachung von diffusen Emissionen, zum endabmessungsnahen Gießen, zur Schrottvorwärmung, zum Recycling von eisenreichen Reststoffen und zu den Anstrengungen zur Minderung der CO_2-Emissionen. Weiterhin wurden viele Textabschnitte grundlegend neu strukturiert und formuliert, z. B. zu den Minderungstechniken für Luftemissionen, zur Erfassung und Minderung der sekundären Luftemissionen, zur Abwasserbehandlung sowie zur internen und externen Verwertung der Reststoffe und Prozessgase.

Trotz all der vielen hilfreichen Informationen und Kommentaren, die übermittelt wurden, muss auf einige Probleme bei der Datenerhebung hingewiesen werden:

- Ein großer Teil der zur Verfügung gestellten Emissionsdaten wurde in Form von Emissionsfaktoren (z. B. g/t Produkt) für eine Mehrzahl von Anlagen berichtet. Diese Emissionsfaktoren wurden aus gemessenen Emissionskonzentrationen und spezifischen Abgasvolumenströmen ermittelt, die selbst jedoch nicht mit übermittelt wurden. Es wäre hilfreich gewesen, wenn diese wertvollen anlagenbezogenen Informationen zur Bewertung der Leistungsfähigkeit einzelner Techniken sowie zur Ableitung der BAT-AELs verfügbar gewesen wären.
- Es gab Unklarheiten, auf welche Kongenere sich die gelieferten Angaben für PCB und PAK beziehen, wodurch die berichteten Emissionswerte schwer zu vergleichen waren.

Während der abschließenden TWG-Sitzung gab es ausführliche Diskussionen zum Bypass-Betrieb, zu mit Prozessgasen befeuerten Kraftwerken sowie zum Umfang der Staubminderung. Diese Elemente werden weiter unten beschrieben.[164]

Bypass-Betrieb

Während des An- und Abfahrbetriebs oder anderer besonderer Betriebsvorgänge, die die Funktionsweise oder Sicherheit der Anlage beinträchtigen können (z. B. außerordentliche Wartungs- und Reinigungsarbeiten), kann es notwendig sein, die Vorrichtungen zur Emissionsminderung durch einen Bypass zu umgehen. Besondere Aufmerksamkeit muss daher den Emissionen während des Bypass-Betriebs gewidmet werden, in dem Sinne, dass die Zeit des Bypass- oder teilweisen Bypass-Betriebs minimiert werden und eine hohe Verfügbarkeit der Emissionsminderungstechnik angestrebt werden sollte. In dieser Hinsicht lagen zu wenige Informationen vor, deshalb sollte der Bypass-Betrieb in Zukunft besser dokumentiert werden. Die TWG kam zu dem Schluss, dass auf Basis der vorliegenden Informationen, wie mit diesen besonderen Betriebsbedingungen umzugehen ist, keine Schlussfolgerungen über BVT hinsichtlich des Bypass-Betriebs gezogen werden konnten.

Mit Prozessgasen befeuerten Kraftwerken in Eisen- und Stahlwerken

Die TWG sah die vorliegenden Informationen zu mit Prozessgasen befeuerten Kraftwerken als unzureichend an. Aus den in den Abschnitten 2.2.1.2 und 2.5.3 enthaltenen Informationen war es nicht möglich, BVT-AELs für Staub, SO_2, NO_x und CO abzuleiten. Dies sollte daher bei der Überarbeitung des BVT-Merkblatts „Großfeuerungsanlagen“ [282, EC 2006] erfolgen und zusammen mit anderen relevanten Aspekten von mit Prozessgasen befeuerten Kraftwerken Gegenstand eines speziellen Kapitel dieses BVT-Merkblatts sein.

[164] Anm. der Übersetzer: Im Gegensatz zu den beiden erstgenannten Diskussionsthemen folgen die weiteren Ausführungen zum Umfang der Staubminderung nicht unmittelbar nach diesem Absatz, sondern im nachfolgenden Abschnitt „Erreichter Übereinstimmungsgrad während des Informationsaustauschs“ (das ist Gegenstand der dort wiedergegebenen „abweichenden Standpunkte“).

Erreichter Übereinstimmungsgrad während des Informationsaustauschs

Auf dem abschießenden Sitzung der TWG im Februar 2010 wurde ein hoher Grad an Übereinstimmung über die Schlussfolgerungen zu BVT erreicht und nur drei „abweichende Standpunkte“ (*engl.* split views) zu Protokoll genommen. Tabelle 12.1 sind die abweichenden Standpunkte zu entnehmen, die von einzelnen TWG-Mitgliedern vertreten wurden.

Tabelle 12.1: Abweichende Standpunkte

BVT-Schluss-folgerung	Standpunkt vertreten von	Abweichender Standpunkt (*engl.* split view)
Nr. 20	Österreich und einer NGO	Als BVT für die Minderung der Staubemissionen aus dem Abgas des Sinterbands sind nur Gewebefilter anzusehen; zudem sollte der BAT-AEL für die Staubemissionen <10 mg/Nm^3, angegeben als Tagesmittelwert, betragen. Mehrere Anlagen in der EU sind mit Gewebefiltern ausgestattet und erreichen Tagesmittelwerte der Staubemissionen unter 10 mg/Nm^3 (siehe Abschnitt 3.3.2.2). Es bestehen keine technischen, wirtschaftlichen oder medienübergreifenden Gründe, die die Anwendbarkeit von Gewebefiltern einschränken. Laut der Informationen im Abschnitt 3.3.2.1 können mit Elektrofiltern keine gleichermaßen niedrigen Emissionswerte, angegeben als Tagesmittelwert, erreicht werden, insbesondere wenn Reststoffe und Stäube auf das Sinterband zurückgeführt werden.
Nr. 25	Österreich und einer NGO	Als BVT für die Minderung der PCDD/F- und PCB-Emissionen ist die Eindüsung geeigneter Adsorptionsmittel in den Abgaskanal des Sinterbands vor einer Entstaubung mittels Gewebefilter anzusehen. Laut der Informationen in diesem Dokuments sollte der BAT-AEL für PCDD/F <0,05 – 0,2 ng I-TEQ/Nm^3, bezogen auf eine 6 – 8-stündige Stichprobe unter stationären Bedingungen, betragen. Mehrere Anlagen in der EU sind mit Gewebefiltern ausgestattet und erreichen Werte unter 0,2 ng I-TEQ/Nm^3 (siehe Abschnitt 3.3.2.2). Weiterhin bestehen keine technischen, wirtschaftlichen oder medienübergreifenden Gründe, die die Anwendbarkeit von Gewebefiltern in Kombination mit der Eindüsung geeigneter Adsorptionsmittel in den Abgaskanal einschränken.
Nr. 49	Deutschland und einer NGO	Laut der Informationen in Abschnitt 5.2.2.1 und 5.3.12.1 ist ein Staubemissionswert von <10 mg/Nm^3 als BAT-AEL für die Koksofenunterfeuerung anzusehen. Die hohe Anzahl und die Größe der Risse in den Ofenwänden sehr alter (bis zu über 40 Jahre alter) Kokereien sollten nicht als Grundlage zur Festlegung eines höheren BAT-AELs dienen.

Konsultation des Artikel 13-Forums und nachfolgende formale Annahme der BVT-Schlussfolgerungen

Das Forum für den Informationsaustausch gemäß Artikel 13 der Richtlinie über Industrieemissionen 2010/75/EU (IE-Richtlinie) (üblicherweise Artikel 13-Forum genannt) wurde am 24. Juni 2011 zum vorgeschlagenen Inhalt dieses BVT-Merkblatts konsultiert und gab dazu auf der Sitzung vom 12.-13. September 2011 seine Meinung ab.

Die Meinung des Artikel 13-Forums gliedert sich in zwei Arten von Kommentaren auf. Die erste Liste von Kommentaren enthält solche, bei denen im Forum Konsens bestand, dass diese in das endgültige BVT-Merkblatt einfließen sollen. Die zweite Liste beinhaltet diejenigen Kommentare, die Standpunkte einzelner Forumsmitglieder widerspiegeln, bei denen jedoch im Forum kein Konsens bestand, diese in das endgültige BVT-Merkblatt einfließen zu lassen.

Die vollständige Meinung des Forums kann hier angesehen werden: http://circa.europa.eu/Public/irc/env/ied/library?l=/ied_art_13_forum/opinions_article

Anschließend hat die Kommission die Meinung des Artikel 13-Forums beim Entwurf des Durchführungsbeschlusses der Kommission über Schlussfolgerungen zu BVT in Bezug auf die Eisen- und Stahlerzeugung berücksichtigt.

Das Komitee gemäß Artikel 75 der Richtlinie über Industrieemissionen hat auf seiner Sitzung vom 21. November 2011 dem Entwurf des Durchführungsbeschlusses zugestimmt.
Während des beschriebenen Prozesses wurden keine substantiellen Änderungen am Dokument vorgenommen.

Empfehlungen für die weitere Arbeit

Der Informationsaustausch zur Überarbeitung des BVT-Merkblatts „Eisen- und Stahlerzeugung“ stellt einen wichtigen Schritt auf dem Weg zur integrierten Vermeidung und Verminderung von Umweltverschmutzungen aus der Eisen- und Stahlerzeugung dar. Zu den nachfolgend genannten Aspekten sollten die Arbeiten weitergeführt werden, um diesen Prozess weiter voranzubringen:

- Generell wäre es sinnvoll, mehr konkrete Beispiele zur Anwendung der Techniken und ihrer Leistungsfähigkeit zu sammeln.
- Die Erhebung der Informationen, insbesondere der Emissionsdaten, erfolgte vor der Einführung des entsprechenden Leitfäden der Kommission (IEF-Dokument vom Juni 2008, Leitlinien für die Erhebung von Daten sowie für die Ausarbeitung der BVT-Merkblätter vom 10. Februar 2012). Die Berücksichtigung dieses Leitfadens wird die Datenerhebung und -übermittlung in Zukunft verbessern.
- Es sollten mehr Informationen zu den angewendeten Methoden und der Häufigkeit von Emissionsmessungen erhoben werden, insbesondere in Hinblick auf die Quecksilber- und POP-Emissionen (z. B. von PCDD/F und dioxinartigen PCBs) aus der Sinter- und Elektrostahlerzeugung.
- Angaben zur Wasserverwendung von sollten durch eine eindeutige Definition von Begriffen wie Wasserbedarf, Wasserverbrauch und Abwasser und durch Vereinheitlichung ihrer Verwendung verbessert werden. Es werden mehr Informationen zu den Abwasseremissionen benötigt, einschließlich der Angabe der jeweiligen Probenahmezeiträume.
- Es sollten zusätzliche Informationen zu Emissionsmessungen an relevanten diffusen Quellen erhoben werden, insbesondere zu den Emissionen aus dem Transport und der Handhabung von staubenden Materialien wie Rohstoffen, einigen Zwischenprodukten und Reststoffen.
- Die Informationssammlung über Emissionsmessungen bei den Prozessen zur Rohmaterialaufbereitung wie Brechen, Mahlen, Mischen, Sichten, z. B. bei der Trocknung und Mahlung der Einblaskohle für den Hochofen, sollte verbessert werden.
- Bei Angaben zu flüchtigen organischen Verbindungen (VOC) sollte klarer gekennzeichnet werden, ob diese Methan mit beinhalten oder nicht.
- Bei Angaben zu PAK sollte eindeutiger klarer werden, auf welche Kongenere diese sich beziehen (z. B. auf die „Borneff-PAK“, auf die 16 PAK nach EPA, nur auf einen Teil davon oder auf etwas anderes).
- Bei Angaben zu PCB sollte klarer gekennzeichnet werden, auf welche Kongenere diese sich beziehen (z. B. auf die „Ballschmiter-PCB“, auf die 12 PCB nach WHO, auf eine Summe bestimmter Kongenere oder auf etwas anderes).
- Es sollten Emissionsdaten zu den Kohlenwertstoffanlagen der Kokereien erhoben werden, insbesondere hinsichtlich BTX und PAK.
- Es sollten mehr Informationen und Daten zur Sekundärentstaubung in Sinteranlagen (Raumentstaubung einschließlich Blenden und Mischen des Rohmaterials, Kühlerentstaubung) erhoben werden.
- Es sollten mehr Kostendaten zu allen Maßnahmen/Techniken (Investitions- und Betriebskosten) erhoben werden.
- Es sollten mehr Informationen und Daten über Optionen zur Minimierung des Energieverbrauchs bzw. der Verbesserung der Energieeffizienz erhoben werden.
- Es sollten Informationen zu kontinuierlichen Verfahren und Techniken zur Messung von Quecksilberemissionen erhoben werden, welche in Eisen- und Stahlwerken angewendet werden können.
- Die Weiterentwicklung der endabmessungsnahen Gießverfahren sollte verfolgt werden.

Vorgeschlagene Themen für zukünftige Forschungs- und Entwicklungsarbeiten

Es wurde berichtet, dass bei einigen Sinteranlagen die Emissionen an HCN, Benzol und PAK relevant sein können (siehe Abschnitte 3.2.2.1.2.7 und 3.2.2.1.2.8). Um Unklarheiten zum Auftreten dieser Emissionen auszuräumen, wird empfohlen, orientierende Untersuchungen und Forschungsarbeiten durchzuführen. In diesem Zusammenhang sollte der Einfluss der Verwendung von Anthrazit geklärt werden.

Bei den Kokereien sollte die Messung der Staubemissionen aus den Löschtürmen auf einer offiziell anerkannten Probenahmemethode basieren[165]. Eine weitere Aufgabe ist die Einführung einer anerkannten Methode zur Messung oder Abschätzung der diffusen Emissionen, z. B. von BTX oder PAK bei der Kokserzeugung (einschließlich der Löschtürme).

