

**Institut für Thermische
Verfahrenstechnik und
Umwelttechnik**

**Univ.-Prof, Dipl.-Ing.
Dr.techn. Matthäus
SIEBENHOFER**

Inffeldgasse 25/C/II
A-8010 Graz
Tel.: ++43(0)316/873-7480
Fax: ++43(0)316/873-7469
m.siebenhofer@tugraz.at
<http://www.tvtut.tugraz.at>

DVR: 008 1833 UID: ATU 574 77 929

UVP-Vorhaben

„Pelletieranlage am Erzberg“

**Gutachterliche Stellungnahme
für das Fachgebiet Verfahrenstechnik**

Inhaltsverzeichnis

Einleitung.....	3
Beurteilungsunterlagen (UVP-Projekt).....	3
Aufgabenstellung.....	3
Durchführung der verfahrenstechnischen Beurteilung.....	3
Verfahrenstechnische Überprüfung	4
Bilanzabschnitt 1: Erzaufbereitung.....	4
Bilanzabschnitt 2: Kugelmühle mit Produktfilter 1	4
Bilanzabschnitt 3: Feinerzförderung.....	5
Bilanzabschnitt 4: Zykloncalcinator einschließlich Heißgaserzeugung und Produktkühlung	5
Bilanzabschnitt 5: Produktkühlung einschließlich Kühltürmen und Wasseraufbereitung.....	10
Bilanzabschnitt 6: Magnetscheidung.....	12
Bilanzabschnitt 7: Nachmahlung.....	14
Bilanzabschnitt 8: Mischanlage.....	16
Bilanzabschnitt 9: Pelletierung	17
Bilanzabschnitt 10: Siebstation, Pelletslager.....	22
Bilanzabschnitt 11: Prozessgasreinigung.....	24
Bilanzabschnitt 12: Abluftkamin 1	28
Vergleich der Ergebnisse der verfahrenstechnischen Überprüfung mit der Spezifikation in den Einreichunterlagen.....	31
Einsatzstoffe/Produkte (Kapitel 4).....	31
Spezifischer Energiebedarf (Kapitel 3, Teil B – BAT-Beschreibung).....	33
Emissionssituation Luft (Kapitel 7)	34
CO ₂ (Kapitel 7)	35
Schwefel	36
Quecksilber	36
Reststoffe (Kapitel 4).....	37
Reststoff aus der Prozessgasreinigung:	37
Berge (Taubanteil):.....	38
Verfahrenstechnische Beurteilung des Prozesses	39
Technologie	39
Thermodynamik.....	41
Stellungnahme aus verfahrenstechnischer Sicht zum Schreiben Zl. 162-370/09 02 0304/14-UK/09 des Bundesministeriums für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt und Wasserwirtschaft vom 26.8.2009	42
Ad 1. Generelle Anmerkungen	42
Ad 2. Notwendige Ergänzungen, CO ₂ -Emissionen.....	42
Ad 2.1.3 Energiebedarf.....	43
Zusammenfassung der verfahrenstechnischen Beurteilung:	43

Einleitung

Mit dem Bescheid des Amtes der Steiermärkischen Landesregierung GZ: FA13A-11.10-79/2008-3 wurde der Verfasser dieser Stellungnahme als NASV für das Fachgebiet Verfahrenstechnik für das UVP-Vorhaben „Pelletieranlage am Erzberg“ bestellt.

Beurteilungsunterlagen (UVP-Projekt)

Für die fachliche Beurteilung wurde dem Verfasser der Plansatz XVIII vom Dezember 2008 (ausgearbeitet durch die VA Erzberg GmbH) mit den ergänzenden Unterlagen vom Mai 2009 zur Verfügung gestellt.

Des Weiteren wurde am 12.8.2009 eine Projektbesprechung mit Vertretern der VA Erzberg durchgeführt (Besprechungsprotokoll GZ: FA13A-11.10-79/2008-92). Bei dieser Besprechung wurden Fehler in den Einreichunterlagen, die erhebliche Abweichungen der Massen- und Energiebilanz bei der verfahrenstechnischen Plausibilitätsprüfung verursachten (Stellungnahme des Verfassers vom 11.8.2009 als Beilage zum Besprechungsprotokoll GZ: FA13A-11.10-79/2008-92), korrigiert. Von der VA Erzberg GmbH wurden in der Folge mit der Eingabe vom 26.8.2009 (GZ: FA13A-11.10-79/2008-112) folgende ergänzende Unterlagen zur Verfügung gestellt:

- revidiertes Verfahrensfliessbild Nr. 775332, Version b
- revidierte Feinerzspezifikation (090527_UVP_PA_Ergänzung.doc, Seite 105/157)
- Versuchsbericht „Bilanztafeln für Magnetscheideversuche“
- Analysenwerte für Sinter
- Berechnungsgrundlage für den Einsatz von Natriumbicarbonat bei der Rauchgasentschwefelung

Aufgabenstellung

Die UVP Behörde erteilte dem NASV für das Fachgebiet Verfahrenstechnik den Auftrag, die eingereichten Projektunterlagen auf

- Plausibilität
- Stand der Technik und
- Notwendige zusätzliche Auflagen

zu überprüfen und darüber eine schriftliche gutachterliche Stellungnahme abzugeben.

Durchführung der verfahrenstechnischen Beurteilung

Für die verfahrenstechnische Beurteilung wurde die Plausibilität des Gesamtprozesses entsprechend den Ausführungen in Kapitel 3 (Betriebsbeschreibung) und im Verfahrensfliessbild Nr. 775332, Version b sowie Zeichnung Nr. 775368 durch Erstellung der Massen- und Energiebilanz und des Stoffflusses geprüft.

Der besseren Übersichtlichkeit halber ist der Gesamtprozess für die verfahrenstechnische Überprüfung auf Basis des Verfahrensfließbildes Nr. 775332, Version b, in 12 Stück Bilanzabschnitte unterteilt. Die Überprüfung wurde mit den Daten von Verfahrensfließbild Nr. 775332, Version b den in Kapitel 3 (Anlagen- und Betriebsbeschreibung) und den in Punkt 12 und 13 der ergänzenden Informationen (Dokument 090527_UVP_PA_Ergänzung.doc/27.05.09) angeführten Spezifikationen und den am 26.8.2009 nachgereichten Unterlagen durchgeführt.

Nach jedem Bilanzabschnitt wird die Plausibilität der Daten (Bilanz) und fallweise auch die Plausibilität des Prozesses selbst angegeben. Bei Fehlen von Daten im Projekt wurden Annahmen getroffen (eigene und Literaturdaten) und mit diesen die Plausibilität überprüft.

Weiters wurde auch ein Vergleich der Ergebnisse der verfahrenstechnischen Überprüfung mit der Spezifikation in den Einreichunterlagen durchgeführt.

Verfahrenstechnische Überprüfung

Bilanzabschnitt 1: Erzaufbereitung

Das Feinerz (Kapitel 3, Seite 16 bis 18), Korngröße < 8 mm, wird von der bestehenden Nachbrech- und Siebanlage über Austragsrinnen und neu zu errichtende Erzlagerbeschickungsbänder (3 Stück, eines horizontal und vertikal schwenkbar) zum neu zu errichtenden Feinerzlager gefördert. Das Feinerzlager ist unterbunkert und mit Austragsrinnen, Austragsbändern, Sammelbändern, dem Wiegeband für die Erzverladungsstelle und dem Erzförderband 1 bestückt.

Plausibilität – Bilanzabschnitt 1: plausibel (Prozess)

Bilanzabschnitt 2: Kugelmühle mit Produktfilter 1

Das Feinerz, nominell 289 t/h, wird in einen Bunker mit Aufsatzfilter (Volumsstrom 10000 m³/h; für den Siloaufsatzfilter ist eine Filterfläche von 105 m² (Kapitel 3, Seite 33) angegeben) abgeworfen und über Schieber, Wiegeband und Pendelklappe in die Kugelmühle chargiert.

Für den Aufsatzfilter errechnet sich eine spezifische Filterflächenbelastung von 95 m³/m²h.

In der Kugelmühle wird das Feinerz auf < 1 mm gemahlen und mit Abgas aus der Calcinierung in den dynamischen Sichter gefördert. Im Sichter wird Grobgut (> 1 mm) abgetrennt und das Feingut zum Produktfilter 1 gefördert. Fördergas ist das Abgas aus der Calcinierung, das offensichtlich vor dem Booster 1 mit Außenluft gemischt wird. Vom Gaskühlzyklon III werden nach Zeichnung Nr. 775332 Version b 161500 Nm³/h Abgas ausgetragen und in den Produktfilter 1 werden 230000 Nm³/h eingetragen.

Die Energiebilanz ist für die berechnete Mischluftzufuhr von 68500 Nm³/h plausibel.

Produktfilter 1 ist eine Schlauchfilteranlage mit einer Filterfläche von 6874 m² und mit differenzdruck geregelter Puls-Jet-Abreinigung.

Plausibilität – Bilanzabschnitt 2: plausibel (Prozess)

Anmerkung: Die Abreinigungsdruckluft wird über einen Schraubenkompressor erzeugt. Aus der Spezifikation geht nicht hervor, ob die Druckluft entfeuchtet wird und ob die Abreinigungsluft über einen Windkessel geführt wird. Das könnte zu Betriebsstörungen durch Wassereintrag/Vereisung führen.

Deshalb wird folgende Auflage vorgeschlagen:

Die Druckluft für die Abreinigung der Schlauchfilter (Produktfilter 1) ist zu entfeuchten (der Wassergehalt der Druckluft darf druckseitig bei der niedrigst anzunehmenden örtlichen Außentemperatur zu keiner Kondensatbildung in den Leitungen führen). Abwässer aus der Entfeuchtung können in die Mischanlage (Bilanzgebiet 8) eingeleitet werden.

Bilanzabschnitt 3: Feinerzförderung

Vom Produktfilter 1 wird das gemahlene Feinerz über einen Schneckenaustrag mit Zellenradschleuse, einen Trogkettenförderer und einen pneumatischen Schneckenförderer in den Puffersilo K mit Aufsatzfilter gefördert. Vom Puffersilo wird das Feinerz über einen Drehdosierschieber 1, einen Wiegebunker K, einen Drehdosierschieber 2, eine Mengemessung, eine pneumatische Förderrinne K 1, ein Becherwerk und eine pneumatische Förderrinne in den Calcinator gefördert. Der Puffersilo K ist mit einem Aufsatzfilter ausgestattet.

Plausibilität – Bilanzabschnitt 3: plausibel (Prozess)

Bilanzabschnitt 4: Zykloncalcinator einschließlich Heißgaserzeugung und Produktkühlung

Das gemahlene Feinerz wird pneumatisch mit dem Abgas aus dem zweiten Gaskühlzyklon in den ersten Gaskühlzyklon (Zyklon III) gefördert. Der Feinanteil (ca. 60 g/Nm³) wird mit dem Abgas zur Kugelmühle ausgetragen. Der Grobanteil wird über eine Doppelpendelklappe in das Abgas des Calcinieryklons (Zyklon I) dosiert und mit diesem Abgas in den zweiten Gaskühlzyklon (Zyklon II) gefördert. Der Grobanteil fällt vom zweiten Gaskühlzyklon in den Förderstrom des Calciniergases und wird mit diesem in den eigentlichen Calcinieryklon (Zyklon I) eingetragen.

Vom Calcinieryklon wird der Grobanteil (Produkt) mit Abluft des Produktkühlzyklons der zweiten Kühlstufe (Zyklon CII) in den ersten Produktkühlzyklon (Zyklon CI) gefördert und über den Austrag mit der Kühlluft (Trocknerabluft der Sinterstufe) in den zweiten Kühlzyklon und von dort zum Produktkühler ausgetragen.

Das Calciniergas wird über einen erdgasbefeuerten Heißgaserzeuger, in den auch Kühlluft aus dem Rekuperator der Zykloncalciniieranlage eingeleitet wird, aufbereitet.

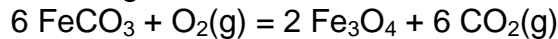
Das Abgas des ersten Kühlzyklons wird über diesen frischluftbetriebenen Rekuperator geführt. Diese Kühlluft wird in den Heißgaserzeuger eingespeist.

Für das trockene Feinerz kann (nach UVP_PA_Ergänzung.doc, Seite 105) für die Plausibilitätsprüfung die Zusammensetzung nach Tabelle 1 angenommen werden.

Tabelle 1: Feinerzzusammensetzung für die Calcinierung

Feinerzzusammensetzung		[m%]
FeCO ₃	Spateisenstein	73
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	Ankerit	20
CaCO ₃ *MgCO ₃	Dolomit	4
SiO ₂	Quartzit	3

Das magnetisierende Calcinieren kann über die Bruttoreaktionsgleichung



und der Dolomitbrand kann über die Reaktionsgleichungen



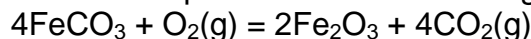
beschrieben werden.

Die magnetisierende Calcinierung von Spateisenstein erfolgt bei $T = 500 \text{ }^\circ\text{C}$ vollständig. Die magnetisierende Calcinierung ist eine exotherme Reaktion.

Die Literatur gibt für die Reaktion eine Reaktionsenthalpie von $\Delta_R H^\circ_{273} = -25 \text{ KJ/mol FeCO}_3$ an. Fe₃O₄ ist in oxidierender Atmosphäre nicht stabil und wird zu Fe₂O₃ weiter oxidiert.



