
Bernhard Hiebl

**Thermodynamisches Bilanzmodell für den Hochofen
zur Optimierung und Analyse der Betriebsweise**

DIPLOMARBEIT

zur Erlangung des akademischen Grades eines
Diplom-Ingenieurs

**der Studienrichtung Verfahrenstechnik
erreicht an der**

Technischen Universität Graz

(in Zusammenarbeit mit der voestalpine Stahl Donawitz GmbH & Co.KG)

Schenk, Johannes, Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn.

Institut für Metallurgie

Montanuniversität Leoben

Siebenhofer, Matthäus, Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn.

Institut für Chemische Verfahrenstechnik und Umwelttechnik

Technische Universität Graz

2011

Kurzfassung

Der Hochofenbetrieb der voestalpine Stahl Donawitz GmbH & Co.KG betreibt zwei Hochofen, Hochofen 1 und Hochofen 4. Zur Steigerung der Leistung und Optimierung des Reduktionsmittelverbrauchs hat sich der Hochofenbetrieb entschieden, die Heißwindtemperatur am Hochofen 4 mittels Erdgaszugabe zum Brenngas an den Winderhitzern des Hochofens 4 um bis zu 150 °C anzuheben.

In dieser Arbeit sollen nun die Auswirkungen dieser Veränderung auf den Hochofenprozess untersucht werden.

Für diesen Zweck wurde ein Bilanzmodell auf Basis von MS EXCEL erstellt, das die Bilanz der Stoffströme rund um den Anlagenkomplex Sinteranlage/Hochofen darstellt und es ermöglicht, über die Energiebilanz des Unterofens auch den thermischen Zustand des Hochofenprozesses abzuschätzen.

Mit diesem Werkzeug wurden verschiedene Betriebsfälle durchgerechnet und die Ergebnisse im Rahmen dieser Arbeit dargestellt und diskutiert.

Abstract

Steel producer voestalpine Stahl Donawitz GmbH & Co.KG operates at its site two Blast Furnaces, BF 1 and BF 4.

To increase productivity and optimize the rate of reducing agents such as coke and pulverized coal the management decided to increase the blast temperature at BF 4 by up to 150 °C. This should be performed by adding natural gas to fuel gas of the hot stoves E1/E2/E3.

The central issue of this paper is to investigate the effects of this change on blast furnace operation.

For this purpose a model for mass and energy balance of the blast furnace process based on MS Excel was developed.

With this tool different cases of blast furnace operation by varying different parameters were calculated.

The results and discussion of these calculations are presented in this thesis.

Deutsche Fassung:
Beschluss der Curricula-Kommission für Bachelor-, Master- und Diplomstudien vom 10.11.2008
Genehmigung des Senates am 1.12.2008

EIDESSTÄTTLICHE ERKLÄRUNG

Ich erkläre an Eides statt, dass ich die vorliegende Arbeit selbstständig verfasst, andere als die angegebenen Quellen/Hilfsmittel nicht benutzt, und die den benutzten Quellen wörtlich und inhaltlich entnommene Stellen als solche kenntlich gemacht habe.

Graz, am

.....
(Unterschrift)

Englische Fassung:

STATUTORY DECLARATION

I declare that I have authored this thesis independently, that I have not used other than the declared sources / resources, and that I have explicitly marked all material which has been quoted either literally or by content from the used sources.

.....
date

.....
(signature)

Inhaltsverzeichnis

Kurzfassung	II
Abstract	III
Eidesstattliche Erklärung	IV
Inhaltsverzeichnis	I
Akronyme	I
Abbildungsverzeichnis	II
Tabellenverzeichnis	I
1 Einleitung	1
1.1 Der Hochofenbetrieb voestalpine Stahl Donawitz.....	1
1.2 Zielsetzung.....	2
2 Der Hochofenprozess	4
2.1 Allgemeines	4
2.2 Aufbau des Hochofens.....	8
2.3 Einsatzstoffe/Produkte	15
2.3.1 Einsatzstoffe	15
2.3.1.1 Reduktionsmittel/Brennstoffe.....	15
2.3.1.2 Eisenträger	18
2.3.1.3 Kreislaufstoffe	23
2.3.2 Produkte	23
2.3.2.1 Roheisen.....	23
2.3.2.2 Schlacke	24

2.3.2.3 Gichtgas.....	25
2.4 Reaktionen im Hochofen.....	26
2.4.1 Reaktionen im oberen Teil des HO	26
2.4.2 Reaktionen im mittleren Teil	28
2.4.3 Reaktionen im unteren Teil.....	29
2.4.4 Reaktionen in der Feuerungszone	30
3 Thermodynamische Betrachtung des Reduktionsvorganges im HO.....	32
3.1 Verbrauch von Reduktionsmittel und Brennstoff.....	32
3.2 Wichtige Kennzahlen	34
3.2.1 Reduktionsgrad RD	34
3.2.2 Gasoxidationsgrad GOD.....	34
3.3 Das Baur – Glässner Diagramm	35
3.4 Das Rist Diagramm.....	38
3.5 Thema – indirekte – direkte Reduktion	40
3.5.1 1-stufig, 100% indirekt (Linie 1).....	40
3.5.2 3-stufig, 100% indirekt (Linie 2).....	40
3.5.3 100% Direkte Reduktion (Linie 3).....	41
3.5.4 Kombination Indirekte/Direkte Reduktion (Linie 4).....	41
3.5.5 Betrieb der voestalpine Stahl Donawitz (Linie 5).....	42
3.6 Der Winderhitzerbetrieb am HO4 der voestalpine Stahl Donawitz	44
4 Massen – und Wärmebilanz im Hochofen.....	46
4.1 Allgemeines	46
4.2 Massenbilanz Sinteranlage/Hochofen	46
4.3 Energiebilanz Unterofen	49
4.3.1 Bilanzgrenze	49
4.3.2 Vorgangsweise zur Berechnung der Wärmebilanz des Unterofens.....	50
4.3.3 Diagramm zur Darstellung des Kohlenstoffverbrauchs in Abhängigkeit des Vorreduktionsgrades.....	52
4.3.3.1 Kurvenzug für die Wärmebilanz (braun).....	52
4.3.3.2 Kurvenzug – Bilanz für Reduktion (blau).....	53
4.3.3.3 Kurvenzug GOD (grün).....	54
5 Betrachtung und Vergleich verschiedener Betriebsweisen des HO 4.....	56
5.1 Typische Betriebsweise des HO 4 in Donawitz	56

5.2	Änderung von Prozessparametern und deren Auswirkungen	60
5.2.1	Erhöhung der Windtemperatur	60
5.2.2	Sauerstoffzugabe zum Heißwind.....	61
5.2.3	Erhöhung der Windmenge.....	65
5.2.4	Erhöhung der PCI Rate	66
6	Analyse der Rechenergebnisse	69
7	Zusammenfassung	72
8	Literaturverzeichnis	74
A	Anhang.....	1
A.1	Diagramme und Tabellen zu den Berechnungen	1
A.2	Beschreibung des Rechenprogramms.....	9

Akronyme

RD	Reduktionsgrad [%]
GOD	Gasausnutzung [%]
RD _{ind}	indirekter Reduktionsgrad [%]
RE	Roheisen
PCI	Pulverized Coal Injection
DRI	Direct Reduced Iron
HBI	Hot Briquetted Iron
HO	Hochofen
SA	Sinteranlage

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2-1: Vom Mischbett zum Roheisen	5
Abbildung 2-2: Vergleich verschiedener Verfahren zur Roheisenherstellung [11]	6
Abbildung 2-3: Weltroheisen und Weltrohstahlproduktion [11]	7
Abbildung 2-4: Weltproduktion an Direct Reduced Iron [11]	8
Abbildung 2-5: Querschnitt durch den Hochofen [19].....	9
Abbildung 2-6: Schematische Darstellung eines Gimbal Gichtverschlusses [11]	10
Abbildung 2-7: Verbrennungszone mit Wirbelzone vor den Windformen [12].....	12
Abbildung 2-8: Zonen im Hochofen [5].....	14
Abbildung 2-9: Eindüsung der Kohle über die Windform	16
Abbildung 2-10: Kohleaufbereitungsanlage [11]	18
Abbildung 2-11: Entwicklung der Erz – und Pelletspreise vor der Wirtschaftskrise [9]	20
Abbildung 2-12: Moderne Sinteranlage [11].....	21
Abbildung 2-13: Schema eines Wanderrost – Brennprozesses einer Pelletieranlage	22
Abbildung 2-14: Schematische Darstellung der Reduktionszonen im Hochofen [4]	26
Abbildung 2-15: Gaszusammensetzung vor den Windformen [2]	31
Abbildung 3-1: Entwicklung des Kokspreises von 2002 bis März 2011 [11]	32
Abbildung 3-2: Entwicklung des Reduktionsmittelverbrauchs der Hochöfen in Deutschland [5].....	33
Abbildung 3-3: Baur - Glässner Diagramm für O/C [3, 29]	36
Abbildung 3-4: Das Rist Diagramm	38

Abbildung 3-5: Darstellung der verschiedenen Reduktionswege im Rist Diagramm	42
Abbildung 4-1: Eingabeblatt für den Hochofen.....	47
Abbildung 4-2: Ergebnisblatt aus dem Rechenprogramm für den Hochofenbetrieb Donawitz	48
Abbildung 4-3: Bilanzabschnitt für die Wärmebilanz	49
Abbildung 4-4: Tabellenblatt zur Berechnung der Energiebilanz des Unterofens	51
Abbildung 4-5: Wärmebilanz für optimalen Betrieb und tatsächlichen Betrieb.....	53
Abbildung 4-6: Schema der Gas – Eisenoxid Bilanz bei der indirekten Vorreduktion	54
Abbildung 4-7: Punkte der GOD – Kurve aus Rist Diagramm.....	55
Abbildung 5-1: Betriebslinie eines typischen Betriebsfalles im HO 4 in Donawitz	58
Abbildung 5-2: Wärmebilanz für den typischen Betriebsfall des HO 4.....	59
Abbildung 5-3: Entwicklung des Reduktionsmittelverbrauches bei verschiedenen Windtemperaturen für 22,6 % O ₂ bzw. 30 % O ₂ im Wind bei einer Temperatur von 900 °C in der Zone der indirekten Reduktion	62
Abbildung 5-4: Entwicklung des Reduktionsmittelverbrauches bei verschiedenen Windtemperaturen für 22,6% O ₂ bzw. 30% O ₂ im Wind bei einer Temperatur von 1000 °C in der Zone der indirekten Reduktion	63
Abbildung 5-5: Rist Diagramm für eine spezifische Windmenge von 1600 Nm ³ /t RE	65
Abbildung 5-6: Rist Diagramm für den Betrieb mit einer PCI – Rate von 220 kg/ t RE	68