Bei Sauerstoffblasstahlwerken sollte die Überwachung und Minderung der diffusen Emissionen aus relevanten Quellen, z. B. der Sekundäremissionen aus dem Sauerstoffblasstahlkonverter, durchgeführt werden.[166]

Insbesondere in Bezug auf die Techniken, die im Kapitel "Techniken in Entwicklung" in den Abschnitten 10.1.1 (CO_2 –Minderungsstrategien) und 10.3.1 (Superkoksofen) beschrieben werden, sollten die weitere Forschung und Entwicklung verfolgt werden. Möglicherweise sind diese Techniken in Zukunft bei der Bestimmung der BVT für die Eisen- und Stahlindustrie in Erwägung zu ziehen.

Die Kommission initiiert und unterstützt durch ihr Forschungs- und Entwicklungsprogramm eine Reihe von Projekten, die sich mit sauberen Technologien, in Entwicklung befindlichen Abwasser-/Abgasbehandlungstechniken, Recycling- und Managementtechniken befassen. Möglicherweise können diese Projekte nützliche Beiträge für zukünftige Überarbeitungen dieses BVT-Merkblatts liefern. Die Leser sind daher eingeladen, das Europäische IVU-Büro über jegliche Forschungsergebnisse, die für den Gegenstand dieses Dokuments relevant sind, zu informieren (siehe auch fünfter Abschnitt des Vorworts zu diesem Dokument).

Jegliche Kommentare und Vorschläge sollten an das Europäische IVU-Büro am „Institut für prospektive technologische Studien" unter der folgenden Adresse geschickt werden:

European Commission
Institute for Prospective Technological Studies
European IPPC Bureau
Edificio Expo
c/ Inca Garcilaso, 3
E-41092 Sevilla (Spanien)

Telefon: +34 95 4488 284
Fax: +34 95 4488 426
E-Mail: JRC-IPTS-EIPPCB@ec.europa.eu
Internet: http://eippcb.jrc.ec.europa.eu

[165] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist gemeint, dass eine Methode zur Probennahme entwickelt werden sollte, die auch an bestehenden Löschtürmen mit verhältnismäßigen Aufwand angewendet werden kann und einigermaßen belastbare Emissionsmesswerte liefert.

[166] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist gemeint, dass *Entwicklungsarbeiten* zur besseren Überwachung und Minderung der diffusen Emissionen aus Sauerstoffblasstahlwerken durchgeführt werden sollten.

QUELLENANGABEN

[1] Arimitsu, ‘Energy Saving in the Japanese Steel Industry’, *European Symposium on Environmental Control in Steel Industry*, 1995, pp. 105-136.

[2] Auth et al., ‘Die Entwicklung des Thyssen-Heißbrikettier-Verfahrens und die betriebliche Anwendung (The Development of the Thyssen-Hot-Briquetting Process and its Practical Application)’, *Dritte Duisburger Recycling-Tage*, 1988.

[3] Remus, R., ‘Minutes from the Expert meeting Emissions from storage and handling of bulk materials’, *Expert meeting Emissions from storage and handling of bulk materials*, 1998, Umweltbundesamt, Berlin, Germany.

[4] Beer et al., ‘Auswirkungen unterschiedlicher Koksgruskoernungen bei der Eisenerzsinterung (Impacts of Different Coke Breeze Grain Size Distribution on the Sintering Process)’, *Stahl und Eisen 111*, Vol. No. 8, 57-64, 1991.

[5] Beer et al., ‘Verfahrenstechnische und metallurgische Maßnahmen zur Verminderung des Energieeinsatzes in Sinteranlagen (Process-integrated and Metallurgical Measures to Reduce Energy Consumption of Sinter Plants)’, *Stahl und Eisen*, Vol. No. 11, 25-37, 1991.

[6] Volkhausen, W., ‘Description of the Oxycup Process’, Personal Communication, 2008.

[7] Bothe, Umweltproblematik bei der Eisenerzsinterung (Environmental Problems of the Iron Ores Sintering Process), 1993.

[8] Endemann, G., ‘Description of the DK-Process’, Personal Communication, 2008.

[9] Fisher et al., ‘Investigation of the Formation of Dioxins in the Sintering Process’, 2nd International Congress on the Science and Technology of Ironmaking Conjunction with the 57th Ironmaking Conference of Iron and Steel Society, 1998, C-Toronto.

[10] Kessler, K., ‘Zero Waste Production bei der Stahlverwertung’, *Metall*, Vol. Vol. 59 3, No 2005, 2005.

[11] Campell et al., Oxy-coal Injection at Cleveland Iron Works, 1992, pp. 120-125.

[12] VDEh, Technical Background Paper om Recycling of FE-containing Material, 2006.

[13] Deckers et al., ‘Development of Environmental Control Technologies’, *European Symposium on Environmental Control in Steel Industry*, 1995, Praha.

[14] Dietrich, Reaktionskinetische Betrachtungen des Sintervorganges und Moeglichkeiten zur Leistungssteigerung (About the Reaction Kinetics of the Sintering Process and Possibilities for Productivity Increase), 1961.

[15] Both, I. et al, Technologies for the optimum recycling of steelmaking residues, Stahl und Eisen, 2008.

[16] Rentz, Report on Best Available Techniques in the Electric Steelmaking Industry, French-German Institute for Environmental Research, 1997.

[17] Hillman, C. and Sassen, K.-J., ‘Solutions for dusts and sludges from the BOF process’, *Stahl und Eisen*, Vol. Vol 128 Nr. 5, 2006.

[18] VDI/DIN, VDI 3790 part 1 Environmental meteorology - Emissions of gases, odours and dusts form diffuse sources - Fundamentals, 2005.

[19] EC BOF, Technical Note on the Best Available Techniques to Reduce Emissions of Pollutants into the Air from the Basic Oxygen Steel Making, 1995.

[20] VDI/DIN, VDI 4210 part 1 Remote sensing - Atmospheric measurements with LIDAR - Measuring gaseous air pollution with DAS LIDAR, 1999.

[21] EC Coke, Study on the Technical and Economical Aspects of Measures to Reduce (on the Basis of the Best Available Technologies) the Pollution (of Water and Other Environmental Areas) from the Industrial Emissions of Cokeries, 1996.

[22] EC EAF, Technical Note on the Best Available Technologies to Reduce Emissions of Pollutants into the Air from Electric Arc Steel Production Plants, 1994.

[23] EC EAF, Optimisation of Environment and Related Energy Utilisation in Scrap-based Steelmaking (Phase I), 1997.

[24] EC Haskoning, Techno-economic Study on the Reduction Measures, Based on Best Available Technologies, of Water Discharges and Waste Generation from the Primary and Secondary Iron & Steel Industry, 1993.

[25] VDI/DIN, VDI 4285 part 1 Determination of diffuse emissions by measurements - Basic concepts, 2005.

[26] Oberösterreichische Landesregierung, UVP Linz 2010: Permit of the Environmental Impact Assessment 'Linz 2010', 2004.

[27] EC Panorama, 'Iron and Steel', *Panorama of EU Industry 97*, Vol. Vol.1 10-8 - 10-14, 1997.

[28] ECSC, Treaty on the foundation of the European Union for Coal and Steel on April 18th (1951), 1951.

[29] EC Sinter/BF, Technical Note on Best Available Techniques to Reduce Emissions of Pollutants into the Air from Sinter Plants, Pelletisation and Blast Furnaces, 1995.

[30] Roederer et al., Coordinated Study 'Steel-Environment', 1996.

[31] Caughlin, R., 'Note on fugitive and diffuse sources of particulate matter at steelworks', Personal Communication, 2009.

[32] Voestalpine Linz, Environmental statement 2008, 2008.

[33] Eisenhut et al., 'New Findings and Developments in Environmental Protection and Health Safety at Work on Coke Oven Plants', *Ironmaking Conference Proceedings*, 1988, Bergbau-Forschung GmbH, D-Essen.

[34] dena, Successful Record for Pump Systems: Energy Effciency Pays Off, 2007.

[35] Dr. Luengen, H.B., 'Technische Entwicklungen in der Stahlindustrie verringern CO_2-Emissionen', *Rheinklima - die Zukunftsfaehigkeit eines europaeischen Wirtschaftsraums im Wandel des Klimas*, 2005, Bonn.

[36] EPRI, Proceedings of the CMP Electric Arc Furnace Dust Treatment Symposium, EPRI Center for Materials Production, 1992.

[37] Motz, Annex I: Substance Identity - from the ferrous slag consortium agreement, 2009.

[38] EUROFER BOF, *Document on "Oxygen Steelmaking and Casting"*, – Environmental Committee – Task Group Oxygen Steelmaking, 1997.

[39] EUROFER EAF, *Document on "Electric Arc Furnace Steelmaking"*, – Environmental Committee – Task Group Electric Arc Furnace Steelmaking, 1997.

[40] IPCC, Fourth Assessmant Report on Climate Change 2007, Synthesis Report, IPCC, 2007.

[41] European Commission, *BREF on Industrial Cooling Systems*, European Commission, 2001.

[42] EC, Reference Document on General Principles of Monitoring (MON), 2003.

[43] Freuhan, 'Challenges and Opportunities in the Steel Industry', *Iron and Steel Magazine*, Vol. No. 3, 1993, pp. 59-64.

[44] Freuhan, 'Effect of Emerging Technologies on Competitiveness in the Steel Industry', *Iron and Steel Magazine*, Vol. No. 2, 1994, pp. 17-22.

[45] Gebert, Abgasreinigungssysteme fuer Sinteranlagen (Off Gas Purification Systems for Sinter Plants), 1995.

[46] Geiseler, 'Verwertung der Stahlwerksschlacken (Re-use of Slags from Basic Oxygen Steelmaking)', *Stahl und Eisen 111*, Vol. No. 1, 1991, pp. 133-138.

[47] Geiseler, Verwertung von Hochofen- und Stahlwerksschlacken (Re-use of Blast Furnace and BOF Slag), 1992, pp. 1-32.

[48] EC, Reference Document on Energy Efficiency (ENE), 2008.

[49] Goverde et al., Milieuvoorzieningen bij Hoogovens Ijmuiden, 1995.

[50] Grützmacher et al., Staubunterdrueckung in Hochofengießhallen (Dust Supression in Cast Houses), 1991, pp. 51-56.

[51] UN ECE, Recommendations on Monitoring and Response Procedures for Radioactive Scrap Metal, UN, 2006.

[52] de Haas et al., Vermeidung der Staubbildung in Hochofengießhallen (Dust Supression in Blast Furnace Cast Houses), 1997.

[53] BDSV, European Steel Scrap Specification, 2009.

[54] Haissig, '21st Century Electric Steelmaking: The Integrated Meltshop', *Iron & Steel Society´s 25th Advanced Technology Symposium in St. Petersburg Beach*, 1997, US-Florida on May 11-14.

[55] Harp et al., Untersuchung und Bewertung der Einsatzmoeglichkeiten verschiedener Verfahren zur Aufbereitung von Huettenwerksrest- und -abfallstoffen (Investigation and Assessment of the Applicability of Different Techniques to Treat Residues and By-products from Integrated Steelworks), Betirebsforschungsinstitut (BFI), 1990.

[56] Dr. Gaertner, A., 'Messung diffuser Emissionen', *Workshop on "Diffuse Emissionen"*, 2004, Duesseldorf.

[57] Heinen, Elektrostahl-Erzeugung, 4. Aufl. (Electric Arc Furnace Steel Production, 4. ed.), Verlag Stahleisen GmbH, D-Duesseldorf, 1997.

[58] Kaestli, P., 'Comparison of conversion costs of continuous scrap preheating systems', Personal Communication, 2009.

[59] Nethe, Der Einsatz von Sorbentien im gesamten System von Abgasreinigungsanlagen, 2005.

[60] Hille et al., Wirtschaftliche Betrachtungen zur Entwicklung der Hochofenkapazitaeten in der Welt (Economical Considerations of the Development of Blast Furnace Production Capacities in the World), 1997, pp. 93-101.

[61] Hodges, 'Pollution Prevention and the Sinter Plant', *European Symposium on Environmental Control in Steel Industry*, 1995, Praha.

[62] Hoffmann, Die Rueckgewinnung von Zink und Blei aus Staeuben der Elektrostahlerzeugung (The Recovery of Zinc and Lead from Dusts from Electric Arc Furnace Steelmaking), 1997.

[63] Wirling, J., 'Safety aspects in the use of carbonaceous sorbents during waste gas treatment', *MT International*, Vol. Vol. 3, 2007, pp. 144-152.

[64] IISI, *The Management of Steel Industry By-products and Wastes*, IISI-Committee on Environmental Affairs, 1985.

[65] InfoMil, *Dutch Notes on BAT for the Production of Primary Iron and Steel*, Spatial Planning and the Environment, Directorate for Air and Energy, Department of Industry, 1997.

[66] Joksch, 'Development of Energy Conservation Technology at Thyssen Stahl AG in Germany', *European Symposium on Environmental Control in Steel Industry*, 1995, Praha.

[67] TSW GmbH, 'Anlagen- und Betriebsbeschreibung zur Modernisierung und umwelttechnischen Sanierung des Stahlwerks der TSW', Personal Communication, 2005.

[68] Karcher et al., Ermittlung und Verminderung der Emissionen von Dioxinen und Furanen aus thermischen Prozessen: Untersuchung der Zusammenhaenge der Dioxin-/Furanemissionen in Abhaengigkeit von Einsatzstoffen und Minderungstechniken bei Elektrolichtbogenoefen (Investigation and Reduction of PCDD/F Emissions from Thermal Processes: Investigation of Connections of PCDD/F Emissions Depending on Input and Minimisation Techniques at Electric Arc Furnaces), 1996.

[69] Kemeny, 'Technical Look at EAF Dust Treatment. Proceedings of the CMP Report', *CMP Electric Arc Furnace Dust Treatment Symposium*, Vol. No. 94-2, 1994.

[70] Kersting et al., 'Countermeasures for Organic Emissions from Sinter Plants (1997)', *EN-COSTEEL – Steel for Sustainable Development*, 1997, on June 16-17, 1997 in S-Stockholm.

