

**STAND DER TECHNIK IN DER  
SEKUNDÄRKUPFERERZEUGUNG IM HINBLICK  
AUF DIE IPPC-RICHTLINIE**

Josef STUBENVOLL  
Brigitte WINTER  
Herbert WIESENBERGER

MONOGRAPHIEN

Band 115

M-115

Wien, 1999

**Projektleitung**

Brigitte Winter

**Autoren**

Josef Stubenvoll (TBU)

Brigitte Winter (UBA)

Herbert Wiesenberger (UBA)

**Übersetzung**

Brigitte Winter

**Titelphoto**

Schematische Darstellung der Sekundärkupfererzeugung

Das Umweltbundesamt möchte sich bei den Montanwerken Brixlegg für die kooperative Zusammenarbeit herzlich bedanken.

**Impressum**

Medieninhaber und Herausgeber: Umweltbundesamt GmbH (Federal Environment Agency Ltd)  
Spittelauer Lände 5, A-1090 Wien (Vienna), Austria

Druck: Riegelnik, 1080 Wien

© Umweltbundesamt GmbH, Wien 1999  
Alle Rechte vorbehalten (all rights reserved)  
ISBN 3-85457-519-X

## INHALT

	Seite
<b>ZUSAMMENFASSUNG des Umweltbundesamtes</b> .....	5
<b>Einsatzmaterialien</b> .....	5
<b>Schmelz- bzw. Raffinationsaggregate</b> .....	5
<b>Abfälle bzw. Reststoffe und Nebenprodukte</b> .....	6
<b>Luftemissionen</b> .....	7
<b>Abgasreinigung</b> .....	7
<b>SUMMARY from the Federal Environment Agency</b> .....	14
<b>Input Materials</b> .....	14
<b>Smelting- and Refining Aggregates</b> .....	14
<b>Wastes, Residual Materials and Products</b> .....	15
<b>Air Emissions</b> .....	15
<b>Exhaust Gas Cleaning</b> .....	16
<b>1 EINLEITUNG</b> .....	23
<b>1.1 Aufgabenstellung, Zielsetzung</b> .....	23
<b>1.2 Bezug zur IPPC-Richtlinie</b> .....	23
<b>1.3 Historisches zu Kupfer</b> .....	24
<b>1.4 Bedeutung und Eigenschaften von Kupfer</b> .....	25
<b>2 TECHNOLOGIE DER SEKUNDÄRKUPFERERZEUGUNG</b> .....	26
<b>2.1 Einsatzmaterial</b> .....	26
2.1.1 Aufbereitung der Schrotte .....	26
2.1.2 Schachtofeneinsatzstoffe .....	26
2.1.3 Konvertereinsatzstoffe .....	27
2.1.4 Flammofeneinsatzstoffe.....	27
<b>2.2 Technologien und Ofentypen</b> .....	28
2.2.1 Schachtofen.....	28
2.2.2 Konverteranlage.....	29
2.2.3 Flamm- oder Anodenofen .....	30
2.2.4 Elektrolytische Raffination.....	30
<b>2.3 Produkte</b> .....	31
<b>2.4 Reststoffe bzw. Abfälle und Nebenprodukte</b> .....	32
2.4.1 Reststoffe bzw. Abfälle und Nebenprodukte aus dem Schachtofen .....	32
2.4.2 Reststoffe bzw. Abfälle aus dem Konverter.....	33
2.4.3 Reststoffe bzw. Abfälle aus dem Anodenofen.....	34
2.4.4 Reststoffe bzw. Abfälle und Nebenprodukte aus der Elektrolyseanlage.....	34

<b>2.5</b>	<b>Luftemissionen</b> .....	35
2.5.1	Zusammensetzung der Abluft .....	35
2.5.2	Verfahren zur Emissionsminderung .....	36
2.5.3	In Österreich in Betrieb befindliche Anlagen .....	43
2.5.4	Beschreibung der emissionsmindernden Maßnahmen der Montanwerke Brixlegg.....	45
2.5.5	Bei vergleichbaren Anwendungen eingesetzte emissionsmindernde Maßnahmen .....	53
<b>2.6</b>	<b>Abwasseremissionen</b> .....	56
2.6.1	Emissionsquellen .....	56
2.6.2	Abwasserbehandlung.....	56
<b>3</b>	<b>SEKUNDÄRKUPFERERZEUGUNG IN ÖSTERREICH</b> .....	58

## ZUSAMMENFASSUNG des Umweltbundesamtes

Die vorliegende Studie behandelt angewandte Technologien, Einsatzstoffe und produktspezifische Emissionen in der Sekundärkupfererzeugung. Das Aufkommen und die Behandlung von Abfällen und somit auch die Verwertung der Reststoffe aus der Sekundärkupferindustrie werden unter Berücksichtigung der österreichischen Situation beschrieben. Kostenabschätzungen für ausgewählte Emissionsminderungstechnologien werden gemacht.

Die Studie wurde im Hinblick auf die EU-Richtlinie über "Integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung" (RL 96/61/EG) und als Hilfestellung für die von der Europäischen Kommission errichtete "Technical Working Group" über Nichteisenmetalle verfaßt.

### Einsatzmaterialien

Der Schachtofenprozeß wird für eine große Bandbreite an Einsatzstoffen verwendet, wobei die vorherige Abtrennung des Kunststoffanteils hinsichtlich der Emission von organischen Luftschadstoffen von großer Bedeutung ist.

Als Einsatzmaterialien kommen Schrotte, Schlacken, Aschen, Krätzen, kupferhältige Stäube und Schlämme, Kupfersalze, innerbetrieblich anfallende Reststoffe sowie Eisen- und Kupfer-Eisenmaterialien in Frage.

Bei Schrott, dessen Zusammensetzung bei der Anlieferung im Normalfall nur in groben Zügen bekannt ist, ist eine sorgfältige Bestimmung des Wertstoffgehalts unerlässlich.

### Schmelz- bzw. Raffinationsaggregate

Die Aufbereitungsschritte in der Sekundärkupfererzeugung bestehen in der Regel in einem Einschmelzen des Einsatzmaterials im Schachtofen, in einem Verblasen des im Schachtofen gebildeten Schwarzkupfers im Konverter sowie in einer Raffination des Rohkupfers im Flammofen zu Anodenkupfer, welches in weiterer Folge in der Kupferraffinationselektrolyse zu hochreinem Kathodenkupfer verarbeitet wird.

Dem kontinuierlich arbeitenden **Schachtofen** werden neben den Einsatzstoffen, welche sich vor allem aus Kupferschrott mit niedrigem Kupfergehalt (z. B. Kupfer-Eisenmaterialien wie Elektromotore, Relaischrott, Shredderschrott), kupferhältigen Schlacken und Kupferkrätzen, kupferhältigen Stäuben und Schlämmen zusammensetzen, schlackenbildende Zuschlagstoffe wie Quarzsand und Kalkstein sowie als Brennstoff und Reduktionsmittel Koks zugesetzt.

Die aus dem Schachtofenvorherd abgezogene **Schachtofenschlacke** wird in Wasser granuliert, vorentwässert und getrocknet und in geeigneter Korngröße als Sandstrahlmittel dem Verkauf zugeführt.

Das aus dem Schachtofen abgezogene Schwarzkupfer wird zusammen mit entsprechend reinen Schrotten im diskontinuierlich arbeitenden **Konverter** durch Einblasen von Luft zu Rohkupfer mit einem Cu-Gehalt von ca. 97 % weiterverarbeitet, wobei Schwefel als SO<sub>2</sub> ins Abgas übergeht und die Begleitmetalle zum größten Teil in den Flugstaub und zum anderen Teil in die Konverterschlacke übergehen.

Das im Konverter gewonnene Rohkupfer wird zusammen mit entsprechend kupferhaltigem Schrott im diskontinuierlich arbeitenden **Flammofen** zu Anodenkupfer, dem Ausgangsprodukt der Elektrolyse, raffiniert. In der Oxidationsphase wird Luft in die Schmelze eingeblasen, dadurch entsteht  $\text{Cu}_2\text{O}$ , das unedlere Metalle oxidiert. Diese Oxide der Begleitmetalle gehen hauptsächlich in die Schlacke. Beim Polen wird in der Phase des sogenannten Dichtpolens eine leicht reduzierende Ofenatmosphäre eingestellt, um  $\text{SO}_2$  restlos auszutreiben. Beim anschließenden Zähpolen wird  $\text{Cu}_2\text{O}$  durch die Polgase zu Kupfer reduziert.

In der **Kupferraffinationselektrolyse** wird das pyrometallurgisch vorraffinierte und zu Anoden vergossene Anodenkupfer zu hochreinem Kathodenkupfer raffiniert, wobei in der Anode vorhandene Verunreinigungen in den Elektrolyt gehen oder als Anodenschlamm abgeschieden werden.

### **Abfälle bzw. Reststoffe und Nebenprodukte**

Die aus dem Schachtofenvorherd abgezogene **Schachtofenschlacke**, welche im wesentlichen aus den Schlackenbildnern Quarz und Kalk, Eisensilikat, sowie aus den Begleitmetallen Al, Mg, Zn und Cu bzw. deren Oxiden besteht, wird in Wasser granuliert, vorentwässert und getrocknet und in geeigneter Korngröße als Sandstrahlmittel dem Verkauf zugeführt.

Laut einem Feststellungsbescheid gemäß § 4 Abs. 2 AWG i.d.F. BGBl. 325/1990 der BH Kufstein (16.12.1991) wird der Schlackensand der Montanwerke Brixlegg nicht als Abfall eingestuft.

**Konverterschlacke** wird nach dem Erkalten gebrochen und so wie **Schlacke des Anodenofens** im Schachtofen wieder eingesetzt.

**Filterstäube** aus dem Abgas des Schachtofens bestehen hauptsächlich aus Zink und Blei. Aus der Konverterschmelze austretende Metalldämpfe fallen in den Flugstäuben als Oxide an. Konverterfilterstaub besteht hauptsächlich aus Zink, Blei und Zinn. Die Filterstäube des Schachtofens und des Konverters der Montanwerke Brixlegg werden derzeit extern verwertet. Der Filterstaub des Anodenofens wird im Schachtofen wiedereingesetzt.

Der laufend anfallende **Ofenausbruch des Schachtofens** wird in weißes und schwarzes Feuerfestmaterial unterteilt und zusammen mit dem **Ofenausbruch des Flammofens** und der **Feuerfestausmauerung des Konverters** je nach Zusammensetzung wiederverwendet oder extern verwertet.

Die während der Blasperiode im Konverter bei der **Entschwefelung** anfallende Waschlösung wird filtriert, wobei die verbleibenden aus Reststäuben stammenden Feststoffe im Schachtofen eingesetzt werden.

Die Reststoffe der Elektrolyseanlage werden in hohem Maße zu Metallen weiterverarbeitet. Sie bestehen im wesentlichen aus **Anodenschlamm**, welcher sowohl mit pyro- als auch hydrometallurgischen Verfahren aufgearbeitet wird und aus im Elektrolyt der Kupferelektrolyse gelöstem **Nickelsulfat**, welches aus dem laufend abgezogenen, entkupferten Elektrolyt gewonnen wird. Die dabei anfallenden Metallhydroxide bzw. Metallsulfide werden im Schachtofen recycelt oder verwertet.

## Luftemissionen

Der Einsatz von Schrotten in Sekundärkupferwerken ist mit der Bildung und Emission von luftverunreinigenden Stoffen wie staubförmigen Schwermetallen, Schwefel- und Stickstoffoxiden und organischen Schadstoffen (inkl. Dioxinen) verbunden.

Die Konzentration von Schwermetallen im Staub beträgt bis zu 90 %. Es sollte daher eine möglichst effiziente Staubabscheidungstechnologie angewandt werden.

SO<sub>2</sub>-Emissionen entstehen periodisch beim Blasen im Konverter und können beim Polen im Anodenofen freigesetzt werden. Sie entstehen kontinuierlich aus dem Schwefelgehalt der Energieträger und der Einsatzstoffe.

Erhöhte Emissionen an organischen Schadstoffen wie C-org und Dioxinen werden vor allem durch den Einsatz von mit organischen Materialien verunreinigten Schrotten im Schachtofen verursacht.

## Abgasreinigung

Die **Abgasreinigung** der Schachtofenanlage erfolgt **bei den Montanwerken Brixlegg** mittels Gewebefilter und regenerativer thermischer Nachverbrennungsanlage, welche zur Verminderung der organischen Abgasinhaltsstoffe nach dem Gewebefilter installiert wurde. Die Abgasreinigung der Konverteranlage erfolgt bei den Montanwerken Brixlegg mittels Gewebefilter und anschließendem nassen Entschwefelungsverfahren. Bei der Flammofenanlage wird als emissionsmindernde Maßnahme ein quasi-trockenes Verfahren unter Anwendung eines Gewebefilters eingesetzt.

Emissionen von **Staub** und damit verbundene Emissionen staubförmiger Schwermetalle und partikelförmig gebundener Dioxine und Furane sind wesentlich von den Verunreinigungen der eingesetzten Schrotte und der Abscheidetechnologien abhängig. Mit modernen Gewebefiltern sind Emissionen unter 5 mg Staub/Nm<sup>3</sup> erreichbar, eine sichere Einhaltung eines Emissionsgrenzwertes von 10 mg Staub/Nm<sup>3</sup> ist möglich.

Trockensorptions-, Halbtrockenverfahren bzw. Naßverfahren erlauben überdies die Abscheidung von **sauren Bestandteilen** aus dem Abgas, welche bei der Sekundärkupferherstellung im wesentlichen von SO<sub>2</sub> gebildet werden. SO<sub>2</sub>-Konzentrationen von 50 mg/Nm<sup>3</sup> sind erreichbar.

Durch Optimierung der Prozeßführung, gestufte Verbrennungsluftzufuhr und Verwendung von Low-NO<sub>x</sub>-Brennern ist eine **NO<sub>x</sub>-Emission** von 100 mg/Nm<sup>3</sup> bezogen auf den aktuellen Sauerstoff erreichbar.

Erhöhte Emissionen an organischen Schadstoffen wie C-org und Dioxine werden vor allem durch den Einsatz von mit organischen Materialien verunreinigten Schrotten im Schachtofen verursacht. Von großer Bedeutung hinsichtlich der Reduktion von **CO, C-org und Dioxinen** ist daher die vorige Abtrennung des Kunststoffanteils vom Schrott.

Die thermische Nachverbrennung ermöglicht die Reduktion der Emissionen von organischen Schadstoffen nach dem Schachtofen. Das Erreichen einer **C-org-Konzentration** von unter 5 mg/Nm<sup>3</sup> ist damit möglich. Im Hinblick auf den relativ hohen Energieeinsatz für eine Wiederaufheizung bei der Nachverbrennung erscheint eine Abwärmenutzung zweckmäßig.

Emissionsminderungsmaßnahmen für **Dioxine und Furane** basieren weiters entweder auf der Abscheidung von partikelgebundenen PCDD/F, wie z. B. in Gewebefilter, auf der Abscheidung von gasförmigen und partikelgebundenen PCDD/F, wie z. B. in Wäschern, Flugstromreaktoren und in Sprühwäschern (in Verbindung mit Gewebefiltern und Einblasen eines Adsorbens, z. B. Aktivkoks) oder auf der thermischen oder katalytischen Zerstörung der Dioxine und Furane. Mit diesen Verfahren sind PCDD/F-Konzentrationen von  $< 0,1 \text{ ng/Nm}^3$  erreichbar.

**Verfahren zur Emissionsminderung** werden beschrieben und Kostenabschätzungen für den Einsatz dieser Technologien gegeben. Zur Kostenabschätzung **emissionsmindernder Maßnahmen bei der Schachtofenanlage** wird der Einsatz einer regenerativen Nachverbrennungsanlage mit einem nach dem Gewebefilter installierten Thermoreaktor (Tab. I) herangezogen.

Tab. I: Wesentliche Positionen der Kosten einer regenerativen Nachverbrennungsanlage mit einem nach dem Gewebefilter installierten Thermoreaktor für eine Abgasmenge von  $20.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$  im entstaubten Abgas (Reingas) bei einer Emissionsminderung von ca. 98 % für PCDD/F und einer erreichbaren Reingaskonzentration von  $0,1 \text{ ng PCDD/F/Nm}^3$

		ATS/Einheit	ATS/t Schwarzkupfer
Produzierte Menge an Schwarzkupfer für Referenzanlage (t/a)	18.000		
Betriebsstunden (h/a)	6.300		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	12.000.000 ± 20 %		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	1.235.553		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>68,6</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	240.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>13,3</b>
Energieverbrauch:			
<b>Energie für Wiederaufheizung</b> (MJ/t Schwarzkupfer)	631	60 ATS/GJ	<b>37,9</b>
<b>Elektrische Energie</b> (kWh/t Schwarzkupfer)	13,5	0,6 ATS/kWh	<b>8,1</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>127,9</b>

Bei **vergleichbaren Anwendungen eingesetzte emissionsmindernde Maßnahmen** sind eine Nachverbrennungsanlage mit einem zwischen Schachtofen und Abhitzekeessel installier-tem Thermoreaktor (Tab. II), eine SCR-Anlage in Reingassschaltung (Tab. III) sowie der Ein-satz einer Aktivkoksanlage (Tab. IV). Kostenabschätzungen für den Einsatz dieser Technolo-gien werden gegeben.