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1-I: Eckdaten HO1 und HO4 [4].....	1
Tabelle 2-I: Typische Korngrößen von Hochofeneinsatzstoffen [11].....	11
Tabelle 2-III: Zusammensetzung des Roheisens in Massen% [4].....	23
Tabelle 2-IV: Zusammensetzung der Schlacke in Massen% am HO 4 [4].....	24
Tabelle 2-V: Chemische Analyse des trockenen Gichtgases in vol%	25
Tabelle 3-I: Vergleich der verschiedenen Reduktionsvarianten	43
Tabelle 3-II: Erdgasanalyse [14].....	44
Tabelle 3-III: Chemische Analyse des trockenen Gichtgases in vol%.....	45
Tabelle 5-I: Eckdaten für einen typischen Betriebsfall des HO 4 in Donawitz.....	57
Tabelle 5-II: Vergleich Istbetrieb mit Betrieb mit erhöhter Windtemperatur.....	61
Tabelle 5-III: Betrieb mit 30 % Sauerstoff im Wind.....	64
Tabelle 5-IV: Vergleich Basisfall mit Betrieb mit höherer Kohleeinblasrate.....	66
Tabelle 5-V: Vergleich Basisbetrieb mit Betrieb mit PCI – Rate von 220 kg/t RE	67
Tabelle 6-I: Vergleich der verschiedenen Betriebsweisen.....	70
Tabelle 6-II: Angestrebter Betrieb ab 2012 im Vergleich zum jetzigen Betrieb	71

1 Einleitung

1.1 Der Hochofenbetrieb voestalpine Stahl Donawitz

Der Hochofenbetrieb der voestalpine Stahl Donawitz besteht aus dem Hochofen 1 (HO 1) und dem Hochofen 4 (HO 4). Die gesamte Produktionsmenge der beiden Hochöfen liegt um die 1,3 Mio t/Jahr, wobei der HO 1 750.000 t und der HO 4 560.000 t Roheisen produziert (Tabelle 1-I).

Tabelle 1-I: Eckdaten HO1 und HO4 [4]

		HO1	HO4
Produktivität*	[kg RE/m ³ .24h]	1800	1415
Arbeitsvolumen	[m ³]	1205	1343
Heißwindmenge	[Nm ³ /t RE]	1099	1282
Heißwindtemperatur	[°C]	1054	937
Reduktionsmittelverbrauch	[kg/t RE]	520	546,8
Gichtgasmenge trocken	[Nm ³ /tRE]	1521	1653
GOD	[%]	49,2	48,6
Gichtgastemperatur	[°C]	151	142

* Produktivität bezogen auf das Arbeitsvolumen: das Arbeitsvolumen wird gerechnet ab der sogenannten Teufenhöhe, das ist die Oberkante der Möllersäule

Dieser Leistungsunterschied hat zu einem großen Teil seine Begründung in der unterschiedlichen Winderhitzerkonfiguration.

Der HO 1 wird von 2 Winderhitzern (A1, A2) gespeist, die wiederum vorgewärmte Luft mit einer Temperatur von 400 °C von 2 kleinen Winderhitzern beziehen. Die durchschnittliche Heißwindtemperatur im Produktionsjahr 2007 lag bei 1054 °C. [4]

Der HO 4 erhält den Wind von 3 Winderhitzern (E1, E2, E3), wobei E1 und E2 im Jahr 1965 gebaut wurden, E3 im Jahr 1976. Die durchschnittliche Heißwindtemperatur im Produktionsjahr 2007 lag bei 937 °C. [4]

Beide Winderhitzersysteme verwenden als Brennstoff das Gichtgas aus HO 1.

Der Temperaturunterschied des Heißwindes ergibt sich dadurch, dass die Brennluft bei den E-Winderhitzern nicht wie bei den A-Winderhitzern des Hochofen 1 vorgewärmt wird, sondern mit Umgebungstemperatur zugeführt wird. Außerdem ist der Druckverlust des vom Hochofen 1 kommenden Gichtgases durch die längeren Rohrleitungen höher und die maximalen Gichtgasfließmengen an den E – Winderhitzern daher geringer.

1.2 Zielsetzung

Um die Leistungsfähigkeit des HO 4 zu steigern und den spezifischen Reduktionsmittelverbrauch zu senken, ist es notwendig, die Heißwindtemperatur zu erhöhen.

Um dies zu gewährleisten, muss die Flammentemperatur an den Brennern der Winderhitzer E1, E2, E3 erhöht werden.

Möglichkeiten für diese Temperaturerhöhung bei der bestehenden Anlage wären eine Wärmerückgewinnung aus dem Abgas der Winderhitzer zur Vorwärmung der Brennluft in einem Wärmetauscher oder eine Zugabe von Erdgas zum Gichtgas zur Erhöhung des Heizwerts des Brenngases. Nach einer Abschätzung von Investitions – und Betriebskosten hat sich der Hochofenbetrieb für die 2. Variante, also Beimischung von Starkgas zum Gichtgas entschieden.

Ziel dieser Arbeit ist es, die Auswirkungen der veränderten Betriebsweise der Winderhitzer auf den Hochofenprozess zu untersuchen. Im Mittelpunkt dabei steht der Verbrauch an Brennstoff und Reduktionsmittel.

Für diese Untersuchung wurde ein Bilanzmodell auf Basis MS Excel erstellt, das im ersten Schritt alle Stoffströme um die Anlagenkomplexe Sinteranlage und Hochofen darstellt.

Im zweiten Schritt wurde versucht, mithilfe dieses Bilanzmodells die Auswirkungen der veränderten Parameter Heißwindtemperatur, Heißwindmenge, Sauerstoffgehalt im Heißwind und Kohleeinblasrate auf den Koksverbrauch zu berechnen.

Weiters bietet dieses Programm die Möglichkeit, die chemischen und mengenmäßigen Veränderungen in den Produktströmen durch Variation der Einsatzstoffe in der Sinteranlage und im Hochofen abzubilden, die thermodynamischen Eigenschaften des Prozesses abzuschätzen und die Kosten der Rohstoffe pro t Roheisen (RE) und pro t Sinter zu berechnen.

2 Der Hochofenprozess

2.1 Allgemeines

Im Hochofen wird aus einer Mischung von Einsatzstoffen (Möller) Roheisen produziert. Das Eisen ist im Möller überwiegend als Hämatit (Fe_2O_3), also als 3-wertiges Eisen enthalten und wird im Hochofen zu metallischem Fe (Roheisen) unter der Bildung von Schlacke reduziert.

Die dafür erforderliche Wärme bezieht der Reaktor einerseits aus der Vergasung des Kohlenstoffs der Brennstoffe Koks und der eingeblasenen Feinkohle (PCI, Pulverized Coal Injection), andererseits aus der Wärmeenergie des mit hoher Temperatur ($900\text{ °C} - 1250\text{ °C}$) eingebrachten Heißwindes.

Koks und Kohle dienen auch als Reduktionsmittel.

Als Produkte liefert der Hochofen flüssiges Roheisen (Fe Gehalt 93 %, C – Gehalt 4 - 4,7 %, weiters geringe Mengen an Silizium (Si), Mangan (Mn), Phosphor (P), Schwefel (S)), Schlacke, Gichtgas und Gichtstaub.

Roheisen und Schlacke werden beim sogenannten Abstich chargenweise abgezogen, somit stellt der Hochofen einen kontinuierlichen Reaktor mit chargenweiser Produktlieferung dar.

Das flüssige Roheisen wird anschließend im Stahlwerk mit Zugabe von Schrott zu Rohstahl weiterverarbeitet.

In **Abbildung 2-1** sind die Stoffströme im Anlagenkomplex Sinteranlage, Hochofen, Winderhitzer und Kohleaufbereitungsanlage des Hochofenbetriebes in Donawitz dargestellt.