Der Gesamtprozess der Calcinierung lässt sich daher mit der Reaktionsgleichung

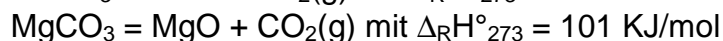
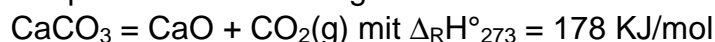


mit $\Delta_R H^\circ_{273} = -65 \text{ KJ/mol FeCO}_3$ beschreiben.

Die Gesamtreaktion erfordert nach der Bruttoreaktionsgleichung für die magnetisierende Calcinierung eine oxidierende Ofenatmosphäre.

Für die weiterführende Betrachtung wird angenommen, dass der Ankerit sich beim magnetisierenden Calcinieren neutral verhält (keine calcinierende Entsäuerung).

Die partielle Calcinierung von Dolomit ist endotherm.



Während die Entsäuerung von MgCO₃ bei Temperaturen über $T = 300 \text{ }^\circ\text{C}$ beginnt, benötigt man für das Einsetzen der Entsäuerung von CaCO₃ Temperaturen über $T = 900 \text{ }^\circ\text{C}$. Die Calcinierung von Dolomit führt daher zu einer partiellen Entsäuerung von Magnesiumcarbonat. Das Calciumcarbonat ist stabil.

Mit dieser Beurteilungsbasis lässt sich die folgende Feststoffgesamtbilanz nach Abbildung 2 erstellen.

- Die Calciniertung wird bis zur Bildung von Fe_2O_3 geföhrt. Thermodynamisch ist das sehr wahrscheinlich. Versuche der Konsenswerberin belegen diese Annahme.
- Die Reaktionsenthalpie betröhgt 53% des theoretischen Wertes. Diese Abweichung ist durch Kalorimetermessungen der Konsenswerberin bestätigt.
- Das stöchiometrische Verhältnis λ für die Erdgasverbrennung im Heißgaserzeuger betröhgt für die Primärluft 1.12.
- Für Spateisenstein wird eine Konversion von 95%, für Ankerit eine Konversion von 30 % und für Dolomit eine Konversion von 28 % erreicht.
- Das calcinierte Produkt tritt aus dem Bilanzabschnitt 4 mit einer Temperatur von $T = 382 \text{ }^\circ\text{C}$ aus.
- Die Matrixelemente werden nach dem in Abbildung 2 angeführten prozentuellen Ausmaß in den Feststoff eingebunden. Diese Annahme basiert auf den Stoffwerten (Flüchtigkeit) der Matrixelemente.
- Der Wärmeverlust der gesamten Calcinieranlage entspricht bei einer angenommenen Wärmeverlustfläche von 3600 m^2 , $\Delta T=60 \text{ K}$ und $\alpha = 25 \text{ W/m}^2\text{K}$ einem Erdgasäquivalent von $546 \text{ Nm}^3/\text{h}$. (Bei der Energiebedarfsermittlung in den Einreichunterlagen wurde dafür der doppelte Wert angesetzt.)
- Der Abgasvolumsstrom am Austritt aus dem Zyklon III betröhgt bei einem Heißgaseintrittsvolumsstrom von $136800 \text{ Nm}^3/\text{h}_{\text{tr}}$ durch die Übertragung von $84.9 \text{ t CO}_2/\text{h}$ vom Feinerz in das Abgas $179961 \text{ Nm}^3/\text{h}_{\text{tr}}$. In den Einreichunterlagen wurde der Volumsstrom für die CO_2 -Fracht zu niedrig angesetzt.

Mit diesen Annahmen können die Daten der Einreichunterlagen für den Bilanzabschnitt 4 plausibel nachvollzogen werden.

Bilanzabschnitt 5: Produktkühlung einschließlich Kühltürmen und Wasseraufbereitung

Das calcinierte Produkt wird vom Produktkühlzyklon C II mit dem Rücklauf von Produktfilter II über den Feststoffkühler „Produktkühlung“ geföhrt und auf eine Austrittstemperatur von $60 \text{ }^\circ\text{C}$ abgeköhlt. Der Produktkühler ist in zwei parallelen Wärmetauschern, die alternierend gespeist werden können, ausgeföhrt. Jeder Wärmetauscher ist seriell mit drei Kühlplattenpaketen bestückt. Die Kühlung wird mit Kühlwasser aus einem Kühlwasserkreislauf mit Verdunstungskühler durchgeführt. Kühlwassereintrittstemperatur ist nach Zeichnung Nr. 775332 (11.5.2009) ca. $25 \text{ }^\circ\text{C}$ und Kühlwasseraustrittstemperatur ist $37.5 \text{ }^\circ\text{C}$. Der Verdunstungskühler wird mit aufbereitetem Rohwasser gespeist. Abschlämmwasser wird zur Pelletierung abgeföhrt. Die Verdunstungs- und Abschlämmverluste werden in Kapitel 3, Seite 32/158 (Version 1.12.2008) mit ca. $32 \text{ m}^3/\text{h}$ (davon ca. $9 \text{ m}^3/\text{h}$ Abschlämmwasser) angeföhrt.

Aus diesen Daten wurde die Massen- und Energiebilanz für den Bulkflowkühler zur Produktkühlung und für die Kühltürme hergeleitet. Diese Bilanz ist für Sommerbetrieb (ungünstigere Kühlbedingungen) in Abbildung 5 zusammengefasst.

Abbildung 5: Massen- und Energiebilanz für die Produktkühlung und für die Kühltürme

					Kühlwasser ein				
					T (°C)	25			
					Massenstrom (kg/h)	938972			
					Q-zu (kJ/h)	98263396.2			
									andere Verbraucher
									Massenstr. kg/h 307000
									T °C 25
									Q-ab kJ/h 32127550
Calcinerung					Produkt-				
Massenstrom kg/h	2000				kühlung				
Temperatur °C	37.5				Feststoff zu Magnetscheidung (t/h)				
					FeCO ₃ +Fe ₂ O ₃	148.7			
					SiO ₂	8.7			
					Ankerit, Summe	49.8			
Druckluftversorgung/Vormahlung					Dolomit, Summe	10.79			
Massenstrom kg/h	53500				Summe	218.0			Bilanzprüfung:
Temperatur °C	37.5				Q-ab (kJ/h)	9154517.2			Feststoff 0.0
					T °C	60.0			Kühlwasser 0.0
					Q-zu (kJ/h)	58286215.3			
Nachmahlung/Druckluftversorgung					Kühlluft (Sommerbetrieb) aus				
Massenstrom kg/h	51500				Temperatur °C	34			P (hPa) 1013
Temperatur °C	37.5				Massenstrom kg/h	818848.91			p-H ₂ O (hPa) 53.126
					Wasser kg/h	28286.0			X kg/kg 0.035
					Q-Kühlluft ab kJ/h	100430756			
Pelletierung					X (kg/kg)	0.035			Bilanzprüfung:
Massenstrom kg/h	200000				Frischwasser				Q-zu kJ/h 231763552
Temperatur °C	37.5				T °C	15			Q-ab kJ/h 231763552
					Massenstrom (kg/h)	30126.5			ΔQ kJ/h 0.0
					Q kJ/h	1891642.94			Δm-H ₂ O kg/h 0.0
					Abflutwasser				
					Massenstrom kg/h	9000			
					Temperatur °C	25			
					Q kJ/h	941850			
					Wasserbilanz	kg/h			
					Frischwasser	30126.5			
					eingetragenes Wasser KL	7159.6			
					Summe ein	37286.1			
					verdunstet kg/h	21126.5			
					Wasser von KL-ein	7159.6			
					Wasseraustrag Gas	28286.0			
					Abflutwasser	9000			
					Summe aus	37286.0			

Nach dieser Bilanz werden unter Berücksichtigung der in Kapitel 3 und Zeichnung Nr. 775332 (Version b) angegebenen Betriebsbedingungen für die Produktabkühlung von 382 °C auf 60 °C 939 m³/h Wasser mit einer Vorlauftemperatur von 25 °C und einer Rücklauftemperatur von 37.5 °C benötigt. Das Wasser wird über den offenen Kühlkreislauf auf 25 °C mit Luft (angenommene Lufttemperatur von 20 °C mit relativer Feuchte von 60 %) rückgekühlt. Bei einer angenommenen Kühlluftaustrittstemperatur von 34 °C und bei Wassersättigung werden dafür 818849 Nm³/h Luft benötigt. Für den Kühlvorgang verdunsten (bei Sommerbetrieb) 21126 kg/h Wasser. Die Luft tritt wassergesättigt aus dem Kühlturm aus.

Nach Zeichnung Nr. 775368 und Kapitel 3.3.11.2 muss die Wasseraufbereitung von Bilanzabschnitt 5 einen Kühlwasserbedarf von > 1000 m³/h decken, da neben der Produktkühlung folgende Verbraucher zu versorgen sind:

- Calcinerung
- Kugelmühle Vormahlung
- Kugelmühle Nachmahlung
- Pelletierung

Die folgende Tabelle 2 zeigt den Vergleich der über diese Bilanz ermittelten Verbrauchsdaten mit der Spezifikation in Kapitel 3.3.11.3 (Seite 84/158)

Tabelle 2: Vergleich der Wasserverbräuche

Verbraucher	Einreichunterlagen	Plausibilitätsprüfung
Verdunstungsverluste	24000 kg/h	21126 kg/h
Absalzung	9000 kg/h	plausibel
Filterrückspülung	7000 kg/h	plausibel
Nachspeisewasser gesamt	40000 kg/h	plausibel

Der Mehrbedarf von 2874 kg/h Wasser in den Einreichunterlagen zur Deckung der Verdunstungsverluste ist plausibel, da dieser Wert von der Annahme der Kühllufttemperatur und Kühlluftfeuchte abhängt.

Die Kühlluft ist am Austritt aus den offenen Rückkühltürmen vollständig wassergesättigt. Das wird neben der Sichtbarkeit der Dampffahne in der Umgebung der Kühltürme zum Ausregnen und bei Temperaturen unter dem Gefrierpunkt zu Eisbildung führen.

Plausibilität – Bilanzabschnitt 5: Mit den Annahmen für die Kühlluftspezifikation und der in Bilanzabschnitt 4 getroffenen Annahme, dass die Produktaustrittstemperatur aus dem Kühlzyklon C III 382 °C beträgt, sind der Prozess und die Bilanz nach Zeichnung Nr. 775368 und Zeichnung Nr. 775332 (Version b) plausibel.

Anmerkung: Die Kühlluft ist am Austritt aus den offenen Rückkühltürmen vollständig wassergesättigt. Das wird neben der Sichtbarkeit der Dampffahne in der Umgebung der Kühltürme zum Ausregnen und bei Temperaturen unter dem Gefrierpunkt zu Eisbildung führen.

Die Frage bzw. Problematik der Eisbildung sollte an den immissionstechnischen ASV zur weiteren Beurteilung weitergegeben werden.

Bilanzabschnitt 6: Magnetscheidung

Das auf eine Temperatur von 60 °C gekühlte calcinierte Konzentrat wird nach der Produktkühlung pneumatisch in einen geschlossenen Silo mit einem Fassungsvermögen von 870 m³ (das Fassungsvermögen entspricht in etwa der Produktionsleistung von acht Stunden) gefördert. Die Abluft wird in den Produktfilter 2 abgeführt. Vom Silo wird das körnige Produkt über Schwingförderer auf Magnettrommeln dosiert. Der Taubanteil wird über Fliehkraft auf ein Förderband abgeworfen und in den Bergebunker ausgebracht. Das Konzentrat fällt nach Umpolung auf ein weiteres Förderband und wird über ein Becherwerk in einen Puffersilo mit Aufsatzfilter ausgetragen. Aus dem Bereich Schwingförderer-Magnetscheider-Abwurf Förderbänder wird Staub über eine Raumluftentstaubung abgesaugt. Aus den Unterlagen geht die Aufstellung der Schwingförderer, Magnetscheider und Förderbänder nicht hervor. Die Massenbilanz für den Bilanzabschnitt 6 ist in Abbildung 6 zusammengefasst.

Abbildung 6: Massenbilanz Magnetabscheidung

Abluft				Erzkonzentrat (t/h)	
Volumsstrom Nm ³ /h	70000			Fe ₂ O ₃	120.20
T °C	50			FeCO ₃	9.18
Staub (Annahme) kg/h	700			Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	43.32
Zusammensetzung (wie Feed)				Dolomit, Summe	0.65
Q-ab kJ/h	4505900			CaCO ₃ *MgCO ₃	
				CaCO ₃ *MgO	
				SiO ₂	0.52
Feststoff zu Magnetscheider t/h				Summe (t/h)	173.87
Fe ₂ O ₃	138.16			Temperatur °C	30.4
FeCO ₃	10.55			Matrixbelastung	kg/h
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	40.46			Blei	0.23
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})O ₂	9.34			As	0.29
CaCO ₃ *MgCO ₃	8.32			Cd	0.06
CaCO ₃ *MgO	2.46			Ni	0.87
SiO ₂	8.67			Cu	0.12
Summe (t/h)	218			Zn	0.58
Temperatur °C	60			SO ₂	92.27
Q-zu kJ/h	9154517.21			HCl	54.68
Matrixbelastung	kg/h	% Berge		HF	55.97
Blei	2.3	90		Quecksilber	0.029
As	2.9	90		Summe	203.64
Cd	0.6	90		Q-ab kJ/h	3706316.9
Ni	8.7	90			
Cu	1.2	90		Taubanteil (t/h)	
Zn	5.8	90		Fe ₂ O ₃	18.0
SO ₂	123.0	25		FeCO ₃	1.4
HCl	109.4	50		Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})O ₂	1.2
HF	111.9	50		Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	5.3
Quecksilber	0.058	50		CaCO ₃ *MgO	2.3
Summe	365.8			CaCO ₃ *MgCO ₃	7.8
				SiO ₂	8.1
				Summe (t/h)	44
Wärmebilanz				Temperatur °C	30.4168527
Q-zu	9154517.21			Matrixbelastung	kg/h
Q-ab	9154517.22			Blei	2
delta Q	0.00			As	3
				Cd	1
				Ni	8
				Cu	1
				Zn	5
				SO ₂	31
				HCl	55
				HF	56
				Quecksilber	0.029
				Summe	161
				Q-ab kJ/h	942300

In Abbildung 6 wurde für die Abluft eine Staubbelastung von 1 g/Nm³ angenommen. Da der gesamte Filterstaub aus dem Produktfilter 2 vor der Produktkühlung (Abschnitt 5) rückgeführt wird, ist diese Rechengröße nicht relevant. Für die Matrixbelastung wurde bei der verfahrenstechnischen Überprüfung die in der gelb hinterlegten Box angeführte Phasenaufteilung angenommen.