Tab. II: *Wesentliche Positionen der Kosten einer thermischen Nachverbrennungsanlage zwischen Schachtofen und Abhitzekeessel für eine Abgasmenge von 20.000 Nm<sup>3</sup>/h im Rohgas bei einer Emissionsminderung von ca. 98 % für PCDD/F*

		ATS/Einheit	ATS/t Schwarzkupfer
Produzierte Menge an Schwarzkupfer für Referenzanlage (t/a)	18.000		
Betriebsstunden (h/a)	6.300		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	8.000.000 ± 20 %		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	823.702		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>45,8</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	160.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>8,9</b>
Energieverbrauch:			
<b>Energie für Wiederaufheizung</b> (MJ/t Schwarzkupfer)	613	60 ATS/GJ	<b>36,8</b>
<b>Elektrische Energie</b> (kWh/t Schwarzkupfer)	16,0	0,6 ATS/kWh	<b>3,6</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>95,1</b>

Tab. III: Wesentliche Positionen der Kosten einer SCR-Anlage für eine Abgasmenge von 20.000 Nm<sup>3</sup>/h im entstaubten Abgas (Reingas) bei einer Emissionsminderung von ca. 98 % für PCDD/F und einer Emissionsminderung für NO<sub>x</sub> auf unter 100 mg/Nm<sup>3</sup>

		ATS/Einheit	ATS/t Schwarzkupfer
Produzierte Menge an Schwarzkupfer für Referenzanlage (t/a)	18.000		
Betriebsstunden (h/a)	6.300		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	10.000.000 ± 20 %		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	1.029.628		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>57,2</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	240.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>11,1</b>
Energieverbrauch:			
<b>Energie für Wiederaufheizung</b> (MJ/t Schwarzkupfer)	284	60 ATS/GJ	<b>17,0</b>
<b>Elektrische Energie</b> (kWh/t Schwarzkupfer)	19,0	0,6 ATS/kWh	<b>11,4</b>
<b>Verbrauch an NH<sub>4</sub>OH</b> (25 % Lsg. NH <sub>3</sub> ) (kg/t Schwarzkupfer)	2,1	1,8 ATS/kg	<b>3,7</b>
Katalysatorvolumen (m <sup>3</sup> )	5		
Standzeit (Jahre)	10		
<b>Erneuerung des Katalysators</b> (m <sup>3</sup> /Jahr)	0,5	200.000 ATS/m <sup>3</sup>	<b>5,6</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>106,0</b>

Tab. IV: Wesentliche Positionen der Kosten einer Aktivkoks-Anlage **als Polzeifilter** für eine Abgasmenge von 20.000 Nm<sup>3</sup>/h bei einer Emissionsminderung auf unter 0,1 ng PCDD/F/Nm<sup>3</sup>

		ATS/Einheit	ATS/t Schwarzkupfer
Produzierte Menge an Schwarzkupfer für Referenzanlage (t/a)	18.000		
Betriebsstunden (h/a)	6.300		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	12.000.000 ± 20 %		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	1.235.553		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>68,5</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	240.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>13,3</b>
Energieverbrauch:			
Druckverlust (mbar)	25		
<b>Elektrische Energie</b> (kWh/t Schwarzkupfer)	17,5	0,6 ATS/kWh	<b>10,5</b>
<b>Verbrauch und Entsorgung von A-Koks</b> (kg/t Schwarzkupfer)	1,4	6,5 ATS/kg	<b>9,1</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>101,5</b>

Für die Kostenabschätzung von **emissionsmindernden Maßnahmen bei der Konverteranlage** wird der Einsatz eines nassen Entschwefelungsverfahrens mit einem Gipssuspensionswäscher herangezogen (Tab. V).

Tab. V: Wesentliche Positionen der Kosten einer nassen Entschwefelungsanlage für 35.000 Nm<sup>3</sup>/h Abgas und einer Emissionsminderung von einer mittleren SO<sub>2</sub>-Rohgaskonzentration von 2.300 mg/Nm<sup>3</sup> auf eine Reingaskonzentration <50 mg/Nm<sup>3</sup> SO<sub>2</sub>

		ATS/Einheit	ATS/t Rohkupfer
Produzierte Menge an Rohkupfer für Referenzanlage (t/a)	12.000		
Betriebsstunden (h/a)	1.200		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	25.000.000		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	2.547.069		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>214,5</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	500.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>41,7</b>
Druckverlust (mbar)	25	0,6 ATS/kWh	<b>10,5</b>
<b>Elektr. Energie</b> (kWh/t Rohkupfer)	16,4	0,6 ATS/kWh	<b>9,8</b>
<b>Verbrauch an CaO</b> (kg/t)	6,7	1 ATS/kg	<b>6,7</b>
<b>Entsorgung von Gips</b> (kg/t)	23,0	0,2 ATS/kg	<b>4,6</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>277,3</b>

Für die Kostenabschätzung von **emissionsmindernden Maßnahmen bei der Flammofen-anlage** wird der Einsatz eines quasi-trockenen Verfahrens (Tab. VI) herangezogen.

Tab. VI: Wesentliche Positionen der Kosten einer quasi-trockenen Rauchgasreinigungsanlage für 80.000 Nm<sup>3</sup>/h Abgas und eine Emissionsminderung von 500 auf 50 mg SO<sub>2</sub>/Nm<sup>3</sup> und eine Minderung von 95 % PCDD/F

		ATS/Einheit	ATS/t Anodenkupfer
Produzierte Menge an Anodenkupfer für Referenzanlage (t/a)	60.000		
Betriebsstunden (h/a)	7.000		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	30.000.000 ± 20 %		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	3.088.883		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>51,5</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	3		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	900.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>15,0</b>
Energieverbrauch:			
Druckverlust (mbar)	20		
<b>Elektrische Energie</b> (kWh/t Anodenkupfer)	14,1	0,6 ATS/kWh	<b>8,5</b>
<b>Verbrauch an CaO</b> (kg/t Schwarzkupfer)	7,4	1 ATS/kg	<b>7,4</b>
<b>Verbrauch an A-Koks</b> (kg/t Anodenkupfer)	1,9	3,5 ATS/kg	<b>6,5</b>
<b>Arbeitsluft</b> (Nm <sup>3</sup> /t Anodenkupfer)	23,3	0,17 ATS/Nm <sup>3</sup>	<b>4,0</b>
<b>Entsorgung</b> (kg/t Anodenkupfer)	13,4	2 ATS/kg	<b>26,8</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>119,7</b>

## SUMMARY from the Federal Environment Agency

This study deals with the applied technologies, input materials and emissions specific for the production of secondary copper. The formation and treatment of waste as well as the recycling of residual material from the secondary copper industry are described based on the Austrian situation. Furthermore, cost estimates for selected techniques for the reduction of emissions are given.

The study was written in view of the EU directive on “Integrated Pollution Prevention and Control” (96/61/EC) and is supposed to support the “Technical Working Group” on Non-Ferrous Metals which was established by the European Commission.

### Input Materials

The shaft furnace is used for many different kinds of input materials. The separation of organic materials from the metal before the use of the scrap in the furnace is important regarding the emissions of organic compounds.

Scraps, slags, ashes, drosses, dusts and sludges, in-plant residues and iron- and copper-iron materials can be used as input materials.

Scrap with unknown composition has to be analysed before charging it in the different kinds of furnaces.

### Smelting- and Refining Aggregates

Typical processing steps in secondary copper production are the smelting of the input materials in the shaft furnace, the converting of the black copper from the shaft furnace in a converter to the so called converter copper. Converter copper is refined in an anode furnace and then casted to copper anodes which are processed to copper cathodes in the copper electrolysis.

Input materials of the continuous working **shaft furnace** are copper scraps with low copper content (copper-iron-materials and other scraps), copper containing slags and drosses, copper containing dusts and sludges and furthermore slagbinding substances like glass sand and limestone as well as coke as fuel and reducing agent.

**Slag from the shaft fore-hearth furnace** is granulated in water, dewatered and dried and sold in suitable grain size as abrasive for road construction.

Black copper from the shaft furnace is processed together with adequate pure scraps in the discontinuous working **converter** by air injection to converter copper with a copper content of appr. 97 %. In this process sulphur goes to the flue gas as SO<sub>2</sub> and the accompanying metals go to the flue dust and partly to the converter slag.

Converter copper and suitable copper containing scraps are refined to anode copper in the discontinuous working **anode furnace**.

In the oxidation phase air is blown into the melted mass and Cu<sub>2</sub>O is formed which oxidises the base metals. The oxides of the accompanying metals can be found mostly in the slag.

When toughening copper a reducing atmosphere is used to expulse the remaining SO<sub>2</sub>. In a next step Cu<sub>2</sub>O is reduced to copper by means of poling gases.

In the **copper electrolysis** copper anodes are refined to pure copper cathodes. The impurities of the anode go into the electrolyte or are precipitated in the anode slag.

## Wastes, Residual Materials and Products

The **slag from the shaft fore-hearth furnace**, which consists mostly of the slag binding substances glass sand and limestone, silicate of iron and the accompanying metals Al, Mg, Zn and Cu and their oxides, is granulated in water, dewatered, dried and sold in suitable grain size as abrasive for road construction.

According to a decision (§ 4 Abs. 2 AWG i.d.F. BGBl. 325/1990) made by the district authority of Kufstein (16<sup>th</sup> December 1991) slag sand from the secondary copper plant “Montanwerke Brixlegg“ is not classified as waste.

**Slag from the converter** is broken after cooling and like the **slag from the anode furnace** reused in the shaft furnace.

**Filter dusts** from the flue gas of the shaft furnace consist mostly of zinc and lead. Fumes from the converter melting arise as oxides in the flue-dusts. Filter dust from the converter consists mostly of zinc, lead and tin. Filter dusts from the shaft furnace and the converter of the Austrian secondary copper plant “Montanwerke Brixlegg“ are currently external treated. Filter dust from the anode furnace is reused in the shaft furnace.

**Furnace lining of the shaft furnace** is subdivided in white and black refractory. According to its composition it is reused or externally utilised together with the **furnace lining of the anode furnace** and the **brick lining of the converter**.

The solution from the **desulphurizing process** after the converter is filtered; the remaining solid matters from the dusts are reused in the shaft furnace.

Most of the residual materials from the electrolysis are treated to recycled metals. The residues are **anode sludge**, which is processed pyrometallurgical or hydrometallurgical, and **nickel sulphate**, which is stripped continuously from the decoppered electrolyte. The formed metal hydroxides and -sulphides are reused in the shaft furnace.

## Air Emissions

Using scrap in secondary smelting plants leads to emissions of air-polluting substances such as particulates, sulphur- and nitrogen oxides and organic compounds (including dioxins and furanes).

The concentration of heavy metals in the particulate emissions reaches up to 90 %. Therefore a rather efficient dust precipitation technology has to be used.

SO<sub>2</sub>-emissions arise periodically while blowing in the converter furnace. SO<sub>2</sub> also can be emitted when poling in the anode furnace takes place. The amount of the SO<sub>2</sub>-emissions depends on the sulphur content of the energy carrier and the input materials.

Increased emissions of organic pollutants like VOC's and dioxins and furanes are caused when using organic contaminated scraps in the shaft furnace unless abatement technologies like afterburners or activated charcoal are applied.

## Exhaust Gas Cleaning

The exhaust gases from the shaft furnace in the **Austrian secondary copper plant “Montanwerke Brixlegg“** are cleaned by use of fabric filter and regenerative afterburner, which has been installed after the fabric filter in order to reduce the organic compounds in the flue gas. The exhaust gases from the converter furnace are cleaned by fabric filter and wet scrubber. A semi dry desulphurisation process using fabric filter is applied to the flue gas of the anode furnace.

The emissions of **particulate matters** like heavy metals and dioxins and furanes are, more or less, dependent on the scrap and filtration technology being used. Modern fabric filters guarantee levels of under 5 mg dust/Nm<sup>3</sup>. An emission limit value of 10 mg/Nm<sup>3</sup> can be met.

Furthermore, dry sorption-, semi-dry and/or wet processes also reduce the **acid compounds** in the flue gas, which are mostly SO<sub>2</sub> in secondary copper production. SO<sub>2</sub>-emissions of 50 mg/Nm<sup>3</sup> can be met.

By optimising the process control, using step-by-step combustion air supply and using low NO<sub>x</sub>-burner it is possible to attain **NO<sub>x</sub> emission** levels of 100 mg/Nm<sup>3</sup> in connection with the oxygen measured.

Increased emissions of organic pollutants like VOC's and dioxins and furanes are caused by organically contaminated scraps as input materials in the shaft furnace. Therefore most important for the reduction of the emissions on **CO, VOC and PCDD/F** is the separation of the organic material from the metal before using it in the furnace.

The reduction of the emission of organic pollutants after the shaft furnace can be accomplished by using an afterburner. An emission of <5 mg/Nm<sup>3</sup> for **VOC** is possible. Because of the relatively high energy input for the reheating waste heat recovery seems useful.

Measures for the reduction of emissions of **dioxins and furanes** are based upon the precipitation of the particle bound PCDD/F, as in fabric filters, on the filtration of gaseous and particle bound PCDD/F, as in scrubbers, flow injection processes and in spray absorber (in connection with fabric filter and the injection of an adsorbent e. g. activated carbon) or on thermal or catalytic break down of the dioxins and furanes. Using these processes it is possible to attain concentrations of <0,1 ng PCDD/F/Nm<sup>3</sup>.

**Processes for reducing emissions** are described and cost estimates for the use of these techniques are given in the study.

The **cost estimation for the use of a regenerative afterburner installed after a fabric filter** is given in table I:

*Tab. I: Main cost factors for a regenerative afterburner installed after a fabric filter on a volume of exhaust gas of 20000 Nm<sup>3</sup>/h in the dedusted flue gas for a reduction of emission of 98 % for PCDD/F and an attainable emission of 0.1 ng PCDD/F/Nm<sup>3</sup>*

		ATS/unit	ATS/t black copper
Volume of metal produced (t/a)	18000		
Operating hours (h/a)	6300		
Input factors for annual expenditure:			
Investment costs (ATS)	12000000 ± 20 %		
Number of years	15		
Rate of interest (%)	6		
Annual repayment incl. interest (ATS/a)	1235553		
<b>Proportional investment costs incl. interest</b>			<b>68,6</b>
Maintenance + wear and tear (% of investment costs)	2		
maintenance + wear and tear (ATS/a)	240000		
<b>Maintenance + wear and tear</b>			<b>13.3</b>
Energy consumption:			
<b>Energy for reheating</b> (MJ/t black copper)	631	60 ATS/GJ	<b>37.9</b>
<b>Electrical energy</b> (kWh/t black copper)	13.5	0.6 ATS/kWh	<b>8.1</b>
<b>Total costs</b>			<b>127.9</b>

**Measures used for the reduction of emissions in comparable applications** are an afterburner installed between shaft furnace and waste heat boiler (table II), an SCR-installation (clean gas) (table III) as well as the use of an active-coke installation (table IV). Cost estimations for the use of these technologies are given in tables II-IV.

*Tab. II: Main cost factors for an afterburner installed between shaft furnace and waste heat boiler on a volume of exhaust gas of 20000 Nm<sup>3</sup>/h in the crude gas for a reduction of emission of 98 % for PCDD/F*

		ATS/unit	ATS/t black copper
Volume of metal produced (t/a)	18000		
Operating hours (h/a)	6300		
Input factors for annual expenditure:			
Investment costs (ATS)	8000000 ± 20 %		
Number of years	15		
Rate of interest (%)	6		
Annual repayment incl. interest (ATS/a)	823702		
<b>Proportional investment costs incl. interest</b>			<b>45.8</b>
Maintenance + wear and tear (% of investment costs)	2		
Maintenance + wear and tear (ATS/a)	160000		
<b>Maintenance + wear and tear</b>			<b>8.9</b>
Energy consumption:			
<b>Energy for reheating</b> (MJ/t black copper)	613	60 ATS/GJ	<b>36.8</b>
<b>Electrical energy</b> (kWh/t black copper)	6.0	0.6 ATS/kWh	<b>3.6</b>
<b>Total costs</b>			<b>95.1</b>

Tab. III: Main cost factors for a Selective Catalytic Reduction (SCR)-installation (clean gas) on a volume of exhaust gas of 20000 Nm<sup>3</sup>/h in the dedusted gas for a reduction of emissions of 98 % for PCDD/F and for NO<sub>x</sub> under 100 mg/Nm<sup>3</sup>

		ATS/unit	ATS/t black copper
Volume of metal produced (t/a)	18000		
Operating hours (h/a)	6300		
Input factors for annual expenditure:			
Investment costs (ATS)	10000000 ± 20 %		
Number of years	15		
Rate of interest (%)	6		
Annual repayment incl. interest (ATS/a)	1029628		
<b>Proportional investment costs incl. interest</b>			<b>57.2</b>
Maintenance + wear and tear (% of investment costs)	2		
maintenance + wear and tear (ATS/a)	200000		
<b>Maintenance + wear and tear</b>			<b>11.1</b>
Energy consumption:			
<b>Energy for reheating</b> (MJ/t black copper)	284	60 ATS/GJ	<b>17.0</b>
<b>Electrical energy</b> (kWh/t black copper)	19.0	0.6 ATS/kWh	<b>11.4</b>
<b>consumption NH<sub>4</sub>OH</b> (25 % solution) (kg/t black copper)	2.1	1.8 ATS/kg	<b>3.7</b>
volume of catalyst (m <sup>3</sup> )	5		
endurance (years)	10		
<b>Renewing of catalyst</b> (m <sup>3</sup> /year)	0.5	200000 ATS/m <sup>3</sup>	<b>5.6</b>
<b>Total costs</b>			<b>106.0</b>

Tab. IV: Main cost factors for an activated-carbon installation as final filter on a volume of exhaust gas of 20000 Nm<sup>3</sup>/h for a reduction of emissions of PCDD/F under 0,1 ng/Nm<sup>3</sup>

		ATS/unit	ATS/t black copper
Volume of metal produced (t/a)	18000		
Operating hours (h/a)	6300		
Input factors for annual expenditure:			
Investment costs (ATS)	12000000 ± 20 %		
Number of years	15		
Rate of interest (%)	6		
Annual repayment incl. interest (ATS/a)	1235553		
<b>Proportional investment costs incl. interest</b>			<b>68.6</b>
Maintenance + wear and tear (% of investment costs)	2		
maintenance + wear and tear (ATS/a)	240000		
<b>Maintenance + wear and tear</b>			<b>13.3</b>
Energy consumption:			
Pressure drop (mbar)	25		
<b>Electrical energy</b> (kWh/t black copper)	17.5	0.6 ATS/kWh	<b>10.5</b>
<b>Consumption and disposal of activated carbon (kg/t black copper)</b>	1.4	6.5 ATS/kg	<b>9.1</b>
<b>Total costs</b>			<b>101.5</b>

The following cost estimation for the **reduction of emissions from the converter furnace** is based on the use of a wet desulphurisation process (table V).