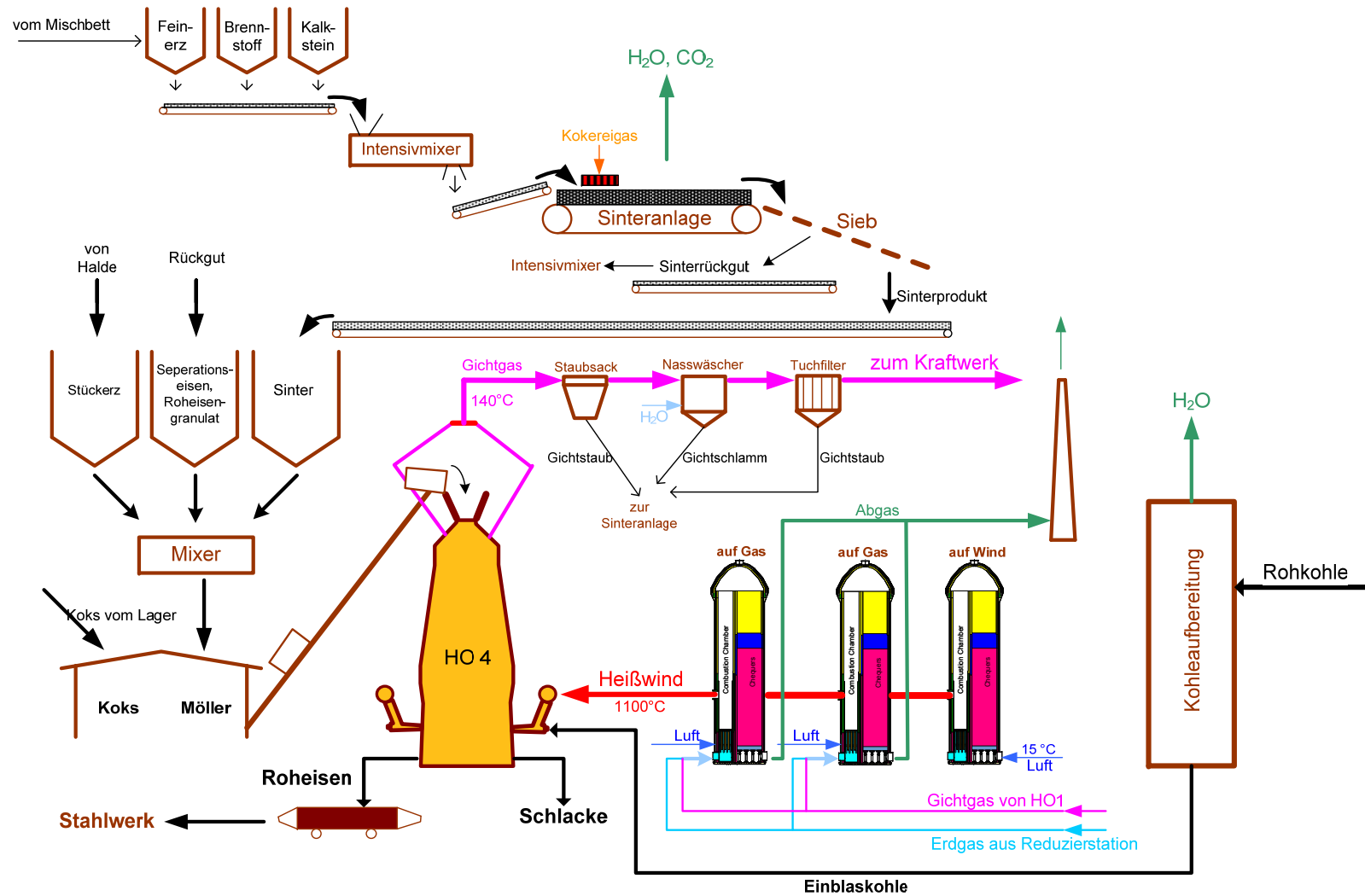


Abbildung 2-1: Vom Mischbett zum Roheisen

Auch im Jahr 2010 stellt der Hochofenprozess den größten Anteil an weltweit produzierter Roheisenmenge.

Alternativen zur Produktion von Roheisen über die konventionelle Hochofenroute sind Schmelzreduktionsanlagen (COREX, FINEX), die ausgehend von Feinerz oder Stückerz und Pellets Roheisen an den Sauerstoffkonverter liefern.

In **Abbildung 2-2** ist ein Vergleich der konventionellen Hochofenroute mit den Schmelzreduktionsanlagen dargestellt. Der Hauptvorteil von COREX (Coal Reduction) ist die Verwendung von Kohle als Reduktionsmittel, somit entfällt die Kokerei, der Vorteil von FINEX hat den weiteren Vorteil in der direkten Verwendung von Feinerzen, man benötigt daher auch keine vorgeschalteten Aufbereitungsprozesse für das Feinerz wie Sinter – oder Pelletieranlage.

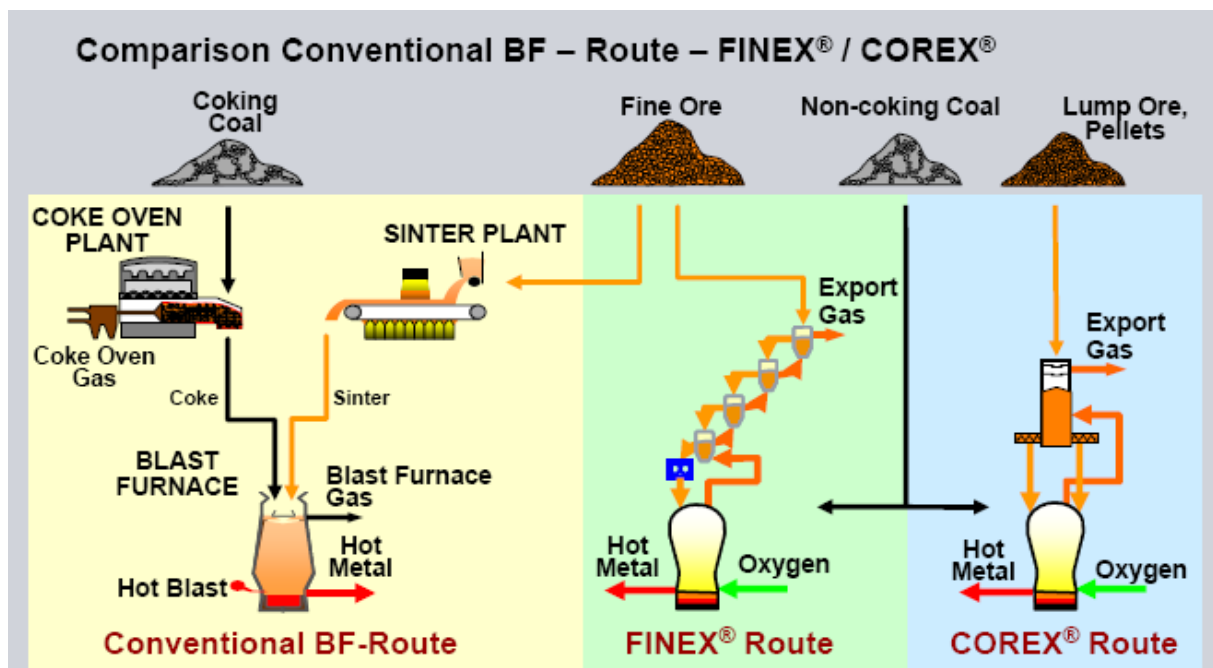


Abbildung 2-2: Vergleich verschiedener Verfahren zur Roheisenherstellung [11]

Der überwiegende Anteil der Rohstahlproduktion weltweit läuft aber über die konventionelle Hochofenroute.

Abbildung 2-3 zeigt die Roheisenproduktion weltweit und in China in Mio. t/a. Der starke Anstieg in den letzten 15 Jahren wurde durch den chinesischen Markt erzeugt, während außerhalb Chinas die Produktion stagniert. In den nächsten Jahren ist vor allem in Staaten wie China oder Indien durch Inbetriebnahmen von Neuanlagen ein weiterer Anstieg zu erwarten.

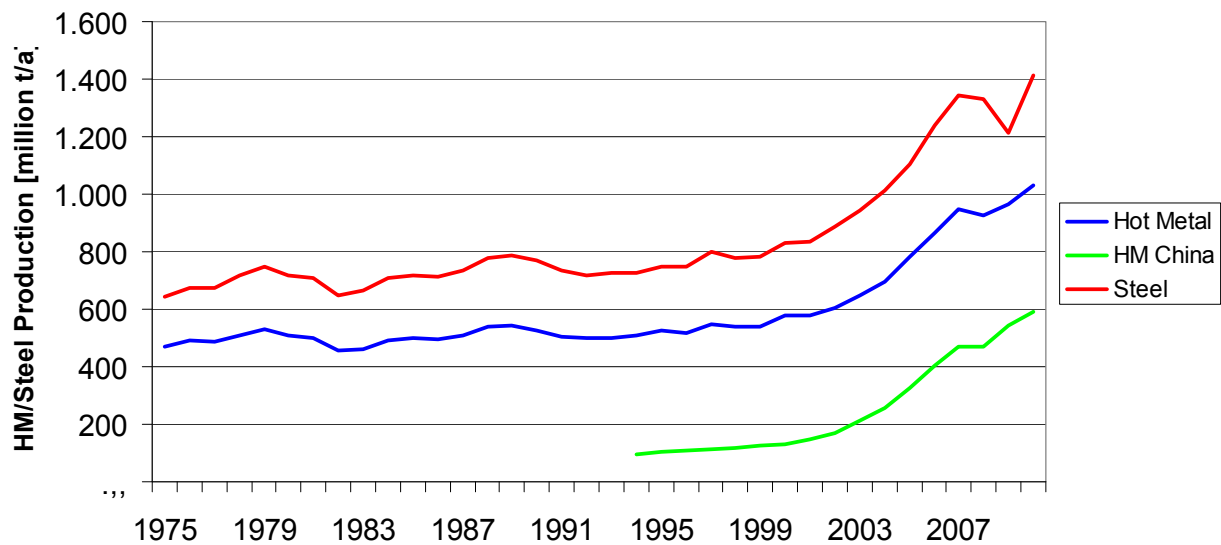


Abbildung 2-3: Weltroheisen und Weltrohstahlproduktion [11]

Alternativen zur Stahlerzeugung über die Roheisenroute stellen die Direktreduktionsverfahren wie z.B. das MIDREX Verfahren dar, in denen ausgehend von Stückerz oder Eisenerzpellets unter Verwendung von Erdgas, das als Brennstoff und nach der Reformierung ($\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 3 \text{H}_2 + \text{CO}$) als Reduktionsmittel dient, Eisenschwamm in Form von DRI (Direct Reduced Iron) oder HBI (Hot Briquetted Iron) erzeugt wird. DRI und HBI werden anschließend in Elektrolichtbogenöfen weiter zu Stahl verarbeitet [2]. Die weltweit erzeugte Menge an DRI liegt im Vergleich zum Roheisen im Bereich von 5 % (siehe **Abbildung 2-4**). [11]