[71] Kim et al., 'Improvement of Sinter Plant Stack Emissions at Kwangyang Works, Posco', 2nd International Congress on the Science and Technology of Ironmaking Conjunction with the 57th Ironmaking Conference of Iron and Steel Society, 1998, C-Toronto on March 22-25.

[72] N.N., Eisen und Stahlerzeugung, Hinweise und Erlaeuterungen zu Anhang 29 der Abwasserverordnung, 2005.

[73] Knapp, 'Quality and Improvements of the Shaft Furnace with Post-combustion', *Monterrey Symposium*, 1996, Monterrey.

[74] Knoerzer et al., 'The Design and Operation of Jewell´s New Nonrecovery Coke Oven Batteries', *50th Ironmaking Conference*, 1991, US-Washington on April 14-17.

[75] Knoop et al., 'Steuerung des Einschmelzens im Drehstrom-Lichtbogenofen zum Schutz der Wandkuehlelemente (Control of Melting in the Three-Phase-Current Arc Furnace to Protect the Water-cooled Side Walls)', *Stahl und Eisen 117*, Vol. No. 2, 1997, pp. 91-96.

[76] Koeller, 'Environmental Protection - A Challenge to Management in the Austrian Steel Industry', *European Symposium on Environmental Control in Steel Industry*, 1995, Praha.

[77] Austrian TWG member, Austrian comments on the first draft of the reviewed IS BREF, 2008.

[78] Kreulitsch et al., *Iron and Steelmaking of the Future*, Iron and Steelmaking International, 1994, pp. 4-8.

[79] Kuhner et al., 'Noise Abatement for Electric Arc Furnaces', *Iron and Steel Engineer 73*, Vol. No. 4, 1996, pp. 83-86.

[80] Dornseiffer, P., Luxembourg comments on the first draft of the reviewed IS BREF, 2008.

[81] Norwegian TWG member, Norwegian comments on the first draft of the reviewed IS BREF, 2008.

[82] Lemperle et al., *Corex Today and Tomorrow*, Metallurgical Plant and Technology International, 1993.

[83] Ehrlich, C. et al, 'PM 10, PM 2.5, PM 1,0-Emissions from industrial plants-Results from measurment programmes in Germany', *Atmospheric Environment*, Vol. Vol. 41, 2007, pp. 6236 - 6254.

[84] Grasselli, A. and Raggio, C., 'Consteel EAF Technology', Personal Communication, 2008.

[85] VDI/DIN, VDI 2584 - Naturstein Aufbereitungsanlagen in Steinbrüchen, 2006.

[86] Linninger et al., 'Modernes Technologie- und Informationsmanagement am Beispiel der Auslegung von Elektrolichtbogenoefen (Modern Technology and Information Management by Hand of the Design of Electric Arc Furnaces)', *Stahl und Eisen 115*, Vol. No. 3, 1995, pp. 93-101.

[87] Medinger et al., Bilanz der Quecksilbermissionen aus Quellen im Linzer Stadtgebiet (Balancing the emissions of mercury in the area of the city of Linz), City of Linz – Office for Environmental Protection, 1996.

[88] Löhr et al., 'State of the Art in Biological Waste water Treatment in European Coking Plants', 1996, B-Gent.

[89] Löhr et al., Process for Waste water Treatment of Coking Plants, 1997, pp. 54-60.

[90] Köhler et al., 'Introduction to PW Bell less top charging system', Personal Communication, 2009.

[91] Memoli, F. and Ferri, M., 'New track record for Consteel due to new environment-friendly features', *MPT International*, Vol. No. 5 2007, 2007, pp. 58 - 65.

[92] Lüngen, 'Roheisenerzeugung im Jahr 2000 (Pig Iron Production in 2000)', *Stahl und Eisen 115*, 1995, pp. 45-55.

[93] Matzke, Blei-, Zink- und Alkalientfernung beim Sintern von Reicherzmischungen (Lead, Zinc and Alkali Removal During Sintering of Rich Ore Mixtures), 1987.

[94] Mc Manus, Scrap Preheating: A Trend Gains Momentum, 1995, pp. 60-61.

[95] Mertins, 'Die Aufbereitung von Hochofengichtgasschlaemmen – ein Beitrag zur Entsorgung eines Abfallstoffes (The Treatment of Blast Furnace Top Gas Sludges – A Contribution for the Disposal of a Solid Waste)', *VCH, Verlag Erzmetal 39*, Vol. No. 7, No 8, 1986, pp. 399-404.

[96] VDI/DIN, VDI 4211 part 1 Remote sensing - Atmospheric measurements near ground with FTIR spectroscopy - Fundamentals, 2000.

[97] Murphy et al., 'High Pressure Water Jet Coke-oven Door Cleaning and Mass-flow Charging of Ovens', *Iron and Steel Engineer*, Vol. No. 3, 1991, pp. 23-30.

[98] Nagai, *Sources of Iron Beyond 2000*, EAF Supplement, 1995.

[99] DK Recycling, 'DK recycling operational data', Personal Communication, 2009.

[100] Nathaus et al., Wet Quenching Towers with De-dusting Equipment – Brochure and Reference List, 1997.

[101] Neuschütz et al., 'Comparison on Thermochemically Calculated and Measured Dioxin Contents in the Off-gas of a Sinter Plant - Part 1', *9th Japan-Germany Seminar on Fundamentals of Iron and Steelmaking*, 1996, on September 8-9.

[102] Eurofer, Eurofer comments on the first draft of the reviewed IS BREF, 2008.

[103] OECD, *Environmental Implications of Energy Use in Industry*, Organisation for Economic Co-operation and Development, 1988.

[104] te Lindert et al., Demonstation Plant for Sintering with Reduced Volume of Flue-gases, 1997.

[105] Pazdej et al., 'Treatment of BF and BOF Dust and Sludges', *European Symposium on Environmental Control in Steel Industry*, 1995, CZ-Praha.

[106] Pedersen et al., 'Environmental Aspects of Steel Mill Gas Cleaning', *Steel and the Environment in the 21st Century*, 1996, UK-London on April 2-3.

[107] N.N., 'Rogesa: Neue Abgasreinigung an Sinteranlage', *Stahl und Eisen*, Vol. 129 Nr.2, 2009, p. 1.

[108] Philipp et al., 'Umweltschutz in der Stahlindustrie – Entwicklungsstand – Anforderungen – Grenzen (Environmental Protection in the Steel Industry - State of Developments – Requirements – Limits)', *Stahl und Eisen 107*, Vol. No. 11, 1987, pp. 507-514.

[109] Hein, M. et al, 'Umweltaspekte beim Nasslöschen', *Fachtagung Kokereitechnik*, 2000, Essen.

[110] Brouhon, Belgium comments on the first draft of the reviewed IS BREF, 2008.

[111] Poth, 'Die Schlackengranulation des Hochofens Schwelgern mit einer OCP-Entwaesserung (The Slag Granulation of the Blast Furnace Schwelgern with OCP Dewatering)', *Stahl und Eisen 105*, 1985, pp. 386-389.

[112] Pütz, 'Uebersicht ueber Dioxinemissionsquellen der Stahlindustrie unter besonderer Beruecksichtigung ihrer Sinteranlagen (Survey about the PCDD/F Sources in the Steel Industry with Special Consideration of Sinter Plants)', *12. Aachener Stahlkolloquium*, 1997.

[113] Gidlund et al., Information about Swedish pelletisation plants, 2008.

[114] Remus, Rainer, 'Mission report (Corus Ijmuiden, the Netherlands)', Personal Communication, 2008.

[115] Walker, D.; Barkdoll, M., 'Cokemaking', *Cokemaking International*, Vol. 14 No.1, 2002.

[116] Rentz et al., Stoffstrommanagement in der Eisen- und Stahlindustrie (Material Flow Management in the Iron and Steel Industry), E. Schmidt Verlag, 1996.

[117] Hoffmann, A. et al, 'Cokemaking', *Cokemaking International*, Vol. 13 No.2, 2001.

[118] Rothery, Desulphurisation of Coke Oven Gas by HSR Process, 1987.

[119] Sakuragi et al., Operation Results of the Exhaust Gas Recirculation System in Tobata No. 3 Sinter Plant, La Revue de Métallurgie – CIT, 1995.

[120] Schiemann, Untersuchungen des Sammelschrotts auf PCB-Quelen und Entwicklung geeigneter Vorbehandlungsmaßnahmen (Investigations of Collected Scrap on PCB Sources and Development of an Appropriate Pretreatment), 1995.

[121] Hein, M., 'Cokemaking', *Cokemaking International*, Vol. 14 No.1, 2002.

[122] Scholz et al., 'The Formation of PCB on Fly Ash and Conversion to PCDD/PCDF', *Organohalogen Compounds 31*, 1997, pp. 538-541.

[123] SHI, A System for Waste Heat Recovery in Sintering Plant, 1987.

[124] Arendt, P. et al, 'Konventioneller Horizontalkammerofen', *Stahl und Eisen 126 Nr. 1*, 2006.

[125] Smith, New Concept in EAF Energy Saving Commissioned at Sheerness Steel, I&SM, 1992, pp. 57-59.

[126] Spencer et al., *Chem. and Eng. Technology 15*, 1992.

[127] Dr. Fleischanderl, Alexander, 'Improved dry-type gas cleaning process for the treatment of sinter offgas', *MPT International*, Vol. No. 3 2006, 2006.

[128] Sporenberg, Messprotokolle und Berichte über die Durchführung von Emissionsmessungen im Kamin der Sinteranlage sowie Nebenanlagen der EKO Stahl GmbH Eisenhüttenstadt, Umweltschutz Messtechnik GmbH, 2006.

[129] Stalherm et al., Design and Start-up of the Third Wide Chamber Coke-oven Battery at Prosper, West-Germany, 1990, pp. 9-15.

[130] Stalherm et al., *Cokemaking and the Environment*, Steel Times International, 1995, pp. 19-22.

[131] Stat Stahl, Statistisches Jahrbuch der Stahlindustrie 1996 (Statistical Yearbook of the Steel Industry 1996), 1997.

[132] Steeghs et al., High Injection Rates of Coal into the Blast Furnace, 1994.

[133] Stieglitz et al., Investigation of Precursors Reaction in the De-Novo Synthesis of PCDD/PCDF on Fly Ash, 1997, pp. 1083-1090.

[134] Strohmeier et al., Steelworks Residues and the Waelz Kiln Treatment of Electric Arc Furnace Dust, 1996, pp. 87-90.

[135] Busink, R., 'Specific emissions to water from direct cooling at continuous casting', Personal Communication, 2009.

[136] Theobald, Kreislauffuehrung von Hochofenwaschwasser (Recycling of Blast Furnace Gas Scrubbing Water), 1988.

[137] Theobald, Ermittlung und Verminderung der Emissionen von halogenierten Dioxinen und Furanen aus thermischen Prozessen (Study of the Emissions of Polychlorinated Dibenzodioxins and -furans and Heavy Metals from Iron and Steel Plants), 1995.

[138] Theobald, Hintergrundpapier zum Anhang 24 (Anforderungen an die Eisen- und Stahlindustrie) zur Rahmen-Abwasserverordnung nach § 7a Wasserhaushaltsgesetz (Background Paper for the Requirements in annex 24 (Requirements for Iron and Steel Industry) of the Waste water Rule According to Section 7a of the German Water Management Act), 1997.

[139] GfA Münster-Roxel, Emissionen der Primorec S.A.in Differdange, Luxembourg, 2008.

[140] Eurofer, Compilation of open issues according to the Member state comments and gaps of information on the review of the IS BREF draft, 2009.

[141] Ferry, M., Direct strip casting of metals and alloys, 2006.

[142] Hendricks, C., 'Strip casting technology - A revolution in the steel industry?', *MPT International*, Vol. Vol. 18 No. 3, 1995.

[143] UA-OÖ, 'Quecksilberemissionen aus Sinteranlagen (Mercury Emissions from a Sinter Plant)', Personal Communication, 1998.

[144] UBA-BSW, Ermittlung und Verminderung der Emissionen von Dioxinen und Furanen aus thermischen Prozessen; Untersuchung der Zusammenhaenge der Dioxin-/Furanemissionen in Abhaengigkeit von Einsatzstoffen und Minderungstechniken bei Elektro-Lichtbogenoefen (Determination and Minimisation of PCDD/F Emissions from Thermal Processes, Investigation of the Effect of Electric Arc Furnace Input and Emission Control Techniques on the Formation of PCDD/F Emissions), sponsored by the Federal Environmental Protection Agency of Germany, Berlin, 1996.

[145] UBA Comments, Comments on the draft 'Dutch Notes on Best Available Techniques for Pollution Prevention and Control in the Production of Primary Iron and Steel', Environmental Protection Agency of Germany (UBA), Berlin, 1997.

[146] Schäperkötter, M. et al, Energieeinsparung, CO_2-Emissionsminderung und Ressourcenschonung bei der Herstellung und Anwendung von (hochfesten und duktilen) HSD-Stählen, BMBF, 2009.

[147] UK EAF, Chief Inspector's Guidance to Inspectors - Process Guidance Note IPR 2/3, 1994.

[148] UK Coke, Chief Inspector's Guidance Note, Series 2 (S2) - Processes Subject to Integrated Pollution Control, 1995.

[149] Kemper, G., 'State of the Art in Continuous Casting Technology', *Stahl 2008*, 2008, Düsseldorf.

[150] Bakker, Wim, Dutch comments on the first draft of the reviewed IS BREF, 2008.

[151] TÜV Süd Industrie Service GmbH, Emissionsmessungen an diffusen Quellen im Oxygenstahlwerk 1; hier: Dachreitern der Mischerhalle und über den Konvertern bei der ThyssenKrupp Stahl AG Duisburg-Bruckhausen, 2005.

[152] Ullmann's, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5. edition Steel, VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim, 1994.

[153] UN-ECE, The Recuperation and Economic Utilization of By-products of the Iron and Steel Industry, United Nations, Economic Commission for Europe CH-Geneve, 1990.