Tab. V: Main cost factors for a wet desulphurisation process to remove SO<sub>2</sub> on a volume of exhaust gas of 35000 Nm<sup>3</sup>/h for a reduction of emissions from a raw-gas concentration of 2300 mg/Nm<sup>3</sup> to a clean gas concentration of <50 mg/Nm<sup>3</sup> SO<sub>2</sub>

		ATS/unit	ATS/t converter copper
Volume of metal produced (t/a)	12000		
Operating hours (h/a)	1200		
Input factors for annual expenditure:			
Investment costs (ATS)	25000000		
Number of years	15		
Rate of interest (%)	6		
Annual repayment incl. interest (ATS/a)	2547069		
<b>Proportional investment costs incl. interest</b>			<b>214.5</b>
Maintenance + wear and tear (% of investment costs)	2		
Maintenance + wear and tear (ATS/a)	500000		
<b>Maintenance + wear and tear</b>			<b>41.7</b>
Pressure drop (mbar)	25		
<b>Electrical energy</b> (kWh/t converter copper)	16.4	0.6 ATS/kWh	<b>9.8</b>
<b>Consumption on CaO</b> (kg/t)	6.7	1 ATS/kg	<b>6.7</b>
<b>Disposal of gypsum</b> (kg/t)	23.0	0.2 ATS/kg	<b>4.6</b>
<b>Total costs</b>			<b>277.3</b>

The cost estimation for the **reduction of emissions from the anode furnace** is based on the assumption of the use of a semi dry desulphurisation process (table VI).

Tab. VI: *Main cost factors for a semi dry desulphurisation process to remove SO<sub>2</sub> on a volume of exhaust gas of 80000 Nm<sup>3</sup>/h for a reduction of emissions from a raw-gas concentration of 500 mg/Nm<sup>3</sup> to a clean gas concentration of 50 mg/Nm<sup>3</sup> SO<sub>2</sub> and a reduction of dioxins of 95 %*

		ATS/unit	ATS/t anode copper
Volume of metal produced (t/a)	60000		
Operating hours (h/a)	7000		
Input factors for annual expenditure:			
Investment costs (ATS)	30000000 ± 20 %		
Number of years	15		
Rate of interest (%)	6		
Annual repayment incl. interest (ATS/a)	3088883		
<b>Proportional investment costs incl. interest</b>			<b>51.5</b>
Maintenance + wear and tear (% of investment costs)	3		
Maintenance + wear and tear (ATS/a)	900000		
<b>Maintenance + wear and tear</b>			<b>15.0</b>
Energy consumption:			
Pressure drop (mbar)	20		
<b>Electrical energy</b> (kWh/t anode copper)	14.1	0.6 ATS/kWh	<b>8.5</b>
<b>Consumption on CaO</b> (kg/t anode copper)	7.4	1 ATS/kg	<b>7.4</b>
<b>Consumption on activated coke</b> (kg/t anode copper)	1.9	3.5 ATS/kg	<b>6.5</b>
<b>Air</b> (Nm <sup>3</sup> /t anode copper)	23.3	0.17 ATS/Nm <sup>3</sup>	<b>4.0</b>
<b>Disposal</b> (kg/t anode copper)	13.4	2 ATS/kg	<b>26.8</b>
<b>Total costs</b>			<b>119.7</b>

# 1 EINLEITUNG

## 1.1 Aufgabenstellung, Zielsetzung

Die vorliegende Studie behandelt schwerpunktmäßig angewandte Technologien, Einsatzstoffe und produktspezifische Emissionen in der Sekundärkupfer-Erzeugung. Ziel der Studie ist es, den „Stand der Technik in der Sekundärkupfer-Erzeugung im Hinblick auf die IPPC-Richtlinie“ zu beschreiben.

Ein wichtiges Anliegen ist das Aufzeigen von Minderungspotentialen bei Luftschadstoffen; sekundäre Maßnahmen zur Minderung von Luftemissionen bei der Sekundärkupfer-Erzeugung werden bezüglich Effizienz und Kosten verglichen. Die spezifische Situation in Österreich wird dargestellt.

## 1.2 Bezug zur IPPC-Richtlinie

Die Europäische Kommission organisiert gemäß Art. 16 Abs. 2 der Richtlinie 96/61/EG des Rates vom 24. September 1996 über die „Integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung“ („Integrated Pollution Prevention and Control“ – IPPC) den Informationsaustausch zwischen den Mitgliedstaaten und der betroffenen Industrie über die besten verfügbaren Techniken, die damit verbundenen Überwachungsmaßnahmen und die Entwicklungen auf diesem Gebiet. Die Erarbeitung der BAT-Dokumente für die im Anhang I der IPPC-Richtlinie angeführten Anlagenkategorien erfolgt in Technical Working Groups, die in Absprache mit dem Information Exchange Forum durch die EU-Kommission eingerichtet werden. Die Arbeit der Technical Working Groups wird durch ein eigens eingerichtetes European Integrated Pollution Prevention and Control Bureau unterstützt. Dieses Büro wurde am IPTS (Institute for Prospective Technological Studies) in Sevilla eingerichtet.

Die Technical Working Group für Nichteisenmetalle hat im Jänner 1998 ihre erste Tagung in Sevilla abgehalten, wobei im Bereich der Nichteisenmetalle u. a. die Sekundärkupferproduktion von Bedeutung für Österreich ist.

Im Sinne Art. 2 Ziffer 11 der IPPC-Richtlinie bezeichnet der Ausdruck „Beste verfügbare Techniken“ den effizientesten und fortschrittlichsten Entwicklungsstand der Tätigkeiten und entsprechenden Betriebsmethoden, der spezielle Techniken als praktisch geeignet erscheinen läßt, grundsätzlich als Grundlage für die Emissionsgrenzwerte zu dienen, um Emissionen in und Auswirkungen auf die gesamte Umwelt allgemein zu vermeiden oder, wenn dies nicht möglich ist, zu vermindern.

Der Ausdruck „Techniken“ bezeichnet sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlage geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt wird.

Als „verfügbar“ gelten jene Techniken, die in einem Maßstab entwickelt sind, der unter Berücksichtigung des Kosten-Nutzen-Verhältnisses die Anwendung unter in dem betreffenden industriellen Sektor wirtschaftlich und technisch vertretbaren Verhältnissen ermöglicht.

Als „beste“ gelten jene Techniken, die am wirksamsten zur Erreichung eines allgemein hohen Schutzniveaus für die Umwelt insgesamt sind.

Folgende Punkte sind bei der Festlegung der besten verfügbaren Techniken nach der Richtlinie über die „Integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung“, Anhang IV, besonders zu berücksichtigen:

- Einsatz abfallarmer Technologie
- Einsatz weniger gefährlicher Stoffe
- Förderung der Rückgewinnung und Wiederverwertung der bei den einzelnen Verfahren erzeugten und verwendeten Stoffe und gegebenenfalls der Abfälle
- Vergleichbare Verfahren, Vorrichtungen und Betriebsmethoden, die mit Erfolg im industriellen Maßstab erprobt wurden
- Fortschritte in der Technologie und in den wissenschaftlichen Erkenntnissen
- Art, Auswirkungen und Menge der jeweiligen Emissionen
- Zeitpunkte der Inbetriebnahme der neuen oder der bestehenden Anlagen
- Die für die Einführung einer besseren verfügbaren Technik erforderliche Zeit
- Verbrauch an Rohstoffen und Art der bei den einzelnen Verfahren verwendeten Rohstoffe (einschließlich Wasser) sowie Energieeffizienz
- Die Notwendigkeit, die Gesamtwirkung der Emissionen und die Gefahren für die Umwelt so weit wie möglich zu vermeiden oder zu verringern
- Die Notwendigkeit, Unfällen vorzubeugen und deren Folgen für die Umwelt zu verringern
- Die von der Kommission gemäß Artikel 16 Absatz 2 oder von internationalen Organisationen veröffentlichten Informationen.

In der vorliegenden Studie mit Bezug zur IPPC-Richtlinie sind der Stand der Technik in der Sekundärkupferproduktion und Kosten für ausgewählte Emissionsminderungstechnologien dargestellt.

### **1.3 Historisches zu Kupfer**

Kupfer ist das älteste Gebrauchsmaterial. Die erste Verarbeitung erfolgte aus gediegenem Metall. Später wurden die auffällig gefärbten oxidischen Erze mit Holzkohle reduziert. Die Kelten konnten bereits vor 3500 Jahren im Alpenraum durch mehrmaliges Rösten und Schmelzen sulfidische Erze zu Kupfer verarbeiten. Das zyprische Erz („aes cyprium“, „Erz aus Zypern“), spätlateinisch cuprum, hat dem Metall seinen Namen gegeben. In Gegenden, wo Kupfer- und Zinnerze gemeinsam vorkamen, wurde Bronze hergestellt. Die ältesten Bronzegegenstände stammen aus dem 3. Jahrtausend v. Chr. und wurden in Mesopotamien, Ägypten und Kreta gefunden. In der früheren Bronzezeit (1800-1500 v. Chr.) ist mit der Aunjetitzer Kultur (bei Prag) eine monopolartige Erstproduktion der Bronze in Europa zu verzeichnen; eine hochentwickelte Gußtechnik und die zentrale Lage an den Handelswegen haben diesen Ort begünstigt.

## 1.4 Bedeutung und Eigenschaften von Kupfer

Kupfer ist das wirtschaftlich bedeutendste Nichteisen-Schwermetall. Die Preisbindung für Kupfer erfolgt im wesentlichen an der Londoner Metallbörse und der New Yorker Warenbörse. Das wichtigste Handelsprodukt ist Reinkupfer (Kathodenkupfer). Daneben werden auch das weniger reine Blisterkupfer, Kupferkonzentrate und Kupferschrott gehandelt.

Aufgrund der kubisch flächenzentrierten Gitterstruktur besitzt Kupfer eine sehr gute Verformbarkeit bei gleichzeitig guten Festigkeitseigenschaften. Kupfer weist eine hervorragende elektrische und Wärmeleitfähigkeit auf und wird daher als Leitungswerkstoff in der Elektrotechnik sowie als Werkstoff für Wärmeaustauscher eingesetzt. Kupfer ist ein relativ edles Metall und besitzt eine gute Korrosionsbeständigkeit gegenüber Rauchgasen, Wasserdampf, Leitungswasser, organischen und schwefelfreien Stoffen.

## 2 TECHNOLOGIE DER SEKUNDÄRKUPFERERZEUGUNG

### 2.1 Einsatzmaterial

Der Werkstoff Kupfer wird vor allem in langlebigen Wirtschaftsgütern eingesetzt. Die durchschnittlichen Rücklaufzeiten reichen von 8-10 Jahren beim Auto bis zu 60-80 Jahren bei Gebäuden. Die Langzeit-Recyclingrate liegt bei ca. 80 %. Die Qualität von recyceltem Kupfer unterscheidet sich nicht von Primärkupfer. Der wesentliche Grund dafür ist die Möglichkeit der elektrolytischen Raffination, wodurch auch edlere Verunreinigungen abgetrennt werden können.

Für den Schachtofenprozeß eignet sich eine große Bandbreite von Einsatzstoffen. Aufgrund des Dioxinbildungspotentials sollten als Primärmaßnahme nur Sekundärkupfermaterialien mit geringem Kunststoffanteil eingesetzt werden.

#### 2.1.1 Aufbereitung der Schrotte

Es wurden Methoden zur Senkung des Fremdstoffanteils in Schrotten entwickelt, von denen folgende Verfahren häufiger Einsatz finden:

- Mechanische und thermische Verfahren
- Magnetsortierung
- Handsortierung
- Ausschmelzen von Lötzinn aus Autokühlern
- Schwerkrafttrennsysteme.

Grundsätzlich wird aufbereiteter Schrott im Schachtofen eingesetzt. Im Bereich der Kupferhütten selbst erfolgt jedoch meist keine Konditionierung der angelieferten Altmaterialien. Die vorherige Abtrennung des Kunststoffanteils ist hinsichtlich der Emission von organischen Luftschadstoffen, wie PCDD und PCDF, im pyrometallurgischen Raffinationsprozeß von besonderer Bedeutung. Sie wird großtechnisch v. a. zur Wiedergewinnung des Leitermaterials aus Altkabeln eingesetzt.

Bei Schrott, dessen Zusammensetzung bei der Anlieferung im Normalfall nur in groben Zügen bekannt ist, ist eine sorgfältige Bestimmung des Wertstoffgehalts unerlässlich. Zu diesem Zweck werden Proben gezogen, von denen in „Bemusterungsanlagen“ Versuchsschmelzen angefertigt und analysiert werden.

#### 2.1.2 Schachtofeneinsatzstoffe

- **Schrotte:**
  - Kupfer-Eisenmaterialien (plattiertes Eisen, Elektromotorenteile, Shreddermaterialien ...)
- **Schlacken:**
  - Repetierschlacke des Schachtofens
  - Konverterschlacke
  - Flammofenschlacke
  - Kupferhaltige Fremdschlacken

- **Oxidische Aschen, Krätzen und Raffinationsmaterialien:**
  - Messing-, Rotguß-, Bronze-, Kupferkrätze
  - Gemischte Krätze
  - Kupfer-, Bronze-, Messing-, Rotgußschlacken
  - Ofenausbruchschlacke
  - Kupferaschen
  - Kupfer-, Messing-, Rotguß-Schleifstaub
  - Kupferstäube
  - Kugelmühlenstäube
  - Schlämme
- **Kupferhydroxidmaterialien und Kupfersalze**
- **Innerbetrieblich anfallende Reststoffe:**
  - Rückstände aus der Abhitzeanlage des Schachtofens
  - Filterkuchen aus der Abgasentschwefelungsanlage des Konverters
  - Filterstaub aus der Flammofenanlage und Bemusterungsanlage
  - Entkupferungsschlamm aus der Elektrolysenanlage
  - Endschlämme aus der Anodenschlammanlage
  - Filterkuchen aus der Nickelsulfatanlage.

### 2.1.3 Konvertereinsatzstoffe

- **Produkte des Schachtofens:**

Schwarzkupfer entsteht als Produkt des Schachtofens mit einem Kupfergehalt von etwa 70 bis 80 %. Der flüssige Transfer des Schachtofenproduktes wird bevorzugt, was jedoch geeignete Pufferkapazitäten voraussetzt, um den Übergang vom kontinuierlichen Schachtofenprozeß zum Batch-Betrieb des Konverters zu ermöglichen. In gewissen Fällen wird daher auch festes Schwarzkupfer chargiert.
- **Schrotte:**

Schrotte mit geeigneter Zusammensetzung können direkt im Konverter eingeschmolzen werden.
- **Kupferlegierungen:**

Messing, Rotguß, Bronze mit geeigneter Zusammensetzung

### 2.1.4 Flammofeneinsatzstoffe

- **Produkte des Kupferkonverters:**
  - Rohkupfer aus dem Konverter
  - aus Kupfererz gewonnenes Vorprodukt aus dem Primärkupferprozeß (Blisterkupfer)
- **Schrotte:**
  - Altkupfer mit hohem Kupferanteil
  - Anodenreste aus der Elektrolyse.

## 2.2 Technologien und Ofentypen

Die klassischen Aufbereitungsschritte in der Sekundärkupfererzeugung sind:

- Reduktion (vornehmlich in Schachtofen)
- Raffination in 3 Stufen:
  - Verblasen im Konverter
  - Verschlackung von Verunreinigungen im Anodenofen
  - Elektrolyse.

Die Aufbereitungsschritte werden je nach Schrottqualität durchgeführt.

### 2.2.1 Schachtofen

#### Zweck der Anlage

Im Schachtofen werden Schrotte (z. B. Kupfer-Eisenmaterialien), Schlacken, Aschen, Krätzen, Kupfersalze und innerbetriebliche Reststoffe eingeschmolzen. Der Kupfergehalt der Einsatzstoffe variiert zwischen 15 und 70 %. Als Energieträger und Reduktionsmittel dient Koks. Eisen als Einsatzmaterial beim Schachtofen dient ebenfalls als Energieträger und Reduktionsmittel. Kalk und Quarz werden als Schlackenbildner zugesetzt.

Die Produkte des Schachtofens sind **Schwarzkupfer** und Schlacke, als Reststoffe bzw. Abfälle fallen Ofenausbruch und Filterstaub an.

Die Schlacke besteht hauptsächlich aus Metalloxiden und Eisensilikat und wird zu Sandstrahlmittel aufgearbeitet.

Schwarzkupfer weist einen Kupfergehalt von 70 bis 80 % auf und wird gemeinsam mit Legierungsmaterialien wie Messing, Bronze und Rotguß im Konverter weiterverarbeitet.

#### Aufbau der Anlage (Schachtofen)

Die Schachtofenanlage besteht im wesentlichen aus

- Schachtofen,
- Schachtofenvorherd,
- Abhitzekeessel,
- Abgasreinigungsanlage

Der Unterteil des Schachtofens ist zumeist ein gemauerter Herd zur Aufnahme der Schmelze. Darüber sind die Kühlkästen und ein gemauerter Schacht aufgebaut.

#### Verfahrensbeschreibung

Der Schachtofen wird von oben abwechselnd mit dem Möller, das sind Schmelzgut und Zuschlagstoffe, und mit Koks beschickt.

Das in der Gicht aufgegebenene Einsatzgut rutscht von oben nach unten durch folgende Zonen:

- Vorwärmung
- Reduktionszone und
- Schmelzzone

In der obersten Zone wird das Einsatzgut in einem Temperaturbereich von ca. 500 bis 900 °C durch die abströmenden Abgase getrocknet und erwärmt.

In der Reduktionszone dient CO, das sich teils durch unvollständige Verbrennung des Kokes und teils durch Reaktion von CO<sub>2</sub> mit Koks bildet, als Reduktionsmittel.

Über in den Kühlkästen eingebaute Windformen wird mit Sauerstoff angereicherte Luft ein-geblasen.

Aus dem Tiegel der Schmelzzone fließt die Schmelze in den Schachtofenvorherd und wird periodisch abgestochen.

Das Abgas wird aus der Gicht abgezogen, zumeist in einem Abhitzekegel abgekühlt und im Gewebefilter entstaubt. Ein weiterer Abgasreinigungsschritt dient hauptsächlich der Minde-rung organischer Substanzen wie PCDD und PCDF.

In der Anlage Brixlegg wird das Abgas gequenchet, mittels Gewebefilter entstaubt und in einem Gas-Gas-Wärmetauscher wieder aufgeheizt, wobei die aus der Nachbrennkammer austreten-den Abgase abgekühlt werden. Die im Wärmetauscher aufgeheizten Abgase werden in der Nachverbrennungsanlage bei einer Temperatur von ca. 950 °C ausgebrannt.

## 2.2.2 Konverteranlage

### Zweck der Anlage

Im diskontinuierlich arbeitenden Konverter wird das im Schachtofen abgestochene Schwarz-kupfer gemeinsam mit Legierungsmaterialien wie Messing, Bronze und Rotkupfer zu einer aus 97 % Kupfer bestehenden Schmelze (**Rohkupfer**) weiterverarbeitet. Dabei geht der größte Teil der Begleitmetalle in den Flugstaub, der Rest in die Schlacke über. Diese wird im Schacht-ofen eingesetzt. Als Energieträger dienen Heizöl oder Erdgas.