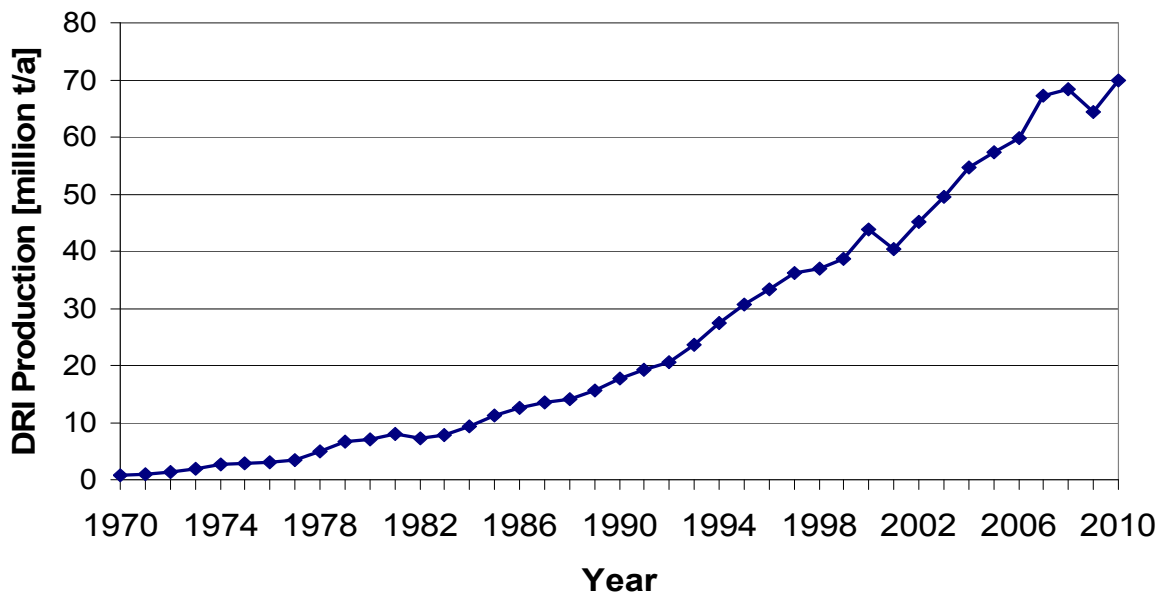


Abbildung 2-4: Weltproduktion an Direct Reduced Iron [11]

Bei beiden Abbildungen 2-3 und 2-4 ist der kurze Knick in den Kurven hervorgerufen durch die Wirtschaftskrise 2008 auffallend, die Produktionsraten haben aber das Niveau von 2007 bereits wieder erreicht.

2.2 Aufbau des Hochofens

Der Hochofen ist ein vertikaler Schacht, der in verschiedene Abschnitte aufgeteilt werden kann. In **Abbildung 2-5** ist der Aufbau des Hochofens schematisch dargestellt.

Der Stahlmantel ist innen mit feuerfestem Material ausgemauert.

Die feuerfeste Auskleidung hat mehrere Anforderungen zu erfüllen, z.B. eine hohe Volumenkonstanz, dichtes Gefüge und gute Temperaturwechselbeständigkeit. Im Hochofen verwendete Feuerfestmaterialien sind z.B. Schamotte, Sillimanit (Al_2O_3 , SiO_2), Mullit ($3\text{Al}_2\text{O}_3$, 2SiO_2), keramische Beschichtung, Graphitsteine, Carbon und Siliziumcarbid. Die Hochofenzustellung ist von Fall zu Fall verschieden, allgemein kann aber gesagt werden, dass die Qualität der feuerfesten Materialien aufgrund der zunehmenden thermischen, physikalischen und chemischen Belastung nach unten hin zunehmen muss. [2]

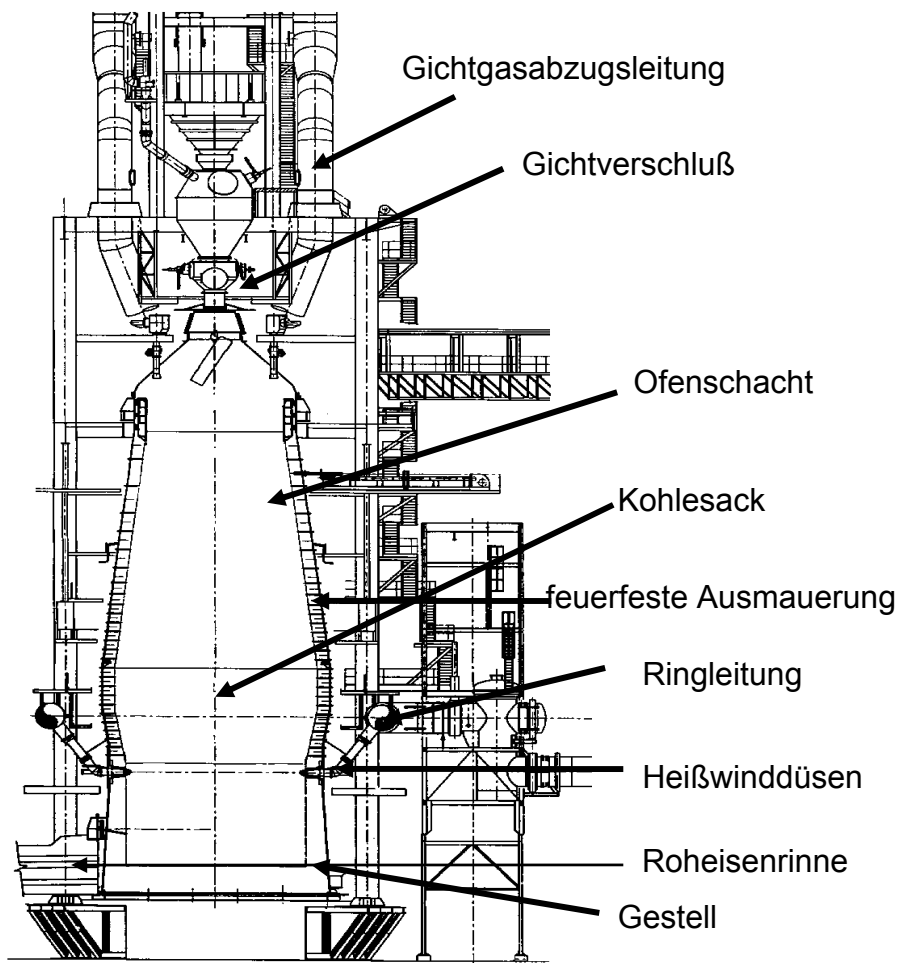


Abbildung 2-5: Querschnitt durch den Hochofen [19]

Der Antransport der Hochofeneinsatzstoffe erfolgt entweder mit einem Schrägaufzug bestehend aus Förderkübeln wie auch in Donawitz oder Förderbändern.

Über den Gichtverschluß werden die festen Beschickungsstoffe in den Hochofen chargiert. Die Begichtung des Hochofens erfolgt schichtenweise und v-förmig mit abwechselnd Koks und Möller, wodurch die Durchgasbarkeit gewährleistet und das schnellere Absinken des Materials am Rand kompensiert wird. In **Abbildung 2-6** ist ein moderner Gimbal - Gichtverschluß schematisch dargestellt.

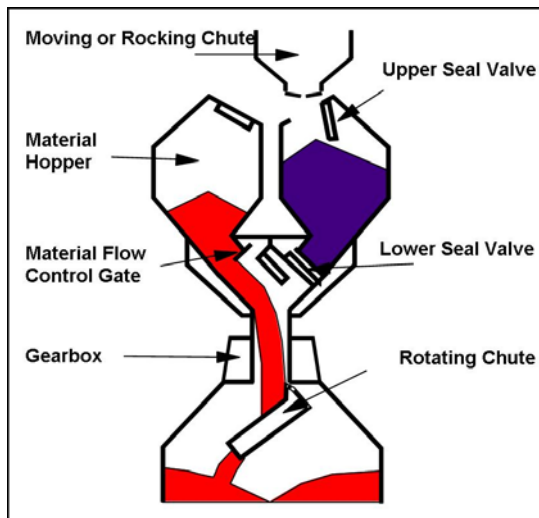


Abbildung 2-6: Schematische Darstellung eines Gimbal Gichtverschlusses [11]

Das Gichtgas hat an der Gicht eine Temperatur von ca. 140°C und enthält die gasförmigen Komponenten CO , CO_2 , N_2 , H_2 und Wasserdampf, der durch die Trocknung des feuchten Möllers und Kokes entsteht sowie den Gichtstaub. Das Gichtgas zieht über Steigrohre (Standrohre) ab und gelangt dann zum Schrägrohr (Fallrohr) mit einem Staubgehalt von $10 - 50 \text{ g/Nm}^3$. Im Staubsack wird die Trägheit der festen Teilchen (Staub) bei der Umlenkung des Gases ausgenutzt. Das austretende Gas weist nur mehr einen Staubgehalt von $5 \text{ bis } 10 \text{ g/Nm}^3$ auf.

Mittels Nassreinigung wird der Staubgehalt im Wäscher (Druckverlust $5 \text{ bis } 20 \text{ mbar}$) auf ca. $1\text{-}2 \text{ g/Nm}^3$ gesenkt, die entstehenden Schlämme werden in der Sinteranlage wiederverwertet. Zuletzt erfolgt die Trockenreinigung mit Tuch- oder elektrostatischen Filtern (Staubkonzentration $< 20 \text{ mg/Nm}^3$). Heute werden Reingasstaubkonzentrationen $< 10 \text{ mg/Nm}^3$ angestrebt. Das gereinigte Gichtgas wird zu den Winderhitzern oder zu anderen thermischen Verwertungen transportiert.

Entgegen der Bewegungsrichtung des Möllers bewegt sich die Gasphase von unten nach oben durch den Schacht. Der Hochofen ist ein Gegenstromreaktor, oben an der Gicht werden die festen Einsatzstoffe (Möller, Brennstoff, Reduktionsmittel) aufgegeben, unten werden der Heißwind und im Falle der voestalpine Stahl Donawitz pulverisierte Kohle eingeblasen. Das Gas strömt dabei durch die Schüttung nach oben, die Feststoffe bewegen sich nach unten, nach einer Reihe von Reaktionen und Phasenübergängen entstehen als Produkte das Gichtgas sowie das Roheisen und die Schlacke.

Um diese Reaktionen zu ermöglichen, muss die Schüttung über die ganze Höhe des Hochofens durchströmbar bleiben. Entscheidend dabei sind die Reihenfolge der Aufgabe, die Korngrößen sowie die Korngrößenverteilungen der Einsatzstoffe. In **Tabelle 2-I** sind die typischen Korngrößen von Hochofeneinsatzstoffen dargestellt.