[154] UN-ECE, *"By-Product Utilization from Stationary Installations" – Status Report*, Austrian Federal Ministry of the Environment, A-Vienna, 1996.

[155] UN-ECE Pops, *Long-range Transboundary Air Pollution*, United Nations/Economic Commission for Europe, 1997.

[156] Coke oven manager association, List of UK and European Coal and Coke Works, 2008.

[157] Thompson, P. et al, Process related pattern in dioxin emissions: a simplified eassessment procedure applied to coke combustion in sinter plant, sciencedirect, 2003.

[158] Dr. Ameling, D., 'Steel - Innovative solutions for energy and ressource challenges', *8th International Arab Iron and Steel Confernece*, 2008, Doha-Qatar.

[159] VAI, 'Successful Application of the Top-layer-sintering Process for Recycling of Ferrous Residuals Contaminated with Organic Substances', *56th Ironmaking Conference*, 1997, US-Chicago on April 13-16.

[160] IEA Clean Coal Centre, Use of PCI in blast furnaces, 2006.

[161] Vos, 'Environmental Control at Hoogovens IJmuiden Coke Oven Plant', *European Symposium on Environmental Control in Steel Industry*, 1995, Praha.

[162] Voss-Spilker et al., 'Emission Prevention and Energy Saving in Electric Arc Furnaces by the Fuchs Shaft Furnace Technology', *Steel and the Environment in the 21st Century*, 1996, UK-London on April 2-3.

[163] Infomil, Range of achieved emission concentrations applying Arsenic removal in a pelletisation plant, 2009.

[164] Weiss, 'Minderung der PCDD/PCDF-Emissionen an einer Eisenerzsinteranlage (Reduction of PCDD/F Emissions from a Iron Ore Sinter Plant)', *VDI-Colloquium "Dioxins – Occurrence, Reduction, Monitoring"*, 1996, D-Fulda on October 29-30.

[165] VDI/DIN, VDI 3790 part 3 Environmental meteorology - Emission of gases, odours and dusts from diffuse sources - Storage, transshipment and transportation of bulk materials, 1999.

[166] Lundqvist, A., 'Operational data from the plants located in Malmberget and Kiruna, Sweden', Personal Communication, 2009.

[167] Werner, *Control of Organic Micropollutants from the EAF*, International Iron and Steel Institute, 1997, pp. 247-255.

[168] EC, BREF on Large Volume Inorganic Chemicals - Solids and Others (LVIC-S), 2007.

[169] LKAB, Ökad pelletskapacitet i Karuna - Teknisk beskrivning, 2004.

[170] N.N., 'Chimie industrielle: Proposition de facteurs d'émission por la sidérurgie wallonne; chargement du haut fourneau (SNAP 040202)', Personal Communication, 1997.

[171] N.N., EIE relative á une demande de permis d'environement. Redémarrage du haut fourneau No.6 de Seraing. ArcelorMittal, SGA Belgium S.A., 2007.

[172] Fandrich et al., 'Actual review on secondary metallurgy', *La Revue de Métallurgie - CIT*, 2008, pp. 364 - 374.

[173] UBA-Germany, Data for waste water treatment in a coking plant, 2005.

[174] Euroslag, *Legal Staus of Slags - Position Paper*, The European Slag Association, 2006.

[175] Eurofer, Contribution to the second revised IS BREF draft July 2009, 2009.

[176] EPA, Miscellaneous Sources, AP 42, 2009.

[177] Eurofer, Comments on the second revised IS BREF draft from July 2009, 2009.

[178] N.N., Untersuchung einer Abwasserprobe der BSW Kehl, 2008.

[179] Metz et al., IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage. Prpared by Working Group III of the Intergovernmental Panel on Climate Change, Cambridge University Press, 2005.

[180] N.N., CO_2 Capture and Storage - A key carbon abatement option, IEA International Energy Agency, 2008.

[181] Vangkilde-Pedersen et al., Towards Hydrogen and Electicity Production with Carbon Capture and Storage, 2007.

[182] Infomil, 'Infomil contribution on BOF emissions at Corus IJmuiden', Personal Communication, 2009.

[183] Weiss, Massnahmen zur Verbesserung der Entstaubung einer Eisenerzsinteranlage mit nach folgenden Untersuchungen zur Minderung der PCDD/PCDF-Emissionen, Stahlwerke Bremen, 1998.

[184] European Union, Commission staff working document - updated sectoral overview, 2009.

[185] EC, Reference Document on Economics and Cross-Media Effects (ECM), 2006.

[186] Sowa et al., 'Advanced Technologies for Desulphurisation of Coke Oven Gas', *COG Desulphurisation ICC 2009 Ranchi*, 2009, Ranchi, India.

[187] TÜV SÜD, Bericht über die Durchführung von Emissionsmessungen zur Ermittlung der Konzentrationen an polychlorierten Dibenzo-Dioxinen und Furanen (PCDD/F) im gereinigten Abgas der Sinterbänder 2, 3 und 4 einer Sinteranlage der ThyssenKrupp Steel AG, 2007.

[188] European Commission, BREF on Ferrous Metals Processing Industry, 2001.

[189] N.N., 'Data from the Emission register', Personal Communication, 2008.

[190] Eurofer, 'Sinter plant ArcelorMittal Bremen, Dust Emission 1999 to 2009', Personal Communication, 2010.

[191] Infomil, 'Infomil Contribution on EAF emissions in the Netherlands', Personal Communication, 2010.

[192] Schlüter, 'Hydro-Hybrid Filter for BOF gas cleaning', Personal Communication, 2009.

[193] Voestalpine Linz, Emissionsmessungen Sinterband 5 - Reingas Quecksilber -, 2010.

[194] Leroy et al, New abatement techniques of the atmospheric emissions of large sinter plant, 2007.

[195] Werner, 'Data about the utilasation of EAF slags in 2008', Personal Communication, 2010.

[196] Josis, 'New data for the biological waste water treatment plant at Sidmar and Seremange', Personal Communication, 2010.

[197] Jost, 'New data for the biological waste water treatment plant at Dillingen', Personal Communication, 2010.

[198] Mensink, C. et al, 'Source Analysis and Emission Abatement Measures for PM10 Hot spot Regions in Flanders', *11th conference on Harmonisation within Atmospheric Dispersion Modelling for Regulatory Purposes*, 2007, Cambridge.

[199] Mark et al., 'Port Talbot PM 10: A Study into industrial source identification, reductionj and improvement', *IUAPPA- 17th EFCA conference*, 2006, Lille, France.

[200] Commission, *BREF on the Production of Iron and Steel*, European Commission, Sevilla, 2001.

[201] Colin et al., Amélioration de la stabilité de fonctionnement et des performances des stations d'épuration biologique d'effluents de cokerie, Cinquieme Programme de Recherches, CECA, 2003, p. 8.

[202] USEPA, Development Document for Final Effluent Limitations Guidelines and Standards for the Iron and Steel Manufacturing Point Source Category, USA Environmental Protection Agency, 2002, p. 12.

[203] Liszlo et al., 'Design and first operational experience of the Pressure Regulated Oven System (Proven) at the coke plant 'Schwelgern', *2nd International Meeting on Ironmaking - 1st International Symposium on Iron ore*, 2004, Vitória, Espírito Santo, Brazil.

[204] Neuwirth et al., 'State-of-the-art plant technology for cokemaking', *MPT International*, Vol. 5, No 2003, 2003, pp. 38-48.

[205] Cleary et al., 'Coke production and demand today and tomorrow - face up to the reality?', *Stahl und eisen*, Vol. 125 (2005) Nr.1, 2005, pp. 17-27.

[206] Diemer et al., 'Potentials for utilisation of coke oven gas in integrated iron and steel works', *Stahl und eisen*, Vol. 124 (2004) Nr. 7, 2004, pp. 21-30.

[207] Ameling et al., 'The coke scenario of the German and EU15 steel industry', *Stahl und eisen*, Vol. 124 Nr.9, 2004, pp. 25-34.

[208] Lindfors et al., *BAT examples from the Nordic iron and steel industry*, Nordic Council of Ministers. Norden, 2006, p. 156.

[209] EC, Preparatory work for new dioxin measurement requirements for the European metal industry. Final report, EC, 2005, p. 151.

[210] Brouhon, 'Comments of EUROFER to the Stockholm Convention on POPs', Personal Communication, 2006.

[211] Remus, Rainer, Mission report Voestalpine Linz and Donawitz, 2008.

[212] EC CLM BREF, Reference Document on Best Available Techniques in the Cement, Lime and Magnesium Oxide Manufacturing Industries (CLM BREF), 2009.

[213] Bittner et al., 'Chemistry of intermediate species in the rich combustion of benzene', 1983, pp. 95-125.

[214] Richter et al., 'Formation of Polycyclic Aromatic Hydrocarbons and their radicals in a nearly sooting premixed benzene flame', *Proceedings of the Combustion Institute*, Vol. 28, 2000, pp. 2609-2617.

[215] BSS, Air Quality. Several case studies, 2007, pp. 26-32.

[216] sniffers et al., Technical description of fugitive emission monitoring & management, The Sniffers nv/sa, 2006, p. 18.

[217] Siemens-vai, *Sinter solutions*, Siemens-vai, 2006, p. 14.

[218] Dong et al., 'A multistage approach to the cohort analysis of lifetime lung cancer risk among steelworkers exposed to coke oven emissions', *American Journal of Epidemiology*, Vol. Vol. 128, No. 4, 1988, pp. 860-873.

[219] Van den Berg et al., 'Toxic equivalency factors (TEFs) for PCBs, PCDDs, PCDFs for Humans and Wildlife', *Environmental Health Perspectives*, Vol. 106, No 12, 1998, p. 21.

[220] Eurofer, 'Comments from Eurofer on the Iron and Steel BREF first draft', Personal Communication, 2008.

[221] Thomas et al., Blast furnace tuyere injection of iron ans steelmaking by-products, 2002, p. 116.

[222] Janhsen et al., Coke quality for blast furnace operation with high levels of coal/oil injestion, 2002, p. 205.

[223] USEPA, Emission Factor Documentation for AP-42. Section 12.2. Coke production. Draft July 2001, U.S. Environmental Protection Agency, 2001, p. 313.

[224] Xhrouet, Contribution a l'étude d'une technique de réduction de la formation des dioxines dans le procédé d'agglomération des minerais de fer, Université de Liège. Faculté des Sciences Appliquées, 2002.

[225] Brouhon, Emissions from French coke ovens. Focus on PAH and Dioxins, 2006.

[226] EEA, Emission Inventory Guidebook. CORINAIR. Solid Fuel Transformation Plants. Emission Factors ofr sub-processes of coke production, US Environmental Protection Agency, 1999, p. 1.

[227] WB, Coke Manufacturing. Pollution Prevention and Abatement Handbook, The World Bank Group and UNEP, 1998, pp. 286-290.

[228] UNEP, Standardized toolkit for identification and quantification of Dioxin and Furan releases, United Nations Environmental Programme, 2001, pp. 51-52.

[229] Green, 'Emission report for an Australian Iron and Steel installation', Personal Communication, 2004.

[230] Brouhon et al., *Control of the PCDD/Fs generation at the Sinter plant*, CRM, Collective Research Programme 1999-2000, 2001, p. 23.

[231] Xhrouet et al., 'Amines compounds as inhibitors of PCDD/Fs de Novo Formation on Sintering Process fly ash', *Environmental Science Technology*, Vol. 36, 2002, pp. 2760-2765.

[232] Brouhon et al., Traitement Chimique de Destruction specifique des cyanures, CEBEDEAU-CRM, 1990, p. 50.

[233] Poos et al., Etude des emissions de cyanures au haut-fourneau en marche journaliere et en descente des charges, CCE, 1993, p. 50.

[234] Poland, Emission data from Polish iron and steel plants, 2007, p. 18.

[235] Ailor, Principal environmental issues facing the U.S. coke industry in 1999 and beyond, 1999, p. 40.

[236] Germany, *TA Luft 2002*, 2002, p. 6.

[237] USEPA, Risk Assessment Document for Coke Oven MACT Residual Risk, USEPA, 2003, p. 269.

[238] Janke et al., Verwertung von ölkontaminierten Walzzunderschlämmen un Shreddermüll über Hochöfen, DBU, 1997, p. 119.

[239] Setterstig, *Dioxin removal by the ADIOX technology*, Götaverken Miljö AB, 2006, p. 22.

[240] UKEA, IPPC. Guidance for the Production of Coke, Iron and Steel, UK environmental agency, 2004, p. 185.

[241] Poland, Technical information on Polish iron and steel plants, 2007, p. 8.

[242] Caughlin, *UK comments to the I&S BREF*, UK Environmental Agency, 2007, p. 8.

[243] Eurofer, Revision of solid residues/by-products of the I&S BREF, 2007, p. 3.

[244] Plickert, Performance values of iron and steel plants in Germany, UBA, 2007, p. 6.

[245] Kuhn et al., Chrome immobilisation in EAF slags from high-alloy steelmaking: development of a slag treatment process, 2004, p. 97.

[246] EC, *Iron and Steel - a materials system analysis*, European Environment Agency, 2005, p. 90.

[247] Netherlands, Comments from the Netherlands to some information provided by Eurofer, 2007, p. 2.

[248] Eurofer, Response from Eurofer to the comments from the Netherlands, Eurofer, 2007.

[249] Netherlands, Contribution from the Netherlands to the revision of the I&S BREF, 2007, p. 8.

[250] EC, European Steel Technology Platform, ESTEP, 2006.

[251] Eurofer, Comments from Eurofer to the contribution from the Netherlands, 2007, p. 3.

[252] France, Contribution from France to the revision of the I&S BREF, 2007, p. 5.

[253] ICSTI' 06, 'The 4th International Congress on the Science and Technology of Ironmaking', *The 4th International Congress on the Science and Technology of Ironmaking*, 2006, Osaka, Japan.

[254] Eurofer, Comments from Eurofer to the contribution from France, 2007, p. 2.