Die Aufteilung des calcinierten Produktes im Magnetscheider wurde nach dem nachstehend genannten Schlüssel angenommen.

Magnetscheider	%-Produkt
Fe ₂ O ₃	87
FeCO ₃	87
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})O ₂	87
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	87
CaCO ₃ *MgO	6
CaCO ₃ *MgCO ₃	6
SiO ₂	6

Der Aufteilungsschlüssel der Matrixbelastung in Abbildung 6 wurde für gasförmige und feste Schadstoffe so gewählt, dass sich daraus ungünstigere Bedingungen für die Teilströme Taubanteil („Berge“) und Konzentrat ergaben.

Plausibilität – Bilanzabschnitt 6: Prozess und Bilanz sind mit den getroffenen Annahmen für die Produktaufteilung und Matrixaufteilung im Magnetscheider plausibel.

Bilanzabschnitt 7: Nachmahlung

Vom Becherwerk wird das Erzkonzentrat in einen Puffersilo mit Aufsatzfilter (Volumsstrom 10000 Bm³/h) eingetragen. Von diesem Puffersilo wird das Erzkonzentrat über ein Wiegeband in eine Kugelmühle chargiert. In der Kugelmühle wird das Erzkonzentrat mit Koksgrus vermengt und auf eine Körnung <1mm feingemahlen.

Der Koksgrus wird von einer Lagermulde über eine Schwingförderrinne und ein Taschengurtbecherwerk in den Koksgrusbunker mit Aufsatzfilter gefördert. Vom Koksgrusbunker wird der Koks über ein Wiegeband und eine nachgeschaltete Hammermühle (Kapazität 5 t/h) in die Kugelmühle chargiert. Von der Kugelmühle wird das Gemenge über einen Feststoffabscheider (Fliehkraftabscheider) und eine Schlauchfilteranlage (Filter N, spezifische Filterflächenbelastung 62 Bm³/m²h) über einen pneumatischen Schneckenförderer in die Konzentratbunker der Mischanlage gefördert. Die Abluft von Filter N wird in den Abluftkamin 1 abgeführt.

Die Massenbilanz ist in Abbildung 7 zusammengefasst.

Abbildung 7: Massenbilanz für den Bilanzabschnitt Nachmahlung

						Abluft zu Filter N	
						Volumsstrom Bm ³ /h	50256
						Volumsstrom Nm ³ /h	40000
						Staub g/Nm ³	60
						T °C	70
		Nachmahlung Puffersilo N					
Erzkonzentrat	t/h	Erzkonzentrat	t/h	Kugelmühle	Mahlgut	t/h	
Fe ₂ O ₃	120.2	Fe ₂ O ₃	120.2		Fe ₂ O ₃	120.20	
FeCO ₃	9.2	FeCO ₃	9.2		FeCO ₃	9.18	
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	43.3	Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	43.3		Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	43.32	
Dolomit, Summe	0.6	Dolomit, Summe	0.6		Dolomit, Summe	0.65	
SiO ₂	0.5	SiO ₂	0.5		SiO ₂	0.52	
Summe (t/h)	173.9	Summe (t/h)	173.9		Koksgrus	2.00	
Temperatur °C	30.4	Temperatur °C	30.4		Summe (t/h)	175.87	
					Temperatur °C	70.0	
Matrixbelastung	kg/h	Matrixbelastung	kg/h		Matrixbelastung	kg/h	
Blei	0.2	Blei	0.2		Blei	0.23	
As	0.3	As	0.3		As	0.29	
Cd	0.1	Cd	0.1		Cd	0.06	
Ni	0.9	Ni	0.9		Ni	0.87	
Cu	0.1	Cu	0.1		Cu	0.12	
Zn	0.6	Zn	0.6		Zn	0.58	
SO ₂	107.3	SO ₂	107.3		SO ₂	107.29	
HCl	54.7	HCl	54.7		HCl	54.68	
HF	56.0	HF	56.0		HF	55.97	
Quecksilber	0.0	Quecksilber	0.0		Quecksilber	0.03	
Summe	218.7	Summe	218.7		Summe	218.66	
		Koksgrus	t/h				
		Förderleistung	2				

Die Gas- und Produktaustrittstemperatur von 70 °C ist plausibel.

Die Abluft aus dem Bilanzabschnitt Vormahlung wird über die Schlauchfilteranlage Filter N geführt. Abbildung 7a fasst die Massenbilanz und die zu erwartende Reingasstaubzusammensetzung zusammen.

Abbildung 7a: Abluftreinigung und Reingaspezifikation für den Bilanzbereich Vormahlung

Abluft Vormahlung		Schlauchfilteranlage Filter N		Reingas zu Abluftkamin 1	
Volumsstrom Bm ³ /h	50256			Volumsstrom Bm ³ /h	50256
Volumsstrom Nm ³ /h	40000			Volumsstrom Nm ³ /h	40000
Staub g/Nm ³	60			mg/Nm ³	10
T °C	70			Staubzusammensetzung mg/Nm³	
				Fe ₂ O ₃	7.5
				FeCO ₃	0.6
				Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	1.7
				Dolomit, Summe	0.0
				SiO ₂	0.0
				Koksgrus	0.1
				Summe	9.99
				Staubfracht (kg/h)	0.4
				Matrixbelastung	
				Blei	0.00
				As	0.00
				Cd	0.00
				Ni	0.00
				Cu	0.00
				Zn	0.00
				SO ₂	0.00
				HCl	0.00
				HF	0.00
				Quecksilber	0.00
				Summe	0.01

Plausibilität – Bilanzabschnitt 7: plausibel

Der Anteil an Produktstaub ist aus der Bilanz berechnet. Der Bindemittelbedarf ist angenommen.

Plausibilität – Bilanzabschnitt 8: Prozess und Bilanz sind plausibel

Anmerkung: Nach den Einreichunterlagen (Zeichnung Nr. 775332) werden das Abflutwasser und das Filtrerrückspülwasser ohne Pufferspeicher direkt in den Mischer eingetragen. Dadurch können Schwankungen nicht gepuffert werden. Minderbedarf der Mischanlage würde zu einem Rückstau oder zu freiem Ablauf führen.

Deshalb wird folgende Auflage vorgeschlagen:

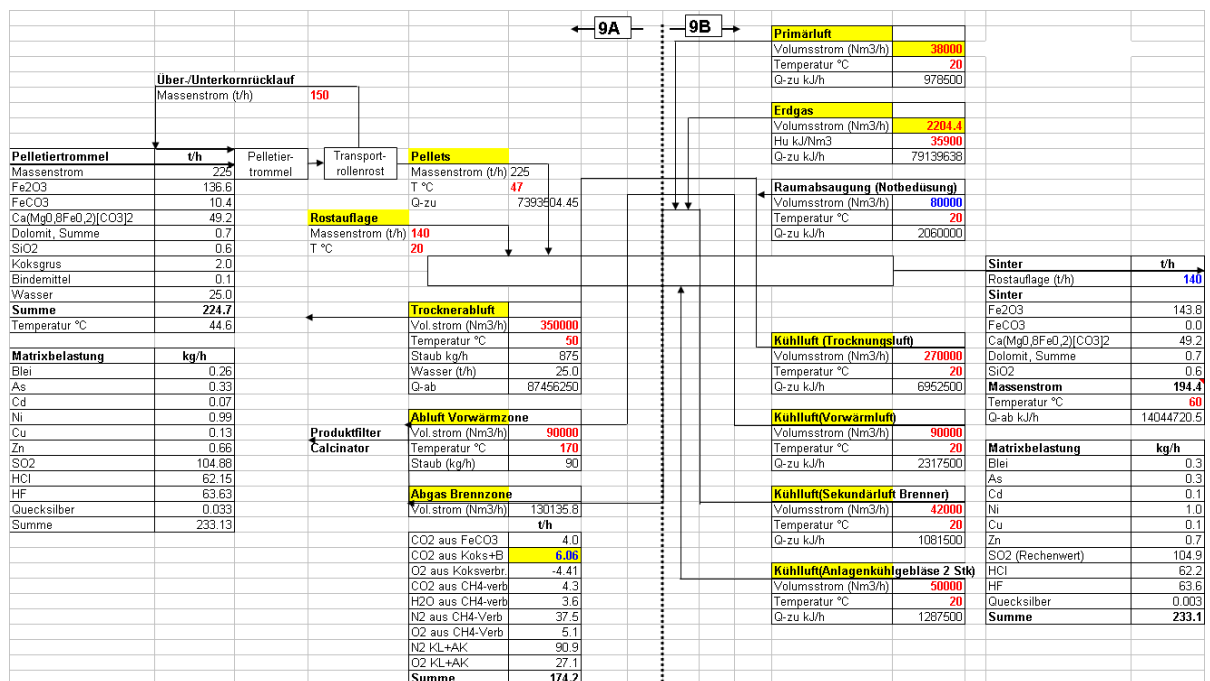
Sämtliche Abwässer (Bilanzabschnitt 5), die in die Mischanlage (Bilanzabschnitt 8) eingebracht werden (Abflutwasser, Filtrerrückspülwasser und Regenerationswasser), sind, um Schwankungen (Stossbelastungen) oder unkontrollierten Ablauf vermeiden zu können, über einen Puffertank (Mindestvolumen: doppelte stündliche hydraulische Fracht) zur Mischanlage (Bilanzabschnitt 8) zu führen.

Bilanzabschnitt 9: Pelletierung

Das im Mischer homogenisierte Konzentratgemenge wird über ein Förderband ohne Zwischenlagerung in eine Pelletiertrommel eingetragen. Beim Pelletieren werden für den Sinterbrand Grünpellets mit einem Korngrößenbereich von 10 bis 20 mm hergestellt. Aus der Pelletiertrommel werden die Pellets auf Transportrollenroste ausgetragen. Unterkorn wird über die Transportrollenroste ausgeschieden. Überkorn wird über eine Walze zerkleinert und mit dem Unterkorn als Rücklaufgut über das Förderband wieder in die Pelletiertrommel eingetragen (nach Zeichnung Nr. 775332 ca. 150 t/h). Spezifikationsgerechte Pellets werden ohne Zwischenlagerung über ein Wiegeband und ein Förderband in die Wanderrostanlage chargiert. Chargiert wird in zwei Ebenen. Vor den so genannten Grünpellets wird eine Schutzschicht auf das Sinterband aufgetragen. Dafür werden gesinterte Pellets aus einem eigenen Produktsilo auf das Band chargiert. Nach Zeichnung Nr. 775332 sind das 140 t/h. Das entspricht einer Schütthöhe von etwa 200 mm. In der Länge versetzt erfolgt die Grünpelletchargierung mit einer Schütthöhe von 300 mm. In der Wanderrostanlage durchlaufen die Pellets eine integrierte Trocknungs- und Vorwärmzone und eine Brennzone. Die drei Prozessstufen werden im Gegenstrom zum Pelletstransport betrieben. Dazu wird in der Produktauslaufzone zur Produktkühlung über zwei Rostbereiche Umgebungsluft angesaugt. Die Kühlluft der letzten Stufe wird zur Pelletstrocknung in die erste Stufe geführt. Die gesinterten Pellets erreichen so eine Austragstemperatur von 60 °C. Die Kühlluft der vorletzten Stufe wird über eine zweite Zone geführt. In dieser werden die Pellets vorgewärmt. Im Zentralbereich der Wanderrostanlage wird ebenfalls im Gegenstrom Umgebungsluft angesaugt, über die heißeste Produktzone geführt und anschließend über den Erdgasbrenner so erwärmt, dass die Brennbedingungen, nach Kapitel 3, Seite 51 1250 °C, für die Sinterung der Pellets erreicht werden. Das Brennerabgas wird anschließend über das Pelletsbett geführt und gemeinsam mit dem Abgas der Vorwärmzone in die Abgasreinigung gefördert. Die Trocknungsabluft wird gemeinsam mit der Abluft der Notbedüsung des Sinterabwurfes über den Produktfilter 2 entstaubt und anschließend mit der Abluft der Magnetscheideranlage in den Abluftkamin 1 abgeleitet.