### Aufbau der Anlage

Konverteranlagen bestehen im wesentlichen aus

- einem liegenden Trommelkonverter,
- einem Abgaskühlsystem,
- einem Gewebefilter und
- einem Abgaswäscher.

### Verfahrensbeschreibung

Schmelzmaterial aus dem Schachtofen und Zuschlagstoffe werden über eine Beschickungs-öffnung in den Trommelkonverter eingebracht. Das Aufschmelzen erfolgt mit Öl- oder Gas-brennern, dessen Verbrennungsluft mit Sauerstoff angereichert sein kann.

Durch Einblasen von Luft in das Schmelzbad werden leichtflüchtige Metalle wie Zink und Blei verdampft. Ein Teil der metallischen Verunreinigungen aber auch Teile des Kupfers werden verschlackt.

Die abgezogene Schlacke wird im Schachtofen eingesetzt, das Rohkupfer wird abgegossen. Die aus dem Konverter abgezogenen Abgase werden in einem Abgaskühler auf ca. 140 °C abgekühlt. Die im Abgas mitgeführten Metalldämpfe oxidieren und fallen als Metalloxide im Flugstaub an. Der im Gewebefilter anfallende Flugstaub besteht daher im wesentlichen aus Blei-, Zinkoxiden und als wertbestimmenden Metall aus Zinn und wird extern aufgearbeitet.

Während des Blaseprozesses wird der im Schwarzkupfer enthaltene Schwefel freigesetzt. Da-durch entstehen erhöhte Konzentrationen von SO<sub>2</sub> im Abgas. Das Abgas wird daher wäh-rend der Blasezeit über eine Abgasentschwefelungsanlage geleitet.

### 2.2.3 Flamm- oder Anodenofen

#### Zweck der Anlage

Im Flamm- oder Anodenofen wird die aus dem Konverter gewonnene Schmelze (Rohkupfer) mit Einsatzstoffen wie Blech-, Rohr- und Drahtschrotten sowie Blisterkupfer (aus Kupfererz gewonnenes Vorprodukt) und Anodenresten auf eine Reinheit von ca. 99 % raffiniert. Der Schwefel- und der Sauerstoffgehalt werden deutlich reduziert.

Die Schmelze wird zu Anodenplatten, dem Ausgangsprodukt der Elektrolyse, vergossen. Die anfallende Schlacke wird im Schachtofen eingesetzt. Die Befeuerung erfolgt mit Öl- oder Gasbrennern.

#### Aufbau der Anlage

Der Herd des Flammofens ist eine ausgemauerte Stahlblechwanne mit einer Eingußöffnung und Einsatztüren zur Einbringung der Einsatzstoffe, einem Stichloch zum Abguß des Anodenkupfers, Arbeitsöffnungen, Brennern und dem Fuchs zur Ableitung der Abgase. Die Kühlung des Mantels erfolgt durch Luft.

#### Verfahrensbeschreibung

Der Verfahrensablauf gliedert sich in

- Beschickung,
- Einschmelzen,
- Blasen und
- Polen (Dichtpolen und Zähpolen).

Flüssiges Einsatzgut wird durch die Eingußöffnung, feste Einsatzstoffe werden durch die Einsatztüren eingebracht.

Das Einschmelzen erfolgt mit oxidierender Flamme.

In der Oxidationsphase wird Luft über Eisenrohre in die Schmelze eingeblasen. Dadurch entsteht  $\text{Cu}_2\text{O}$ , das unedlere Metalle wie Eisen, Kobalt und Zink oxidiert. Diese Oxide der Begleitmetalle gehen hauptsächlich in die Schlacke.

Beim Polen wird in der Phase des sogenannten Dichtpolens eine leicht reduzierende Ofenatmosphäre eingestellt, um  $\text{SO}_2$  restlos auszutreiben. Beim anschließenden Zähpolen wird  $\text{Cu}_2\text{O}$  durch die Polgase (Wasserstoff, Kohlenmonoxid, Kohlenwasserstoffe und Wasserdampf) zu Kupfer reduziert. Das Polen erfolgt durch Eintauchen von Holzstämmen oder Einblasen von Gas (Erdgas, Methan, Ammoniak) in die Schmelze.

Das flüssige Anodenkupfer wird in die Anodengießanlage geleitet und zu Anodenformen gegossen. Die entstehenden Abgase werden abgekühlt und entstaubt.

### 2.2.4 Elektrolytische Raffination

#### Zweck der Anlage

In der Kupferraffinationselektrolyse wird aus Anodenkupfer, das mit ca. 1 % Begleitmetallen (Ni, Pb, Ag, Pd, Pt, Au) verunreinigt ist, einerseits hochreines Kathodenkupfer (>99,99 % Cu) hergestellt, andererseits werden die enthaltenen Edelmetalle im Anodenschlamm angereichert.

Restgehalte von Arsen, Antimon und Edelmetallen werden abgetrennt, da schon Spuren dieser Metalle die physikalischen Eigenschaften des Reinmetalls wesentlich beeinflussen.

### Aufbau der Anlage

Anoden mit Massen von ca. 300-380 kg, auch geringere Massen sind möglich

Kathoden: Kupfer-, Titan- oder Edelstahlbleche

Elektrodenabstand: ~2,5 cm

Als wässriger Elektrolyt kommt mit folgender Zusammensetzung zum Einsatz:

Cu als Cu-sulfat, als Cu-Ionen,  $H_2SO_4$ ,  $Cl^-$ , Ni-Ionen

Daneben werden Kolloide, Leim (um Wachstum zu stoppen), Gelatine, Sulfitablauge, Thioharnstoff (als Keimbildner) und Flockungsmittel (sulfonierte Kohlenwasserstoffe) als Badzusätze verwendet.

### Verfahrensbeschreibung

Die Anodenplatten werden in den Elektrolysezellen, die mit einer schwefelsauren Lösung von Kupfersulfat gefüllt sind, eingehängt. Unter dem Einfluß des elektrischen Stromes wird das Anodenkupfer aufgelöst und auf den Kathoden (Kupfer- oder Edelstahlbleche) wieder abgeschieden. Die Kathodenreise ist meist wesentlich kürzer als die Anodenreise (Zeitraum, den die Anode im Bad verbleibt), daher müssen Kathoden während einer Anodenreise mehrmals gewechselt werden.

Die neben dem Kupfer in den Anoden vorliegenden metallischen Verunreinigungen reichern sich entweder im Elektrolyten (Nickel) oder Anodenschlamm (Edelmetalle) an. Der Anodenschlamm wird pyrometallurgisch oder hydrometallurgisch zur Gewinnung der reinen Edelmetalle aufgearbeitet, Nickel wird aus dem Elektrolyten als Nickelsulfat gewonnen.

Kupferkathoden sind das Endprodukt der Kupferraffination, die Reinheit beträgt mehr als 99,99 %, aus den Kupferkathoden werden Gießwalzdraht oder Formate für die Halbzeugindustrie hergestellt. Elektrolytkupfer kann auch umgeschmolzen werden. Dadurch können Desoxidationsmittel oder Legierungszusätze in die Schmelze eingebracht werden.

## 2.3 Produkte

Die im Schachtofen als Produkt anfallende Kupferfraktion wird als **Schwarzkupfer** bezeichnet. Der Kupfergehalt liegt bei 70-80 %, der Schwefelgehalt liegt bei den Montanwerken Brixlegg bei 0,2 %. Schwarzkupfer wird im Konverter weiterverarbeitet.

Das Produkt des Konverters ist das **Rohkupfer**, eine aus 97 % Kupfer bestehende Schmelze, die im Anodenofen weitereingesetzt wird.

Im Flamm- oder Anodenofen wird eine 99 % kupferhaltige Schmelze, das sogenannte **Anodenkupfer** gewonnen. Die Schmelze wird in der Anodengießanlage zu Anodenplatten, dem Ausgangsprodukt der Elektrolyse, vergossen. Der Schwefelgehalt wird in diesem Fall auf ca. 0,004 % reduziert, um eine glatte Anodenoberfläche zu erhalten. Der Sauerstoffgehalt wird ebenfalls reduziert mit dem Ziel, Erstarrungsschwindung beim Anodengießen zu vermeiden.

In der Kupferraffinationselektrolyse wird Anodenkupfer, das mit ca. 1 % Begleitmetallen (Ni, Pb, Ag, Pd, Pt, Au, ...) verunreinigt ist, durch die selektive Wirkung des Gleichstromes in hochreines **Kathodenkupfer** (>99,99 %) umgewandelt. Elektrolytkupfer wird direkt verkauft, es kann aber auch ein Umschmelzprozeß stattfinden, der die Möglichkeit bietet, Desoxidationsmittel oder Legierungszusätze in die Schmelze einzubringen.

Um eine erneute Schwefeleinbringung in die Schmelze zu verhindern und die Emission an SO<sub>2</sub> zu reduzieren, sollte das Umschmelzen von Kathodenkupfer im Induktionsofen bzw. durch Verwendung schwefelarmer Brennstoffe in Schachtofen erfolgen.

Das erzeugte Kathodenkupfer ist Ausgangsmaterial für vielfältige Anwendungen:

- Elektronik und Elektrik
- Automobiltechnik
- Bauindustrie
- Maschinen- und Anlagenbau
- Medizintechnik
- High Tech.

## 2.4 Reststoffe bzw. Abfälle und Nebenprodukte

### 2.4.1 Reststoffe bzw. Abfälle und Nebenprodukte aus dem Schachtofen

#### Schachtofenschlacke

Die flüssige Schachtofenschlacke wird im Schachtofenvorherd vor der Metallschmelze abgossen und über eine Granuliertrinne in ein mit Wasser gefülltes Becken geführt. Beim Abschrecken fällt Granulat im Korngrößenbereich bis 5 mm an. Das Produkt wird zunächst vorentwässert und in Tagessilos zwischengelagert. Anschließend gelangt es in eine mit Erdgas befeuerte Trockentrommel. Das Abgas des Trockners wird in einer Gewebefilteranlage mit Druckluftabreinigung entstaubt.

Hauptbestandteil der Schlacke ist Eisenoxid bzw. Eisensilikat. Der Rest der Schlacke setzt sich aus diversen Begleitmetallen bzw. deren Oxiden zusammen, hauptsächlich Aluminium, Magnesium, Zink und Kupfer.

Das Granulat wird einer Trennung in Korngrößenfraktionen unterzogen. Die Fraktion von 0,25-2,8 mm kann als Sandstrahlgut verkauft werden. Laut einem Feststellungsbescheid gemäß § 4 Abs. 2 AWG i.d.F. BGBl. 325/1990 der BH Kufstein (16.12.1991) wird der Schlackensand der Montanwerke Brixlegg nicht als Abfall eingestuft.

Primär anfallendes Über- und Unterkorn wird innerbetrieblich in der Schmelzhütte wiederverwendet.

Tab. 2.1 : Zusammensetzung der Schachtofenschlacke

Verbindung	Gehalt (%)
FeO	50-55
SiO <sub>2</sub>	25
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5-10
CaO	5
ZnO	4
MgO	5
Cu	1
Sn	0,4
Ni	0,2

**Filterstaub**

Flugstäube aus dem Abgas des Schachtofens werden in einem Schlauchfilter abgeschieden. Die Zusammensetzung der Filterstäube hängt sehr stark von den Einsatzstoffen ab. Die Hauptbestandteile sind Zink und Blei.

Zur Weiterverarbeitung werden die Filterstäube aus dem Abgas des Schachtofens aus Brixlegg zur Zeit exportiert.

**Ofenausbruch**

Die feuerfeste Ausmauerung des Schachtofens fällt in geringen Mengen an.

Die Ofenausmauerung des Schachtofenvorherdes wird laufend (etwa halbjährig) ausgebessert, die des Schachtes wird alle 2-3 Jahre erneuert.

Es erfolgt eine Unterteilung in weißes und schwarzes Feuerfestmaterial.

Das weiße Feuerfestmaterial (Schamottenmaterial) besteht teilweise aus Quarz und wird hauptsächlich im Schachtofen wieder eingesetzt.

Das schwarze Feuerfestmaterial besteht teilweise aus Magnesit, es wird sortiert und ein Teil wieder eingesetzt. Der restliche Ofenausbruch wird extern verwertet (als minderwertige Steine wieder eingesetzt).

**2.4.2 Reststoffe bzw. Abfälle aus dem Konverter****Konverterschlacke**

Diese wird nach dem Erkalten gebrochen und im Schachtofen wieder eingesetzt. Die Zusammensetzung der Konverterschlacken ist von den metallurgischen Prozessen, aber auch von den Verunreinigungen der Schmelze und somit vom Einsatz in den Konverter abhängig.

**Filterstaub**

Aus der Konverterschmelze austretende Metaldämpfe oxidieren in der sauerstoffhaltigen Atmosphäre des Konverters und fallen in den Flugstäuben als Oxide an. Diese werden extern verwertet.

Tab. 2.2: typische Konverterstaubanalyse

Verbindung	Gehalt (%)
Zn	45
Pb	20
Sn	15
Cu	1,5
Alle anderen Metalle	<0,1
Rest: Sauerstoff	

**Stoffe aus der Entschwefelungsanlage**

In der Blasperiode werden die Konverterabgase zusätzlich zur Entstaubung auch einer Entschwefelung mittels Wäscher unterzogen.

Die anfallende Waschlösung ist eine Suspension, in der noch Reststaub gebunden ist. Diese suspendierten Feststoffe werden abfiltriert und verbleiben im Filterkuchen, der im Schachtofen verwertet wird.

Das verkaufsfertige Filtrat weist einen  $\text{MgSO}_4$ -Gehalt um 17 % auf, Reste von Schwermetallen sind vorhanden.

### **Feuerfestauskleidung**

Alle 3 Wochen wird in der Düsenebene die Ausmauerung des Konverters erneuert, alle 2 Jahre wird sie vollständig neu zugestellt. Mit diesem Ofenausbruch wird ebenso verfahren wie mit dem Ofenausbruch aus dem Schachtofen.

## **2.4.3 Reststoffe bzw. Abfälle aus dem Anodenofen**

### **Schlacke**

Die Schlacke des Anodenofens wird wieder im Schachtofen eingesetzt.

### **Filterstaub**

Der Filterstaub des Anodenofens wird wieder im Schachtofen eingesetzt.

### **Ofenausbruch**

Alle 2 Jahre wird die feuerfeste Auskleidung der Flammöfen neu zugestellt. Innerhalb dieses Zeitraumes wird die Ausmauerung in regelmäßigen Intervallen ausgebessert. Mit dem dabei anfallenden Material wird wie mit dem Ofenausbruch aus dem Schachtofen verfahren.

## **2.4.4 Reststoffe bzw. Abfälle und Nebenprodukte aus der Elektrolyseanlage**

### **Anodenschlamm**

Der Hauptanteil des Anodenschlammes besteht aus Kupfer, Bleisulfat und Edelmetallen. Die weitere Zusammensetzung hängt von den Anodenverunreinigungen ab und variiert in weiten Grenzen.

Die Aufarbeitung hinsichtlich Selen, Tellur und der Edelmetalle erfolgt mit verschiedenen Verfahren, sie wird auf die jeweilige Zusammensetzung abgestimmt. Es kommen sowohl pyrometallurgische als auch hydrometallurgische Verfahren zur Anwendung.

### **Nickelsulfat**

Der auf unter 0,5 g/l mit Hilfe von Bleianoden entkupferte Elektrolyt der Kupferelektrolyse durchläuft einen mehrstufigen Konzentrations- und Reinigungsprozeß in der Nickelsulfatanlage.

Im ersten Schritt erfolgt eine Aufkonzentrierung auf 70 % Schwefelsäure, wobei Rohnickelsulfat-Monohydrat anfällt. Diese Suspension wird filtriert, die Säure der Elektrolyse rückgeführt und das abfiltrierte Rohnickelsulfat mit Heißwasser gelöst und in einen Kalkfällbehälter gepumpt.

Hier erfolgt eine Abtrennung der Metalle der Eisengruppe mit  $\text{CaCO}_3$  und Wasserstoffperoxid, diese Hydroxide werden im Schachtofen entsorgt. Das Filtrat wird mit  $\text{H}_2\text{S}$  versetzt, um As, Sb, Zn und Cu als Sulfide abzutrennen. Dieser Filterkuchen wird ebenfalls im Schachtofen entsorgt.

Die gereinigte Nickelsulfatlösung wird aufkonzentriert und Nickelsulfat als  $\text{NiSO}_4 \cdot 6 \text{H}_2\text{O}$  ausgefällt und getrocknet.

## 2.5 Luftemissionen

Der Einsatz von Schrotten in Sekundärkupferwerken ist mit der Bildung und Emission von luftverunreinigenden Stoffen wie Staub, Schwefel- und Stickoxiden, Kohlenmonoxid und -dioxid und organische Schadstoffe (inkl. Dioxinen) verbunden.

### 2.5.1 Zusammensetzung der Abluft

Als wesentliche Schadstoffe treten bei der Sekundärkupfererzeugung staubförmige Schwermetalle, SO<sub>2</sub> und organische Schadstoffe inkl. Dioxine auf.

Die Konzentration von Schwermetallen im **Staub** beträgt bis zu 90 %. Eine möglichst effiziente Staubabscheidung ist daher von großer Bedeutung. Mit modernen Gewebefiltern sind Werte unter 5 mg Staub/Nm<sup>3</sup> bezogen auf aktuellen Sauerstoff erreichbar, eine sichere Einhaltung eines Emissionsgrenzwertes von 10 mg/Nm<sup>3</sup> ist möglich.

**SO<sub>2</sub>-Emissionen** entstehen periodisch beim Blasen im Konverter und können beim Polen im Anodenofen freigesetzt werden, wobei der Schwefel aus dem Schwefelgehalt der Energieträger (Heizöl) und der Einsatzstoffe kommt.

**Kohlenmonoxid (CO) und unverbrannte Kohlenwasserstoffe (C-org.)** sind Produkte einer unvollständigen Verbrennung von Kohlenstoff und Kohlenstoffverbindungen. Im Temperaturbereich von über 800 °C ist bei konventionellen Feuerungen bei ausreichendem Sauerstoffangebot, ausreichender Verweilzeit und guter Durchmischung eine Restkonzentration von weniger als 50 mg CO/Nm<sup>3</sup> und von weniger als 5 mg C-org/Nm<sup>3</sup> erreichbar.