[255] Kasai et al., 'Effect of additives on the dioxins emissions in the iron ore sintering process', *ISIJ international*, Vol. Vol 41, No 1, 2001, pp. 93-97.

[256] Kasai et al., 'Behavior of dioxins in the sintering process of iron ores', *Tetsu-to-Hagané*, Vol. Vol. 87, No. 5, 2001, pp. 24-33.

[257] Kawaguchi et al., 'Behaviour of trace chlorine in sintering bet and its effect on dioxins concentration in exhaust gas of iron ore sintering', *Tetsu-to-Hagané*, Vol. Vol. 88, No.2, 2002, pp. 9-15.

[258] Kuzuhara et al., 'Formation of PCDD/Fs during oxidation of carbonaceous materials at low temperatures', *Tetsu-to-Hagané*, Vol. Vol. 89, No. 8, 2003, pp. 1-8.

[259] Kasama et al., 'Investigation on the dioxin emission from a commercial sintering plant', *ISIJ International*, Vol. Vol. 46, No. 7, 2006, pp. 1014-1019.

[260] Germany, Contribution from Germany to the revision of the I&S BREF, 2007, p. 10.

[261] Kasama et al., 'Analysis of exhaust gas visibility in iron ore sintering plant', *ISIJ international*, Vol. Vol. 46, No. 7, 2006, pp. 1027-1032.

[262] Pütz et al., Untersuchungsergebnisse über Möglichkeiten zur primärseitigen Dioxinminderung bei der Eisenerzsinterung, VDI Berichte, 1996, pp. 249-268.

[263] Kasai et al., 'Macroscopic behaviours of dioxins in the iron ore sintering plants', *ISIJ international*, Vol. Vol. 41, No. 1, 2001, pp. 86-92.

[264] Germany, Dust emission from CSQ wet quenching tower, 2007, p. 1.

[265] Tan et al., 'Study on polychlorinated dibenzo-p-dioxin/furan formation in iron ore sintering process', *Metallurgical and materials transactions B*, Vol. Vol 35B, 2004, pp. 983-991.

[266] Kawaguchi et al., 'Promoter material and inhibitor material for dioxins formation in sintering process', *Tetsu-to-Hagané*, Vol. Vol. 88, No. 7, 2002, pp. 12-19.

[267] Kawaguchi et al., Effect of properties of solid fuel on dioxin concentration of the exhaust gas in the iron ore sintering process, Tetsu-to-Hagané, 2002, pp. 20-27.

[268] SHI, Gas cleaning system using activated char, 2006, p. 15.

[269] Germany, Coke transport by pipe conveyors, 2007, p. 1.

[270] Reynard, *Slags from iron and steel production*, End-of-Waste Project. Aggregates case study, 2007, p. 20.

[271] Luo, *The end of waste criteria. A case study on scrap metal*, End of Waste criteria. 23/3/07, 2007, p. 24.

[272] Germany, Nitrification-denitrification concept in the biological treatment plant for coke oven waste water, 2007, p. 5.

[273] Eurofer, Comments from Eurofer to the information provided by Germany, 2007, p. 5.

[274] Eurofer et al., *Zinc coated steel*, Association of Eurofer, IZA-Europe and EGGA association, 1999, p. 24.

[275] Kobelco, Environmental sustainability report 2005, 2005.

[276] Italy, Contribution from Italy to the revision of the I&S BREF, 2007, p. 14.

[277] Wiesenberger, Review of the BREF Iron and Steel Production - Austrian Comments, UBA, 2007, p. 35.

[278] J-P.Birat et al., Quality of heavy market scrap:development of new and simple methods for quality assessment and quality improvement, 2002, p. 139.

[279] IISI, The Steel Industry. Industry sector report for the United Nations World Summit on Sustainable Development, IISI, 2002, p. 55.

[280] Aguado-Monsonet, ‘Visits to Iron and Steel plants’, Personal Communication, 2007.

[281] Eurofer, Contribution to the Energy Management section, 2007, p. 11.

[282] EC, BREF on Large Combustion Plants (LCP), 2006.

[283] EC, BREF on Emissions from Storage (EFS), 2006.

[284] EC, BREF on Non-Ferrous Metal processes, 2001.

[285] EC, BREF on Waste Incineration (WI), 2006.

[286] Stahl, Statistisches Jahrbuch der Stahlindustrie 2009-2010, Stahleisen-Verlag, 2008.

[287] MVAE, ‘International conference on Clean Technologies in the Steel industry’, *International conference on Clean Technologies in the Steel industry*, Tardy, 2005, Balatonfured (Hungary).

[288] IA, Projecto "Emissões para a atmosfera no sector da transformação de metais com processos metalúrgicos, e sua aplicação ao contexto nacional" (Air emissions from metal industry in Portugal), Ministério do Ambiente, do Ordenamento do Território e do Desenvolvimento Regional, 2006, p. 177.

[289] EC, Community implementation plan for the Stockholm Convention on Persistant Organic Pollutants, EC, 2007, p. 92.

[290] Nippon Steel Engineering Co., ‘Comments on Coke Dry Quenching’, Personal Communication, 2008.

[291] EC, *Panorama of the European Union*, Eurostat, 2006, p. 162.

[292] DGENTR, Possible developments in the structure of the EU and World steel industries, Commission, 2007, p. 11.

[293] DGENTR, *Overview of the EU Steel sector*, DGENTR, 2007, p. 16.

[294] Fleischanderl, MEROS - An improved dry-type gas-cleaning process for the treatment of sinter offgas, The Revue de Métallurgie - CIT, 2006, pp. 481-486.

[295] Hartig et al., *Cleaning of sinter waste gases. State of the art*, La Revue de la Métallurgie-CIT, 2006, pp. 258-265.

[296] Leroy et al., ‘Treatment of sinter plant flue gas’, *DustConf 2007*, 2007.

[297] Hekkema et al., *H2S-noodwasinstallatie*, Corus and Tebodin, 2004, p. 20.

[298] Fleischanderl, *Scrubbed clean. Meros*, Metals & mining, 2006, pp. 38-39.

[299] Eurofer, Contemporary data across all European plants, Eurofer, 2007, p. 4.

[300] Eurofer, General review of Sintering section of BREF, Eurofer, 2007, p. 22.

[301] Eurofer, Update technique continuous and undisturbed sinter plant operation to minimise emissions, Eurofer, 2007, p. 2.

[302] Eurofer, Update technique Use of residues in the sinter plant, Eurofer, 2007, p. 2.

[303] Eurofer, Update technique lowering the content of volatile hydrocarbons in the sinter feed, Eurofer, 2007, p. 3.

[304] Eurofer, Update technique lowering the sulphur content of the sinter feed, Eurofer, 2007, p. 2.

[305] Eurofer, Update technique Heat recovery from sintering and sinter cooling, Eurofer, 2007, p. 4.

[306] Eurofer, Update technique suppression of dioxin formation by addition of urea, Eurofer, 2007, p. 3.

[307] Eurofer, Update technique partial waste gas recycling, Eurofer, 2007, p. 10.

[308] Eurofer, *Update electrostatic precipitator*, Eurofer, 2007, p. 5.

[309] Eurofer, *Update technique on fabric filters*, Eurofer, 2007, p. 6.

[310] Eurofer, *Update information on cyclones*, Eurofer, 2007, p. 2.

[311] Eurofer, *Update fine wet scrubber*, Eurofer, 2007, p. 5.

[312] Dr. Michael Degner et al., *Steel Manual*, Steel Institute VDEh, Düsseldorf, 2008.

[313] Eurofer, *Update wet desulphurisation*, Eurofer, 2007, p. 4.

[314] Eurofer, Update technique regenerative activated carbon, Eurofer, 2007.

[315] Van den Berg., et al, Project for the re-evaluation of human and mammalin toxic equivalency factors for dioxins and dioxin-like compounds, 2006.

[316] Eurofer, 'Water and Waste Waster Management in Integrated Steelworks', Personal Communication, 2009.

[317] Endemann, G. et al, 'Dust, scale and sludge generation and utilisation in German steelworks', *Stahl und Eisen*, Vol. 126 Nr. 9, 2006.

[318] Eurofer, *Review of the pelletisation chapter*, Eurofer, 2007, p. 21.

[319] Eurofer, Cold briquetting in pelletisation plants, Eurofer, 2007, p. 2.

[320] Eurofer, Review of coke oven plants chapter, 2007, p. 62.

[321] Eurofer, Review of coke handling and screening, 2007, p. 1.

[322] Eurofer, Review of collection and treatment of COG with recoveryof by-products, 2007.

[323] Eurofer, Review of Mass stream overview of coke ovens, 2007.

[324] Eurofer, Review of input/output data from coke oven plants in EU, 2007, p. 1.

[325] Eurofer, Review of quantities of emissions to water from coke ovens, 2007, p. 1.

[326] Buchwalder, J. et al, 'Verminderung der Staubemissionen an der Sinteranlage von ArcelorMittal Eisenhüttenstadt', *Stahl und Eisen*, Vol. 126 Nr. 9, 2008.

[327] Eurofer, Review of waste water from wet oxidation desulphurisation process from coke ovens, 2007, p. 1.

[328] Eurofer, Review of energy demand in coke ovens, 2007, p. 1.

[329] Eurofer, New information on Pressure regulation in coke ovens, 2007, p. 2.

[330] Eurofer, Review of maintenance of coke ovens, 2007, p. 1.

[331] Eurofer, Review of improvement of oven door and frame seals, 2007, p. 1.

[332] Eurofer, Review of cleaning of oven doors and frame seals, 2007, p. 1.

[333] Eurofer, Review of emission reduction at coke oven firing, 2007, p. 2.

[334] Eurofer, Review of quenching techniques for coke, 2007, p. 3.

[335] Eurofer, Review of section on larger coke oven chambers, 2007, p. 2.

[336] Eurofer, Review of non-recovery coking, 2007, p. 3.

[337] Eurofer, Review of minimising oven charging emissions, 2007, p. 2.

[338] Eurofer, Review section on minimising leakage between coke oven chamber and heating chamber, 2007, p. 1.

[339] Eurofer, Review DeNOx of waste gas from coke oven firing, 2007, p. 1.

[340] Eurofer, Review of removing tar from the coal water in coke ovens, 2007, p. 1.

[341] Eurofer, Review of waste water treatment plant, 2007, p. 4.

[342] GWAA Bremen, Messberichte: Emissionsmessungen im Abgas vor und nach Eisenerzsinteranlage, 2005.

[343] Eurofer, Review of emerging techniques in the coke ovens, 2007, p. 4.

[344] Eurofer, *Review blast furnace chapter*, 2007, p. 20.

[345] n.n., 'Euroslag Proceedings of the 3rd European Slag Conference', *Euroslag Proceedings of the 3rd European Slag Conference*, 2002, Nottingham.

[346] Eurofer, Review input/output tables of blast furnace chapter, 2007.

[347] Eurofer, Review blast furnace slag processing, 2007, p. 5.

[348] Eurofer, Review of technique direct injection of reducing agents in blast furnaces, 2007, p. 5.

[349] Eurofer, New technique on direct injection in blast furnaces of used oils, fats and emulsions as reducing agents and of solid iron residues, 2007, p. 3.

[350] Eurofer, Review of top gas pressure energy recovery in blast furnaces, 2007, p. 2.

[351] Eurofer, Review technique on use of tar-free runner linings in blast furnaces, 2007, p. 2.

[352] Eurofer, Review technique on blast furnace gas treatment, 2007, p. 3.

[353] Eurofer, Review of technique on de-dusting of tapholes and runners and fume suppression during casting in blast furnaces, 2007, p. 3.

[354] Eurofer, Review technique condensation of fume slag processing in blast furnaces, 2007, p. 2.

[355] Plickert, Retrofitting the Waste Gas exhaustion system (2005-2007). First measurement results on dust and PCDD/PCDF emission, 2007, p. 12.

[356] Eurofer, Review of the emerging technique section of the blast furnace chapter, 2007, p. 3.

[357] Germany, Data for the review of table on pollutants load of waste water from blast furnace slag granulation, 2007, p. 1.

[358] Germany, Review of the table on pollutant load of waste water discharged from blast furnace gas scrubbing water, 2007, p. 1.

[359] Netherlands, Permit rule for an oxygen steel plant for roof emissions, 2007, p. 1.

[360] Sick-Maihak, 'FW300 Laser transmissiometer. Precise and instant measurement in harsh conditions', 2006, p. 2.

[361] Sigmund, 'Fine dust - a challenge for Voestalpine', 2007, p. 13.

[362] Germany, Wastewater from continuous casting, 2007, p. 1.

[363] Eurofer, Review of the Chapter on Basic oxygen steel making and casting (1), 2007, p. 73.

[364] Fuchs, G., 'New Energy Saving Electric Arc Furnace Design', 2008.

[365] Eurofer, Eurofer comments on tables and figures of Chapter 8. BOF and continuous casting, 2007, p. 12.

[366] Dornseiffer et al., *Air and Noise Protection in Steelmaking Electric Arc Furnace in Luxembourg*, Ministere de l'environnement in Luxembourg, 2007, p. 10.

[367] Prüm et al., ‘Reducing dioxin emissions in electric steel mills’, *MPT international*, Vol. 1, No 2005, 2005, pp. 36-42.

[368] Prüm et al., ‘Verringerung der dioxinemission bei elektrostahlwerken (Reducing dioxin emissions in electric steel mills)’, *stahl und eisen*, Vol. 124 (2004) Nr. 10, 2004, pp. 61-67.

[369] Eurofer, Material flow stainless steel meltshop, 2007, p. 1.

[370] Öberg, ‘Emissions of persistant organic pollutants from Swedish steel mills’, 2007, p. 6.

[371] Eurofer, Update input/output data for electric arc furnaces, Eurofer, 2007, p. 1.

[372] Czech TWG member, Czech Republik comments on the first draft of the reviewed IS BREF, 2008.