Ein Teil der Trocknungsabluft wird als Kühlluft über den Calcinator geführt.
 Das Sinterband wird nach dem Produktabwurf mit einem Anlagenkühlgebläse gekühlt. Diese Kühlluft wird in den Sinterbereich angesaugt.
 Abbildung 9 zeigt die Gesamtbilanz für den Bilanzabschnitt 9. Für die Erstellung der Massen- und Energiebilanz wurde angenommen, dass das gesamte FeCO_3 , das nicht calciniert wurde, in der Wanderrostanlage zu Fe_2O_3 entsäuert wird. Für den Sintervorgang wurde in der Bilanz angenommen, dass 30% des Fe_2O_3 schmelzen. Weiters wurde unter Berücksichtigung von „090527_UVP_PA_Ergänzung.doc, Seite 110“ angenommen, dass das Bindemittel CMC vollständig verbrennt. Der Koksgrus wird partiell zu CO umgesetzt. Der Anteil wird so bemessen, dass der CO-Anteil im Abgas der Sinteranlage ca. 0.5 Vol% beträgt.

Abbildung 9: Massen- und Energiebilanz Pelletierung/Wanderrost (Abbildung 9 ist auf den Seiten 19 (Abbildung 9A) und 20 (Abbildung 9B) in Teilabbildungen gezeigt)



Unter Berücksichtigung der in Zeichnung Nr. 775332 (Version b) und in Dokument „090527_UVP_PA_Ergänzung.doc, Seite 110“ vorgegebenen Spezifikationen wird die Anlagenkühlung im Standardbetrieb mit 50000 Nm³/h Frischluft versorgt. Unter diesen Bedingungen lässt sich die Energiebilanz mit einem Erdgasverbrauch von 2204 Nm³/h lösen (der Koks ist mit H_U = 30000 kJ/kg, das entspricht einem Erdgasäquivalent von 1559 Nm³/h, berücksichtigt). Der Massenstrom „Sinter“ beinhaltet auch den Rücklaufstrom des Produktstaubes aus der Siebstation von 24.4 t/h).

Abbildung 9B: Wanderrostanlage – eintretende Stoff- und Energieströme

	Primärluft			
	Volumsstrom (Nm ³ /h)	38000		
	Temperatur °C	20		
	Q-zu kJ/h	978500		
	Erdgas			
	Volumsstrom (Nm ³ /h)	2204.4		
	Hu kJ/Nm ³	35900		
	Q-zu kJ/h	79139638		
	Raumabsaugung (Notbedüsung)			
	Volumsstrom (Nm ³ /h)	80000		
Temperatur °C	20			
Q-zu kJ/h	2060000			
			Sinter	t/h
			Rostaufgabe (t/h)	140
			Sinter	
			Fe ₂ O ₃	143.8
			FeCO ₃	0.0
			Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	49.2
			Dolomit, Summe	0.7
			SiO ₂	0.6
			Massenstrom	194.4
			Temperatur °C	60
			Q-ab kJ/h	14044720.5
			Matrixbelastung	kg/h
			Blei	0.3
			As	0.3
			Cd	0.1
			Ni	1.0
			Cu	0.1
			Zn	0.7
			SO ₂ (Rechenwert)	104.9
			HCl	62.2
			HF	63.6
			Quecksilber	0.003
			Summe	233.1
	Kühlluft (Trocknungsluft)			
	Volumsstrom (Nm ³ /h)	270000		
	Temperatur °C	20		
	Q-zu kJ/h	6952500		
	Kühlluft (Vorwärmluft)			
	Volumsstrom (Nm ³ /h)	90000		
	Temperatur °C	20		
	Q-zu kJ/h	2317500		
	Kühlluft (Sekundärluft Brenner)			
	Volumsstrom (Nm ³ /h)	42000		
	Temperatur °C	20		
	Q-zu kJ/h	1081500		
	Kühlluft (Anlagenkühlgebläse 2 Stk)			
	Volumsstrom (Nm ³ /h)	50000		
	Temperatur °C	20		
	Q-zu kJ/h	1287500		

Aus dem Bilanzabschnitt 9 treten drei Ströme, deren Spezifikation für den Anlagenbetrieb wichtig ist, aus. Das sind:

- der Produktstrom
- die Trocknerabluft
- der Abgasstrom aus der Brennzone und die Abluft aus der Vorwärmzone

Für diese Teilströme sind die Stromspezifikationen aus der Gesamtmassen- und Energiebilanz der Abbildung 9 in den Tabellen 9a bis 9c aufgelistet. Für die Hg-Bilanz wurde angenommen, dass in der Sinteranlage 90 % der Hg-Belastung des Aufgabegutes ausdampfen.

Tabelle 9a: Spezifikation des Produktstromes

Sinter	t/h
Rostaufgabe (t/h)	140.0
Massenstrom	194
davon Rücklaufgut	24.04
Temperatur °C	60.0
Zusammensetzung	
Fe ₂ O ₃	143.8
FeCO ₃	0.0
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	49.2
Dolomit, Summe	0.7
Matrixbelastung	
kg/h	
Blei	0.3
As	0.3
Cd	0.1
Ni	1.0
Cu	0.1
Zn	0.7
SO ₂ (Rechenwert)	104.9
HCl	62.2
HF	63.6
Quecksilber	0.00
Summe	233.1

Tabelle 9b: Spezifikation der Trocknerabluft

Trocknerabluft					
Vol.strom (Nm ³ /h)	350000		T °C	43.1	
Temperatur °C	50		log pi	1.9	
Staub kg/h	875		pi	86.7	
Wasser (t/h)	25		X	0.0585	
Wasserbeladung (kg/kg)	0.055		h	194.1	
Partialdruck hPa	82.7				
h kJ/kg Luft)	194.1				
Taupunkttemperatur °C	42.2				
Wassersättigungstemp. °C	43.1				
Staubfracht	kg/h	mg/Nm³	Matrixbelastung	kg/h	mg/Nm³
Fe ₂ O ₃	531.5	1518.4	Blei	0.0	0.000
FeCO ₃	40.6	115.9	As	0.0	0.000
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	191.5	547.3	Cd	0.0	0.000
Dolomit, Summe	2.9	8.2	Ni	0.0	0.000
SiO ₂	2.3	6.6	Cu	0.0	0.000
Koksgrus	7.8	22.2	Zn	0.0	0.000
Bindemittel	0.3	1.0	SO ₂	0.4	0.001
Wasser	97.2	277.8	HCl	0.2	0.001
Summe	874.1	2497.4	HF	0.2	0.001
			Quecksilber	0.0	0.000
			Summe	0.9	0.003

Tabelle 9c: Spezifikation des Abgasstromes aus der Brennzone plus Abluft Vorwärmzone

Abluft Vorwärmzone plus Abgas Brennzone				
	t/h	Nm³/h	% feuchtes Gas	% trockenes Gas
CO ₂	14.4	7306.7	3.3	3.3
N ₂	217.3	173800.0	77.4	79.0
O ₂	54.8	38381.7	17.1	17.4
H ₂ O	3.6	4481.0	2.0	
CO	0.81	647.4	0.3	0.3
Summe feuchtes Gas	290.8	224617		
Summe trockenes Gas	287.2	220136		
Staub (kg/h)	413.72			
Staub (mg/Nm ³)	1879			
Cl' (kg/h)	0.1			
Cl' (mg/Nm ³)	0.3			
Hg (mg/Nm ³)	0.130			
Temperatur °C	170			
Staubbelastung	mg/Nm³			
Fe ₂ O ₃	680			
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	247			
CaCO ₃ *MgO	1.3			
FeCO ₃	722			
Koksgrus	19			
Bindemittel	0.6			
Pb	0.005			
As	0.006			
Cd	0.001			
Ni	0.018			
Cu	0.002			
Zn	0.012			

Der Gesamtproduktstrom, der aus dem Bilanzabschnitt 9 (Abbildung 9) in die Siebstation abgeführt wird, setzt sich aus 140 t/h Rostaufgabe, 170 t/h Sinter und 24.4 t/h Rücklaufgut zusammen.

Unter Berücksichtigung, dass über das Anlagenkühlgebläse im Standardbetrieb 50000 Nm³/h angesaugt werden, kann die Massen- und Energiebilanz des Bilanzabschnittes 9 mit der Annahme eines Erdgasverbrauches von 2204 Nm³/h, wobei der Koks mit einem Heizwert von H_u= 30000 kJ/kg zur Deckung des Energiebedarfes beiträgt, und λ = 1.8 ohne zusätzliche Annahmen gelöst werden.

Plausibilität – Bilanzabschnitt 9: Prozess und Bilanz sind plausibel

Bilanzabschnitt 10: Siebstation, Pelletslager

Die gesinterten Pellets werden vom Sinterband auf ein erstes Förderband abgeworfen. Von diesem Förderband fällt das Produkt über eine Schurre auf ein weiteres Transportband. Über dieses Transportband werden die Pellets auf eine Siebstation abgeworfen. In der Siebstation wird das Unterkorn (< 10 mm) vom Verfahrenstechnische Stellungnahme16.9.2009.doc; MSi

spezifikationsgerechten Produkt (>10 mm und < 20 mm) getrennt. Das Unterkorn wird über einen Lagersilo und ein Winkelbecherwerk zum Chargierband der Mischanlage (Bilanzabschnitt 8) zurückgefördert. Die Förderkapazität ist in Zeichnung Nr. 775332 mit 25 t/h spezifiziert. Das Normkorn wird in einen Fertigpelletssilo abgeworfen. Von diesem wird das Rostauflegut (140 t/h über Förderbänder zur Wanderrostanlage (Bilanzabschnitt 9)) und die Fertigpellets werden über eine mehrstufige Bandförderanlage in Pelletssilos oder ein Pelletsfreilager ausgetragen. Von den Pelletssilos bzw. vom Freilager werden die Pellets über Austragsrinnen und eine mehrstufige Bandförderanlage zur bestehenden Feinerz-/Pelletsverladestation transportiert.

Die Siebstation wird über den Produktfilter 3 entstaubt und das Reingas wird in einer gemeinsamen Leitung mit der Abluft der Kugelmühle über den Abluftkamin 1 ausgeblasen.

Der Produktfilter 3 ist für die Entstaubung eines Gesamtvolumsstromes von 40000 Nm³/h ausgelegt. Die Bilanzdaten für den Produktfilter 3 sind in Abbildung 10a zusammengestellt.

Abbildung 10a: Bilanz des Produktfilters 3

Abluft Siebstation zu Produktfilter 3		Produktfilter 3		Reingas zu Abluftkamin 1	
Volumsstrom Nm ³ /h	40000				
Temperatur	30			Staub (mg/Nm ³)	10
Staubbelastung mg/Nm ³	1000	Filterfläche	650 m ²	Staubfracht (kg/h)	0.4
Staubfracht	mg/Nm³	Volumsstr.	44395.6 Bm ³ /h		
Fe ₂ O ₃	817	Belastung	68 m ³ /m ² *h		
FeCO ₃	0				
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	178				
Dolomit, Summe	3				
SiO ₂	1				
Massenstrom	999				
Temperatur °C	60				
Q-ab kJ/h	14031038				
Matrixbelastung					
Blei	1.35E-03				
As	1.69E-03				
Cd	3.38E-04				
Ni	5.07E-03				
Cu	6.76E-04				
Zn	3.38E-03				
SO ₂ (Rechenwert)	4.19E-01				
HCl	3.20E-01				
HF	3.28E-01				
Quecksilber	3.38E-04				
Summe	1.08				

Der Bilanzabschnitt Pelletseinlagerung wird über den Produktfilter 4 entstaubt. Dieser Produktfilter 4 ist für die Reinigung eines Gasvolumsstromes von 100000 Nm³/h ausgelegt. Der abgeschiedene Staub wird nach Zeichnung Nr. 775332 (Version b) auf das Chargierband zur Siebstation abgeworfen.

Für den Produktfilter 4 ist eine Filterfläche von 1620 m² spezifiziert (Kapitel 3, Seite 67). Das entspricht einer spezifischen Filterflächenbelastung von 69 Bm³/m²*h (Bm³/h: Gasvolumsstrom mit Wasserfeuchte bei Betriebstemperatur und Betriebsdruck).

In Abbildung 10b sind die Bilanzdaten für den Produktfilter 4 zusammengefasst.

Abbildung 10 b: Bilanz für den Produktfilter 4

Abluft Pelletslager zu Produktfilter 4		Produktfilter 4		Reingas zu Abluftkamin 2	
Volumsstrom Nm ³ /h	60000				
Massenstrom	30			Staub (mg/Nm ³)	10
Staubbelastung mg/Nm ³	1000	Filterfläche	1620 m ²	Staubfracht (kg/h)	0.6
Staubkonzentration	mg/Nm³	Volumsstr.	66593.4 m ³ /h		
Fe ₂ O ₃	739	Belastung	41 m ³ /m ² *h	Staubkonzentration	mg/Nm³
FeCO ₃	0			Fe ₂ O ₃	7.39
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	253			FeCO ₃	0.00
Dolomit, Summe	4			Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	2.53
SiO ₂	3			Dolomit, Summe	0.04
Summe Staub	999			SiO ₂	0.03
Temperatur °C	60			Summe Staub	9.99
Q-ab kJ/h	14045138			Temperatur °C	60.00
				Q-ab kJ/h	14045138
Matrixbelastung	mg/Nm³				
Blei	0.0			Matrixbelastung	mg/Nm³
As	0.0			Blei	0.00
Cd	0.0			As	0.00
Ni	0.0			Cd	0.00
Cu	0.0			Ni	0.00
Zn	0.0			Cu	0.00
SO ₂ (Rechenwert)	0.6			Zn	0.00
HCl	0.3			SO ₂ (Rechenwert)	0.01
HF	0.3			HCl	0.00
Quecksilber	0.0			HF	0.00
Summe	1.3			Quecksilber	0.00
				Summe	0.01

Plausibilität – Bilanzabschnitt 10: Prozess und Bilanz sind plausibel

Anmerkung: Nach den Einreichunterlagen (Zeichnung Nr. 775332, Version b) wird der Staub aus den Filteranlagen auf das Chargierband zur Siebstation abgeworfen. Dadurch wird er aber umgehend wieder in die Schlauchfilteranlage „Produktfilter 4“ zurückgeführt und steigert die Staubbeltung von Produktfilter 4.