Bei schlechter Durchmischung und damit örtlich nicht ausreichendem Sauerstoffangebot oder bei zu geringer Temperatur treten höhere CO- und C-org-Emissionen auf.

**Stickoxide** entstehen im wesentlichen bei Verbrennungsprozessen aus dem Stickstoffanteil des Brennstoffes und bei Temperaturen von über 1.000 °C auch aus dem Luft-Stickstoff. Die Bildung von NO<sub>x</sub> wird dabei im wesentlichen durch die

- örtlichen Temperaturverhältnisse
- Sauerstoffkonzentration
- Verweilzeiten
- Durchmischung Luft-Brennstoff

bestimmt. Eine geringere Bildung von NO<sub>x</sub> ist möglich, wenn die Verbrennungstemperatur niedrig gehalten wird und im Bereich erhöhter Temperaturen ein geringer Sauerstoffüberschuß vorhanden ist.

**PCDD und PCDF** sind Produkte einer unvollständigen oder unvollkommenen Verbrennung, die auf verschiedene Ursachen zurückzuführen sein kann:

- PCDD/PCDF liegen bereits im Brennstoff oder der Verbrennungsluft vor und werden bei der Verbrennung infolge zu geringer Temperatur und/oder zu kleiner Verweilzeit nicht zerstört.
- PCDD/PCDF werden aus im Schrott enthaltenen chlorierten Kohlenwasserstoffen, den sogenannten Precursoren (z. B. polychlorierte Biphenyle, polychlorierte Benzole, polychlorierte Phenole), gebildet. Neben der Bildung aus organischen chlorhaltigen Vorläufersubstanzen kann aber auch in geringerem Ausmaß die Synthese aus anorganischen Chlorverbindungen auftreten.
- PCDD/PCDF werden aus nicht chlorierten Kohlenwasserstoffen und anorganischen Chlorverbindungen als Chlorquelle neu gebildet ("De-novo-Synthese"). Für das Phänomen der De-novo-Synthese, welche vornehmlich im Temperaturbereich von 200-450 °C in Gegen-

wart von Sauerstoff auftritt, kommt dem Vorhandensein von partikelgebundenem organischen Kohlenstoff und Chlor, unter katalytischer Teilnahme von Schwermetallen, eine besondere Bedeutung zu.

## 2.5.2 Verfahren zur Emissionsminderung

Das Abgas eines Sekundärschmelzwerks ist stark staubbelastet, weist organische Schadstoffe, wie z. B. PCDD/F und C-org auf und hat einen sauren Charakter. Das Konzept der Abgasreinigungsanlage wird durch die Rohgaskonzentrationen, die gesetzlich vorgeschriebenen Reingaskonzentrationen und die vorgesehene Rückstandsbehandlung bzw. –entsorgung bestimmt.

Prinzipiell stehen bei ähnlichen Anwendungen folgende Verfahren zur Verfügung:

- thermische Nachverbrennung
- trockene oder halbtrockene Abgasreinigung (Gewebe- oder E-Filter)
- nasse Abgasreinigung (Wäscher)
- katalytischer Abgasreinigung und
- A-Koks-Festbett oder Flugstromreaktor als "Polzeifilter".

### Staub

Emissionen von Staub und damit verbundene Emissionen staubförmiger Schwermetalle und partikelförmig gebundener Dioxine und Furane sind wesentlich von den Verunreinigungen der eingesetzten Schrotte und der Abscheidetechnologie abhängig.

Mit modernen **Gewebefiltern** sind Emissionen von unter 5 mg Staub/Nm<sup>3</sup><sub>tr.</sub> erreichbar. Mit ausreichend dimensionierten **Elektrofiltern** können bei guter Abgaskonditionierung 5-15 mg Staub/Nm<sup>3</sup><sub>tr.</sub> erzielt werden. Die Konditionierung der Abgase für die Entstaubung in Elektrofiltern erfolgt durch Eindüsen von Wasser, wodurch sich das Abgas abkühlt und der Wasserdampfgehalt und damit die Leitfähigkeit der Staubteilchen zunimmt.

### SO<sub>2</sub>

**Gipssuspensionswäscher** sind meist als Gegen- oder Gleichstromwäscher mit mehreren Zerstäubungsebenen ausgeführt. Wasser wird dem Gipswäscher über die Tropfenabscheiderbedüsung, als Verdünnungswasser mit Chemikalien, und als Spül- und Waschwasser in der Entwässerungsanlage zugeführt.

Aus dem Wäschersumpf wird Umlaufwasser zu den Düsenebenen gefördert. Die Düsenebenen sind so angeordnet, daß eine gute Verteilung des Umlaufwassers in Form kleiner Tropfen im Rauchgas erfolgt. Der Großteil der Tropfen des Umlaufkreises fällt direkt in den Wäschersumpf. Der mit den Rauchgasen mitgerissene Rest wird durch Tropfenabscheider abgeschieden und ebenfalls in den Wäschersumpf geleitet. In den Wäschersumpf wird Luft zur Oxidation über die Oxidationsluftgebläse eingeblasen.

Der pH-Wert des Umlaufwassers wird durch Zugabe von Kalkstein oder Kalkhydrat eingestellt. Durch eine geregelte Ausschleusung von Gips wird im Umlaufwasser eine Suspension mit konstantem Feststoffgehalt gefahren. Der ausgeschleuste Teilstrom wird in Zentrifugen oder Vakuumfiltern entwässert.

Die Ausschleusung von Wasser aus den Umlaufkreisen erfolgt durch Ableitung von Filtrat aus der Gipsentwässerung und als Wasseranteil des ausgeschleusten Gipses.

**Die Entschwefelungsanlage besteht aus:**

- Suspensionswäscher mit allen zugehörigen Anlagenteilen wie
- Pumpen, Düsen, Verrohrung, Tropfenabscheider und Rührwerken
- einer Entwässerungsstation (Zentrifuge oder Vakuumband)
- den Fördereinrichtungen für den entwässerten Gips
- und den verbindenden Kanälen mit Saugzug
- Kalksteinlager- und Dosiereinrichtungen
- einer Wasserversorgungs- und einer Abwasserbehandlungsanlage
- inkl. aller erforderlichen bautechnischen Maßnahmen und
- elektrotechnischen Einrichtungen.

**Trockensorptions- bzw. Halbtrockenverfahren** erlauben überdies die Abscheidung von sauren Bestandteilen aus dem Abgas, welche bei der Sekundärkupferherstellung im wesentlichen von SO<sub>2</sub> gebildet werden. SO<sub>2</sub>-Konzentrationen von <50 mg/Nm<sup>3</sup> sind damit erreichbar.

Trocken- und Halbtrockensorptionsverfahren bestehen im wesentlichen aus einem Trockenreaktor bzw. Sprühabsorber und einer nachgeschalteten Staubabscheidung mittels Gewebe- oder Elektrofilter. Trocken- und Halbtrockenverfahren werden hauptsächlich nach kleineren Kraftwerken, nach Abfallverbrennungsanlagen und nach industriellen Emittenten wie beispielsweise Sekundärmetallschmelzen und Sinteranlagen eingesetzt. Zumeist dienen sie dort nicht als reine Entschwefelungsanlagen, sondern vielmehr als Abgasreinigungsanlagen für eine Vielzahl von Schadstoffen wie HCl, HF, SO<sub>3</sub>, Schwermetalle, PCDDs und PCDFs, und Staub.

Die Anlagen bestehen im wesentlichen aus

- Trockenreaktor oder Sprühabsorber
- nachgeschalteter Staubabscheidung
- entsprechenden Nebenanlagen zum Adsorptionsmittel- und zum Staubhandling.

Zur Staubabscheidung dienen Gewebefilter oder Elektrofilter. Gewebefilter bieten neben einer effizienten Staubabscheidung noch den an den Geweben aufgebauten Filterkuchen als zusätzlichen Adsorptionsreaktor an.

Je nach Anwendungsfall werden verschiedene Adsorptionsmittel eingesetzt. Zur Abscheidung von SO<sub>2</sub> wird meist CaO, aber auch MgO verwendet.

Bei Halbtrockenverfahren wird Kalkmilchsuspension im Sprühabsorber zerstäubt und getrocknet, bei Trockenverfahren wird Kalk pulverförmig im Trockenreaktor mit den Rauchgasen vermischt.

Die Reaktionen mit den Schadstoffen erfolgen im gesamten Rauchgasweg, von der Einbringung des Adsorptionsmittels bis zur nachgeschalteten Staubabscheidung. Zur Verminderung des Kalkbedarfes wird häufig ein Teil des bereits abgeschiedenen Staubes in den Trockenreaktor oder Sprühabsorber oder in die Rauchgasleitung vor der Staubabscheidung rückgeführt.

Als Rückstand aus diesem Verfahren fällt bei der reinen Entschwefelung ein Gemisch aus Kalziumsulfid, Kalziumsulfat und Kalk an. Bei einem Einsatz für eine umfassende Abgasreinigungsanlage sind in den Rückständen noch zusätzlich abgeschiedene Stäube, die wiederum Schwermetalle, organische Schadstoffe und Adsorptionsmittel (wie Aktivkoks) enthalten können, enthalten.

Die Ausführung von Trocken- und Halbtrockenverfahren reicht von **einfachen Flugstromreaktoren**, bei denen das Adsorbens in eine Abgasleitung vor einem Elektro- oder Gewebefilter eingedüst wird, bis zu **Sprühabsorptionsverfahren mit nachgeschaltetem Gewebefilter**

und **Sorptionsrezirkulation** oder **Wirbelschichtverfahren mit nachgeschaltetem Gewebefilter**. Die Effizienz der beiden letztgenannten kann so hoch sein, daß ohne Einbuße der Rein- gasqualität auf nachgeschaltete Wäscher verzichtet werden kann.

### CO und C-org

Emissionen von CO und C-org haben als gemeinsame Ursache eine schlechte Feuerungs- führung oder einen zu hohen Kohlenstoffgehalt der Einsatzstoffe.

Die wirksamste Maßnahme zur Reduktion von CO- und C-org-Emissionen in Sekundärkupfer- schmelzwerken ist daher eine geeignete **Schrottaufbereitung**, z. B. durch eine mechanische Abtrennung der Kunststoffbestandteile und insbesondere der Kabelummantelungen.

Verbrennungstechnische Maßnahmen sind nur im Temperaturbereich über 800 °C sinnvoll, da darunter schon temperaturbedingt ein unvollständiger Ausbrand und damit verbundene erhöhte Restkonzentrationen von CO und C-org zu erwarten sind. Zu den feuerungstechni- schen Maßnahmen zur Minderung von Restemissionen von CO und C-org zählen **geregelter Prozeßführung** und **thermische oder katalytische Nachverbrennung** der Abluft. Mit einer thermischen Nachverbrennung ist eine **C-org-Konzentration** unter 5 mg/Nm<sup>3</sup> erreichbar.

### NO<sub>x</sub>

Stickoxide lassen sich sowohl über prozeß-, anlagen- und feuerungstechnische Primärmaß- nahmen als auch über Sekundärmaßnahmen reduzieren.

Durch Optimierung der Prozeßführung, gestufte Verbrennungsluftzufuhr und Verwendung von Low-NO<sub>x</sub>-Brennern ist eine NO<sub>x</sub>-Emission von 100 mg/Nm<sup>3</sup> bezogen auf den aktuellen Sau- erstoff erreichbar.

Prinzipielle sekundäre Maßnahmen zur NO<sub>x</sub>-Minderung sind **die selektive katalytische Re- duktion von NO<sub>x</sub> (SCR)** sowie die **selektive nichtkatalytische Reduktion (SNCR)** durch Ein- düsen von Ammoniak oder Ammoniakverbindungen (z. B. Harnstoff) in den Rauchgasstrom.

SCR- Anlagen dienen neben der Minderung der NO<sub>x</sub>-Emissionen auch der Oxidation organi- scher Bestandteile in Abgasen und damit der Dioxinminderung.

In der SCR-Technologie (Selective Catalytic Reduction) wird je nach Anordnung zwischen Roh- gasschaltung (High-Dust-Schaltung) und Reingasschaltung (Low-Dust-Schaltung) unterschieden.

#### *Reingasschaltung:*

Bei der Reingasschaltung werden die Abgase zuerst in einer Gasreinigungsanlage gereinigt, dabei meist abgekühlt und anschließend gegebenenfalls auf die für die Entstickung notwen- dige Temperatur aufgeheizt.

Die prinzipielle Funktionstüchtigkeit und Zuverlässigkeit einer Reingasschaltung bei einem Reingasstaubgehalt von wenigen mg/Nm<sup>3</sup> steht außer Zweifel. Die erreichbaren Reingas- werte für NO<sub>x</sub> liegen bei bisher errichteten Anlagen deutlich unter 100 mg/Nm<sup>3</sup> bez. auf den aktuellen O<sub>2</sub>-Gehalt.

Die SCR-Anlage in der Reingasschaltung besteht aus:

- Ammoniakendüse mit Mischeinrichtung
- Katalysatorbox
- Wärmeverschiebesystem, wenn notwendig mit einer externen Aufheizung und den verbind- enden Kanälen mit Saugzug,
- Lager- und Dosierstation für Ammoniak in wäßriger Lösung inklusive aller erforderlichen bautechnischen Maßnahmen und elektrotechnischen Einrichtungen.

Bei einer Reingasschaltung ist meist zusätzlich eine Wiederaufheizung notwendig. Beträgt die notwendige Temperaturerhöhung mehr als ca. 40 °C, ist der Einsatz einer Wärmeverschiebung bei den derzeit üblichen Energiekosten wirtschaftlich.

In einem Gas-Gas-Wärmetauscher werden die in die katalytische Anlage eintretenden Abgase durch die aus der katalytischen Anlage austretenden Rauchgase erwärmt. Diesem Gas-Gas-Wärmetauscher ist die Eindüsung für Ammoniakwasser und eine weitere Aufheizstufe, in der als Heizmedium Erdgas, Thermoöl oder Hochdruckdampf verwendet werden kann, nachgeschaltet.

Das auf die Reaktionstemperatur aufgeheizte Abgas durchströmt anschließend den Katalysator. In den Poren des Katalysators reagiert der eingedüste Ammoniak mit NO<sub>x</sub> zu Stickstoff und Wasserdampf. Darüber hinaus werden bei entsprechender Auslegung am Katalysator organische Verbindungen oxidiert. Dadurch kann neben der Minderung der NO<sub>x</sub>-Emissionen auch eine wesentliche Minderung der Emissionen von PCDDs und PCDFs erfolgen. Die aus dem Katalysator austretenden Rauchgase werden sekundärseitig im Gas-Gas-Wärmetauscher abgekühlt.

#### *Rohgasschaltung*

Bei der Rohgasschaltung sind die Katalysatoren im feststoffbeladenen Abgasstrom im prozeßtechnisch vorgesehenen Temperaturbereich angeordnet.

Bei der Rohgasschaltung sind aufgrund der hohen Staubbelastung Versuche zur Überprüfung der Eignung dieser Technologie notwendig. Mögliche Risiken sind Katalysatorvergiftung, beispielsweise durch Schwermetalle oder Rückbildung von Dioxinen und Furanen nach dem Katalysator durch De-novo-Synthese.

Die SCR-Anlage in Rohgasschaltung besteht aus:

- Lager- und Dosierstation für Ammoniak in wäßriger Lösung
- Ammoniakeindüsung mit Mischeinrichtung
- Katalysatorbox.

Die Anordnung einer Rohgasschaltung hat gegenüber der Reingasschaltung folgende technische Vorteile:

- Entfall der Wärmeverschiebung und Wiederaufheizung
- geringerer Druckverlust.

Demgegenüber steht der Nachteil der hohen Staubfracht, woraus sich folgende anlagentechnische Mehrkosten ergeben:

- Die Kanäle in den Katalysatoren müssen wesentlich größer ausgeführt werden, was zu einer wesentlichen Erhöhung des Katalysatorvolumens führt.
- Durch Erosion und durch Aktivitätsverlust ergeben sich kürzere Standzeiten für den Katalysator.
- Vorrichtungen zur Staubabbläsung an den Katalysatoren sind unbedingt erforderlich.

#### **PCDD/PCDF**

Emissionsminderungsmaßnahmen für Dioxine und Furane basieren entweder auf der Abscheidung der partikelgebundenen PCDD/F, wie z. B. in **Gewebe- und Elektrofiltern**, auf der Abscheidung gasförmigen und partikelgebundenen PCDD/F, wie z. B. in **Wäschern**, beim **Flugstromverfahren** und in **Sprühabsorbern** (in Verbindung mit Gewebe- oder Elektrofiltern) oder auf der **thermischen oder katalytischen Zerstörung** der Dioxine und Furane (Tab. 2.3).

Tab. 2.3: Effizienz von Dioxinminderungsmaßnahmen

Verfahren	Sorbent	Abscheideleistung	Erreichbare PCDD/F Konzentration
Wirbelschichtverfahren	Zeolith	95 %	0,1 ng/m <sup>3</sup>
Katalytisch	NH <sub>3</sub> oder H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	95-99 %	0,1 ng/m <sup>3</sup>
Sprühabsorber + Gewebefilter	Kalkhydrat und Aktivkohle (500 mg/m <sup>3</sup> )	98 %	0,1 ng/m <sup>3</sup>
Flugstromverfahren + Gewebefilter	Kalkhydrat und Aktivkoks (200 mg/m <sup>3</sup> )	99 %	0,1 ng/m <sup>3</sup>
Wirbelschichtverfahren	Koks (80 mg/m <sup>3</sup> )	99,9 %	0,01 ng/m <sup>3</sup>
Wanderbettverfahren	Anthrazit-Koks	99,99 %	0,01 ng/m <sup>3</sup>

Beim **Flugstromverfahren** wird das Adsorptionsmittel (meist Aktivkohle oder Aktivkoks in Verbindung mit Kalk oder Kalkhydrat zur Abscheidung der sauren Abgaskomponenten) vor dem Gewebe- oder Elektrofilter in den Abgasstrom eingeblasen. Bei geeigneter Verfahrensführung durch partielle Rezirkulation des abgeschiedenen Filterstaubes und geeigneter Abscheideleistung des Filters sind Emissionen von weniger als 0,1 ng TE PCDD/F/m<sup>3</sup> erreichbar.

**Wanderbettadsorber** zur Dioxin- und Furanabscheidung sind meist als Gegen- oder Kreuzstromadsorber ausgeführt. Beim Gegenstromadsorber strömen die Abgase von unten über die Abzugstrichter in ein horizontales Schüttgutbett ein und durch den Freiraum über dem Schüttgutbett wieder aus. Das Schüttgut (Aktivkoks oder Aktivkohle) wird über einen Vorratsbunker und Verteilerschuppen eingebracht und durchwandert das Bett langsam von oben nach unten. Die Wanderungsgeschwindigkeit wird durch die Abzugseinrichtung bestimmt.