Tabelle 2-I: Typische Korngrößen von Hochofeneinsatzstoffen [11]

Stückerz	6 - 30	mm
Sinter	5 - 50	mm
Pellets	6 - 18	mm
Koks	40 - 80	mm
Pulverized Coal	80% < 0.075	mm

Von der Gicht sinken die festen Einsatzstoffe in den Ofenschacht. Im oberen Teil des Ofenschachtes befindet sich die Heizzone. Hier erfolgt das Aufheizen des Möllers durch Wärmeaustausch zwischen Gas und Feststoff bis zu einer Temperatur von ca. 600 °C, die Trocknung des Möllers sowie das Austreiben von chemisch gebundenem Wasser. Unterhalb der Heizzone befindet sich ebenfalls noch im Ofenschacht die Wüsttzone. Die Temperaturen liegen zwischen 800 und 1000 °C, der Temperaturunterschied und damit der Wärmeaustausch zwischen Gas und Feststoffen ist relativ gering. Hier erfolgt die direkte Umsetzung von FeO zu Fe und die thermische Dissoziation von CaCO₃ (in Donawitz erfolgt ein Großteil dieses Schrittes schon in der Sinteranlage).

Der Möller wandert weiter nach unten in den Kohlesack, das ist der Bereich mit dem größten Durchmesser. In diesem Bereich liegt die Boudouard - Zone, die Temperaturen liegen hier zwischen 900 und 1200 °C.

Anschließend folgt der Bereich der Rast. Hier befindet sich bei Temperaturen von 1100 – 1300 °C die kohäsive Zone (Schmelzzone), die durch Erweichung und beginnendes Schmelzen der Erzkomponenten geprägt ist, was eine Verringerung der Permeabilität der Möllerschicht zur Folge hat. Das Reduktionsgas kann aufgrund der schichtenweisen Chargierung durch die Koksfenster nach oben strömen. Nach der Schmelzzone folgt die metallurgische Zone, die Temperaturen erreichen bis zu 1400 °C, Eisen wird aufgekohlt, FeO wird direkt reduziert, ebenso andere Oxide. In der Verbrennungszone wird der Koks und die Einblaskohle mit dem Heißwind vergast, dabei entstehen Temperaturen von über 2200 °C.

Direkt vor den Windformen bilden sich sogenannte Wirbelzonen aus, wo der Koks mit dem Heißwind vergast wird. Oberhalb der Wirbelzone befindet sich eine lose Koksschicht, von der Koksteilchen in den Hohlraum fallen und dort mit dem Sauerstoff des Windes reagieren. Darunter befindet sich ein festes Koksbett. Innerhalb des Hohlraumes bildet sich ein Gaswirbel aus, der lose Koksteilchen mitreißt (**Abbildung 2-7**). [1]

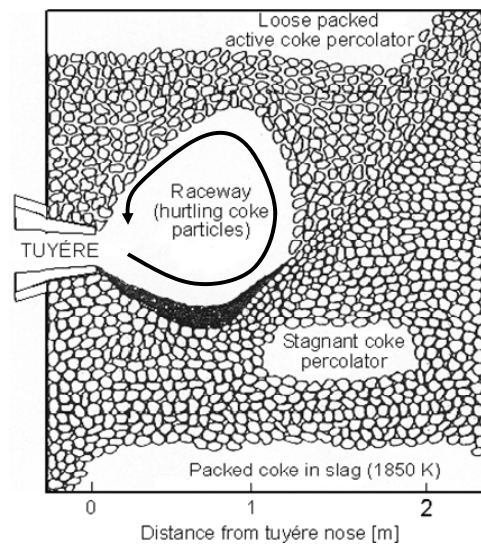


Abbildung 2-7: Verbrennungszone mit Wirbelzone vor den Windformen [12]

Rund um den Hochofen in Rasthöhe verläuft die Heißwindringleitung, die einen Durchmesser von ca. 1,5 m hat und innen mit feuerfestem Material ausgekleidet ist. Als Absperrorgan vor der Heißwindleitung dient der Heißwindschieber. Von der Ringleitung wird der Wind über den Düsenstock der Blasform zugeführt, die thermische Belastung in den Blasformen bedingt eine keramische Beschichtung oder Auftragsschweißung. Der Heißwind hat eine Temperatur von bis zu 1250°C und liefert somit neben der Brennluft für die Oxidation des Kohlenstoffs einen bedeutenden Wärmeeintrag. Pro Tonne Roheisen werden ca. 1200 Nm³ Wind eingebracht. Koks kann zum Teil durch Einblaskohle ersetzt werden.

Im oberen Teil des Gestells werden Heißwind und Kohle eingeblasen, im unteren Teil erfolgt der Abzug des flüssigen Roheisens und der flüssigen Schlacke über die Abstichlöcher. Hier erfolgen die Aufkohlung des flüssigen Eisens bis zur Kohlenstoffsättigung und die Entschwefelung des Roheisens. In der Mitte des Gestells befindet sich der sogenannte Tote Mann, der durch nicht verbrauchten Koks gebildet wird und der auf dem Roheisen und der Schlacke schwimmt. Der Tote Mann wird durch metallurgische Reaktionen mit dem Roheisen und der Schlacke nur langsam aufgebraucht.

In der Gießhalle werden das flüssige Roheisen und die Schlacke durch die Stichlöcher aus dem Hochofen abgezogen und über ein Rinnensystem mit separaten Abflussöffnungen für das Roheisen und die Schlacke abgeführt. Das Roheisen wird über die Roheisenrinne zu den Kippinnen geführt und dort in Torpedopfannen abgefüllt, die das Roheisen auf Geleisen ins Stahlwerk transportieren.

Die Schlacke wird aufgrund der geringeren Dichte vom Roheisen getrennt abgeleitet und zur Weiterverarbeitung transportiert (siehe **Kap. 2.3.2.2**).

Die Kühlung von Schacht, Kohlesack, Rast und Gestell erfolgt bei kleineren Hochöfen wie in Donawitz mittels Rieselkühlung, wobei der Blechmantel mit Wasser berieselt wird. In größeren Öfen werden Kühlpaneele und/oder Kühlkästen verwendet.

Der Abstich selbst erfolgt durch Anbohren der Stichlöcher mit der Stichlochbohrmaschine, das Verschließen der Stichlöcher nach dem Abstich wird von der Stichlochstopfmaschine durchgeführt, die feuerfestes Material (Al_2O_3 , SiO_2 , C, SiC) solange in das Stichloch presst, bis die Masse teilweise ausgehärtet ist und das Stichloch abdichtet. [2]

Aus Umweltschutzgründen müssen heute alle Gießhallen mit Absaugungseinrichtungen für Gase und Staub ausgerüstet sein.

Abbildung 2-8 zeigt schematisch die Verteilung der wichtigsten Reaktionen im Ofenschacht, dem Kohlesack, der Rast und dem Gestell. Wie vorher schon erwähnt, geschieht im Fall des Hochofenbetriebes in Donawitz das Austreiben des CO_2 aus den Karbonaten zum Großteil schon in der Sinteranlage. Weiters dargestellt sind auch die Heißwindringleitung mit Düsenstock, Vergasungsraum mit der Wirbelzone und der der Tote Mann.

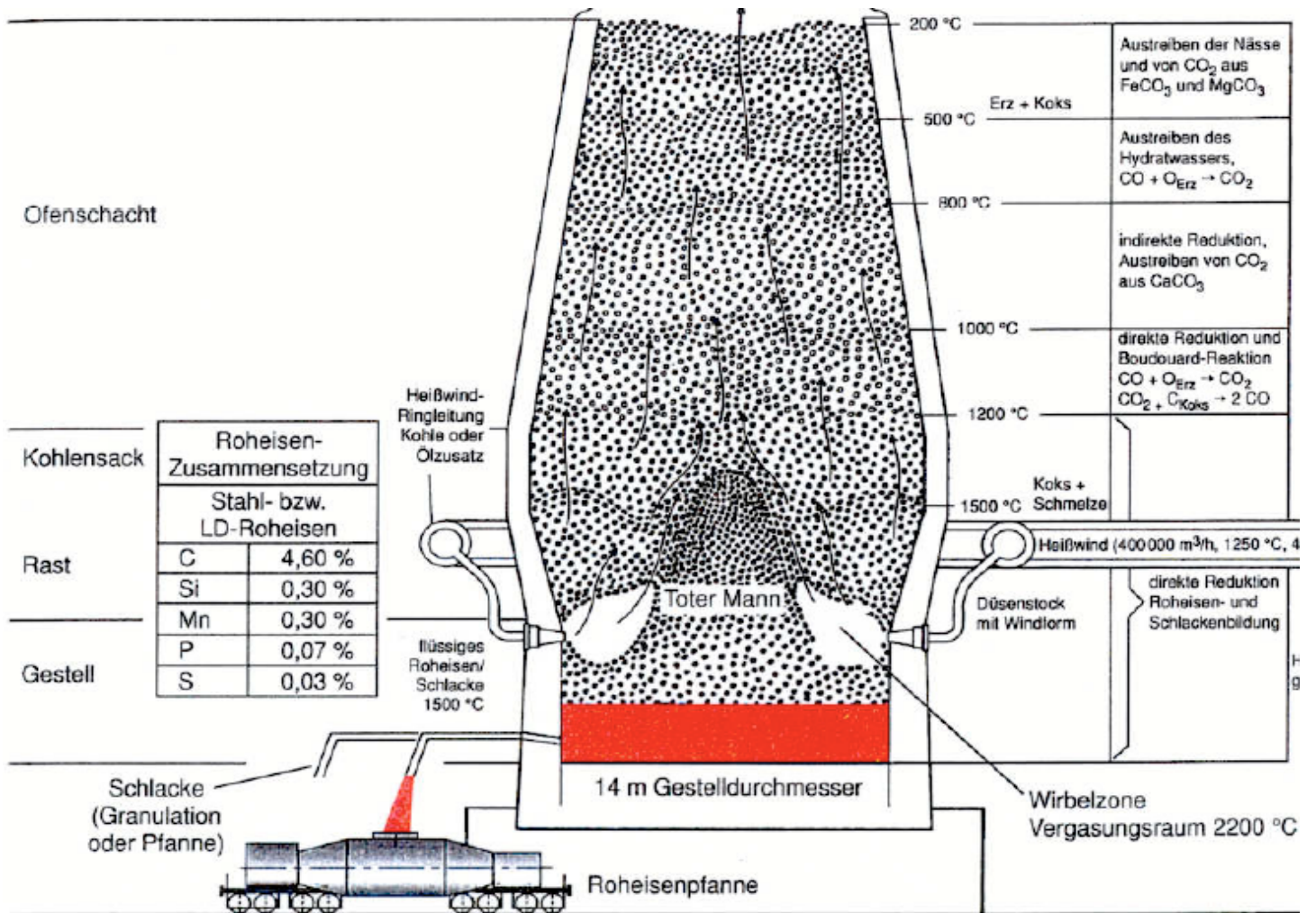


Abbildung 2-8: Zonen im Hochofen [5]

2.3 Einsatzstoffe/Produkte

Dieses Kapitel gibt einen kurzen Überblick über die typischen Einsatzstoffe und Produkte im Hochofenprozess.