Deshalb wird folgende Auflage vorgeschlagen:

Der abgeschiedene Staub des Produktfilters 4 (Pelletseinlagerung in Bilanzabschnitt 10) muss gemeinsam mit dem Unterkorn wieder zur Mischanlage rücktransportiert werden und darf nicht auf das Chargierband zur Siebstation abgeworfen werden. (Anmerkung: Dies deshalb, da der Staub von der Siebstation nicht wieder in den Gasweg ausgetragen werden soll.)

Bilanzabschnitt 11: Prozessgasreinigung

Das Sinterabgas und die Abluft der Vorwärmsektion der Wanderrostanlage werden gemeinsam mit dem Abgas der Calcinieranlage in einer Prozessgasreinigungsanlage gereinigt. Technologisch müssen aus diesen Abgasströmen gasförmiges Quecksilber, Schwefeldioxid und Salzsäure und Flusssäure abgeschieden werden. Dazu wird in die Abgaszuleitung zu einer Schlauchfilteranlage ein Gemenge aus Herdofenkoks und feingemahlene Soda pneumatisch dosiert und im Flugstrom über einen Statikmischer in die Schlauchfilteranlage eingetragen. Der abgeschiedene

Staub wird partiell über einen Rezirkulatsilo mit einem Fassungsvermögen von 30 m³ rezirkuliert. Ein Teilstrom wird über einen Reststoffsilo mit einem Fassungsvermögen von 150 m³ der externen Entsorgung zugeführt.

Soda und Herdofenkoks werden über Silowagen antransportiert und in Silos zwischengelagert (Fassungsvermögen Sodasilos: 150 m³, Fassungsvermögen Herdofenkokssilos: 100 m³). Die Befüllung erfolgt pneumatisch. Die Silos sind mit Ausatzfilter, spezifische Filterflächenbelastung: 25m³/m²h (Kapitel 3, Seite 78), ausgestattet.

Die Schlauchfilteranlage ist als Compartmentanlage ausgeführt. Dadurch ist die Abreinigung im On-line Mode und Off-line Mode anwendbar.

Die Gesamtbilanz des Bilanzabschnittes „Abgasreinigung“ wird in den folgenden Abbildungen in mehreren Abschnitten überschneidend zusammengefasst. Abbildung 11a zeigt den Bilanzabschnitt für den Gasweg vom Gasaustritt Wanderrost bis zum Produktfilter 1.

Abbildung 11a: Bilanzabschnitt für den Gasweg Gasaustritt Wanderrost bis zum Produktfilter 1

Abluft Vorwärmzone plus Abgas Brennzone										
	t/h	Nm ³ /h								
CO ₂	14.35	7307	Abgas Calcinator							
N ₂	217.25	173800	Temperatur °C		262				Produktfilter 1	
O ₂	54.83	38382	Abgas		Nm³/h	[kg/h]				
H ₂ O	3.60	4481	N ₂	109857	137321	Mischluft				
CO	0.81	647	O ₂	24627	35182	Volumsstrom Nm ³ /h		68500		
Summe feuchtes Gas	291	224617	CO ₂	45476	89329	T °C		20		
Summe trockenes Gas	287	220136	H ₂ O	4518	3631					
Schadstofffracht			Summe (feucht)	184479	265463					
NO kg/h	56.59		Summe (trocken)	179961	261832					
NO (mg/Nm ³)	257		Matrixbelastung (Gas)	kg/h		Calcinator Feststoffrückführung				
Staub (kg/h)	413.7		SO ₂	163.08		Komponente		kg/h		
Staub (mg/Nm ³)	1879.4		HCl	9.51		FeCO ₃		7842.2		
Cl ⁻ (kg/h)	0.1		HF	9.73		Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂		2149		
Cl ⁻ (mg/Nm ³)	0.3		Quecksilber	0.520		CaCO ₃ *MgCO ₃		430		
Hg (mg/Nm ³)	0.130		Staub [g/Nm³]	58		Schwefel		5.3		
Temperatur °C	170		FeCO ₃	43.59		Chlor		4.3		
Staubkonzentration	mg/Nm³		Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	11.94		Fluor		4.3		
Fe ₂ O ₃	680.10		CaCO ₃ *MgCO ₃	2.39		Quecksilber		0.0		
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	247.37		Matrixbelastung Staub	g/Nm³		Thallium		0.0		
CaCO ₃ *MgO	1.31		Schwefel	0.030		Blei		0.1		
FeCO ₃	722.13		Chlor	0.024		As		0.1		
Koksgrus	18.98		Fluor	0.024		Cd		0.0		
Bindemittel	0.65		Quecksilber	0.000		Ni		0.3		
Pb	0.00		Thallium	0.000		Cu		0.0		
As	0.01		Blei	0.000		Zn		0.2		
Cd	0.00		As	0.001		Summe		10435		
Ni	0.02		Cd	0.000						
Cu	0.00		Ni	0.002						
Zn	0.01		Cu	0.000						
	1670.57		Zn	0.001						
			Summe	58.00						

Wie Zeichnung Nr. 775332 (Version b) zu entnehmen ist, wird das Abgas (Prozessgas) der Wanderrostanlage mit dem entstaubten Abgas der Calcination vor der Dosierung von Natriumbicarbonat und Herdofenkoks in eine gemeinsame Abgasleitung zusammengeführt. Die Abgasspezifikation ist in Abbildung 11b aufgelistet.

Abbildung 11b zeigt den Bilanzabschnitt vom Austritt Produktfilter 1 bis zum Eintritt Schlauchfilteranlage.

Abbildung 11b: Bilanzabschnitt Produktfilter 1 bis Eintritt Schlauchfilteranlage

		kg/h	g/Nm ³		
		NaHCO ₃	447.3	0.95	
		HOK	58.9	0.13	
		NaHCO ₃ -Nutzungsgrad	0.96		
		656.4			
		Abgas zu Prozessgasreinigung			
Produkt- filter 1	Abgas zu Prozessgasreinigung				
	T °C	110		137	
			kg/h	Nm³/h	
	N ₂ (kg/h)	204964.985	422215.0	337772.0	
	O ₂ (kg/h)	55732.0023	110563.0	77394.1	
	CO ₂ (kg/h)	89329	103681.3	52783.2	
	H ₂ O (kg/h)	3631	809.3	647.4	
	Summe (kg/h)	353656	644500	477596	
	Prüfung (kg/h)	353656.34	637269	468597	
	Summe (Nm³/h trocken)	248461			
	Matrixbelastung	kg/h	mg/Nm³		
SO ₂	163.08	163.0827	348		
HCl	9.58	56.59	121		
HF	9.73	9.576	20		
Quecksilber	0.52	9.735	21		
		0.5202	1.11		
	Summe	239.5			
	Staub (mg/Nm³)	10			
FeCO ₃	7.52	319	149714	17.2	
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	2.06	343	160833	18.4	
CaCO ₃ *MgCO ₃	0.41	117	54967	6.30	
Matrixbelastung	mg/Nm³	Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	0.22	102	
Schwefel	0.01	CaCO ₃ *MgCO ₃	0.61	288	
Chlor	0.004	CaCO ₃ *MgO		0.00	
Fluor	0.004	Matrixbelastung			
Quecksilber	0.00	Schwefel	0.002701957	1.27	
Thallium	0.00	Chlor	0.002	1.02	
Blei	0.00	Fluor	0.002183399	1.02	
As	0.00	Quecksilber	1.1E-05	0.01	
Cd	0.00	Thallium	5E-06	0.00	
Ni	0.00	Blei	0.0003	0.15	
Cu	0.00	As	0.0029	1.35	
Zn	0.00	Cd	0.0006	0.27	
Summe Staub (mg/Nm³)	10.00	Ni	0.0087	4.06	
		Cu	0.0012	0.54	
		Zn	0.0058	2.70	
		Summe	781	365917	

In den Einreichunterlagen ist ein Bedarf an Natriumbicarbonat von 3800 t/a, das entspricht einer stündlichen Dosiermenge von 447.3 kg/h, und ein Bedarf an Herdofenkoks von 500 t/a, das entspricht einer stündlichen Dosierung von 58.9 kg/h, spezifiziert. Die Bedarfsberechnung geht von einem Volumsstrom von 450000 Nm³/h und einer SO₂-Konzentration von 365 mg/Nm³ aus. Nach dem Ergebnis der verfahrenstechnischen Überprüfung ist der tatsächliche Volumsstrom 468597 Nm³/h (da im Calcinator eine höhere CO₂-Fracht eingetragen wird) und die SO₂-Konzentration 365 mg/Nm³. Die SO₂-Frachten sind vergleichbar. In den Einreichunterlagen ist für die Berechnung des Natriumbicarbonatbedarfes ein Nutzungsgrad von 83 % bezogen auf die abzuscheidende SO₂-Menge angegeben. Das entspricht einem Nutzungsgrad von 96% nach Abbildung 11b. Die Konsenswerberin beruft sich bei der Berechnung des Natriumbicarbonatbedarfes in den Nachreichunterlagen GZ. FA 13 A-11.10-79/2008-111 (Berechnungsgrundlage für den Einsatz von Natriumbicarbonat bei der Rauchgasentschwefelung) auf die Homepage des Lieferanten von NaHCO₃, www.neutrec.com. In dieser Prozessbeschreibung wird eine Temperatur von T>140 °C empfohlen. Die

Temperatur des Abgases an der Dosierstelle beträgt nach der Wärmebilanz $T = 137$ °C und wäre demnach nahe an dieser Optimaltemperatur.
Die stündliche Dosierung von Herdofenkoks (HOK) von 58.9 kg/h erfordert nach der verfahrenstechnischen Prüfung eine Hg-Beladbarkeit von 9 g Hg/kg HOK.

Abbildung 11c zeigt den Bilanzabschnitt vom Gaseintritt in die Schlauchfilteranlage bis zum Gaseintritt in den Reingaskamin.

Abbildung 11c: Bilanzabschnitt Gaseintritt Schlauchfilteranlage bis Gaseintritt in den Reingaskamin

Schlauch- filter- anlage	Reingas zu Reingaskamin			
	T °C	137		
Wassertaupunkttemp °C	17			
Reingas	kg/h	Nm3/h	% (tr. Gas)	
N2	422215	337772	72.1	
O2	110528	77370	16.5	
CO2	103899.85	52894	11.3	
CO	809	647	0.14	
H2O	7281	9061		
Wasserbeladung (kg/kg)			0.011	
Summe (feucht)	644734	477745		
Summe (trocken)	637452	468684		
Matrixbelastung	kg/h	mg/Nm3	% Abscheidung	
SO2	23.430	50	86	
NO	56.591	105	0	
HCl	4.6866	10	51	
HF	0.351	0.75	96	
Hg	0.023	0.05	95	
Summe	85.082			
Staub	mg/Nm3	g/h		
Fe2O3	1.72	804.4		
FeCO3	1.84	864.2		
Ca(Mg0,8Fe0,2)(CO3)2	0.63	295.3		
CaCO3*MgCO3	0.00	0.5		
CaCO3*MgO	0.00	1.5		
NaHCO3	5.13	2403.5		
HOK	0.68	316.4		
Matrixbelastung				
Schwefel	1E-05	0.007		
Chlor	1E-05	0.005		
Fluor	1E-05	0.005		
Quecksilber	6E-08	0.000		
Thallium	3E-08	0.000		
Blei	2E-06	0.001		
As	2E-05	0.007		
Cd	3E-06	0.001		
Ni	5E-05	0.022		
Cu	6E-06	0.003		
Zn	3E-05	0.015		
Summe	10	4686.0		
Abfall	g/h			
Fe2O3	148909.9			
FeCO3	159968.9			
Ca(Mg0,8Fe0,2)(CO3)2	54671.6			
CaCO3*MgCO3	101.8			
CaCO3*MgO	286.1			
Summe	363938.2			
Matrixbelastung	g/h			
Schwefel	1.26			
Chlor	1.02			
Fluor	1.02			
Quecksilber	525.31			
Thallium	0.00			
Blei	0.14			
As	1.34			
Cd	0.27			
Ni	4.03			
Cu	0.54			
Zn	2.69			
Summe	537.63			
Hauptkomponenten	kg/h			
NaHCO3	27.65			
HOK	58.56			
Na2SO4	309.85			
NaF	19.70			
NaCl	7.84			
Summe	423.62			
Summe Abfall (kg/h)	788.1			

In Abbildung 11c sind für die gasförmigen Schadstoffe die in Kapitel 7 der Einreichunterlagen spezifizierten Emissionsgrenzwerte rot markiert. In der nächsten Spalte sind die damit berechneten Abscheidegrade für diese Schadstoffe berechnet (blaue Zahlenwerte). Für SO₂ ist nach der verfahrenstechnischen Überprüfung ein Abscheidegrad von 86%, für HCl ein Abscheidegrad von 51 %, für HF ein Abscheidegrad von 96 % und für Hg ein Abscheidegrad von 95 %.

Plausibilität – Bilanzabschnitt 11: Prozess und Bilanz sind plausibel.

Anmerkung: Die Konsenswerberin beruft sich bei der Ermittlung des HOK-Bedarfes für die Hg-Abscheidung auf Erfahrungswerte bei einer vergleichbaren Industrieanlage, bei der 90% des Hg im Rohgas partikulär gebunden vorliegt. Nach diesen Erfahrungswerten wäre eine HOK-Beladung von 0.9 g Hg/kg HOK erforderlich.