Beim Kreuzstromadsorber wird das Schüttgut durch eine Jalousien- oder Stabsiebkonstruktion in einem vertikalen Bett abgestützt. Die Abgase durchströmen das Bett horizontal. Durch Trennvorrichtungen wie Lochbleche oder Jalousien kann ein Bett in mehrere Schichten unterteilt werden.

Wird aus einer abströmseitigen Schicht der abgezogene Koks in die vorgelagerte Schicht gefördert, oder werden die Abgase zuerst durch den unteren und dann durch den oberen Bereich eines vertikalen Bettes geleitet, so stellt sich innerhalb der Schichten zwar ein Kreuzstrom, insgesamt aber ein kaskadenförmiger Gegenstrom ein. In beiden Fällen spricht man von einem Kreuz-Gegenstrom-Reaktor.

Für verschiedene Schadstoffe wirken folgende Abscheidemechanismen bei Herdofenkoks:

Schadstoff	Abscheidemechanismus	max. Koksbeladung
SO <sub>2</sub>	Chemisorption zu H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> Sulfatbildung mit Asche	ca. 20 Gew.% ca. 4 Gew.%
HCl	Adsorption und Chloridbildung mit Asche	ca. 2 Gew.%
HF	Adsorption und Fluoridbildung mit Asche	ca. 1 Gew.%
Hg	Adsorption und Chemisorption	ca. 30 Gew.%
PCDD/F	Adsorption und Filtration	ca. 1000 ng TE/g Koks
NO <sub>x</sub>	Katalytische Oxidation von NH <sub>3</sub> mit NO und NO <sub>2</sub>	wie bei SCR-Anlagen

Durch Vorbehandlung, wie Dotieren mit Schwefel, können die Eigenschaften von Aktivkohlen hinsichtlich der Abscheidung bestimmter Schadstoffe beeinflusst werden.

Die Betriebstemperatur von Aktivkoksanlagen mit oben genannten Abscheidemechanismen liegt zwischen 100 und 140 °C.

- Eine Aktivkoksanlage zur Dioxinminderung besteht im wesentlichen aus:
- Aktivkoksreaktor
- Aktivkoksanlage, Aktivkoksabzugseinrichtungen, Rauchgasklappen und Inertisierereinrichtungen
- den Fördereinrichtungen für den beladenen Aktivkoks
- den verbindenden Kanälen mit Saugzug
- Aktivkokslager und Fördereinrichtungen
- allen erforderlichen bautechnischen Maßnahmen und
- elektrotechnischen Einrichtungen.

In Tab 2.4 sind Emissionsgrenzwerten der österreichischen "Verordnung über die Begrenzung der Emission von luftverunreinigenden Stoffen aus Anlagen zur Erzeugung von Nichteisenmetallen", BGBl. II 1/1998 den Grenzwerten der TA-Luft gegenübergestellt.

Tab. 2.4: Vergleich österreichischer und deutscher Emissionsgrenzwerte für Kupfer

	ÖSTERREICH NE-Metallverordnung BGBl. II 1/1998 für Cu	DEUTSCHLAND TA-Luft (1986) Anlage 3.3 für Cu	
	Konzentration (mg/m <sup>3</sup> )	Konzentration (mg/Nm <sup>3</sup> )	bei einem Massenstrom von (g/h)
<b>Staub</b>	20	20	≥ 200
<b>Gesamt C<sub>org</sub></b> davon: <b>Benzo-(a)-pyren</b>	50 0,1	50	
<b>SO<sub>2</sub></b>	300 <sup>1, 2)</sup> 500 <sup>3)</sup>	500 800 <sup>5)</sup>	≥ 5.000
<b>CO</b>	100 <sup>1)</sup> 175 <sup>2)</sup> 250 <sup>3)</sup>		
<b>NO<sub>2</sub></b>	250 <sup>1)</sup> 350 <sup>2)</sup> 500 <sup>3)</sup>	500	≥ 5.000
<b>Emissionen in Dampf- und bzw. oder Partikelform</b>	Pb, Zn, Cr (außer Cr(VI)), Cu, Mn, V, Sn insgesamt 5	Klasse 3 Sb, Pb, Cr, CN, F, Cu, Mn, Pt, Pd, Rh, V, Sn insgesamt 5 <sup>4)</sup>	≥ 25
	Cu 10 <sup>7)</sup>	Cu 10 <sup>6)</sup>	
	As, Co, Ni, Cr (VI), Se, Te insgesamt 1	Klasse 2 As, Co, Ni, Se, Te insgesamt 1 <sup>4)</sup>	≥ 5
	Cd, Be, Hg, Tl insgesamt 0,2 davon Cd 0,05 Be + Hg 0,1	Klasse 1 Cd, Hg, Tl insgesamt 0,2 <sup>4)</sup>	≥ 1

1) bei gasförmigen Brennstoffen

2) bei flüssigen Brennstoffen

3) bei festen Brennstoffen

4) beim Vorhandensein von Stoffen mehrerer Klassen darf unbeschadet des Absatzes 1 beim Zusammentreffen von Stoffen der Klassen I und II die Massenkonzentration im Abgas insgesamt 1 mg/m<sup>3</sup> sowie beim Zusammentreffen von Stoffen der Klassen I und III oder der Klassen II und III die Massenkonzentration im Abgas insgesamt 5 mg/m<sup>3</sup> nicht überschreiten.

5) Anlagen zur Gewinnung von Nichteisenrohmetallen

6) beim Einschmelzen von Kathodenkupfer in Schachtöfen

7) bei Einrichtungen zur Kupferraffination.

### 2.5.3 In Österreich in Betrieb befindliche Anlagen

#### Montanwerke Brixlegg

Die Kupferhütte Brixlegg ist der einzige Kupfererzeuger Österreichs. In diesem Werk werden jährlich ca. 72.000 t Kupferkathoden und 50.000 t Kupferformate aus Kupferschrotten erzeugt. Der Exportanteil beträgt 70-80 %.

Kathodenkupfer zeichnet sich durch die sehr hohe Reinheit von 99,99 % Kupfer aus. Kupferformate wie Rund- und Vierkantbolzen werden aus reinen Schrotten und Kathodenkupfer in Elektroöfen und Stranggußanlagen erzeugt.

#### Abgasmengen

Die Abgasmengen der Montanwerke Brixlegg sind in Tab. 2.5 zusammengefaßt:

Tab. 2.5: Abgasmengen und jährliche Betriebszeit der Montanwerke Brixlegg  
(aus UBA-Monographie, Band 25, 1990)

Anlagenbereich	Abgasmenge in Nm <sup>3</sup> /h	Jährliche Betriebszeit in h/a
Schachtofen	ca. 20.000	5.000-6.000
Konverter	ca. 35.000	ca. 4.000
Flammofen	ca. 80.000	ca. 7.000
Bemusterungsanlage	ca. 22.000	ca. 3.000

#### Schadstoffe

Als wesentliche Schadstoffe treten staubförmige Schwermetalle, SO<sub>2</sub> und organische Schadstoffe auf. Die Konzentrationen von Stickoxiden liegen beim Schachtofen zwischen 100 und 170 mg/Nm<sup>3</sup>, beim Anodenofen werden Werte von ca. 50-70 mg/Nm<sup>3</sup> angegeben.

Die Konzentration von Schwermetallen im Staub beträgt bis zu 90 %. Es ist daher eine möglichst effiziente Staubabscheidungstechnologie anzuwenden. Mit modernen Gewebefiltern sind Staubemissionen von unter 5 mg/Nm<sup>3</sup> erreichbar.

SO<sub>2</sub>-Emissionen entstehen periodisch beim Blasen im Konverter können beim Polen im Anodenofen freigesetzt werden. Gegenüber dem Blasen beim Konverter sind die beim Polen entstehenden SO<sub>2</sub>-Emissionen von geringerer Bedeutung. Hauptursache dafür ist die Umstellung von Heizöl schwer auf Erdgas Anfang der 90-er Jahre.

Erhöhte Emissionen an organischen Schadstoffen werden vor allem durch den Schachtofen verursacht. Laut Monographie Band 25 des UBA vom Juni 1990 wurden an der Anlage Brixlegg für org.-C-Werte bis zu 860 mg/Nm<sup>3</sup> und für TCDD-Äquivalent nach BGA bis zu 186 ng/Nm<sup>3</sup> gemessen. Nach Installation einer Nachverbrennungsanlage liegen die Werte für TCDD-Äquivalent deutlich unter 1 ng/Nm<sup>3</sup> TCDD-Äquivalent, teilweise sogar unter 0,1 ng/Nm<sup>3</sup>, nach ITEF.

### Zulässige Emissionen der Kupferhütte

Die Emissionsgrenzwerte der österreichischen "Verordnung über die Begrenzung der Emission von luftverunreinigenden Stoffen aus Anlagen zur Erzeugung von Nichteisenmetallen" BGBl. II 1/1998 sind in Tab. 2.6 den Emissionsgrenzwerten für den Schachtofen Brixlegg gemäß Bescheid der Berghauptmannschaft Innsbruck vom 9.7.1991 gegenübergestellt.

Tab. 2.6: Vergleich Emissionsgrenzwerte gemäß Nichteisenmetallverordnung vom 8.1.1998 (BGBl. II 1/1998) und Emissionsgrenzwerte für Schachtofen Brixlegg gemäß Bescheid der Berghauptmannschaft Innsbruck vom 9.7.1991

Parameter	Emissionsgrenzwerte für Schachtofen Brixlegg (mg/m <sup>3</sup> ) gem. Bescheid vom 9. 7. 1991	Emissionsgrenzwerte (mg/m <sup>3</sup> ) gem. NE-Metall-Verordnung vom 8. 1. 1998 (BGBl. II 1/1998)
CO	65	100 <sup>)</sup>
Summe SO <sub>x</sub> , ang. als SO <sub>2</sub>		300 <sup>**)</sup>
Summe NO <sub>x</sub> , ang. als NO <sub>2</sub>		250 <sup>)</sup>
HCl		30
HF		5
Staub	10	20
Pb, Zn, Cr, Cu, V, Sn		insgesamt 5
Cu		10 <sup>***)</sup>
As, Co, Ni, Cr-VI, Se, Te		insgesamt 1
Cd, Be, Hg, Tl		insgesamt 0,2
Davon Be, Hg		0,1
davon Cd		0,05
Hg, As, Ni	je 0,05	
Cd	0,02	
Pb	0,8	
Gesamtkohlenstoff		50
Benzo(a)pyren		0,1
Dioxine und Furane als TE-Äquivalent	0,9 ng/m <sup>3</sup>	

<sup>)</sup> bei Verwendung von gasförmigen Brennstoffen

<sup>\*\*)</sup> bei Verwendung gasförmiger oder flüssiger Brennstoffe

<sup>\*\*\*)</sup> Einrichtungen zur Kupferraffination

## 2.5.4 Beschreibung der emissionsmindernden Maßnahmen der Montanwerke Brixlegg

### Emissionsmindernde Maßnahmen bei der Schachtofenanlage

Die aus dem Schachtofen austretenden Abgase werden über eine Quentsche, einen Gewebefilter und eine Nachverbrennungsanlage geführt, welche 1989 installiert und nachträglich als regenerative Nachverbrennung ausgeführt wurde. Als emissionsmindernde Techniken werden somit eine regenerative thermische Nachverbrennung und eine Entstaubung mit Gewebefilter angewendet.

Ziel der Nachverbrennung ist die Verminderung von CO sowie der organischen Abgasinhaltsstoffe inkl. Dioxine.

Nach dem Gewebefilter gelangen die entstaubten Abgase mit einer Temperatur von ca. 130 °C in die Nachverbrennungsanlage, welche aus drei mit wärmespeicherndem Material ausgekleideten Reaktoren besteht. Abb. 2.1 gibt das Prinzip der regenerativen Nachverbrennung wieder.

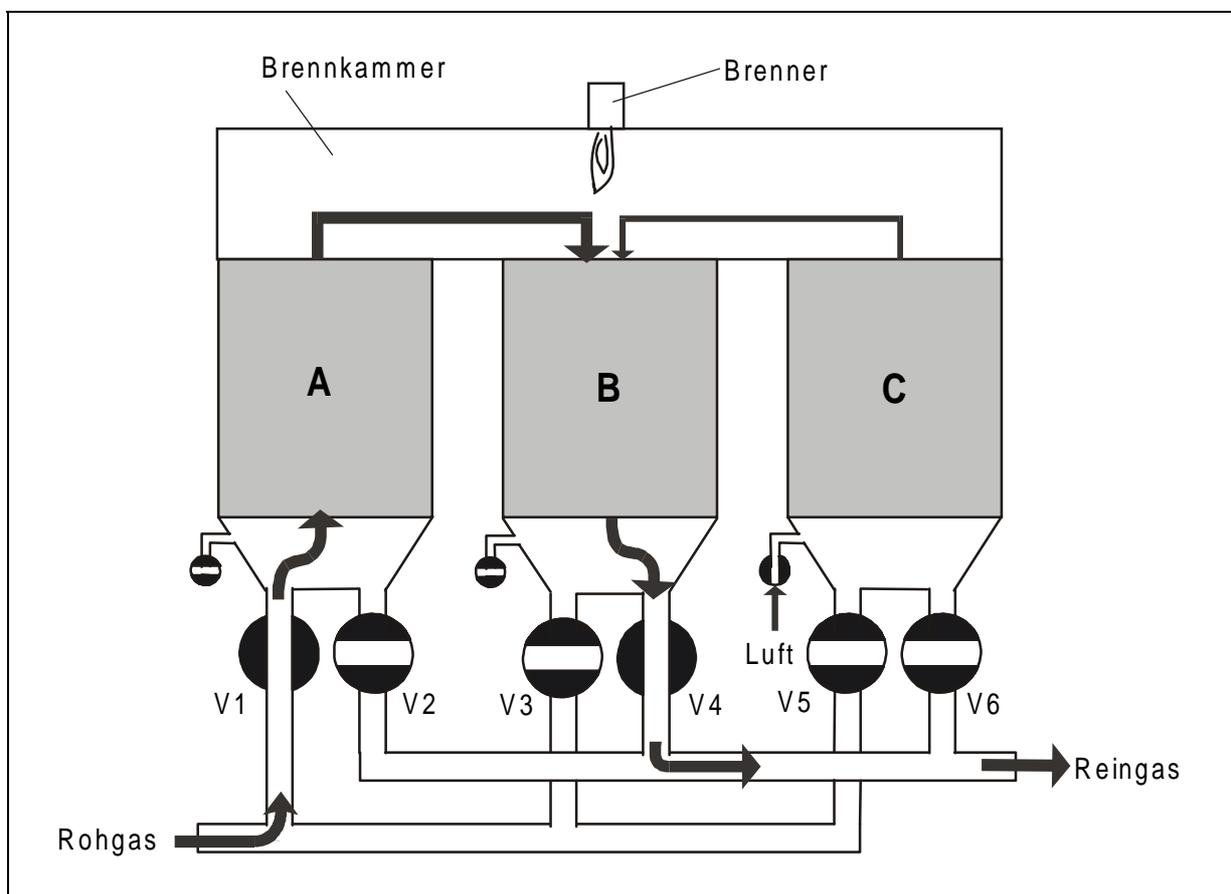


Abb 2.1: Schematische Darstellung einer regenerativen Nachverbrennungsanlage

Diese Nachverbrennungsanlage ermöglicht eine Emissionsminderung organischer Luftschadstoffe, wobei die Energie des abgeführten Reingases zur Erwärmung des eintretenden Rohgases weitgehend genutzt wird. Eine Energiezufuhr ist im wesentlichen nur zur Kompensation von Abgasverlusten erforderlich.

Die Wärmetauschereinheiten A, B und C werden alternierend mit Rohgas beschickt, wobei die Ventile V1 bis V6 den Gasfluß steuern. Das kontaminierte Rohgas gelangt nach der Staubabscheidung mit einer Temperatur von etwa 130 °C über das Ventil V1 in den Wärmetau-

scher A, wo es auf eine Temperatur nahe der Brennkammertemperatur aufgewärmt wird. Bei Temperaturen über 800 °C werden die organischen Verbindungen oxidiert und die Schadstoffe weitgehend in Wasserdampf und Kohlendioxid umgewandelt. Die Verbrennungswärme der organischen Substanzen hält den Betrieb der Anlage ab einer Autothermkonzentration von 1 g/Nm<sup>3</sup> aufrecht. Eine Nachverbrennungstemperatur von 1000 °C wird dabei erreicht. Der Brenner kompensiert dabei lediglich den Abgasverlust und schaltet sich aus bzw. auf eine Pilotflamme zurück, wenn die Rohgaskonzentration ca. 1 g/Nm<sup>3</sup> übersteigt.

Das heiße Reingas strömt durch den Wärmetauscher B, in welchem es abgekühlt wird, wobei der Keramikkörper des Wärmetauschers B wiederum erwärmt wird. Das Reingas, welches schließlich eine Temperatur von ca. 20-30 °C über der Temperatur des Rohgases aufweist, wird über einen Ventilator abgeführt.

Nach etwa zwei Minuten schalten die Klappen um und der vorgewärmte Wärmetauscher B wird mit Rohgas beaufschlagt, während das Reingas die Nachverbrennungsanlage über den Wärmetauscher C verläßt. In der Zwischenzeit wird Wärmetauscher A mit Reingas oder Luft gespült, wobei das in den Toträumen verbliebene Abgas verdrängt wird.

Auf diese Weise wird das Abgas abwechselnd in entgegengesetzten Richtungen durch beide Nachverbrennungsreaktoren geleitet. Dabei ergibt sich durch die wesentlich geringere erforderliche thermische Energiezufuhr für die Wiederaufheizung bei der regenerativen Nachverbrennung gegenüber einer Nachverbrennungsanlage, bei welcher die thermische Energie für die Wiederaufheizung der Abgase gänzlich durch zusätzliche Energie aufgebracht werden muß, eine Energieersparnis bzw. eine Ersparnis an Erdgas von etwa 90 %.

Die staubförmigen Emissionen bestehen im wesentlichen aus Schwermetallen, wobei der Anteil an Zink bei etwa 45 % und der Anteil am Blei bei 20 % liegt.