2.3.1 Einsatzstoffe

2.3.1.1 Reduktionsmittel/Brennstoffe

Als Brennstoff und Kohlenstoffträger für die Reduktion dienen Koks, der über den Gichtverschluss und Kohlestaub, der in den Windformen eingeblasen wird. Oftmals werden auch Heizöl oder Erdgas verwendet, die über spezielle Einrichtungen eingedüst werden.

2.3.1.1.1 Koks

Der Koks wird durch Verkokung von Steinkohlen erzeugt. Verkoken ist die trockene Destillation von Kohle unter Luftabschluss, die indirekt beheizten Kammeröfen durchgeführt wird. Dabei wird die Steinkohlemischung auf bis zu 1100 °C erhitzt. Nach Verdampfen der Kohlenfeuchtigkeit (8-10 %) erfolgt die Abspaltung von Gasen, Dämpfen und Schmelteer. [3]

Bei der Verkokung der Kohle entsteht als Nebenprodukt das Kokereigas, das als Brennstoff z.B. in der Sinteranlage verwendet wird.

Der Koks hat fünf Aufgaben zu erfüllen [1]:

- 1 Er dient als Brennstoff
- 2 Er stellt Kohlenstoff für die Reduktion der Eisenoxide zur Verfügung
- 3 Reduktion der Mn -, Si -, P – Oxide
- 4 Aufkohlung des Eisens und Reduktion des Schmelzpunktes
- 5 Er ist das Stützgerüst für die Schüttung und gewährleistet Permeabilität
- 6 Er wirkt als Staubfilter

Die wichtigsten Eigenschaften von Koks sind daher:

- Korngrößen von 40 – 80 mm
- Gute Bruchfestigkeit und geringe Abrasion
- Hoher Anteil an Kohlenstoff, geringer Ascheanteil
- Wenig Feuchte, wenig Schwefel

2.3.1.1.2 Pulverisierte Kohle (PCI)

Feingemahlene Kohle wird über die Windformen mit Stickstoff pneumatisch eingeblasen.

Abbildung 2-9 zeigt schematisch die Kohleeinblasung über die Windformen. Der Heißwind strömt aus der Ringleitung (A) durch die Düsen, die Kohle wird mit den Lanzen dazugedüst.

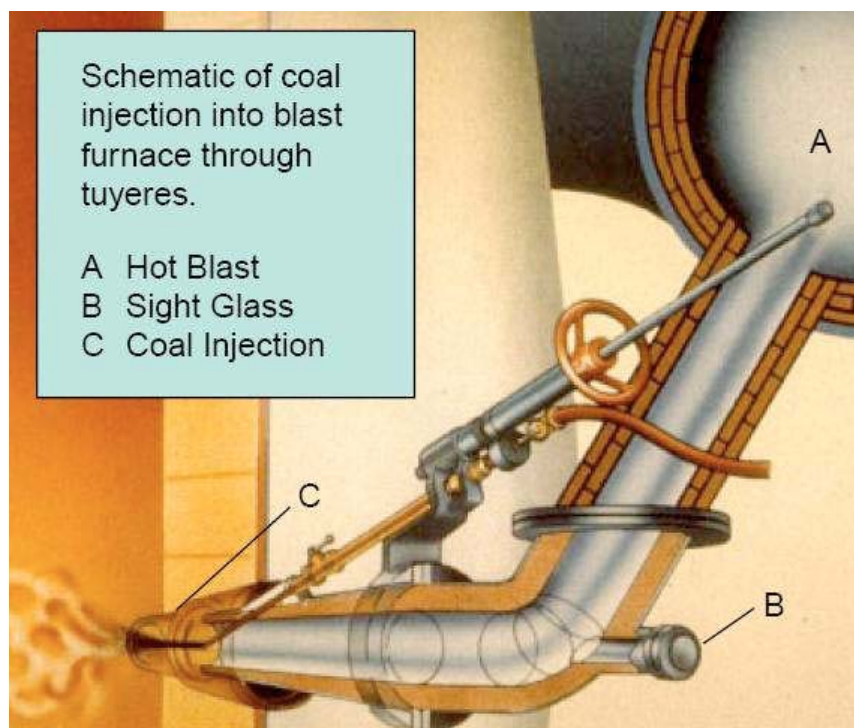


Abbildung 2-9: Eindüsung der Kohle über die Windform

Die Kohle weist gegenüber dem Koks einige Nachteile auf. Sie wird mit einer Temperatur von nur 50 bis 100°C in die Wirbelzone eingebracht und enthält inerte und flüchtige Bestandteile sowie Asche, die einen negativen Beitrag zur Wärmebilanz leisten. Um dies zu kom-

pensieren, muss bei höheren PCI - Raten mit höheren Windtemperaturen und einem erhöhten Sauerstoffanteil im Wind gefahren werden.

Die höhere Heißwindtemperatur hat den Vorteil, dass dadurch die Gesamtreduktionsmittellrate verringert wird. [6]

Der Hauptvorteil von Einblaskohle gegenüber dem Koks ist jedoch der geringere Rohstoffpreis. Allerdings muss die angelieferte Rohkohle aufbereitet werden.

Die Rohkohle mit ca. 10 % Feuchte wird zuerst mit einem Magnetscheider von eisenhaltigen Bestandteilen getrennt und anschließend mit einem Steilförderer in das Rohkohlesilo gefördert. Von dort wird die Rohkohle in eine Mühle ausgetragen und in einem geschlossenen Kreislauf gemahlen und getrocknet. Aus der Mühle wird die Kohle durch einen heißen Gasstrom (N_2) aus der Mühle ausgetragen und in einen Zyklonabscheider geführt. Das Überkorn ($> 0,1$ mm) wird in die Mühle zurückgeführt, das Unterkorn mit einer Restfeuchte von 1% geht durch einen beheizten Filter in die Feinkohlesilos. Von dort wird die Kohle über ein Einblasgefäß mit Stickstoff pneumatisch zu den Lanzen gefördert und mit dem Heißwind in den Hochofen eingeblasen (**Abbildung 2-10**). [11]

In Donawitz werden 100 – 120 kg Feinkohle/ t Roheisen eingesetzt, in anderen Roheisenproduktionsstätten werden heute schon Kohleraten von bis zu 220 kg/t RE gefahren , allerdings wird der Sauerstoffgehalt im Heißwind auf bis zu 38 % angehoben (Tata Steel Ijmuiden, Niederlande).

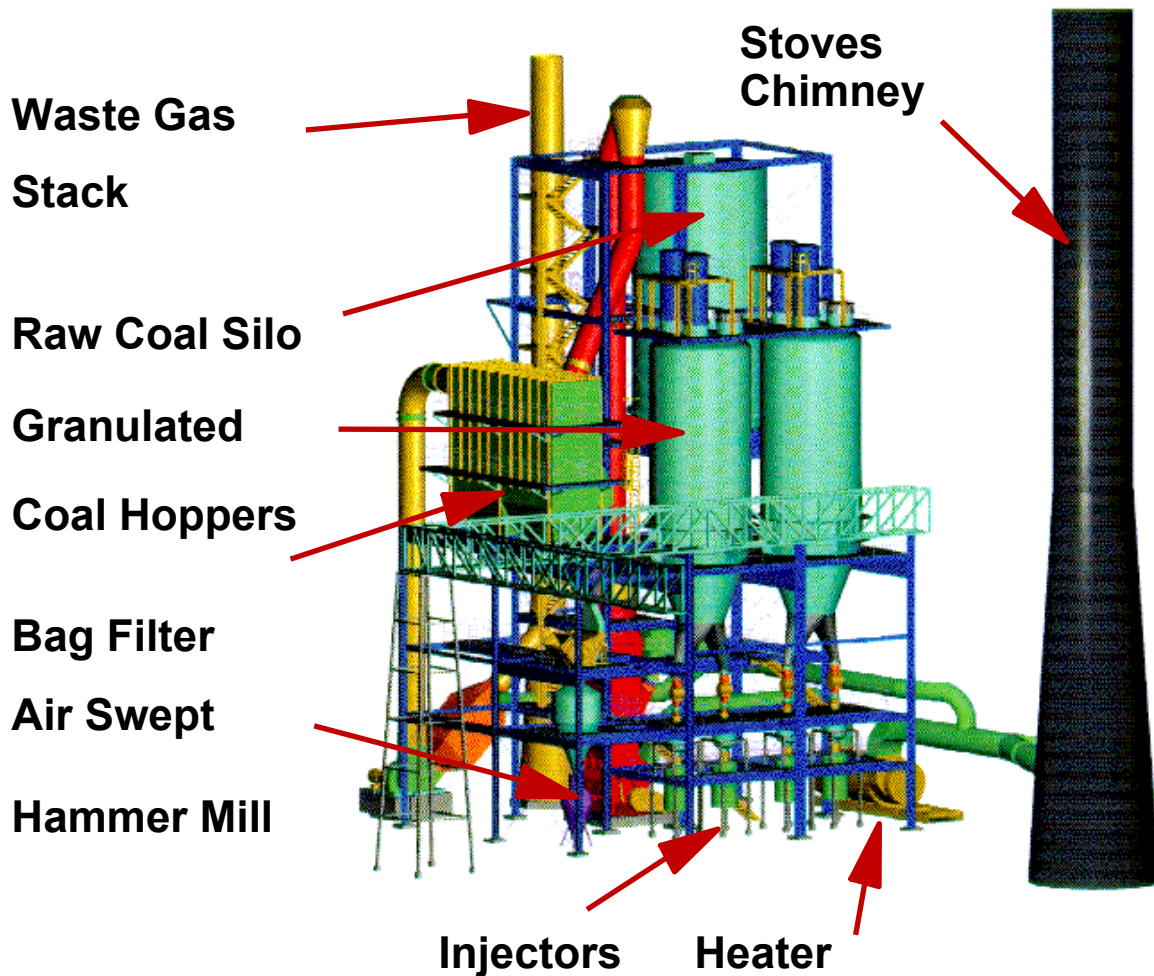


Abbildung 2-10: Kohleaufbereitungsanlage [11]