Die Diskussion dieser Frage sollte an den ASV für Emissionstechnik zur weiteren Beurteilung weitergegeben werden.

Bilanzabschnitt 12: Abluftkamin 1

In den Abluftkamin 1 wird die Trocknerabluft der Wanderrostanlage, nachdem sie partiell als Kühlluft in der Calcinierung verwendet wurde, und die Abluft der Magnetscheideanlage nach der Reinigung im Produktfilter 2 gemeinsam mit der über den Filter N vorgereinigten Abluft der Nachmahlung und der über Produktfilter 3 vorgereinigten Abluft der Siebstation eingeleitet. Die Gesamtbilanz ist in Teilbilanzabschnitten in den Abbildungen 12 a bis c zusammengefasst.

Abbildung 12a: Bilanz für die Trocknerabluft der Wanderrostanlage mit Aufteilung in den Kühlluftstrom und den Abgasstrom.

Trocknerabluft Wanderrost							
Vol.strom (Nm3/h)	350000		Volumsstrom Nm3/h	150000			
Temperatur °C	50		Temperatur °C	50			
Staub kg/h	875		Staub (kg/h)	375			
Wasser (t/h)	25		Wasser kg/h	10714			
Q-ab	87456250		Energiestrom kJ/h	37481250			
Staubzusammensetzung	mg/Nm3		Kühlluft		Kühl- zyklone	Abluft Kühlzyklone	
Fe2O3	682		Volumsstrom Nm3/h	200000		Volumsstrom Nm3/h	200000
FeCO3	52		Temperatur °C	50		Temperatur °C	160
Ca(Mg0,8Fe0,2)[CO3]2	246		Staub (kg/h)	500		Energieinhalt (kJ/h)	67452571
Dolomit, Summe	4		Wasser (kg/h)	14286		Wasser (kg/h)	14286
SiO2	3		Energiestrom kJ/h	49975000		Staub (kg/h)	500
Koksgrus	11					Staubzusammensetzung mg/Nm3	
Bindemittel	0					Fe2O3	682.36
Matrixbelastung						FeCO3	52.10
Blei	0					Ca(Mg0,8Fe0,2)[CO3]2	245.93
As	0					Dolomit, Summe	3.67
Cd	0					SiO2	2.95
Ni	0					Koksgrus	11.35
Cu	0					Bindemittel	0.39
Zn	0					Matrixbelastung	
SO2	1					Blei	0.00
HCl	0					As	0.00
HF	0					Cd	0.00
Quecksilber	0					Ni	0.00
Summe	1000					Cu	0.00
						Zn	0.00
						SO2	0.61
						HCl	0.31
						HF	0.32
						Quecksilber	0.00
						Summe	1000

Abbildung 12c: Spezifikation des gesamten in den Abluftkamin 1 eingeleiteten Abluftstromes

Abluftkamin 1	
Volumsstrom Nm³/h	500000
Temperatur °C	75
Wassertaupunktstemp °C	36
Staub (kg/h)	5
Wasser (kg/h)	25000
Wasserbeladung	0.039
Staubkonzentration	mg/Nm³
Fe ₂ O ₃	6.80
FeCO ₃	0.47
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	2.38
Dolomit, Summe	0.09
SiO ₂	0.079
Koksgrus	1.04E-01
Bindemittel	5.83E-02
Matrixbelastung	
Blei	2.61E-05
As	3.27E-05
Cd	6.54E-06
Ni	9.80E-05
Cu	1.31E-05
Zn	6.54E-05
SO ₂	6.17E-03
HCl	3.38E-03
HF	3.46E-03
Quecksilber	1.41E-06
Summe	10

Plausibilität – Bilanzabschnitt 12: Prozess und Bilanz sind plausibel.

Vergleich der Ergebnisse der verfahrenstechnischen Überprüfung mit der Spezifikation in den Einreichunterlagen

Für den Vergleich sind die Daten in tabellarischer Form aufgelistet

Einsatzstoffe/Produkte (Kapitel 4)

Jahresbetriebsstunden	8500		
Einsatzstoffe (Teil C/4)	Einreichung	Plausibilitätsprüfung	
	t/a	t/a	t/h
Feinerz	2460000	2456500	289
Koksgrus	15000	17000	2
Bindemittel	750	748	0.09
Herdofenkoks	500	500	0.1
NaHCO ₃	3800	3802	0.4
	Nm³/h		Nm³/h
Erdgas gesamt	6750		4463
Erdgas Calzinierung			2259
Erdgas Sinteranlage			2204
	m³/h		m³/h
Nachspeisewasser	40		37
Salzsäure	120	133	0.016
Produkte (Teil C/4)	Einreichung	Plausibilitätsprüfung	
	t/a	t/a	t/h
Pellets	1400000	1448017	170.4
Reststoff (Prozessabgas)	6500	6699	0.8
Taubanteil (Berge)	550000	374814	44.1
	Nm³/h		Nm³/h
Reingas (Prozessabgas)	450000		468684
Abluftkamin 1	500000		500000
Abluftkamin 2	100000		100000
Staub (Teil A/2)	Einreichung	Plausibilitätsprüfung	
	kg/a	kg/a	kg/h
Reingas (Prozessabgas)	28688	39831	4.686
Abluftkamin 1	31875	42500	5
Abluftkamin 2	6375	5100	0.6

In der Plausibilitätsprüfung konnte die Calcinatorbilanz nur durch Erhöhung des Luftvolumenstromes im Abgas zur Prozessgasreinigung (Abbildung 3) um 18468 Nm³/h gelöst werden. Aus verfahrenstechnischer Sicht wird diese Abweichung aber nicht als signifikant betrachtet. Der Unterschied ist auf die (irrtümliche) Berechnung einer geringeren CO₂-Fracht in den Einreichunterlagen zurückzuführen.

In den Einreichunterlagen ist ein Koksbedarf von 15000 jato angeführt. Das entspricht einer stündlichen Menge von 1764 kg/h. Bei der verfahrenstechnischen Überprüfung wurde ein Koksbedarf von 2000 kg/h (das ist der in der metallurgischen

Praxis der Sinterung von Spateisenstein der Maximalwert) angenommen. Das entspricht einer Jahrestonnage von 17000 t/a.

Der tatsächliche Koksbedarf kann auch wesentlich unter dem von der Konsenswerberin angegebenen Wert liegen. Vom Energieinhalt entspricht der bei der verfahrenstechnischen Überprüfung angenommene Wert einem Erdgasäquivalent von 1559 Nm³/h.

In den Einreichunterlagen ist der Gesamterdgasverbrauch mit 6750 Nm³/h angegeben. Eine Aufteilung in die beiden Verbraucher Calcineranlage und Sinteranlage ist nicht dokumentiert.

Bei der verfahrenstechnischen Überprüfung wurde für die Calcineranlage (Bilanzabschnitt 4) unter Berücksichtigung eines Energieverlustes von 546 Nm³/h Erdgas (als Rechenwert) ein Erdgasbedarf von 2259 Nm³/h berechnet. In den Einreichunterlagen ist für Energieverluste eine Größenordnung von 1092 Nm³/h Erdgas (als Rechenwert) angenommen. Für die Sinteranlage wurde bei der verfahrenstechnischen Überprüfung bei einem Koksatz von 2 t/h ein Erdgasbedarf (verlustfrei) von 2204 Nm³/h ermittelt.

Berücksichtigt man diese Unterschiede im Berechnungsansatz für die verfahrenstechnische Überprüfung, ergibt sich das folgende Szenario für den Erdgasbedarf:

Erdgasbedarf (Überprüfung)	4463	Nm ³ /h
Koksäquivalent	1559	Nm ³ /h
Zuschlag Verluste	546	Nm ³ /h
Gesamterdgasbedarf (Einreichunterlagen)	6569	Nm³/h

Der in den Einreichunterlagen angegebene Erdgasverbrauch von 6750 Nm³/h ist als Maximalwert plausibel.

In den Einreichunterlagen ist bei einer Jahrestonnage an Feinerz von 2460000 t/a und einer Pelletsproduktion von 1400000 t/a ein Taubanteil (Berge) von 44 t/h, das entspricht 374814 t/h, spezifiziert. In der Gesamtbilanz ist aber eine Jahrestonnage an Taubanteil von 550000 t/a ausgewiesen.

Es wird vorgeschlagen, diesen scheinbaren Widerspruch durch folgende Präzisierung zu bereinigen:

Jahrestonnage an Feinerz, 2460000 t/a (Rechenwert bei einem Gesamteisenanteil im Feinerz von 35.2 %). Unter diesen Spezifikationsbedingungen beträgt die Jahrestonnage an Berge (Taubanteil) max. 375000 t/a. (Ein niedrigerer Gesamteisenanteil im Feinerz bedingt eine größere Jahrestonnage an Berge.)

Die folgende Tabelle zeigt den Vergleich der in Teil B der Einreichunterlagen, BAT-Beschreibung, Seite 20/46, angegebenen spezifischen In- und Outputströme mit den in der Plausibilitätsprüfung berechneten Daten.

	Einreichung [kg/t Pellets]	Plausibilitätsprüfung [kg/t Pellets]
Feinerz	1800 bis 2000	1696
Binder	0.5	0.35
Koksgrus	10	11.74
Stäube	5.5	0.06
Reststoffe	4.6	4.6
Taubes Gestein	264	259

Bis auf die spezifische Staubbelastung, da muss in den Einreichunterlagen ein Fehler passiert sein (es sollte 0.055 kg/t Pellets und nicht 5.5 kg/t Pellets heißen), sind die Abweichungen zwischen berechneten und spezifizierten Daten nachvollziehbar und plausibel.

Spezifischer Energiebedarf (Kapitel 3, Teil B – BAT-Beschreibung)

Nach Kapitel 3 der Einreichunterlagen errechnet sich für die elektrischen Anlagen eine Anschlussleistung von 187 kW/t Pellets. Das entspricht einem spezifischen Energieverbrauch von ca. 107 kWh/t Pellets. Aufgeteilt auf die zwei Prozessstufen Calcinierung und Wanderrostanlage ergibt das folgende Zuordnung.

a) Calzinieranlage

Calzinieranlage	kWh/a	MJ/a	MJ/t
Vormahlung elektrisch	13000000	46800000	32
Calcinierung elektrisch	42000000	151200000	104
Magnetscheidung elektrisch	700000	2520000	2
Nachmahlung elektrisch	19300000	69480000	48
Abgasreinigung elektrisch	6250000	22500000	15.5
Fördertechnik elektrisch	5000000	18000000	12.4
Sonstiges elektrisch	500000	1800000	1.2
Erdgas	191482045	689335364	476
Summe Calcinieranlage	278232045	1001635364	692

b) Sinteranlage

Sinteranlage	kWh/a	MJ/a	MJ/t
Sinterung elektrisch	56000000	201600000	139
Fördertechnik elektrisch	5000000	18000000	12
Abgasreinigung elektrisch	5000000	18000000	16
Sonstiges elektrisch	500000	1800000	1
Erdgas	186857479	672686923	465
Koks	132172470	475820893	329
Summe Sinteranlage	385529949	1387907816	962

In den Einreichunterlagen sind in Teil B – BAT-Beschreibung auf Seite 22/46 die spezifischen Energieverbräuche angeführt. Die folgende Tabelle zeigt den Vergleich der bei der Plausibilitätsprüfung berechneten Werte mit den Angaben in den Einreichunterlagen.

spezifischer Energiebedarf	Einreichung [MJ/t Pellet]	Plausibilitätsprüfung [MJ/t Pellet]
Summe Erdgas	1380	941
Koksgrus	320	329
elektrische Energie	440	384

Der Wert für elektrische Energie kann nur eine Prognose sein. Der Wert für Koksgrus ist ein Rechenwert als Energieäquivalent. Im Vergleich zur Plausibilitätsprüfung ist in den Einreichunterlagen ein signifikant höherer Energiebedarf an Erdgas angegeben. Dieser beinhaltet in den Einreichunterlagen neben den prognostizierbaren (berechenbaren) Verbrauchsdaten entsprechende Sicherheiten.

Emissionssituation Luft (Kapitel 7)

Aus der Gesamtmassen- und Energiebilanz lassen sich für den verfahrenstechnischen Vergleich mit den Einreichunterlagen die folgenden Betriebsdaten generieren.

Emissionsquellen	Einreichung		Plausibilitätsprüfung	
		kg/a		kg/a
Abluftkamin 1				
Staub		31875		42500
Abluftkamin 2				
Staub		6375		8500

Die Abweichung ergibt sich aus der Dokumentation des 75% HMW-Wertes in den Einreichunterlagen (Kapitel 7, Seite 3). Aus der Massenbilanz wurde für den Abluftkamin 1 die in Abbildung 12c aufgelistete Staubzusammensetzung und für den Abluftkamin 2 die in Abbildung 10b dargestellte Staubzusammensetzung berechnet.