Die zulässigen Emissionen für diese Anlage sind in einem Bescheid der Berghauptmannschaft Innsbruck geregelt. In der Verordnung des Bundesministeriums für wirtschaftliche Angelegenheiten über die „Begrenzung der Emission von luftverunreinigenden Stoffen aus Anlagen zur Erzeugung von Nichteisenmetallen“ vom 8. Jänner 1998 (BGBl. II 1/1998) sind Emissionsgrenzwerte bundesweit geregelt (Tab. 2.6).

Für eine derartige nach dem Gewebefilter installierte regenerative Nachverbrennungsanlage mit einem Abgasvolumen von ca. 20.000 Nm<sup>3</sup>/h betragen die Investitionskosten etwa 12 Mio. ATS (+/- 20 %) und die Kosten aus Wartung und Verschleiß etwa 2 % der Investitionskosten, womit sich spezifische Investitionskosten von 68,6 ATS/t Schwarzkupfer und spezifische Wartungskosten von 13,3 ATS/t Schwarzkupfer ergeben.

Der Energiebedarf wird zu einem wesentlichen Anteil vom Wärmebedarf des Thermoreaktors bestimmt. Bei einer angenommenen Temperaturerhöhung des Abgases im Thermoreaktor von 900 °C auf eine Nachverbrennungstemperatur von 950 °C ergeben sich spezifische Kosten für die Wiederaufheizung des Abgasstromes von 37,9 ATS/t Schwarzkupfer.

Der elektrische Energiebedarf ergibt sich im wesentlichen aus dem Druckverlust, welcher mit 20 mbar angenommen wurde. Mit einem Gasvolumenstrom nach dem Thermoreaktor von 20.778 Nm<sup>3</sup>/h, einer Betriebstemperatur des Saugzuges von 200 °C und einem Gesamtwirkungsgrad von 70 % beträgt der Energiebedarf zur Überwindung dieses Druckverlustes ca. 29 kWh/h, wobei mit zusätzlich angenommenen Verbrauchern von ca. 10 kWh/h und einem Strompreis von 0,6 ATS/kWh die spezifischen elektrischen Energiekosten für Schwarzkupfer ca. 8,1 ATS/t Metall betragen.

Die einzelnen Kostenpunkte für eine nach dem Gewebefilter installierte regenerative thermische Nachverbrennungsanlage für eine Abgasmenge von 20.000 Nm<sup>3</sup>/h sind in Tab. 2.7 angeführt. Für die Installierung einer regenerativen Nachverbrennungsanlage nach dem Gewebefilter ergeben sich bei einer Abgasmenge von 20.000 Nm<sup>3</sup>/h spezifische Kosten von ca. 128 ATS/t Schwarzkupfer.

Tab. 2.7: Wesentliche Positionen der Kosten einer regenerativen Nachverbrennungsanlage mit einem nach dem Gewebefilter installierten Thermoreaktor für eine Abgasmenge von 20.000 Nm<sup>3</sup>/h im entstaubten Abgas (Reingas) bei einer Emissionsminderung von ca. 98 % für PCDD/F und einer erreichbaren Reingaskonzentration von 0,1 ng PCDD/F/Nm<sup>3</sup>

		ATS/Einheit	ATS/t Schwarzkupfer
Produzierte Menge an Schwarzkupfer für Referenzanlage (t/a)	18.000		
Betriebsstunden (h/a)	6.300		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	12.000.000 ± 20 %		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	1.235.553		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>68,6</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	240.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>13,3</b>
Energieverbrauch:			
<b>Energie für Wiederaufheizung</b> (MJ/t Schwarzkupfer)	631	60 ATS/GJ	<b>37,9</b>
<b>Elektrische Energie</b> (kWh/t Schwarzkupfer)	13,5	0,6 ATS/kWh	<b>8,1</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>127,9</b>

Grundsätzlich könnten zur Dioxinminderung auch **katalytische Anlagen und Aktivkoksanlagen** nach der Entstaubung eingesetzt werden. Kostenabschätzungen für derartige Verfahren werden in Kap. 2.5.5 in Tab. 2.11 bzw. Tab. 2.12 gegeben.

Zur Emissionsminderung organischer Stoffe und CO wäre grundsätzlich auch eine Nachverbrennung **vor dem Abhitzeessel** denkbar:

Für einen derartigen zwischen Schachtofen und Abhitzeessel installierten Nachverbrennungs-Thermoreaktor mit einem Abgasvolumen von ca. 20.000 Nm<sup>3</sup>/h betragen die Investitionskosten etwa 8 Mio. ATS (+/- 20 %) und die Kosten aus Wartung und Verschleiß etwa 2 % der Investitionskosten, womit sich spezifische Investitionskosten von 45,8 ATS/t Schwarzkupfer und spezifische Wartungskosten von 8,9 ATS/t Schwarzkupfer ergeben.

Auch bei dieser Anlage wird der Energiebedarf zu einem wesentlichen Anteil vom Wärmebedarf des Thermoreaktors bestimmt. Bei einer angenommenen Eintrittstemperatur des Abgases in den Thermoreaktor von 800 °C und einer Austrittstemperatur von 850 °C ergeben sich spezifische Kosten für die Wiederaufheizung des Abgasstromes von 36,8 ATS/t Schwarzkupfer.

Der elektrische Energiebedarf ergibt sich im wesentlichen aus dem Druckverlust, welcher mit 5 mbar angenommen wurde. Mit einem Gasvolumenstrom nach dem Thermoreaktor von 20.778 Nm<sup>3</sup>/h, einer Betriebstemperatur des Saugzuges von 200 °C und einem Gesamtwirkungsgrad von 70 % beträgt der Energiebedarf zur Überwindung dieses Druckverlustes ca. 7 kWh/h, wobei mit zusätzlich angenommenen Verbrauchern von ca. 10 kWh/h und einem

Strompreis von 0,6 ATS/kWh die spezifischen elektrischen Energiekosten für Schwarzkupfer ca. 3,6 ATS/t Metall betragen.

Die einzelnen Kostenpunkte für eine thermische Nachverbrennungsanlage zwischen Schachtofen und Abhitzekeessel sind in Tab. 2.8 angeführt.

Tab. 2.8: Wesentliche Positionen der Kosten einer thermischen Nachverbrennungsanlage zwischen Schachtofen und Abhitzekeessel für eine Abgasmenge von 20.000 Nm<sup>3</sup>/h im Rohgas bei einer Emissionsminderung von ca. 98 % für PCDD/F

		ATS/Einheit	ATS/t Schwarzkupfer
Produzierte Menge an Schwarzkupfer für Referenzanlage (t/a)	18.000		
Betriebsstunden (h/a)	6.300		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	8.000.000 ± 20 %		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	823.702		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>45,8</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	160.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>8,9</b>
Energieverbrauch:			
<b>Energie für Wiederaufheizung</b> (MJ/t Schwarzkupfer)	613	60 ATS/GJ	<b>36,8</b>
<b>Elektrische Energie</b> (kWh/t Schwarzkupfer)	16,0	0,6 ATS/kWh	<b>3,6</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>95,1</b>

Für die Installierung einer thermischen Nachverbrennungsanlage zwischen Schachtofen und Abhitzekeessel ergeben sich spezifische Kosten von ca. 95 ATS/t Schwarzkupfer.

### Emissionsmindernde Maßnahmen bei der Konverteranlage

Den Konvertern bei den Montanwerken Brixlegg ist eine Gewebefilteranlage und ein Sprühwäscher nachgeschaltet. Der Sprühwäscher arbeitet nach dem RCE-Verfahren und ist nur während der Blasperiode in Betrieb. Bei diesem Verfahren wird SO<sub>2</sub> mit Magnesiumhydroxid und Sauerstoff zu Magnesiumsulfat umgesetzt. Die maximal zulässigen Emissionskonzentrationen für SO<sub>2</sub> von 200 mg/Nm<sup>3</sup> werden mit dieser Technologie deutlich unterschritten, Spitzen von <200 mg SO<sub>2</sub>/Nm<sup>3</sup> werden angegeben. Für Gesamtstaub liegen Werte von <10 mg/Nm<sup>3</sup> vor. Den Hauptanteil an staubförmigen Emissionen bilden Pb und Zn mit je ca. 40 %.

Zur Begrenzung organischer Emissionen sind keine Maßnahmen vorgesehen. Veröffentlichte Meßwerte für TCDD-Äquivalent nach BGA liegen unter 0,3 ng/Nm<sup>3</sup>, Werte für org. C bis zu 13 mg/Nm<sup>3</sup>.

Aufgrund der hohen Eintrittskonzentrationen und der diskontinuierlichen Betriebsweise in der Sekundärkupfererzeugung eignen sich Naßsysteme zur Abscheidung von SO<sub>2</sub>. Der Einsatz

des RCE-Verfahrens (MgO) zur Entschwefelung bei den Montanwerken Brixlegg ist ein Sonderfall. Üblicherweise wird zur nassen Entschwefelung CaO eingesetzt.

Zur Abschätzung der Kosten für eine Entschwefelung der Konverterabgase wurde daher ein **Gipssuspensionswäscher** herangezogen.

Die Kosten für diese Technologie können aus vergleichbaren Anlagen der Abfallentsorgung und der Kraftwerkstechnik abgeschätzt werden. Als Basis wird eine Anlage mit einem Gasdurchsatz von 35.000 Nm<sup>3</sup>/h angenommen. Eine Emissionsminderung von einer mittleren Rohgaskonzentration von 2.300 mg/Nm<sup>3</sup> SO<sub>2</sub> (max. 4000 mg/Nm<sup>3</sup>) auf eine Reingaskonzentration von 50 mg/Nm<sup>3</sup> SO<sub>2</sub> wurde angenommen. Die Anlagengröße wurde mit einer Produktionskapazität von ca. 12.000 Tonnen Rohkupfer pro Jahr angenommen.

Die Betriebskosten des Gipssuspensionswäschers werden im wesentlichen vom Kalkbedarf, vom Verbrauch an elektrischer Energie und von der Entsorgung der Rückstände bestimmt. Der Kalkbedarf verhält sich stöchiometrisch zur abzuscheidenden Fracht an sauren Bestandteilen der Abgase, welche zum größten Anteil von SO<sub>2</sub> gebildet werden.

Der Energieverbrauch wird im wesentlichen von den Umwälzpumpen für die Waschwasserkreise und vom gasseitigen Druckverlust der Anlage bestimmt. Der Energiebedarf der Umwälzpumpen ergibt sich aus der Abgasmenge, einer angenommenen Förderhöhe der Umwälzpumpen von 2,5 bar sowie aus dem Flüssigkeitsbedarf des Wäschers bezogen auf die Abgasmenge, welcher mit 0,03 m<sup>3</sup> Flüssigkeit/Nm<sup>3</sup> Gas angenommen wurde. Weiters wurde ein Pumpenwirkungsgrad von 70 % angenommen und für zusätzliche Verbraucher ein Faktor 1,2 vorausgesetzt.

Der Energiebedarf der Umwälzpumpen und zusätzlicher Verbraucher beträgt ca. 16,4 kWh/t Rohkupfer. Die spezifischen Energiekosten für einen Gipssuspensionswäscher betragen somit ca. 9,8 ATS/t Rohkupfer.

Die zusätzlichen spezifischen Kosten eines Gipssuspensionswäschers betragen insgesamt ca. 277 ATS, wobei auch bei dieser Kostenabschätzung die Tätigkeiten des Personals unberücksichtigt bleiben. Diese beschränken sich auf die Anlieferung von Kalk und routinemäßige Kontrollen während des Betriebes. Das Wartungspersonal ist in den Wartungskosten berücksichtigt.

In Tab. 2.9 sind die wesentlichen Positionen der Kosten angeführt.

Tab. 2.9: Wesentliche Positionen der Kosten einer nassen Entschwefelungsanlage für 35.000 Nm<sup>3</sup>/h Abgas und einer Emissionsminderung von einer mittleren SO<sub>2</sub>-Rohgaskonzentration von 2.300 mg/Nm<sup>3</sup> auf eine Reingaskonzentration <50 mg/Nm<sup>3</sup> SO<sub>2</sub>

		ATS/Einheit	ATS/t Rohkupfer
Produzierte Menge an Rohkupfer für Referenzanlage (t/a)	12.000		
Betriebsstunden (h/a)	1.200		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	25.000.000		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	2.547.069		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>214,5</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	500.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>41,7</b>
Druckverlust (mbar)	25	0,6 ATS/kWh	<b>10,5</b>
<b>Elektr. Energie</b> (kWh/t Rohkupfer)	16,4	0,6 ATS/kWh	<b>9,8</b>
<b>Verbrauch an CaO</b> (kg/t)	6,7	1 ATS/kg	<b>6,7</b>
<b>Entsorgung von Gips</b> (kg/t)	23,0	0,2 ATS/kg	<b>4,6</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>277,3</b>

Für die Installierung einer nassen Entschwefelungsanlage nach dem Konverter ergeben sich bei einer Abgasmenge von 35.000 Nm<sup>3</sup>/h und einer Emissionsminderung von SO<sub>2</sub> von 2.300 auf 50 mg/Nm<sup>3</sup> spezifische Kosten von ca. 277 ATS/t Rohkupfer.

### Emissionsmindernde Maßnahmen bei der Flammofenanlage

Bei der Flammofenanlage in Brixlegg sind ein Trockensorptionsverfahren und ein Gewebefilter installiert. Der Betrieb des Trockensorptionsverfahrens ist aufgrund des Einsatzes von Erdgas als Brennstoff nicht erforderlich, da ein gesetzlich vorgeschriebener Emissionsgrenzwert von 200 mg SO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> eingehalten wird. Bei Einsatz eines schwefelhaltigen Brennstoffes wäre der Betrieb der Trockensorptionsanlage jedoch erforderlich.

Ziel des Trockensorptionsverfahrens ist die Entschwefelung der Verbrennungsabgase.

Den Hauptanteil an staubförmigen Emissionen bilden Cu, Pb und Zn mit je ca. 20-40 %. Zur Begrenzung organischer Emissionen sind keine Maßnahmen installiert. Veröffentlichte Meßwerte für TCDD-Äquivalent nach BGA liegen zwischen 0,4 und 1,5 ng/Nm<sup>3</sup>, der letzte gemessene TCDD/F-Wert des Flammofens (1992) betrug laut Angaben der Montanwerke Brixlegg 0,075 ng/m<sup>3</sup>. Werte für org. C bis zu <16 mg/Nm<sup>3</sup> wurden gemessen.

Die Kosten für den Einsatz des Trockensorptionsverfahrens (Tab. 2.10) können aus vergleichbaren Anlagen der Abfallentsorgung und der Kraftwerkstechnik abgeschätzt werden. Als Basis wird eine Anlage mit einem Gasdurchsatz von 80.000 Nm<sup>3</sup>/h und einer SO<sub>2</sub>-Minderung von 500 auf 50 mg/Nm<sup>3</sup> bez. auf aktuelles O<sub>2</sub> zugrundegelegt.

Es wurde angenommen, daß diese Anlagengröße einer Produktionskapazität von ca. 60.000 Tonnen Anodenkupfer pro Jahr entspricht.

Die Betriebskosten werden im wesentlichen vom Bedarf an Kalk, Aktivkoks und elektrischer Energie und von der Entsorgung der anfallenden festen Rückstände bestimmt. Der Kalkbedarf verhält sich überstöchiometrisch zur abzuschheidenden Fracht an  $\text{SO}_2$ , wobei ein Faktor von 2 angenommen wurde, was einen durchschnittlichen  $\text{CaO}$ -Verbrauch von 63 kg/h ergibt.

Der Energieverbrauch ergibt sich im wesentlichen aus dem Energiebedarf der Zerstäubungseinrichtungen des Sprühabsorbers und dem Energiebedarf des Saugzuges, wobei der gasseitige Druckverlust mit 20 mbar und die Betriebstemperatur mit 160 °C angenommen wurde.

Mit einer Betriebstemperatur des Saugzuges von 160 °C und einem Gesamtwirkungsgrad von 70 % beträgt der Energiebedarf zur Überwindung dieses Druckverlustes ca. 101 kWh/h, wobei mit zusätzlich angenommenen Verbrauchern von ca. 20 kWh/h und einem Strompreis von 0,6 ATS/kWh die spezifischen elektrischen Energiekosten für Anodenkupfer ca. 8,5 ATS/t Metall betragen.

Die wesentlichen Positionen der Kosten sind in Tab. 2.10 angeführt, wobei wiederum Personalkosten unberücksichtigt blieben, da sich die Tätigkeiten des Personals auf die Überwachung bei der Anlieferung von Kalk und routinemäßige Kontrollen während des Betriebes beschränken. Üblicherweise wird für eine Entschwefelungsanlage kein zusätzliches Bedienungspersonal eingestellt. Das Wartungspersonal ist in den Wartungskosten berücksichtigt.

Wie Tab. 2.10 zeigt, ist, in Abhängigkeit der Kapitalverzinsung, mit Kosten von ca. 120 ATS/Tonne Anodenkupfer zu rechnen.

Tab. 2.10: Wesentliche Positionen der Kosten einer quasi-trockenen Rauchgasreinigungsanlage für 80.000 Nm<sup>3</sup>/h Abgas und eine Emissionsminderung von 500 auf 50 mg SO<sub>2</sub>/Nm<sup>3</sup> und eine Minderung von 95 % PCDD/F

		ATS/Einheit	ATS/t Anodenkupfer
Produzierte Menge an Anodenkupfer für Referenzanlage (t/a)	60.000		
Betriebsstunden (h/a)	7.000		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	30.000.000 ± 20 %		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	3.088.883		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>51,5</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	3		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	900.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>15,0</b>
Energieverbrauch:			
Druckverlust (mbar)	20		
<b>Elektrische Energie</b> (kWh/t Anodenkupfer)	14,1	0,6 ATS/kWh	<b>8,5</b>
<b>Verbrauch an CaO</b> (kg/t Schwarzkupfer)	7,4	1 ATS/kg	<b>7,4</b>
<b>Verbrauch an A-Koks</b> (kg/t Anodenkupfer)	1,9	3,5 ATS/kg	<b>6,5</b>
<b>Arbeitsluft</b> (Nm <sup>3</sup> /t Anodenkupfer)	23,3	0,17 ATS/Nm <sup>3</sup>	<b>4,0</b>
<b>Entsorgung</b> (kg/t Anodenkupfer)	13,4	2 ATS/kg	<b>26,8</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>119,7</b>

### Emissionsmindernde Maßnahmen bei der Bemusterungsanlage

Bei den Tiegelöfen der Bemusterungsanlage sind ein Trockensorptionsverfahren und ein Gewebefilter installiert. Ziel des Trockensorptionsverfahrens ist die Entschwefelung der Verbrennungsabgase. Die erreichten Abscheidegrade werden mit ca. 50 % angegeben.