2.3.1.2 Eisenträger

Eisenerze müssen, um im Hochofenprozess verwendet werden zu können, bestimmte Qualitätskriterien erfüllen. Dazu gehören:

- Reduzierbarkeit: Fähigkeit, den Sauerstoff aus dem Eisenoxid über indirekte Reduktion zu lösen. Höhere Reduzierbarkeit bedeutet, es findet ein größerer Anteil an indirekter Reduktion statt, was eine Verringerung der Koksrate bedeutet [1]
- Korngröße und Korngrößenverteilung: Um einen gleichmäßigen Gasstrom durch das Festbett zu gewährleisten, sollte die Korngröße 6 mm nicht unterschreiten, die obere Grenze liegt bei 60 mm, da bei zunehmender Korngröße die Reduktionsrate sinkt. [1]

- Festigkeit: Die Hochofeneinsatzstoffe müssen widerstandsfähig sein gegen Bruch und Abrasion bei Chargierung und Druckbelastung in der Möllersäule, da die entstehenden Feianteile wiederum die Permeabilität verringern [1]
- Erweichungsverhalten: Die Temperaturendifferenz zwischen Erweichungsbeginn und vollständiger Schmelzung sollte möglichst klein sein, um im Hochofen eine möglichst dünne kohäsive (teigige) Zone zu erhalten [2]. Eisenerze sind komplexe Metalloxidverbindungen, neben den Eisenoxiden befinden sich auch Kalzium-, Silizium-, Aluminium-, und andere Oxide im Erz. Es können Formationen entstehen, die einen tieferen Schmelzpunkt aufweisen als beispielsweise reiner Hämatit (der Schmelzpunkt von Hämatit liegt bei 1430 °C). [3;13]
- Feuchte: Der Wassergehalt des Erzes hängt von den Bedingungen bei Abbau, Transport, Lagerung und den Umgebungsbedingungen ab. Die Feuchte erhöht den Brennstoffverbrauch und sollte daher so gering wie möglich sein.

2.3.1.2.1 Stückerz

Stückerze (Lump ores) entstehen beim Erzabbau nach Zerkleinerung und Siebung auf eine Korngrößenverteilung von 6–30 mm. Sie können direkt ohne weiteren Aufbereitungsschritt in den Hochofen chargiert werden, da sie den oben angeführten Qualitätskriterien entsprechen.

Am Hochofenbetrieb Donawitz werden ca. 380 kg Stückerz/ t Roheisen und 990 kg Sinter/t Roheisen eingebracht [4].

Die Preise für Stückerze steigen aufgrund der sinkenden Ressourcen kontinuierlich (**Abbildung 2-11**). Aus diesem Grund ist es das Ziel vieler Hochofenbetreiber, den Anteil an Sinter im Möller so hoch wie möglich zu halten.

2007 Iron Ore Prices in the European Market

Unit: US ¢ /DMTU, FOB

	Ore Brand	Country	2004	2005	2006	2007		Settlement Date
						Price	% Change	
Fines								
LKAB (1)	MAF	Sweden	44.43	75.84	86.90	96.50	11.00%	Mar22
LKAB (2)	KBF	Sweden	43.93	75.34	86.40	96.00	11.10%	ditto
SNIM (1)	TZF	Mauritania	41.35	70.92	82.65	91.00	10.10%	
SNIM (2)	GMAB	Mauritania	41.05	70.62	82.35	90.70	10.10%	
SNIM (3)	XF	Mauritania	39.28	67.37	78.52	N/A	N/A	
QCM	Mt Write	Canada	38.90	66.71	78.25	86.40	10.42%	Mar 26
IOC	Carol Lake	Canada	38.90	66.71	78.25	86.40	10.42%	
Vale	SSF	Brazil	36.45	62.51	74.39	81.46	9.50%	Dec 28
Vale	CJF	Brazil	37.90	65.00	77.35	84.70	9.50%	ditto
MBR		Brazil	36.45	62.51	74.39	81.46	9.50%	
Kumba Iron ore	Sishen	S.Africa	29.35	50.34	59.90	65.59	9.50%	
BHP Billiton	Mt Newman *	Australia	55.53	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Hamersley	Hamersley *	Australia	55.53	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
C.V.G.	*	Venezuela	55.53	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Lump								
SNIM (4)	XCB	Mauritania	46.13	79.12	92.21	100.86	9.40%	
Kumba Iron Ore	Sishen	S.Africa	39.79	60.24	71.69	78.50	9.50%	
BHP Billiton	Mt. Newman *	Australia	65.47	N/A	N/A	N/A	N/A	
Hamersley	Hamersley *	Australia	65.47	N/A	N/A	N/A	N/A	
Vale	Carajás	Brazil	44.46	79.58	94.70	103.70	9.50%	
Pellets								
LKAB		Sweden	69.25	128.00	122.20	131.00	7.20%	Mar 22
Vale	Tubarão	Brazil	61.88	115.51	112.04	117.96	5.28%	Dec 28
Vale	São Luís	Brazil	63.60	118.57	115.01	121.08	5.28%	ditto
Samarco		Brazil	60.86	113.62	111.40	117.28	5.28%	
IOC		Canada	64.50	120.06	115.86	122.58	5.80%	
QCM		Canada	64.50	120.06	115.86	122.58	5.80%	Mar 26
CMH	Huasco	Chile	-	-	-	-	-	-

Abbildung 2-11: Entwicklung der Erz – und Pelletspreise vor der Wirtschaftskrise [9]

2.3.1.2.2 Sinter

Beim Erzabbau entstehende Feinfraktionen (< 6 mm) können nicht direkt in den Hochofen chargiert werden, da die Permeabilität der Möllersäule nicht gewährleistet wäre. Der Preis dieser Feinfraktionen ist geringer als der des Stückerzes, sie müssen aber erst stückig gemacht werden. Der wichtigste Prozess dafür ist das Sintern.

Sintern ist oxidierendes Rösten mit oberflächlichem Anschmelzen von Körnern unter Temperatureinfluss. Gemahlenes Sintermischgut bestehend aus Feinerzen, Kalkstein und Brennstoff (Koksgrus, Anthrazit) wird aufs Sinterband aufgegeben, in einem Zündofen wird der Koks in der Mischung gezündet. Durch das Sinterband wird Luft von oben nach unten durch das Bett durchgesaugt, wobei die Erzpartikel unter oberflächlichem Anschmelzen agglome-

riert werden. Außerdem wird das Eisen auf die höchste Stufe (Hämatit Fe_2O_3) aufoxidiert. Vom Sinterband fällt der heiße Sinter über einen Stachelbrecher auf den Sinterkühler, wo der Sinter mit von unten durch das Festbett durchgeblasener Umgebungsluft auf $100\text{ }^\circ\text{C}$ gekühlt wird.

Die typische Korngröße für Sinterfeed liegt zwischen $0,1\text{ mm}$ und 10 mm , heutzutage werden aber schon bis zu 30% Anteil aus Fraktionen $< 0,1\text{ mm}$ eingesetzt, die vor allem in der Aufbereitung von minderwertigen Erzen entstehen. Hier ist aber eine spezielle Behandlung in Misch- und Rolliertrommeln notwendig, um die Permeabilität im Sinterbett zu gewährleisten.

Ziele des Sinterns [11]:

- Stückigmachen (Agglomeration) der in der Aufbereitung anfallenden Feinerze vor dem Einsatz in den Hochofen
- Abtrennung unerwünschter Begleitelemente und -verbindungen (z.B. Alkalien, Kristallwasser, CO_2)
- Überführung des Fe in die höchste Oxidationsstufe Fe_2O_3 . Sehr dichtes magnetisches Erz wird chemisch umgewandelt, um bessere Reduzierbarkeit zu erreichen.
- Verwertung von Hüttenwerkskreislaufstoffen (Walzzunder, Gichtstaub, aufbereitete Schlacken)

Moderne Sinteranlagen produzieren bis zu $6\text{ Mio. t Sinter/ Jahr}$, verfügen über eine nachgeschaltete Gasreinigungsanlage und eine Abgasrückführung (**Abbildung 2-12**).

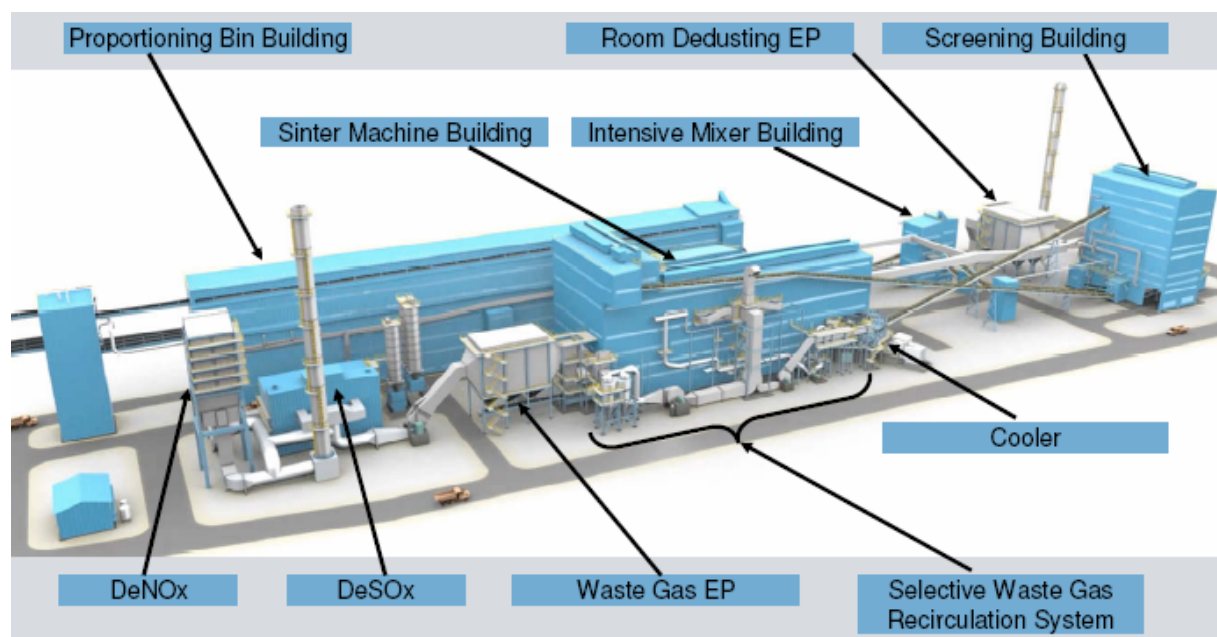


Abbildung 2-12: Moderne Sinteranlage [11]