Für den Reingaskamin errechnet sich aus der Massenbilanz die folgende Staubfracht und Staubzusammensetzung:

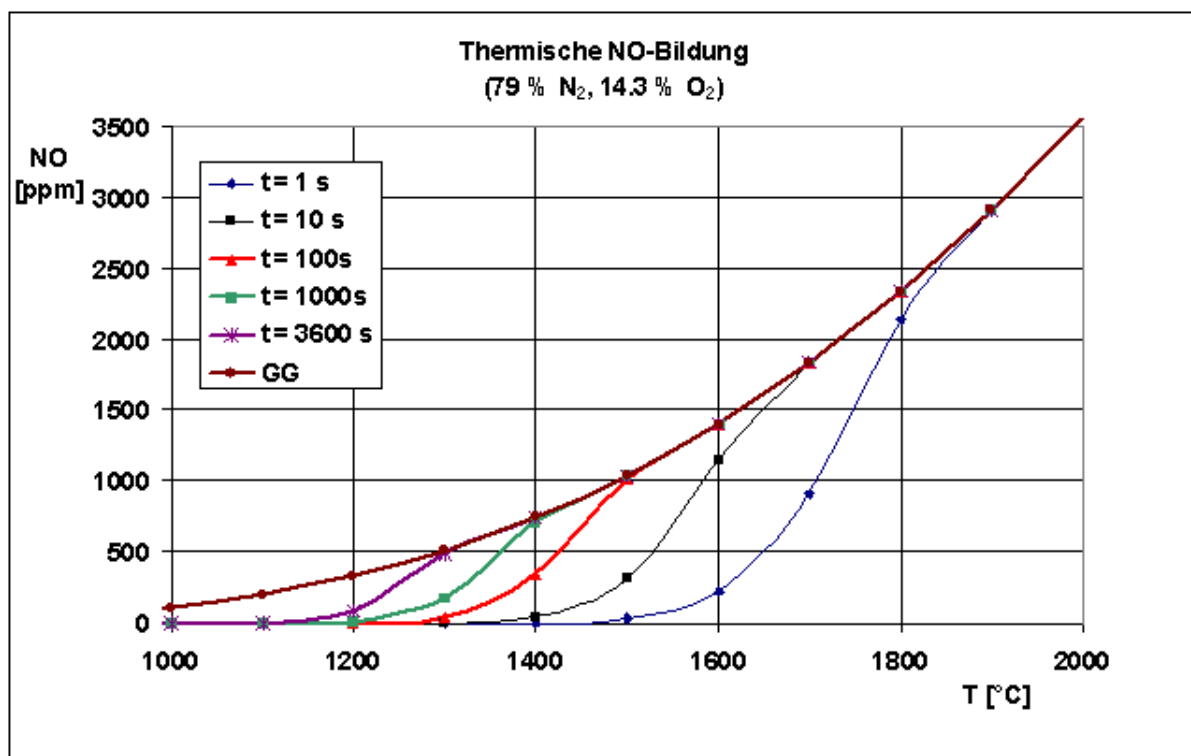
Emissionsquelle	Einreichung		Plausibilitätsprüfung	
		kg/a		kg/a
Reingaskamin				
Staub gesamt		28688		38108
Fe ₂ O ₃	keine Angabe			6557
FeCO ₃	keine Angabe			7044
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})[CO ₃] ₂	keine Angabe			2407
CaCO ₃ *MgCO ₃	keine Angabe			4
CaCO ₃ *MgO	keine Angabe			13
NaHCO ₃	keine Angabe			19515
HOK	keine Angabe			2567
Schwefel	keine Angabe			0.055
Klasse I, Hg		153		191
Klasse I, Tl		38		1.12E-04
Summe Klasse II		191		1.84E-01
davon Pb		382		6.37E-03
Summe Klasse III		382		2.37E-02
SO ₂		191250		190540
NO ₂		382500		720553
C-org		191250		-
PCDD/F		0.00038		-
HF		2896		2858
HCl		38250		38108

Die Abweichung für die Staubfracht ist auf die Dokumentation des 75% HMW-Wertes in den Einreichunterlagen (Kapitel 7, Seite 3) zurückzuführen; die Abweichung der Hg-Fracht auf die Dokumentation des 80% HMW-Wertes in den Einreichunterlagen (Kapitel 7, Seite 3).

Die Abweichung für TI und Pb resultiert aus der Berechnung der Emissionsfracht in den Einreichunterlagen aus dem Grenzwert, während bei der verfahrenstechnischen Überprüfung die Daten für die Erzspezifikation nach Dokument 090527_UVP_PA_Ergänzung.doc/ 27.05.09 verwendet wurden.

Für die Ermittlung der NO_x-Belastung als Rechenwert NO₂ wurde bei der Plausibilitätsprüfung der thermodynamisch mögliche Maximalwert berechnet. Die Minderangabe in den Einreichunterlagen ist aber plausibel. Die NO_x-Belastung mit thermischem NO_x hängt wesentlich von der Verweilzeit bei einer vorgegebenen Temperatur und Ofenatmosphäre ab. Die folgende Abbildung 13 zeigt den Gleichgewichtswert und den Einfluss der Verweilzeit auf die tatsächliche NO-Belastung des Verbrennungsgases.

Abbildung 13: Bildungswahrscheinlichkeit für Thermisch gebildetes NO bei festgelegter Ofenatmosphäre in Abhängigkeit von der Reaktortemperatur und der Verweilzeit



CO₂ (Kapitel 7)

CO ₂	Einreichung	Plausibilitätsprüfung	
	t/a	t/a	kg/t Sinter
Prozess	760000	755252	521.6
davon Calcinierung		721578	498.3
davon Sinteranlage		33674	23.3
Erdgas	100000	74524	51.5
davon Calcinierung		37717	26.0
davon Sinteranlage		36806	25.4
Koks + Bindemittel	47000	51515	35.6

Die geringere CO₂-Fracht aus der Koksverbrennung nach den Einreichunterlagen hängt als Rechenwert nur vom Kokszusatz ab. Bei der Plausibilitätsprüfung wurde der Kokszusatz mit 2 t/h angenommen. In den Einreichunterlagen ist er mit 1.765 t/h angesetzt. (Anmerkung: Aus technologischer Sicht ist ein Kokszusatz von 2 t/h ein Maximalwert, der in der metallurgischen Praxis der Sinterung von Spateisenstein kaum überschritten werden kann. Es ist in der praktischen Anwendung sogar denkbar, dass überhaupt kein Kokszusatz erforderlich ist. Das bedeutet, dass der CO₂-Beitrag aus dem Kokszusatz zwischen 0 jato und maximal 51515 jato liegen kann. Entfällt der Kokszusatz vollständig, muss auf alle Fälle dieses Energieäquivalent mit Erdgas ersetzt werden. Die CO₂-Fracht würde in letzterem Fall um 25480 jato niedriger sein. Bei der Plausibilitätsprüfung wurde daher die höchstmögliche CO₂-Fracht als Vergleichsbasis berechnet.)

Schwefel

Schwefelfracht und Verteilung wurden in der verfahrenstechnischen Überprüfung nach dem Dokument 090527_UVP_PA_Ergänzung.doc/ 27.05.09 (Seite 105) ausgeführt. Die Schwefelbeladung von 4.5 kg/t wurde von der Konsenswerberin nachträglich auf 0.45 kg/t korrigiert. Daraus ergibt sich die folgende Frachtverteilung für Schwefel als Rechenwert.

Stofffluss Schwefel	Einreichung	Plausibilitätsprüfung
	t/a	t/a
Feinerzaufgabe, Summe	1215	1216
Taubanteil (unmag. Berge)	167	131
Reingas	96	100
Abfall	603	594
Produkt	350	391
Schwefeloutput Summe	1216	1214

Quecksilber

Aus der Massenbilanz wurde bei der verfahrenstechnischen Überprüfung für Quecksilber die folgende Verteilung abgeleitet.

Stofffluss Hg	Plausibilitätspr.
	%
Feinerzaufgabe, Summe	100
Taubanteil (unmag. Berge)	5
Reingas	4
Abfall	91
Produkt	0
Hg-Output Summe	100

Das Quecksilber wird im Gesamtprozess zwei Mal (bei der Calcinierung und beim Sinterprozess) durch die hohe Produkttemperatur in die Gasphase übertragen. Es kann in der Gasphase sowohl elementar als auch bei hohen Temperaturen als Verbindung (z.B.: HgCl₂) vorliegen.

Reststoffe (Kapitel 4)

Reststoff aus der Prozessgasreinigung:

In den Einreichunterlagen ist der Reststoff aus der Prozessgasreinigung nicht näher spezifiziert.

Aus der Massenbilanz lässt sich für den Rückstand der Prozessgasreinigung (Bilanzabschnitt 11) folgende Aufteilung der Zusammensetzung generieren.

Prozessgasreinigung	kg/h
Prozessstaub	
Fe ₂ O ₃	148.91
FeCO ₃	159.97
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	54.67
CaCO ₃ *MgCO ₃	0.10
CaCO ₃ *MgO	0.29
Summe	363.94
Matrixbelastung	kg/h
Schwefel	1.26E-03
Chlor	1.02E-03
Fluor	1.02E-03
Quecksilber	5.25E-01
Thallium	2.54E-06
Blei	1.45E-04
As	1.34E-03
Cd	2.69E-04
Ni	4.03E-03
Cu	5.38E-04
Zn	2.69E-03
Summe	0.54
Staub Gasreinigung:	kg/h
NaHCO ₃	27.65
HOK	58.56
Na ₂ SO ₄ (Rechenwert)	309.85
NaF	19.70
NaCl	7.84
Summe	423.62
Reststoff gesamt (kg/h)	788.09
Reststoff gesamt (jato)	6699

In den Einreichunterlagen ist für den Reststoff aus der Prozessgasreinigung ein Wert von 6500 jato angegeben. Die Abweichung zur Reststoffmenge von 6699 jato bei der verfahrenstechnischen Überprüfung beruht auf dem Rechenwert für das Entschwefelungsprodukt. In den Einreichunterlagen ist das Produkt als Na₂SO₃ angegeben. Bei der verfahrenstechnischen Überprüfung wurde es als Na₂SO₄ berechnet. Die tatsächliche Zusammensetzung des Reststoffes wird beide Produkte (Na₂SO₃ und Na₂SO₄) beinhalten. Die Angabe in den Einreichunterlagen ist daher plausibel.

Berge (Taubanteil):

In den Einreichunterlagen ist der Taubanteil nicht näher spezifiziert.

Aus der Massenbilanz lässt sich für den Rückstand der Magnetscheidung (Bilanzabschnitt 6) folgende Aufteilung der Zusammensetzung generieren.

Taubanteil	t/h
Fe ₂ O ₃	17.96
FeCO ₃	1.37
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})O ₂	1.21
Ca(Mg _{0,8} Fe _{0,2})(CO ₃) ₂	5.26
CaCO ₃ *MgO	2.32
CaCO ₃ *MgCO ₃	7.82
SiO ₂	8.15
Summe (t/h)	44.10
Matrixbelastung	kg/h
Blei	2.08
As	2.60
Cd	0.52
Ni	7.80
Cu	1.04
Zn	5.20
SO ₂	30.76
HCl	54.68
HF	55.97
Quecksilber	0.03
Summe (kg/h)	160.68

Zusammenfassung des Vergleiches:

Die Plausibilitätsprüfung ergab im Vergleich zu den Angaben der Konsenswerberin zum Teil vollständige Übereinstimmungen bei Frachten, Durchsätzen und prozentualen Angaben, aber auch gewisse Abweichungen, die im Text beschrieben und erklärt wurden. Diese Abweichungen sind vorwiegend durch unterschiedliche Stoffdaten begründet und stellen KEINE Gründe für eine „Unplausibilität“ dar.

Plausibilität – Vergleich: plausibel

Verfahrenstechnische Beurteilung des Prozesses

Technologie

Kennzeichnende Merkmale des Verfahrens sind:

- magnetisierendes Rösten des Feinerzes in der Zykloncalcinieranlage
- Herstellung eines Konzentrates durch Magnetseparation des calcinierten Feinerzes
- Sinterbrand des Konzentrates

Die Prozesse sind beispielsweise in: Franz Oeters et al, Iron, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, John Wiley & Sons, 7th Edition Electronic Release, Update vom 4.2.2008, beschrieben. Wortwörtliche Zitate:

A process of limited importance is **magnetizing roasting** followed by low-intensity magnetic separation. The iron minerals are thermally converted to magnetite with solid, liquid or gaseous reducing agents.

A **thermal beneficiation** process is the roasting of siderite ore. The purpose of this process is to save weight for transport and to relieve the blast furnace of the carbon dioxide load. Shaft furnaces or sintering machines are employed. In the latter case, agglomeration is combined with calcination.

The **magnetic concentration** of magnetite ore takes place in drum-type separators with a low-intensity magnetic field. Dry separators are fed from the top and discharge the nonmagnetics, in wet separation the ferromagnetics are picked up from the feed pulp (underfeed). Ferrite-based permanent magnets have almost completely replaced ALNICO and electromagnets. The magnetic flux density is up to 0.15 T.

Pelletizing. A suitable binder and water are added to the ore fines, which are fed into a inclined rotating drum or disk. These green pellets may subsequently be fired in a furnace to increase their strength.

Sintering. Coal dust (5 – 6 %), ore fines, and water are mixed and fed onto the grate of a sinterstrand. The carbon in the sinter bed is ignited, and air sucked or blown through the bed produces an ignition front which facilitates drying, calcination, volatilization of the compounds in the bed, and fusion of the materials in the bed, imparting strength to the sinter. If sulfides are roasted and sintered, no carbon need be added.

If the beneficiation process yields very fine-grained concentrates (e.g., < 0.1 mm), these are usually converted to pellets at the mine and transported in this form. *Sinter* is generally produced at the ironworks. The varying loads imposed on material during transport to the blast furnace mean that pellets must satisfy stringent mechanical strength requirements. Pellets are also nearly always made from one well-defined ore or concentrate, whereas sinter is produced from predesigned mixtures of ores and additives. There are exceptions, such as pellets made at ironworks from mixed ore, or sinter made from a single ore or concentrate quality where an ironworks uses ore from a single deposit. Blast furnaces are also sometimes operated with lump ore alone, sinter alone, or pellets alone. Sponge iron plants are generally fed with a single iron source.