[373] Eurofer, Review of the EAF chapter of the current BREF, Eurofer, 2007, p. 42.

[374] Eisen, H.-P. et al, ‘Construction of the exhaust recycling facilities at a sintering plant’, *Stahl und Eisen*, Vol. 124 Nr. 5, 2004.

[375] IISI, Energy Use in the Steel industry, 1998, p. 120.

[376] Eurofer, Review of dust composition from EAF, 2007, p. 1.

[377] Heidenreich et al., ‘Catalytic filter elements for combinted particle separation and nitrogen oxides removal from gas streams’, 2007, p. 9.

[378] Eurofer, *ULCOS project. CO_2 and air emissions*, Eurofer, 2007, p. 5.

[379] Corus IJmuiden, Biological Treatment Plant - Corus IJmuiden, 2010.

[380] Voestalpine Linz, Emission measurement pure gas sinter belt 5 - hydrogen cyanide content, Voestalpine Linz, 2008.

[381] Pall, ‘Pall gas solid separation systems’, 2006, p. 16.

[382] Linz, ‘Emission data for the sinter plant provided for the Voestalpine steelworks in Linz for the year 2008 and 2009’, Personal Communication, 2008.

[383] EIPPCB, Alternative techniques for Iron and steel production, 2006, p. 6.

[384] Max-Planck-Institut et al., The formation and prevention of scale during twin roller strip casting, 2002, p. 131.

[385] Malmberg et al., Online slag analysis utilising contact-free microwave technology, 2005, p. 71.

[386] Cores et al., Efficient utilisation of raw materials used in secondary steelmaking as flux in steelmaking furnaces, 2005, p. 89.

[387] Fisher et al., Influence of sinter mix materials on the environmental impact of high productivity iron ore sintering, 2005, p. 101.

[388] Fisher et al., Effects of operational factors on the formation of toxic organic micropollutants in EAF steelmaking, 2005, p. 154.

[389] Briggs et al., Reductions in dust and gaseous emissions from sinter strands, 2004, p. 166.

[390] Atkinson et al., Injectant coal gasification, char formation and char utilisation at high injection rates, 2004, p. 193.

[391] Tavernier et al., Foaming of the slag and recycling of stainless steel dusts by injection into the electric arc furnace for stainless steels, 2004, p. 92.

[392] Schmidt et al., Optimised blast furnace slag water quenching with sulphur compounds control, 2003, p. 149.

[393] Turpin et al., ‘Effects of flattening the stockpile crest and of the presence of buildings on dust emissions from industrial open storage systems’, *XVIIth International Conference of Modelling, Monitoring and Management of Air Pollution*, 2009.

[394] Colletta et al., High-purity zinc and ferroalloy recovery from EAF dusts through a combined pyro-metallurgical treatment, 2002, p. 76.

[395] Badr et al., ‘Effect of aggregate storage piles configuration on dust emissions’, *Atmospheric Environment*, Vol. Vol. 41, 2007, pp. p. 360 - 368.

[396]Reg. 1221/, REGULATION (EC) No 1221/2009 of the European Parliament and the Council of 25 November 2009 on the voluntary participation by organisations in a Community eco-management and audit scheme (EMAS), repealing Regulation (EC) No 761/2001 and Commission Decisions 2001/681/EC and 2006/193/EC., 2009.

[397]DG Environment, What is EMAS? http://ec.europa.eu/environment/emas/index_en.htm, 2010.

[398]ISO, ISO 14001: 2004 http://www.iso.org/iso/iso_14000_essentials.htm, 2004.

GLOSSAR

Dieses Glossar soll dem besseren Verständnis der in diesem BVT-Merkblatt enthaltenen Informationen dienen. Die Definitionen von Begriffen in diesem Glossar sind nicht rechtsverbindlich (auch wenn einige mit denen aus der europäischen Gesetzgebung übereinstimmen). Sie dienen dazu, dem Leser beim Verständnis einiger Schlüsselbegriffe im spezifischen Kontext des Sektors, der in diesem BVT-Merkblatt behandelt wird, behilflich zu sein.

Das Glossar ist in die folgenden Abschnitte unterteilt:

I. Allgemeine Betrachtungen
II. Währungseinheiten
III. ISO Länderbezeichnungen
IV. Präfixe von Maßeinheiten
V. Maßeinheiten
VI. Chemische Elemente
VII. Abkürzungen und technische Definitionen

I. Allgemeine Betrachtungen

DARSTELLUNG VON EMISSIONEN

In diesem BVT-Merkblatt werden Emissionen in die Luft in einer der folgenden Weisen angegeben:

- Menge des emittierten Stoffs pro Abgasvolumen unter Standardbedingungen (273.15 K, 101.3 kPa), nach Abzug von Wasserdampf, angegeben in den Einheiten g/Nm^3, mg/Nm^3, $\mu g/Nm^3$ oder ng/Nm^3 oder
- Menge des emittierten Stoffs bezogen auf die Zeit, angegeben in den Einheiten kg/h oder g/h oder
- Menge des emittierten Stoffs pro Einheit produzierten oder verarbeiteten Produkts (Verbrauchs- oder Emissionsfaktor), angegeben in den Einheiten kg/t, g/t, mg/t , µg/t oder ng/t.

Emissionen in das Wasser werden angegeben als:

- Menge des emittierten Stoffs pro Abwasservolumen, angegeben in den Einheiten g/l, mg/l oder µg/l.

II. Währungseinheiten

Code([1])	Land/Territorium	Währung
	Währungen der Mitgliedsstaaten	
EUR	Euro Raum ([2])	Euro (Pl. Euros)
ECU	Europäische Währungseinheit	ECU (ersetzt durch EUR)
GBP	Vereinigtes Königreich	Pfund Sterling (inv.)
	Andere Währungen	
USD	Vereinigte Staaten von Amerika ([3])	US Dollar

([1]) ISO 4217 Codes.
([2]) Schließt Österreich, Belgien, Zypern, Estland, Finnland, Frankreich, Deutschland, Griechenland, Irland, Italien, Luxemburg, Malta, die Niederlande, Portugal, Slowakei, Slowenien, Spanien ein.
([3]) Auch Amerikanisch Samoa, Britische Jungferninseln, Ost Timor, Ecuador, Guam, Marschallinseln, Mikronesien, Nördliche Marianneninseln, Palau, Puerto Rico, Turks- und Caicosinseln, Amerikanisch Ozeanien und US-amerikanische Jungferninseln.

III. ISO-Länderbezeichnungen

ISO-Code	Land
Mitgliedsstaaten (*)	
BE	Belgien
DK	Dänemark
DE	Deutschland
ES	Spanien
FR	Frankreich
LU	Luxemburg
NL	Niederlande
AT	Österreich
SE	Slowenien
SK	Slowakei
FI	Finnland
UK	Vereinigtes Königreich
Nicht-Mitgliedsstaaten	
US	Vereinigte Staaten von Amerika
(*) Die protokollarische Reihenfolge der Mitgliedsstaaten basiert auf der alphabetischen Reihenfolge ihrer geografischen Namen in den Originalsprachen.	

IV. Präfixe von Maßeinheiten

Symbol	Präfix	Term	Zahl
T	Tera-	10^{12}	1.000.000.000.000
G	Giga-	10^{9}	1.000.000.000
M	Mega-	10^{6}	1.000.000
k	Kilo-	10^{3}	1.000
h	Hekto-	10^{2}	100
da	Deca-	10^{1}	10
-------	-------	Basiseinheit	1
d	Dezi-	10^{-1}	0,1
c	Zenti-	10^{-2}	0,01
m	Milli-	10^{-3}	0,001
µ	Mikro-	10^{-6}	0,000 001
n	Nano-	10^{-9}	0,000 000 001

V. Maßeinheiten

Term	Bedeutung
kWh	Kilowattstunden
billion	Milliarde (10^{9})
°C	Grad Celsius
cm	Zentimeter
d	Tag
g	Gramm
GWh	Gigawattstunde
h	Stunde
hPa	Hektopascal
J	Joule
K	Kelvin (0 °C = 273,15 K)
kcal	Kilokalorie (1 kcal = 4,19 kJ)
k	Kilowatt
kWh	Kilowattstunde (1 kWh = 3,6 MJ)

Term	Bedeutung
l	Liter
m	metre
Mt	Megatonne
MW_e	Megawatt elektrisch (Energie)
MW	Megawatt
Nm^3	Normkubikmeter (bezogen auf 101.325 kPa, 273 K)
ppb	Ein Milliardstel (1 ppb = 10^{-9})
ppm	Eine Millionstel (1 ppm = 10^{-6})
ppmv	Ein Millionstel (bezogen auf das Volumen)
s	Sekunde
t	Tonne (metrische) (1000 kg oder 10^6 g)
t/d	Tonnen pro Tag
trillion	Billion (10^{12})
t/a	Tonnen pro Jahr
vol-%	Volumenprozent
wt-%	Gewichtsprozent
W	Watt (1 W = 1 J/s)
a	Jahr
µg	Mikrogramm
µm	Mikrometer (1 µm = 10^{-6} m)
µs	Mikrosiemens
Ω	Ohm (Einheit des elektrischen Widerstandes)

VI. Chemische Elemente

Symbol	Name	Symbol	Name
Al	Aluminium	N	Stickstoff
As	Arsen	Na	Natrium
C	Kohlenstoff	Ni	Nickel
Ca	Calzium	O	Sauerstoff
Cd	Cadmium	P	Phosphor
Cl	Chlor	Pb	Blei
Cm	Curium	Pt	Platin
Co	Kobalt	S	Schwefel
Cr	Chrom	Sb	Antimon
Cu	Kupfer	Se	Selen
F	Fluor	Si	Silizium
Fe	Eisen	Sn	Zinn
H	Wasserstoff	Te	Tellur
Hg	Quecksilber	Ti	Titan
K	Kalium	V	Vanadium
Mg	Magnesium	W	Wolfram
Mn	Mangan	Zn	Zink
Mo	Molybdän		

VII. Abkürzungen und Definitionen

Abkürzung	Englische Definition	Begriffserklärung (Deutsch)
AC	Alternating current	Wechselstrom
AISI	American Iron and Steel Institute	Amerikanisches Eisen- und Stahlinstitut
AOD	Argon oxygen decarburisation	Argon-Sauerstoff-Entkohlung(sverfahren)
AOX	Absorbable organically bound halogens in water	in Wasser absorbierbare organisch gebundene Halogene
AS	Activated sludge	Aktivschlamm

Abkürzung	Englische Definition	Begriffserklärung (Deutsch)
ASK	Circular gas washing process using ammonium sulphide (German abbreviation)	Ammoniumsulfid-Kreislaufwäscher
BaP	Benzo(a)pyrene	Benzo(a)pyren
BF	Blast furnace	Hochofen
BOD	Biochemical oxygen demand	Biochemischer Sauerstoffbedarf (BSB)
BOF	Basic oxygen furnace	Sauerstoffblasstahlkonverter
Borneff 6	Sum of six PAH (Fluoranthene, Benzo[b]fluoranthene, Benzo[k]fluoranthene, Benzo[a]pyrene, Indeno[1,2,3-cd]pyrene and Benzo[g,h,i]perylene)	Summe der sechs polyzyklischen aromatischen Kohlenwasserstoffe (PAH) Fluoranthen, Benzo(b) fluoranthen, Benzo(k)fluoranthen, Benzo(a)pyren, Indeno(1,2,3-cd)pyren und Benzo(g,h,i)perylen
Bq	Bequerel	Bequerel
BTX	Benzene, Toluene, Xylene	Benzol, Toluol, Xylol
ca.	circa	circa
CAS	Chemical abstracts service	Schlüsselverzeichnis chemischer Verbindungen der American Chemical Society („CAS-Nummer“)
CAS-OB	Composition adjustment by sealed argon bubbling	Einstellung der chemischen Zusammensetzung mittels Argonspülen
CCF	Cyclone converter furnace	Zyklonkonverterofen
CCGT	Combined cycle gas turbine	Gas- und Dampf-Turbine (GUD)
CCM	Continuous casting machine	Stranggussanlage
CCPP	Combined cycle power plant	Gas- und Dampf-Turbinen (GUD-) Kraftwerk
CCS	Carbon capture and storage	Kohlenstoffabscheidung und -speicherung
CDQ	Coke dry quenching	Kokstrockenkühlung (KTK)
CEN	European committee for standardisation	Europäisches Komitee für Normung (CEN)
CFD	Computational fluid dynamics	numerische Strömungsdynamik
CHP	Combined heat and power	Kraft-Wärme-Kopplung
COD	Chemical oxygen demand	Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)
COG	Coke oven gas	Koksofengas, Kokereigas
COS	Carbon oxysulphide	Kohlenoxidsulfid
CRI	Coke reactivity index	Koksreaktivitätsindex (CRI)
CSQ	Coke stabilisation quenching	CSQ-Nasslöschverfahren
CSR	Coke strength after reaction	Koksfestigkeit nach Reaktion (CSR)
CV	Calorific value	Heizwert
DAV	Daily average	Tagesmittelwert
dBA	A-weighted decibels	bewerteter Schalldruckpegel (in Deutschland übliche Schreibweise: dB(A))
DC	Direct current	Gleichstrom
DCI	Direct carbon injection	Direkteindüsung von Kohlenstoffträgern
DH	Dortmund-Hörde	Dortmund-Hörder Hüttenunion AG (ehemaliges Stahlunternehmen, Großteil der Anlagen wurde um 2000 stillgelegt)
Diffuse emission	Diffuse emissions occur during regular operation such as coal and coke handling, transport of coal and coke, coal blending beds, ascension pipes, coke pushing, coke quenching; if not captured they can be released by the roof, roof-hatch, window or from stored material. Minimisation is possible only by prevention and/or further treatment after transferring them into ducted emissions (i.e. by capturing them)	Diffuse Emissionen treten während des Normalbetriebes auf (z. B. beim Handling von Kohle und Koks, aus Kohlemischbetten und Steigrohren, beim Koksdrücken und Löschen); werden sie nicht erfasst, können sie über das Dach, Dachluken, Fenster oder von Materialhalden freigesetzt werden. Eine Minderung ist nur durch vorsorgende Maßnahmen oder durch Umwandlung in gefasste Emissionen (z.B. mittels Absaugung) mit anschließender Abgasbehandlung möglich.
DIOS	Direct iron ore smelting reduction	Schmelzreduktionsverfahren für Eisenerz
DOC	Dissolved organic carbon	gelöster Kohlenstoff
DR	Direct reduction	Direktreduktion