Für Gesamtstaub liegen Werte <5 mg/Nm<sup>3</sup> vor. Den Hauptanteil an staubförmigen Emissionen bilden Cu, Sn, Zn und Pb mit je ca. 20 %.

Zur Begrenzung organischer Emissionen sind keine Maßnahmen installiert. Veröffentlichte Meßwerte für TCDD-Äquivalent nach BGA liegen bei ca. 2 ng/Nm<sup>3</sup>, die Werte für org. C bis zu 83 mg/Nm<sup>3</sup>.

### 2.5.5 Bei vergleichbaren Anwendungen eingesetzte emissionsmindernde Maßnahmen

#### Katalytische Rauchgasreinigung (SCR-Verfahren)

Katalytische Anlagen dienen hauptsächlich zur Oxidation organischer Bestandteile in Abgasen aus Industrieanlagen und zur NO<sub>x</sub>-Minderung nach Kraftwerken, Abfallverbrennungsanlagen und Industrieanlagen.

Ein Einsatz zur Dioxinminderung in entstaubten Abgasen von Schachttöfen, Konvertern und Flammöfen wäre denkbar.

Bei vergleichbaren Anwendungen wie Abfallverbrennungsanlagen liegt der Bereich der Rohgaswerte zwischen 1 und 5 ng/Nm<sup>3</sup> TEQ. Die erreichbaren Reingasswerte liegen unter 0,1 ng/Nm<sup>3</sup> TEQ. Da die bestimmende Größe zur Auslegung von Katalysatoren die Dioxinminderung ist, wäre eine NO<sub>x</sub>-Minderung ohne großen Mehraufwand denkbar. Bei der Anwendung nach dem Schachtofen sind mit hoher Wahrscheinlichkeit Primärmaßnahmen wie Nachverbrennung der aus dem Schachtofen austretenden Abgase notwendig, da die Rohgaskonzentrationen teilweise weit über den üblichen Werten für diese Technologie liegen.

Da derzeit keine verlässlichen Daten von Versuchsanlagen vorliegen, wird bei der Abschätzung der Kosten von einer Reingassschaltung mit Wiederaufheizung ausgegangen, da diese Variante die höheren Kosten verursachen würde.

Die Kosten für SCR in Reingassschaltung können z. B. aus SCR-Anlagen in der Abfallentsorgung abgeschätzt werden. Als Basis wird eine Anlage mit einem Gasdurchsatz von 20.000 Nm<sup>3</sup>/h und einer NO<sub>x</sub>-Minderung von 200 mg/Nm<sup>3</sup> bez. auf aktuellen O<sub>2</sub>-Gehalt und einer 98 %igen Emissionsminderung von PCDD/F zugrunde gelegt.

Vereinfachend wurde angenommen, daß diese Anlagengröße einer Produktionskapazität von ca. 18.000 Tonnen Schwarzkupfer pro Jahr entspricht.

Die Investkosten für eine derartige Anlage in der vorher beschriebenen Reingassschaltung ohne Erstlieferung der Katalysatoren liegen bei ca. 10 Mio ATS. Bei einem Abschreibungszeitraum von 15 Jahren und einem Zinssatz von 6 % kann mit einer jährlichen Rückzahlung von ca. 1 Mio ATS/Jahr gerechnet werden.

Die wichtigsten Positionen für die Betriebskosten sind neben dem stöchiometrischen Bedarf an NH<sub>4</sub>OH der elektrische Energiebedarf, der Energiebedarf für die Wiederaufheizung und die Nachrüstung mit Katalysatoren. Der Druckverlust über optimierte Anlagen beträgt weniger als 25 mbar und ist der Haupteinfluß für den Bedarf an elektrischer Energie. Der elektrische Energiebedarf bei einem Druckverlust von etwa 25 mbar, einer Saugzugtemperatur von etwa 200 °C und einem Wirkungsgrad von 70 % beträgt etwa 34 kWh/h, wobei zusätzliche Verbraucher etwa 20 kWh/h ausmachen.

Bei Abfallverbrennungsanlagen mit gleicher Schaltung wurde nach einer Betriebszeit von 8 Jahren kein Aktivitätsverlust der Katalysatoren festgestellt. Die Standzeit der Katalysatoren in Reingassschaltung kann daher mit mindestens 10 Jahren angenommen werden. Für Wartung und Verschleiß werden 2 % der Investkosten angenommen.

Unter diesen Annahmen sind in Tab. 2.11 die Invest- und Betriebskosten zusammengestellt. Die Tätigkeiten des Personals beschränken sich auf Überwachung bei Anlieferung von Ammoniak in wäßriger Lösung und routinemäßige Kontrollen während des Betriebes. Üblicherweise wird für eine SCR-Anlage kein zusätzliches Personal eingestellt, es fällt jedoch grundsätzlich zusätzlicher Personalaufwand an.

Wie Tab. 2.11 zeigt, ist, in Abhängigkeit der Kapitalverzinsung, mit Kosten von ca. 106 ATS/Tonne Schwarzkupfer zu rechnen. Bei größeren Anlagen vermindern sich die spezifischen Investkosten. Alle anderen spezifischen Kosten bleiben etwa gleich.

Tab. 2.11: Wesentliche Positionen der Kosten einer SCR-Anlage für eine Abgasmenge von 20.000 Nm<sup>3</sup>/h im entstaubten Abgas (Reingas) bei einer Emissionsminderung von ca. 98 % für PCDD/F und einer Emissionsminderung für NO<sub>x</sub> auf unter 100 mg/Nm<sup>3</sup>

		ATS/Einheit	ATS/t Schwarzkupfer
Produzierte Menge an Schwarzkupfer für Referenzanlage (t/a)	18.000		
Betriebsstunden (h/a)	6.300		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	10.000.000 ± 20 %		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	1.029.628		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>57,2</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	240.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>11,1</b>
Energieverbrauch:			
<b>Energie für Wiederaufheizung</b> (MJ/t Schwarzkupfer)	284	60 ATS/GJ	<b>17,0</b>
<b>Elektrische Energie</b> (kWh/t Schwarzkupfer)	19,0	0,6 ATS/kWh	<b>11,4</b>
<b>Verbrauch an NH<sub>4</sub>OH</b> (25 % Lsg. NH <sub>3</sub> ) (kg/t Schwarzkupfer)	2,1	1,8 ATS/kg	<b>3,7</b>
Katalysatorvolumen (m <sup>3</sup> )	5		
Standzeit (Jahre)	10		
<b>Erneuerung des Katalysators</b> (m <sup>3</sup> /Jahr)	0,5	200.000 ATS/m <sup>3</sup>	<b>5,6</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>106,0</b>

### Wanderbettadsorber mit Aktivkoks und/oder Aktivkohle

Wanderbettadsorber mit Aktivkoks und/oder Aktivkohle dienen zur Abscheidung von SO<sub>2</sub>, HCl, NO<sub>x</sub>, Schwermetallen und organischen Verbindungen nach Kraftwerken, Abfallverbrennungsanlagen und Industrieanlagen. Sie sind meist als Gegen- oder Kreuzstromadsorber ausgeführt.

Ein Einsatz in der Kupferindustrie ist zur Dioxinminderung in entstaubten Abgasen nach Schachtöfen denkbar.

Die Betriebskosten einer derartigen Anlage beschränken sich im wesentlichen auf den Bedarf an Aktivkoks und an elektrischer Energie. Der Bedarf an Aktivkoks wird wesentlich vom

Einsatzzweck bestimmt. Bei Einsatz als Polzeifilter im nahezu staubfreien Abgas spielt die Beladbarkeit des Koks eine untergeordnete Rolle. In diesem Fall ist der Aktivkoksverbrauch nur von der notwendigen Bettbewegung abhängig. Bei höheren Staubgehalten wird in Abhängigkeit des Druckverlustes Aktivkoks abgezogen. Soll eine hohe Fracht eines bestimmten Schadstoffes abgeschieden werden, so resultiert der Aktivkoksverbrauch aus Beladbarkeit und abzuschheidender Schadstofffracht. Es wird ein durchschnittlicher Aktivkoksverbrauch von 4 kg/h angenommen.

Der Energieverbrauch wird wesentlich vom gassetigen Druckverlust der Aktivkoksanlage bestimmt. Für Stoffe, die im Prozeß selbst keine oder eine unzureichende Senke haben, ist eine anderwärtige Entsorgung des beladenen Aktivkoks notwendig.

Die Tätigkeiten des Personals sind in der Tabelle nicht erfaßt und beschränken sich auf Überwachung bei Anlieferung und Transport von Koks und routinemäßige Kontrollen während des Betriebes. Üblicherweise wird für eine Aktivkoksanlage kein zusätzliches Bedienungspersonal eingestellt. Der Aufwand für das Wartungspersonal ist in den Wartungskosten enthalten. Die wesentlichen Positionen der Kosten sind in Tab. 2.12 angeführt.

Tab. 2.12: Wesentliche Positionen der Kosten einer Aktivkoks-Anlage als Polzeifilter für eine Abgasmenge von 20.000 Nm<sup>3</sup>/h bei einer Emissionsminderung auf unter 0,1 ng PCDD/F/Nm<sup>3</sup>

		ATS/Einheit	ATS/t Schwarzkupfer
Produzierte Menge an Schwarzkupfer für Referenzanlage (t/a)	18.000		
Betriebsstunden (h/a)	6.300		
Grundlagen für jährliche Belastung:			
Investkosten (ATS)	12.000.000 ± 20 %		
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährl. Rückzahlung inkl. Zinsen (ATS/a)	1.235.553		
<b>Anteilige Investkosten inkl. Zinsen</b>			<b>68,5</b>
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	240.000		
<b>Wartung + Verschleiß</b>			<b>13,3</b>
Energieverbrauch:			
Druckverlust (mbar)	25		
<b>Elektrische Energie</b> (kWh/t Schwarzkupfer)	17,5	0,6 ATS/kWh	<b>10,5</b>
<b>Verbrauch und Entsorgung von A-Koks</b> (kg/t Schwarzkupfer)	1,4	6,5 ATS/kg	<b>9,1</b>
<b>Bewertete Gesamtkosten</b>			<b>101,5</b>

## 2.6 Abwasseremissionen

### 2.6.1 Emissionsquellen

Potentielle Emissionsquellen für Abwasseremissionen in Sekundärschmelzwerken sind Kühlwässer, Abwässer aus der nassen Abgasreinigung, Prozeßwässer (v. a. im Bereich der Anodenschlammaufbereitung, der Nickelsulfatgewinnung und der Kupferoxichloridgewinnung) und erfaßte Niederschlagswässer. Der Großteil der Abwasserinhaltsstoffe ist anorganischer Natur und liegt in ungelöster Form als Metallpartikel, Abrieb oder Staub vor.

### 2.6.2 Abwasserbehandlung

#### Oberflächenentwässerung (Niederschlagswässer)

Oberflächenwässer werden üblicherweise in **Absetzbecken** von sedimentierbaren Feststoffen befreit und an den Vorfluter abgegeben.

#### Kühlkreislaufwässer

Kühlkreislaufwässer verschmutzen mit der Zeit, indem sie sich mit Staub oder Gasen anreichern. Sie müssen in der Regel durch **Abschlämmen** und Zusatz von Frischwasser auf dem notwendigen Qualitätspegel gehalten werden.

#### Prozeßabwässer

Zur Abscheidung von SO<sub>2</sub> aus dem Abgas der Schmelz- und Raffinationsöfen werden alkalische **Wäscher** eingesetzt. Der im Waschwasser enthaltene Anteil an Staub und Schwermetallen wird abfiltriert und wieder im Schachtofen eingesetzt.

Prozeßabwässer fallen auch bei der Aufarbeitung des Anodenschlammes und der Nickelsulfatgewinnung an.

Für die Abwasseremissionen gelten in Österreich die in Tab. 2.13 dargestellten Grenzwerte, welche den in Deutschland geltenden Grenzwerten gegenübergestellt wurden.

Tab. 2.13: Vergleich österreichischer und deutscher Abwasseremissionsgrenzwerte

- a) Im Rahmen der Fremdüberwachung bei begründetem Verdacht oder konkretem Hinweis der fließgewässerschädigenden Wirkung einer Abwassereinleitung, nicht jedoch im Rahmen der Eigenüberwachung einzusetzen
- b) Die Festlegung für den Parameter Abfiltrierbare Stoffe erübrigt eine Festlegung für den Parameter Absetzbare Stoffe.
- c) Ist die der wasserrechtlichen Bewilligung einer Anlage zugrundeliegende Jahresproduktionskapazität an Blei-, Kupfer- oder Zinkmetall einschließlich Nebenprodukten größer als 10 Tonnen, so ist zusätzlich zum Emissionswert für die Konzentration der Emissionswert für die spezifische Fracht einzuhalten; diese bezieht sich auf die Tonne installierte Produktionskapazität für Blei-, Kupfer- oder Zinkmetall einschließlich Nebenprodukte. Der Emissionswert für die spezifische Fracht gilt nicht, wenn in einer Anlage lediglich eine Tätigkeit der Z 1 bis 4 ausgeübt wird.
- d) Enthält ein ungereinigter Abwasserstrom mehr als 1,0 mg/l Cadmium, so ist er derart vorzureinigen, daß der Emissionswert von 0,1 mg/l am Ablauf der Teilstromreinigungsanlage eingehalten wird.
- e) Enthält ein ungereinigter Abwasserstrom mehr als 0,1 mg/l Quecksilber, so ist er derart vorzureinigen, daß der Emissionswert von 0,1 mg/l am Ablauf der Teilstromreinigungsanlage eingehalten wird.
- f) Die Festlegung für den Parameter Freies Chlor erübrigt eine Festlegung für den Parameter Gesamtchlor. Die Vorschreibung ist nur erforderlich, wenn zur Cyanidoxidation Chlor oder chlorabspaltende Substanzen verwendet werden.
- g) Der Emissionswert ist im Einzelfall bei Korrosionsgefahr für zementgebundene Werkstoffe im Kanalisations- und Kläranlagenbereich festzulegen.
- h) Die Festlegung für den Parameter CSB erübrigt eine Festlegung für die Parameter TOC und BSB<sub>5</sub>.
- i) Der Emissionswert bezieht sich auf die Tonne installierte Produktionskapazität für Blei-, Kupfer- oder Zinkmetall einschließlich Nebenprodukte.
- j) Die Festlegung für den Parameter AOX erübrigt eine Festlegung für den Parameter POX.

	ÖSTERREICH Verordnung über die Begrenzung von Abwasseremissionen aus der Nichteisen-Metallindustrie BGBl. 1995/889 für Cu		DEUTSCHLAND Rahmen-Abwasser VO (1989) Anhang 39 Nichteisenmetallherstellung	
	Einleitung in ein Fließgewässer mg/l	Einleitung in eine öffentliche Kanalisation mg/l	mg/l	g/t
Temperatur	30 °C	35 °C		
Fischtoxizität	4 <sup>a)</sup>	keine Beeinträchtigungen der biologischen Abbauvorgänge	4	
Abfiltrierbare Stoffe <sup>b)</sup>	50	250		
pH	6,5-8,5	6,5-9,5		
As <sup>c)</sup>	0,1 2 g/t	0,1 2 g/t	0,1	2
Ba	5,0	5,0		
Pb <sup>c)</sup>	0,5 15 g/t	0,5 15 g/t	0,5	15
Cd <sup>d)</sup>	0,1 3 g/t	0,1 3 g/t	0,2	3
Cr VI	0,1	0,1	0,1	10
Co	1,0	1,0	1	
Fe	3,0	durch abfiltrierbare Stoffe begrenzt		100
Cu <sup>c)</sup>	0,5 10 g/t	0,5 10 g/t	0,5	10
Mn	1,0	1,0		
Mo	1,0	1,0		
Ni <sup>c)</sup>	0,5 15 g/t	0,5 15 g/t	0,5	15
Hg <sup>c) e)</sup>	0,01 1 g/t	0,01 1 g/t	0,05	1
Ag	0,1	0,1	0,1	
TI	0,5	0,5	1	
V	0,5	0,5		
Zn <sup>c)</sup>	1,0 30 g/t	1,0 30 g/t	1	30
Sn	2,0	2,0	2	
Cl <sub>2</sub> <sup>f)</sup>	0,1	0,1		
CN	0,1	0,1	0,1	
Nitrit als N	1,0	1,0		
P	1,0	–		
Sulfat als SO <sub>4</sub>	–	<sup>g)</sup>		
Sulfid als S	1,0	1,0	1	
CSB <sup>f) g)</sup>	1,5 kg/t	–		1.500
AOX <sup>h)</sup>	0,5	0,5	1	
Summe KW	10	10		

### 3 SEKUNDÄRKUPFERERZEUGUNG IN ÖSTERREICH

Österreich besitzt derzeit keinen aktiven Kupfererzbergbau, daher stützt sich die inländische Kupferproduktion ausschließlich auf die Aufarbeitung von heimischen und importierten Schrotten und Rückständen. Zum Teil wird auch ein aus Kupfererz gewonnenes Vorprodukt (Blisterkupfer) aus dem Ausland zugekauft.

Diese Rohstoffe werden in der Kupferhütte der Montanwerke Brixlegg zu Elektrolytkupfer und verschiedenen Kupferlegierungen aufgearbeitet.

Die Montanwerke Brixlegg erzeugen pro Jahr ca. 75.000 t Kupferkathoden und 45.000 t Kupferformate aus Kupferschrotten. Der Exportanteil beträgt ca. 50 %.

Der bei der Elektrolyse anfallende Anodenschlamm wird aufgearbeitet und die Edelmetalle Silber, Gold und ein Palladium/Platin-Zementat gewonnen. Der Elektrolyt wird ebenfalls aufgearbeitet und Nickelsulfat gewonnen.

Die Endschlacke aus dem Schachtofen weist etwa 1 % Kupfer auf und wird als Sandstrahlmittel verkauft, Unterkorn und Oberkorn der Endschlacke werden wieder im Schachtofen eingesetzt.

Die Filterstäube aus dem Schachtofen und dem Konverter werden extern verwertet, der Filterstaub aus dem Anodenofen wird wieder im Schachtofen eingesetzt.

Der Ofenausbruch wird in weißes und schwarzes Feuerfestmaterial unterteilt, teilweise werden diese wieder im Schachtofen eingesetzt, teilweise werden sie extern verwertet.