Sinter and pellets differ in the way the particles are bound into the agglomerate. In pellets, the ore particles are connected chiefly by bridges of ore. When magnetite is oxidized at temperatures $> 900\text{ }^{\circ}\text{C}$ during hardening of pellets, these bridges arise through mobilization of lattice constituents during recrystallization into the hematite lattice. In the case of hematite ores, mobilization is less pronounced, because the crystal lattice structure does not change. The formation of iron oxide bridges is supported by additional slag bridges; it must be remembered that the quantity of slag in many pellet qualities is only 3 – 4 wt % (corresponding to 6 – 7 vol %).

Sinter consists of a calcium ferrite matrix, with siliceous and aluminous constituents dissolved and primary hematite embedded in it. Whereas pellets are thoroughly oxidized (a maximum of 0.5 wt % FeO), sinter contains 4 – 6 wt % FeO, which is linked to silica and alumina in the matrix.

Pellets are burned at a temperature below the melting points of the constituents. Their strength gain is adequate only when the reaction temperature is controlled to $\pm 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ over long time periods. For this reason, hot gas is used to supply heat; it can be generated by the combustion of fuel gas, oil, or even coal. In sintering, on the other hand, the constituents of the mixture are melted. This happens at temperatures so high that the reaction itself goes to completion within minutes, but in a thin layer that continuously advances through the material bed concurrently to the gas. The fuel is coke breeze, or occasionally non-gassing coal fines, evenly distributed in the sinter mixture.

Pelletizing. Iron-ore pellets are made in two steps. The concentrate to be pelleted must have a sufficiently fine particle-size distribution (65 – 85 wt % $< 0.045\text{ mm}$) and a specific surface area of at least $1600\text{ cm}^2/\text{g}$ as measured by a permeability method (Blaine, Fisher Subsize Sizer).

Spherical *green pellets* (green balls) of appropriate size (ca. 9 – 16 mm in diameter) are formed by a pelletizing disk or drum. The particles are bound together by capillary forces acting through water bridges between them. This means that green pellets can be obtained only at a narrow range of moisture content. If the water content in the fine ore (which is usually recovered as a filter cake) is too high, water-absorbent materials such as bentonite can be used to correct it within narrow limits. If the water content is low (ideal case) it is useful to hold it in the filter cake ca. 0.5 – 1 % lower than the green pellet moisture content to suppress the premature formation of undersize pellets (“micropellets”) in the granulator.

The second operation is the **thermal hardening** of the pellets at $1200\text{ – }1320\text{ }^{\circ}\text{C}$. Nonthermal hardening is employed only in a few unimportant cases. Three distinct heat hardening systems exist: the traveling grate, the combination of preheating traveling grate and rotary kiln (grate – kiln), and the shaft furnace. The shaft furnace is mainly suitable for magnetite concentrates and low capacities (up to ca. 500 000 t/a) and has lost much of its market share in the past 15 years. The traveling grate and the grate – kiln combination each share ca. 50 % of the market.

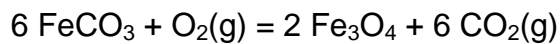
Zusammenfassung der Technologiebewertung:

Die zitierten Literaturstellen belegen, dass die einzelnen Verfahrensschritte – wie auch das Gesamtverfahren – prinzipiell geeignet sind (ist), aus dem im Projekt

beschriebenen Ausgangsmaterial das gewünschte Produkt herzustellen. Die dafür beschriebene Technologie kann somit aus verfahrenstechnischer Sicht als dem Stand der Technik entsprechend angesehen werden.

Thermodynamik

Das magnetisierende Calcinieren (Bilanzabschnitt 4) kann über die Bruttoreaktionsgleichung



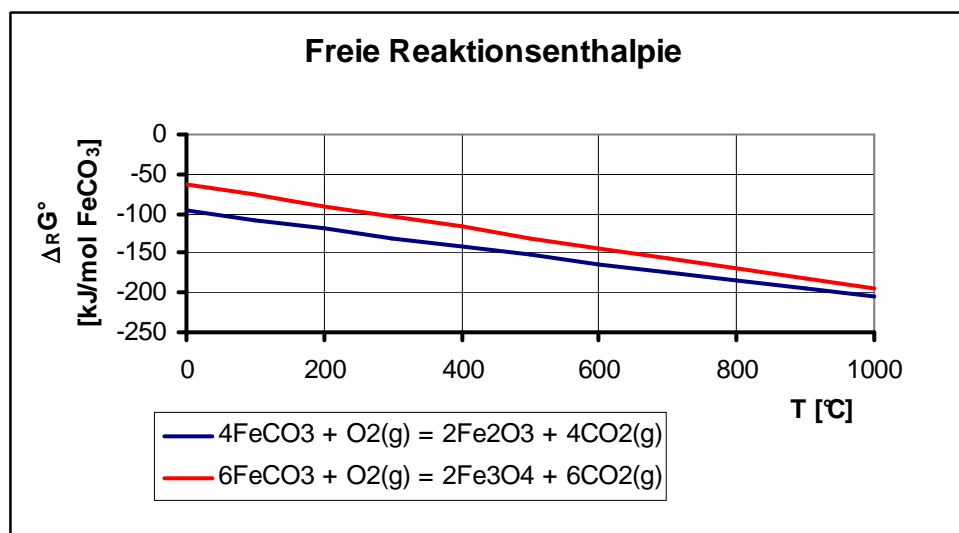
und der Dolomitbrand kann über die Reaktionsgleichungen



beschrieben werden.

Die magnetisierende Calcinierung von Spateisenstein erfolgt vollständig. Die magnetisierende Calcinierung ist eine exotherme Reaktion.

Die Literatur gibt für die Reaktion eine Reaktionsenthalpie von $\Delta_R H^\circ_{273} = -25 \text{ KJ/mol FeCO}_3$ an. Fe_3O_4 ist in oxidierender Atmosphäre nicht stabil und wird zu Fe_2O_3 weiter oxidiert. Die Feststellung der Konsenswerberin, dass bei der magnetisierenden Calcinierung als Produkt Hämatit (Fe_2O_3) aus der Zyklonanlage ausgetragen wird, ist thermodynamisch bestätigt. Die folgende Abbildung zeigt den Vergleich der Freien Standardreaktionsenthalpie $\Delta_R G^\circ$ für die Bildung von Fe_2O_3 und Fe_3O_4 . Im Temperaturbereich bis $T = 1000 \text{ }^\circ\text{C}$ liegt $\Delta_R G^\circ$ bezogen auf je 1 mol FeCO_3 für die Bildung von Fe_3O_4 über dem Wert für die Bildung von Fe_2O_3 (ist positiver). Das heißt, dass die Oxidation zu Fe_2O_3 bevorzugt ist.

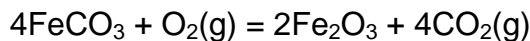


Die Oxidationsreaktion



Ist exotherm.

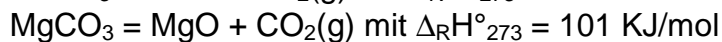
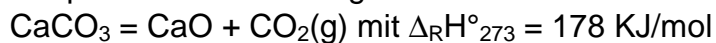
Der Gesamtprozess der Calcinierung lässt sich mit der Reaktionsgleichung



mit $\Delta_{\text{R}}H^\circ_{273} = - 65 \text{ KJ/mol FeCO}_3$ beschreiben.

Die Gesamtreaktion erfordert nach der Bruttoreaktionsgleichung für die magnetisierende Calcinierung eine oxidierende Ofenatmosphäre. Sowohl beim Calciniervorgang (Bilanzabschnitt 4, $\text{O}_2 = 12 \text{ Vol\%}$) als auch beim Sinterprozess (Bilanzabschnitt 9, $\text{O}_2 = 14 \text{ Vol\%}$) ist eine oxidierende Ofenatmosphäre gewährleistet.

Die partielle Calcinierung von Dolomit ist endotherm.



Während die Entsäuerung von MgCO_3 bei Temperaturen über $T = 300 \text{ }^\circ\text{C}$ beginnt, benötigt man für das Einsetzen der Entsäuerung von CaCO_3 Temperaturen über $T = 900 \text{ }^\circ\text{C}$. Die Calcinierung von Dolomit führt daher zu einer partiellen Entsäuerung von Magnesiumcarbonat. Das Calciumcarbonat ist stabil.

Stellungnahme aus verfahrenstechnischer Sicht zum Schreiben Zl. 162-370/09 02 0304/14-UK/09 des Bundesministeriums für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt und Wasserwirtschaft vom 26.8.2009

Ad 1. Generelle Anmerkungen

„ Es besteht Ergänzungsbedarf bei den Unterlagen hinsichtlich der Luftschadstoff- und CO_2 -Emissionen.“

Bei der verfahrenstechnischen Beurteilung wurden die Luftschadstofffracht und –zusammensetzung und die CO_2 -Emissionen nach Quelle und Fracht berücksichtigt. Die Ergebnisse sind im Kapitel „Vergleich der Ergebnisse der verfahrenstechnischen Überprüfung mit der Spezifikation in den Einreichunterlagen“ zusammengefasst.

Ad 2. Notwendige Ergänzungen, CO_2 -Emissionen

Die CO_2 -Fracht, die Aufschlüsselung nach Quellen und die Aufteilung auf die Verfahrensstufen Calcinierung und Sinterung wurden bei der verfahrenstechnischen Beurteilung berücksichtigt. Die Ergebnisse sind im Kapitel „Vergleich der Ergebnisse der verfahrenstechnischen Überprüfung mit der Spezifikation in den Einreichunterlagen“ im Unterkapitel „Emissionssituation“ zusammengefasst.

Betreffend Plausibilitätsprüfung für die CO_2 -Prozessemissionen ist anzumerken, dass nach den Ergebnissen der verfahrenstechnischen Beurteilung bei der Calcinierung von Spateisenstein ein stündlicher Sauerstoffbedarf für die Oxidation des FeO zu Fe_2O_3 von 13.84 t/h (Abbildung 2) benötigt wird. Ein Minderbedarf ist auch beim Sintervorgang gegeben. Dieser Sauerstoffbedarf, der in die Massenbilanz eingeht, ist in den Einreichunterlagen nur indirekt über den Luftbedarf ausgewiesen.

Ad 2.1.3 Energiebedarf

In der verfahrenstechnischen Beurteilung wurde der spezifische Energiebedarf im Kapitel „Vergleich der Ergebnisse der verfahrenstechnischen Überprüfung mit der Spezifikation in den Einreichunterlagen“ im Unterkapitel „Spezifischer Energiebedarf“ zusammengefasst.

Zusammenfassung der verfahrenstechnischen Beurteilung:

Durch die Erstellung der Massen- und Energiebilanz und durch Zusammenführung der Ergebnisse in die Stoffflussanalyse konnte für die in Kapitel 3 und Zeichnung Nr. 775332, Version b (revidierte Ausführung) der Einreichunterlagen beschriebenen Prozess- und Betriebsdaten eine Plausibilitätsprüfung durchgeführt werden.

Der Vergleich der Massen- und Energiebilanz und die daraus abgeleitete Stoffflussanalyse für den Gesamtprozess bestätigen die in Kapitel 3 und Zeichnung Nr. 775332, Version b (revidierte Ausführung) der Einreichunterlagen dokumentierte verfahrenstechnische Beschreibung und die Plausibilität des Gesamtprozesses.

Die im Projekt beschriebene Technologie kann aus verfahrenstechnischer Sicht als dem Stand der Technik entsprechend angesehen werden.

Aus verfahrenstechnischer Sicht werden – zur Aufrechterhaltung eines stabilen Betriebszustandes - noch folgende Auflagen vorgeschlagen:

- Sämtliche Abwässer (Bilanzabschnitt 5), die in die Mischanlage (Bilanzabschnitt 8) eingebracht werden (Abflutwasser, Filterrückspülwasser und Regenerationswasser), sind, um Schwankungen (Stossbelastungen) oder unkontrollierten Ablauf vermeiden zu können, über einen Puffertank (Mindestvolumen: doppelte stündliche hydraulische Fracht) zur Mischanlage (Bilanzabschnitt 8) zu führen.
- Der abgeschiedene Staub des Produktfilters 4 (Pelletseinlagerung in Bilanzabschnitt 10) muss gemeinsam mit dem Unterkorn wieder zur Mischanlage rücktransportiert werden und darf nicht auf das Chargierband zur Siebstation abgeworfen werden. (Anmerkung: Dies deshalb, da der Staub von der Siebstation nicht wieder in den Gasweg ausgetragen werden soll.)
- Die Trocknerabluftleitung von der Wanderrostanlage (Bilanzabschnitt 9) zur Calcinieranlage (Bilanzabschnitt 4) bzw. zum Produktfilter 2 (Bilanzabschnitt 12), muss gegen die mögliche Taupunktunterschreitung entsprechend den jeweiligen Umgebungsbedingungen geschützt/isoliert werden.
- Die Druckluft für die Abreinigung der Schlauchfilter (Produktfilter 1) ist zu entfeuchten (der Wassergehalt der Druckluft ist so zu vermindern, dass in den druckseitigen Leitungen bei der niedrigsten Außentemperatur keine Kondensatbildung möglich ist). Abwässer aus der Entfeuchtung können in die Mischanlage (Bilanzgebiet 8) eingeleitet werden.