Abkürzung	Englische Definition	Begriffserklärung (Deutsch)
DRI	Direct reduced iron	Direkt reduziertes Eisen, auch „Schwammeisen“ genannt
DSC	Direct strip casting	Dünnbandgießen
DSI	Direct sample induction	direkte Probennahme und -zuführung
EAF	Electric arc furnace	Elektrolichtbogenofen
ECO	Economiser	Speisewasservorwärmer/Economiser
ECSC	European Union for Coal and Steel	Europäische Gemeinschaft für Kohle und Stahl (EGKS)
ECU	European Currency Unit	Europäische Währungseinheit (von 1979 bis 1998 Rechnungswährung des Europäischen Währungssystems)
EINECS	European inventory of existing commercial chemical substances	Europäisches Verzeichnis vermarkteter chemischer Stoffe („Altstoffverzeichnis“)
ELPI	Electrical low pressure impactor	Elektrischer Niederdruckimpaktor (zur Echtzeitmessung von Partikelgrößenverteilungen und -konzentrationen)
ELV	Emission limit value	Emissionsgrenzwert
EMS	Environmental management system	Umweltmanagementsystem (UMS)
EMAS	Eco-Management and Audit Scheme	Umweltmanagement- und Auditierungssystem der EU („Öko-Audit“)
EN ISO 14001	European norm (EN) published by the International Organisation for Standardisation (ISO) concerning environmental management standards.	Europäische Norm (EN) bezüglich Anforderungen an Umweltmanagementsysteme, veröffentlicht durch die Internationale Organisation für Normung (ISO)
EOF	Energy optimised furnace	energieoptimierter Ofen
EOS	Emission optimised sintering	emissionsoptimiertes Sinterverfahren (Verfahren mit teilweiser Abgasrückführung bei Corus in Ijmuiden, NL)
EPA	Environmental Protection Agency (US)	Umweltschutzbehörde der USA
ESP	Electrostatic precipitator	Elektrofilter (elektrostatischer Abscheider)
ESCS	Electrostatic space cleaner super	elektrostatische Spitzen-Reinigung (Elektrofilter mit größeren Elektrodenabständen und höheren Spannungen)
ETP	Electrostatic tar precipitator	elektrostatischer Teerabscheider
EU-10	Cyprus, Czech Republic, Estonia, Hungary, Latvia, Lithuania, Malta, Poland, Slovakia and Slovenia	Zypern, Tschechische Republik, Estland, Ungarn, Litauen, Lettland, Malta, Polen, Slowakei und Slowenien
EU-15	Austria, Belgium, Denmark, Finland, France, Germany, Greece, Ireland, Italy, Luxembourg, the Netherlands, Portugal, Spain, Sweden and the United Kingdom	Österreich, Belgien, Dänemark, Finnland, Frankreich, Deutschland, Griechenland, Irland, Italien, Luxemburg, die Niederlande, Portugal, Spanien, Schweden und das Vereinigte Königreich
EU-25	EU-10 + EU-15: Austria, Belgium, Cyprus, Czech Republic, Denmark, Estonia, Finland, France, Germany, Greece, Hungary, Ireland, Italy, Latvia, Lithuania, Luxembourg, Malta, the Netherlands, Poland, Portugal, Slovakia, Slovenia, Spain, Sweden and the United Kingdom	EU-10 + EU-15: Österreich, Belgien, Zypern, Tschechische Republik, Dänemark, Estland, Finnland, Frankreich, Deutschland, Griechenland, Ungarn, Irland, Italien, Litauen, Lettland, Luxemburg, Malta, Niederlande, Polen, Portugal, Slowakei, Slowenien, Spanien, Schweden und das Vereinigte Königreich
EU-27	Austria, Belgium, Bulgaria, Cyprus, Czech Republic, Denmark, Estonia, Finland, France, Germany, Greece, Hungary, Ireland, Italy, Latvia, Lithuania, Luxembourg, Malta, the Netherlands, Poland, Portugal, Romania, Slovakia, Slovenia, Spain, Sweden and the United Kingdom	Österreich, Belgien, Bulgarien, Zypern, Tschechische Republik, Dänemark, Estland, Finnland, Frankreich, Deutschland, Griechenland, Ungarn, Irland, Italien, Litauen, Lettland, Luxemburg, Malta, Niederlande, Polen, Portugal, Rumänien, Slowakei, Slowenien, Spanien, Schweden und das Vereinigte Königreich
FF	Fabric filter	Gewebefilter

Abkürzung	Englische Definition	Begriffserklärung (Deutsch)
Fine dust	Fine dust in the sense of this BREF shall mean fine particulate matter smaller than 10 micrometer	Feinstaub im Sinne dieses BVT-Merkblattes sind feine Partikel mit einem aerodynamischen Durchmesser < 10 µm
Fugitive emissions	Fugitive emissions happen during irregular operation from leakages at the battery, e.g. because of leakage of vessels, oven doors, flanges etc. or at the by-product plant. For minimisation the first option is prevention by good maintenance. PAH compounds, like benzo(a)pyrene (BaP), and benzene play an important role with regard to fugitive emissions	Flüchtige Emissionen entstehen bei nicht normalen Betriebsbedingungen aus Leckagen an der Koksofenbatterie, z.B. undichten Behältern, Ofentüren, Flanschen, oder aus der Kohlenwertstoffanlage. Zur Minimierung dieser Emissionen sind vorsorgende Maßnahmen durch gute Wartung die Methode der Wahl. PAKs wie Benzo-(a)-Pyren (BaP) sowie Benzol spielen bei den flüchtigen Emissionen eine bedeutende Rolle.
FTIR	Fourier transform infrared spectroscopy	Fourier-Transformations-Infrarot- Spektroskopie (FTIR-Spektroskopie)
GSA	Gas suspension absorber	Flugstromadsorber
HBI	Hot briquetted Iron	im heißen Zustand brikettiertes direkt reduziertes Eisen
HCB	Hexachlorobenzene	Hexachlorbenzol
HHAV	Half-hourly average	Halbstundenmittelwert (HSMW)
HM	Hot metal	Roheisen (flüssig)
hPa	Hectopascals	Hektopascal
IISI	International Iron and Steel Institute	Internationales Eisen- und Stahlinstitut
I-TEQ	International Toxicity Equivalents	Internationale Toxizitätsäquivalente (für polychlorierte Dibenzodioxine und -furane)
IUPAC	International Union of Pure and Applied Chemistry	Internationale Union für reine und angewandte Chemie (u. a. Urheber der internationalen Nomenklatur für organische Chemikalien)
KOBM	Klöckner Oxygen Blowing Maximilianshuette	Sauerstoffblasverfahren der Klöckner Maximilianshütte
kW	Kilowatt	Kilowatt
LD	Linz-Donawitz	Linz-Donawitz- oder Sauerstoffblasverfahren (zur Stahlerzeugung)
LD-AC	Linz-Donawitz-Arbed-CRM process	LD-AC Verfahren (eine Weiterentwicklung des LD-Verfahrens zur Stahlerzeugung durch den ehem. luxemburgischen Stahlkonzern ARBED sowie das Centre de Recherches Métallurgiques in Lüttich)
LEEP	Low emission and energy optimised sintering process	emissionsarmes und energieoptimiertes Sinterverfahren (Verfahren mit teilweiser Abgasrückführung bei den Hüttenwerken KruppMannesmann in Duisburg)
Leq	Equivalent Continuous Sound Level	äquivalenter Dauerschallpegel
LIBS	Laser-induced breakdown spectroscopy	Laser-Emissionsspektroskopie
LIDAR	Light detection and ranging	Laufzeit- und Entfernungsmessung mittels Licht (optisches Verfahren zur Fernmessung atmosphärischer Parameter)
LPG	Liquefied petroleum gas	Flüssiggas (Propan, Butan und deren Gemische)
LS	Liquid steel	flüssiger (Roh-)Stahl
LTE	lance tuyère equilibrium	Lanze-Bodendüsen-Gleichgewicht (eine Weiterentwicklung des LD-Verfahrens zur Stahlerzeugung, bei der zusätzlich über Bodendüsen Inertgase eingedüst werden)
L_{WA}	weighted sound power level	gewichtete Schallleistungspegel

Abkürzung	Englische Definition	Begriffserklärung (Deutsch)
LWS	Loire-Wendel-Sprunck process	Loire-Wendel-Sprunck-Prozess (eine Weiterentwicklung des LD-Verfahrens zur Stahlerzeugung, bei dem zusätzlich über Bodendüsen Sauerstoff und Schlackebildner eingedüst werden)
MEA	Monoethanolamine	Monoethanolamin
MEEP	Moving electrodes Electrostatic Precipitator	Elektrofilter mit beweglichen Elektroden
MEROS	Maximised emission reduction of sintering	Sinterverfahren mit maximaler Emissionsminderung (Abgasreinigungsverfahren mittels Flugstromadsorption und Gewebefilter bei der VoestAlpine in Linz)
MHF	Multiple hearth furnace	Mehrfachherdofen
MLSS	Mixed liquor suspended solids	Feststoffgehalt einer Mischflüssigkeit
NG	Natural gas	Erdgas
NMVOC	Non-methane volatile organic compounds	flüchtige organische Verbindungen ohne Methan
OBM	Oxygen-bottom Maxhuette process	Sauerstoff-Bodenblas-Verfahren der (ehem.) Maxhütte in Sulzbach-Rosenberg (eine Weiterentwicklung des LD-Verfahrens zur Stahlerzeugung, bei dem zusätzlich über Bodendüsen Sauerstoff und Kalk eingedüst werden)
OCP	Open circuit process	Verfahren zur Schlackegranulation mit offener Kreislaufführung
PAH	Polycyclic aromatic hydrocarbons	polyzyklische aromatische Kohlenwasserstoffe (PAK)
PCB	Polychlorinated biphenyls	polychlorierte Biphenyle
PCDD/F	Polychlorinated dibenzo-p-dioxins/dibenyofurans	polychlorierte Dibenzo-p-Dioxine und Dibenzofurane (vulgo: Dioxine und Furane)
PCI	Pulverised coal injection	Eindüsung von Pulverkohle
PLC	Programmable Logic Controllers	Speicherprogrammierbare Steuerung (SPS)
PM_{10}, $PM_{2.5}$	Particulate matter smaller than 10 or 2.5 micrometer according to the definition of the Directive 2008/50/EC on air quality	Feinstaub kleiner 10 bzw. 2,5 Mikrometer gemäß der Definition der Luftqualitätsrichtlinie 2008/50/EU
POM	Polycyclic organic matter	polyzyklische organische Stoffe
POPs	Persistent organic pollutants	persistente organische Schadstoffe
PTFE	Polytetrafluoroethylene	Polytetrafluorethylen
Q-BOP	Quick Basic Oxygen Process	schnelles Sauerstoffblasverfahren (im englischen Sprachraum gebräuchliche Bezeichung für das → OBM-Verfahren zur Stahlerzeugung)
RAC	Regenerative activated carbon	regenerierbare Aktivkohle
RAFT	Raceway adiabatic flame temperature	adiabatische Flammentemperatur
RDM	Reverse dispersion modelling	Umgekehrte Ausbreitungsrechnung (Ermittlung der Stärke einer Emissionsquelle durch Rückrechnung aus gemessenen Immissionswerten)
RH	Ruhrstahl-Heraeus	Ruhrstahl-Heraeus-Verfahren (Verfahren der Sekundärmetallurgie durch Vakuumbehandlung)
RHF	Rotary hearth furnace	Drehherdofen
SCN	Thiocyanate	Thiozyanat
SCOPE 21	Super coke oven for productivity and environment enhancement in the 21st century	„Superkoksofen mit Produktivitäts- und Umweltverbesserungen für das 21. Jahrhundert“ (ein vom japanischen Stahlverband JISF neu entwickeltes Koksofenkonzept)
SCR	Selective catalytic reduction	Selektive katalytische Reduktion (zur NO_x-Minderung)

Abkürzung	Englische Definition	Begriffserklärung (Deutsch)
SI	Shatter index	Shatter-Index (Kenngröße für das plastische Verhalten eines Formstoffes unter einer dynamischen Beanspruchung)
SR	Smelting reduction	Schmelzreduktion
SRF	Smelting reduction furnace	Schmelzreduktionsofen
SS	Suspended solids	Schwebstoffe/abfiltrierbare Stoffe (im Abwasser)
STP	Standard temperature and pressure	Normalbedingungen (Normaldruck 101.325 kPa, Temperatur 273 K)
TEA	Triethanolamine	Triethanoamin
TEQ	Toxic equivalent quantity	Toxizitätsäquivalente
TEF	Toxic equivalent factor	Toxizitätsäquivalentfaktor
TBM	Thyssen blowing metallurgy process	Thyssen-Blasmetallurgie-Verfahren (eine Weiterentwicklung des LD-Verfahrens zur Stahlerzeugung, bei der zusätzlich Inertgase eingedüst werden)
TOC	Total organic carbon	gesamter organischer Kohlenstoff
TWG	Technical working group	Technische Arbeitsgruppe
UHP	Ultra high power operation (EAF)	(Ultra-)Hochleistungs-Lichtbogenofen
ULCOS	Ultra Low CO_2 Steelmaking. EC funding research programme to reduce CO_2 emissions from steelmaking.	Stahlerzeugung mit sehr niedriger CO_2-Intensität (EU gefördertes Forschungsprogramm zur Senkung der CO_2-Emissionen aus der Stahlerzeugung)
VDI	Verein Deutscher Ingenieure	Verein Deutscher Ingenieure
VOC	Volatile organic compounds	flüchtige organische Verbindungen
VOD	Vacuum oxygen decarburisation	Vakuum-Sauerstoff-Entkohlungsverfahren
w.c.	Water column	Wassersäule
Wobbe index	The Wobbe Index (WI) is an indicator of the interchangeability of fuel gases such as natural gas, liquefied petroleum gas (LPG), and Town Gas and is frequently defined in the specifications of gas supply and transport utilities. If VC is the higher heating value, or calorific value, and GS is the specific gravity, the Wobbe Index, IW, is defined as: IW = VC/(GS)1/2	Der Wobbe-Index ist ein Indikator für die Austauschbarkeit von Brenngasen wie Erdgas, Flüssiggas (LPG) und Stadtgas und wird häufig zur Spezifikation der Gasversorgungs- und Transporteinrichtungen verwendet. Der Wobbeindex I_W ist definiert als: $I_W = V_C/(G_S)^{1/2}$, mit V_C als oberem Heizwert (Brennwert) und G_S als relativer Dichte (Dichteverhältnis von Brennstoff zu Luft)
WWT	Waste water Treatment Plant	Abwasserbehandlungsanlage
WHO TEFs	World Health Organisation toxic equivalent factors. This toxic equivalency factor (TEF) value is the only one for currently taking into account not only PCDD and PCDF values but 'dioxin-like' PCB [219, Van den Berg et al. 1998]	Toxizitätsäquivalentfaktoren der Weltgesundheitsorganisation (WHO). Diese zeichnen sich dadurch aus, dass nicht nur Toxizitätsäquivalentfaktoren für PCDD und PCDF, sondern auch für „dioxinähnliche" PCBs beinhalten. [219, Van den Berg et al. 1998]

13 ANNEXES

13.1 Annex I. Determination of some environmentally sensitive elements in waste water

[208, Lindfors et al. 2006]

Description

The waste water sample is preserved with nitric acid and digested in a microwave oven to dissolve residues. The solution is preconcentrated in an ultrasonic nebuliser and nebulised into an inductively coupled plasma optical emission spectroscopy (ICP-OES) where the intensities of the emitted light of the elements are measured. As an internal standard Sc and Te are used. The calibration is performed on a matrix which contains Milli-Q water with the addition of reference solutions. The following elements are determined simultaneously:

Al, Cd, Co, Cr, Cu, Fe, Mn, Mo, Ni, P, Pb, V, Zn.

Achieved environmental benefits

The procedure is capable of determining levels below the legislation requirements of today. The detection limits for some environmentally sensitive elements in waste water

Table 13.1: Detection limits for some environmentally sensitive elements in waste water

Parameter	Detection limit (µg/l)
Al	2
Cd	0.03
Co	0.2
Cr	0.1
Cu	0.6
Fe	0.1
Mn	0.03
Mo	0.2
Ni	0.2
P	1.8
Pb	0.6
V	0.6
Zn	0.06

This technique can be considered a quick and efficient technique using standard equipment. The time from observation of increased levels to corrective actions is relatively short.

Cross-media effects

No data submitted.

Operational data

No data submitted.

Applicability

Water from different sources can be monitored, e.g. waste water, drinking water.

Driving force for implementation

The driving force for implementation is to comply with national and European legislation.

Economics

No data submitted.

Reference plant
Sandvik Materials Technology, Sandviken, Sweden.

13.2 Annex II. Dioxin emissions

[209, EC 2005]

Major factors influencing dioxin formation are:

- the process feed (raw materials)
- the type of metallurgical process
- the process operating conditions, in particular combustion quality
- the off-gas cooling conditions, in particular the presence of a boiler or other heat exchangers
- the type of off-gas treatment systems
- memory effects. Pipes and heat exchanges may store extensive deposits, enhancing emissions and also the evolution of dioxin with time.

PCDD/F and other POPs

It is important to take into consideration that both PCDD/F are always accompanied by a host of other compounds surviving combustion, e.g. benzene, alkylbenzenes, naphthalene, phenanthrene, anthracene, furan, benzofuran, dibenzofuran, and many other aliphatic and cyclic compounds. Their sheer number is a complicating factor in analytical procedures. In [209, EC 2005], only limited attention is devoted to these compounds, but their potential role as surrogates and precursors is highlighted. It has adequately been shown that the dibenzo-p-dioxin (DD) structure is easily synthesised from two molecules of phenol. The same holds for their chlorinated congeners. Similarly, the polychlorinated dibenzofuran (DF) structure is easily created by a mild oxidation of PCB. Thus, both chlorophenols and PCB are potential precursors for PCDD/F formation. Some of these compounds are relevant as POPs in their own right, such as:

- hexachlorobenzene
- PCB
- polychlorinated naphthalenes.

Pathways of emissions of PCDD/F

PCDD/F, or indeed almost any pollutant, may either occur as emissions to air, water, and soil, or arise as waste streams to be eliminated or recycled.

Emissions of PCDD/F from the metallurgical industry may assume different forms, such as:

- off-gases, occurring in guided stack emissions
- off-gases, occurring as diffuse emissions
- waste water and sludge
- residues
- commercial products.

Monitoring

Modes of PCDD/F monitoring found in the EU are given in Table 13.2.

Table 13.2: Monitoring modes of PCDD/F

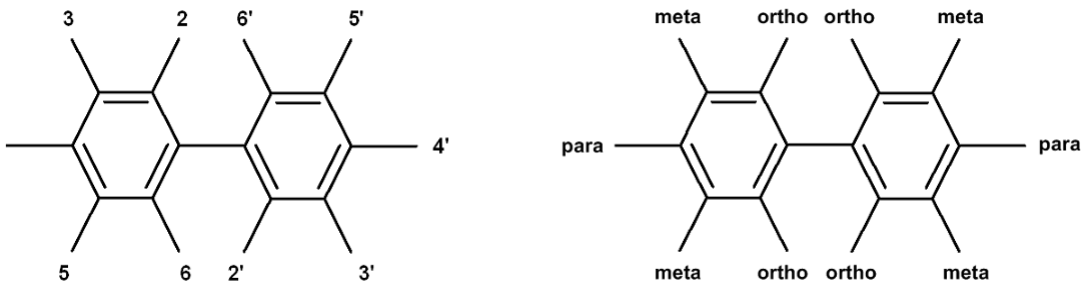
Type	Monitoring frequencies	Period for measurement	Units
Regular	1 per month 6 per year 3 per year 2 per year 1 per year 1 every 3 – 6 years	1 day 3 days 1 week	TEQ values I-TEQ values (17 congeners) 5 PCDD + 5 PCDF Fingerprint
Occasional (monitoring only at some installations of the sector)			
Voluntary (e.g. sector agreement)			
Source: [209, EC 2005].			

Measurement methods

Some measurement method examples can be found in the report [209, EC 2005].

13.3 Annex III. WHO-12 PCB

Polychlorinated biphenyls (PCB) are a class of chlorinated semi-volatile organic compounds composed of 209 congeners. Numbering of congeners in the EUROFER data request follows the convention adopted by the International Union of Pure and Applied Chemists (IUPAC). Figure 13.1 illustrates the IUPAC numbering system as well as the nomenclature of positional chlorinated substitution. A group of 12 PCB, which exhibit 'dioxin-like' behaviour, has been identified by the World Health Organisation (WHO) and the individual members of the group have been assigned toxic equivalency factors (TEFs) relative to that of 2,3,7,8-tetrachlorodibenzo-p-dioxin. The TEFs allow these 'WHO-12 PCB' to be included as part of the overall dioxin WHO-TEQ concentration in process emissions and other environmental samples. In the data collected by EUROFER, the PCDD/F data were requested in the more usual I-TEQ unit so do not include PCB data and a clear distinction can be made between the two groups of compounds and comparisons made with past PCDD/F data. It is anticipated that the use of the WHO-TEQ will increase in the future.



Source: [299, Eurofer 2007]

Figure 13.1: IUPAC numbering system and positional nomenclature of PCB

A list of the TEFs for the WHO-12 PCB is provided in Table 13.3.

Table 13.3: Table of toxic equivalency factors for WHO-12 PCB congeners

IUPAC No	Type	Structure	WHO-TEF
77	Non-ortho	3,3',4,4' TeCB	0.0001
81		3,4,4',5TeCB	0.0001
126		3,3',4,4',5PeB	0.1
169		3,3',4,4',5,5'HxCB	0.01
105	Mono-ortho	2,3,4,4',5 PeCB	0.0005
114		2,3,4,4',5PeCB	0.0005
118		2,3',4,4',5PeCB	0.0001
123		2',3,4,4',5PeCB	0.0001
156		2,3,3',4,4',5HxCB	0.0005
157		2,3,3',4,4',5'HxCB	0.0005
167		2,3',4,4',5,5'HpCB	0.00001
189		2,3,3',4,4',5,5'HpCB	0.0001

Source: [299, Eurofer 2007].

13.4 Annex IV. Example of mass flow thresholds for continuous monitoring

[236, Germany 2002]

Facilities with particles mass flows of 1 to 3 kg/h shall be equipped with measuring instruments at their relevant sources which are capable of continuously monitoring the functioning of the waste gas purification facility and the established emission limits (qualitative measuring instruments).

Facilities with particles mass flows of over 3 kg/h shall be equipped with measuring instruments at their relevant sources which continuously determine dust emission mass concentrations.

Facilities with dust emissions of substances under Sections 5.2.2 or 5.2.5 Class I or 5.2.7 of the Technical Instructions on Air (TA Luft) [236, Germany 2002] shall be equipped with measuring instruments at their relevant sources which continuously determine the total particles concentrations if the emission mass flow is more than five times greater than one of the relevant mass flows.

At facilities emitting gaseous substances in excess of the following mass flows, relevant sources shall be equipped with measuring instruments which continuously determine the mass concentrations of the respective substances:

- sulphur dioxide: 30 kg/h
- nitrogen monoxide and nitrogen dioxide, to be indicated as nitrogen dioxide: 30 kg/h
- carbon monoxide as lead substance for evaluating the efficiency of combustion processes: 5 kg/h
- carbon monoxide, all other cases: 100 kg/h
- fluorine and gaseous inorganic fluorine compounds, to be indicated as hydrogen fluoride: 0.3 kg/h
- gaseous inorganic chlorine compounds, to be indicated as hydrogen chloride: 1.5 kg/h
- chlorine: 0.3 kg/h
- hydrogen sulphide: 0.3 kg/h.

If sulphur dioxide mass concentrations are measured continuously, sulphur trioxide mass concentrations shall be determined during calibration and included in the calculation. If individual measurements show that nitrogen dioxide proportions in the nitrogen oxide emissions account for less than 10 per cent, the continuous measuring of nitrogen dioxide shall be waived and its proportion be calculated.

Facilities with mass flows of organic substances, to be indicated as total carbon, exceeding for.

- substances under Section 5.2.5 Class I: 1 kg/h
- substances under Section 5.2.5: 2.5 kg/h

shall be equipped with measuring instruments at their relevant sources which continuously determine the total carbon.

Facilities with mass flows of mercury and its compounds of over 2.5 g/h, to be indicated as Hg, shall be equipped with measuring instruments at their relevant sources which continuously determine mercury mass concentrations, unless it has been reliably proven that the mass concentrations are less than 20 per cent of those specified in Section 5.2.2 Class I.

The competent authority shall require facilities emitting substances listed under Section 5.2.2 Classes I and II or substances listed under Section 5.2.7 to be equipped with continuous measuring instruments to determine the mass concentrations if the mass flow exceeds one of the respective mass flows over five times and if suitable measuring instruments are available.

13.5 Annex V. Example of template for compiling environmental data in the iron and steel sector

Table 13.4: Example of template for compiling environmental data in the IS sector

Company			
Unit/Location			
Type of installation			
Build date		Last modernisation date	

Resources/Energy			Products/By-products			Emission/Wastes					
Name	**Units**	**Usage**	**Name**	**Units**	**Quantity**	**Name**	**Units**	**Quantity**	**Name**	**Units**	**Quantity**
Raw materials			**Products**			**Emission**			**Dust**		
Coal/Anthracite			Coke			Dust (total)			Fe (total)	wt-%	
Coke			Sinter			SO_2			SiO_2	wt-%	
Iron ore			Hot metal			NO_x			CaO	wt-%	
Pellets			Liquid steel			CO			Al_2O_3	wt-%	
Lime			Ingots			CO_2			MgO	wt-%	
Dolomite			**Production residues**			Benzene			P_2O_5	wt-%	
Sinter			**By-products**			Benzo(a)pyrene			MnO	wt-%	
Pig iron			Benzene			Pyridine			Cr_2O_3	wt-%	
Scrap			Tar			Toluene			Na_2O	wt-%	
Liquid steel			Sodium phenolate			Xylene			K_2O	wt-%	
Metallic charge			Ammonium sulphate			Tar			Zn	wt-%	
Alloys			Granulated/air-cooled slag			F (HF)			Pb	wt-%	
Non-metallic compounds						Cl (HCl)			Cd	wt-%	
Others			Iron sulphate			Phenol			Cu	wt-%	
Energy			Iron oxide			Methane			Ni	wt-%	
Natural gas			**Solid wastes**			HCN			V	wt-%	
Electricity			BF slag			H_2S			Co	wt-%	
Water			BOF slag			Ammonium			As	wt-%	
Technological steam			Energetic ash & slag			CS_2			Hg	wt-%	
Coke gas			Ferrous sludge			NaOH			Cl	wt-%	
BF gas			Refractories			H_2SO_4			F	wt-%	
Oxygen			Sulphur			PCDD/F			S	wt-%	
Oxygen (liquid)			Dust			Non-channelled emission			C	wt-%	
Argon									Basicity	pH	
Nitrogen									Moisture	wt-%	
Nitrogen (in bottles)											
Hydrogen											
Compressed air											
BF blast											
Acetylene											
Other technical gases											