2.3.1.2.3 Pellets

Bei Abbau, Aufbereitung und Mahlung entstehende Feinanteile, die nicht in der Sinteranlage verwertet werden können, werden bei diesem Verfahren hochofenfähig gemacht. Typischer Pelletfeed besteht aus Fraktionen $< 1 \text{ mm}$, die auf eine Feinheit von $80\% < 0,045 \text{ mm}$ gemahlen werden und anschließend mithilfe von Wasser und einem Binder (üblicherweise Bentonit) auf Pelletiertellern zu sogenannten Grünpellets mit einem Durchmesser von 6-16 mm geformt werden. Anschließend werden diese Grünpellets auf einem Wanderrost zuerst getrocknet und anschließend bei Temperaturen von $1200^\circ\text{C} - 1350^\circ\text{C}$ gebrannt. Dabei werden ähnlich wie beim Sintern kristalline Verbindungen zwischen den feinen Teilchen im Pellet hergestellt und dadurch die Festigkeit der Pellets deutlich erhöht. Am Ende des Pelletierprozesses werden die Pellets mit Umgebungsluft gekühlt. (**Abbildung 2-13**)

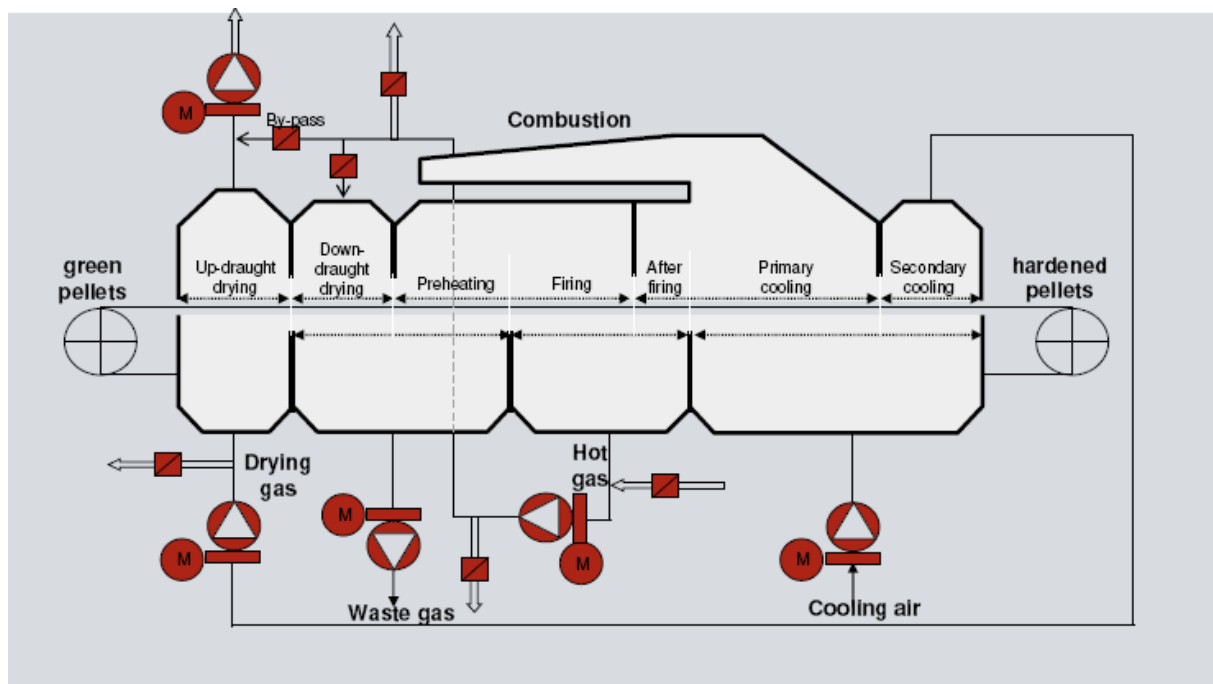


Abbildung 2-13: Schema eines Wanderrost – Brennprozesses einer Pelletieranlage

Wichtigstes Qualitätsmerkmal für gebrannte Pellets ist neben der mechanischen Festigkeit die Reduzierbarkeit.

2.3.1.3 Kreislaufstoffe

2.3.1.3.1 Separationseisen

Separationseisen ist ein Sekundärrohstoff, der aus verschiedenen Hüttenwerksreststoffen wie z.B. Schlacken aus der Pfannenbehandlung von Roheisen, Stahl, Hüttenschutt und Konverterauswurf gewonnen wird.

Bei der Schlackenaufbereitung werden die eisenhaltigen Stoffe mittels Magnetscheidung abgetrennt, der Eisengehalt liegt bei 40 -50 %, die Korngröße < 3mm. [11]

2.3.1.3.2 Roheisengranulat

Roheisengranulat wird aus Roheisen gewonnen, wenn nachgeschaltete Prozesse (z.B. Stahlwerk) stillstehen. Dabei wird das flüssige Roheisen in ein kaltes Wasserbad eingebracht und durch Erstarrung granuliert. Das Granulat kann gelagert werden und im Stahlwerk oder im Hochofen wiedereingesetzt werden. [11]

2.3.2 Produkte

2.3.2.1 Roheisen

Das flüssige Roheisen wird bei ca. 1450 °C beim Abstich dem Hochofen entnommen, die typische Zusammensetzung sieht wie folgt aus:

Tabelle 2-II: Zusammensetzung des Roheisens in Massen% [4]

Fe	Si	Mn	P	S	Ti	C
93.8	0.66	0.96	0.09	0.044	0.00	4.45

Das Roheisen wird in einer Torpedopfanne zur Weiterverarbeitung ins Stahlwerk transportiert.

2.3.2.2 Schlacke

Die Schlacke wird gemeinsam mit dem Roheisen entnommen und aufgrund der geringeren Dichte von diesem getrennt. Pro Tonne Roheisen fallen ca. 250 - 300 kg Schlacke an. Die Schlacke soll alle nicht reduzierten, nichtgasförmigen Bestandteile des Beschickungsmaterials aufnehmen, soll möglichst dünnflüssig sein und möglichst viel von vorwiegend aus den Brennstoffen stammenden Schwefel aufnehmen.

Tabelle 2-III: Zusammensetzung der Schlacke in Massen% am HO 4 [4]

Fe	SiO ₂	CaO	MgO	Al ₂ O ₃	Mn	P	S	TiO ₂	K ₂ O	Na ₂ O	Cl
0,39	38	32,2	9,8	12,82	12,7	0,01	0,94	0,58	1,90	0,47	0,05

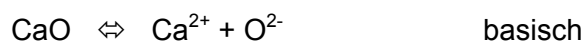
Ein wesentliches Qualitätsmerkmal für die Schlacke ist die Basizität, die mit den 3 Parametern ausgedrückt wird [2]:

$$B_2 = \frac{CaO}{SiO_2} = 0,85$$

$$B_3 = \frac{CaO + MgO}{SiO_2} = 1,11$$

$$B_4 = \frac{CaO + MgO}{SiO_2 + Al_2O_3} = 0,83$$

Die Basizität ist der Quotient aus der Summe der basischen Komponenten und der Summe der sauren Komponenten. Basische Komponenten sind jene, die Sauerstoffionen abgeben können, als saure werden diejenigen bezeichnet, die Sauerstoffionen aufnehmen.



Mit steigender Basizität nimmt die Entschwefelung des Roheisens zu aber auch die Schmelztemperatur der Schlacken und somit der Brennstoffverbrauch des Hochofens. Die optimale Schlackenbasizität B_3 liegt zwischen 0,85 und 1,1. [2]

Die Schlacke wird meist zuerst granuliert und dann als Zuschlagsstoff in der Zementindustrie oder als Stückschlacke im Straßenbau weiterverwendet. Aus ökologischer Sicht ist die nass

durchgeführte Schlackengranulierung in Frage zu stellen, da die Wärmeenergie über den entstehenden Wasserdampf an die Umgebung abgegeben wird. Derzeit wird versucht, ein Verfahren zur trockenen Granulierung der Schlacke mit Abwärmenutzung zu entwickeln. [11]

2.3.2.3 Gichtgas

Das Gichtgas tritt an der Gicht mit ca. 130°C aus. Pro Tonne Roheisen fallen 1600-1800 Nm³ Gichtgas an [4]. Mit dem Gichtgas wird der Gichtstaub ausgetragen, der zum Großteil in Schlauchfiltern und zu einem geringeren Teil anschließend in der Gaswäsche als Gichtschlamm vom Gichtgas abgetrennt wird.

Ein Teil des Gichtgases dient als Brennstoff für die Winderhitzer, der Rest wird an andere Verbraucher abgegeben.

Gichtstaub und Gichtschlamm können in den Prozess der Sinteranlage oder der Pelletanlage zurückgeführt werden

Tabelle 2–4 zeigt eine typische Zusammensetzung des trockenen Gichtgases nach Entstaubung und Wäsche.

Tabelle 2-IV: Chemische Analyse des trockenen Gichtgases in vol%

CO ₂	CO	N ₂	O ₂	H ₂
21.20	21.80	54.50	0.00	2.50

Die Feuchte liegt bei 5-10g/Nm³.

2.4 Reaktionen im Hochofen

In **Abbildung 2-14** sind die Reaktionen in den verschiedenen Zonen des Hochofens sowie der Temperaturverlauf des Gases sowie des Feststoffes über der Höhe des Hochofens dargestellt. [26,27]

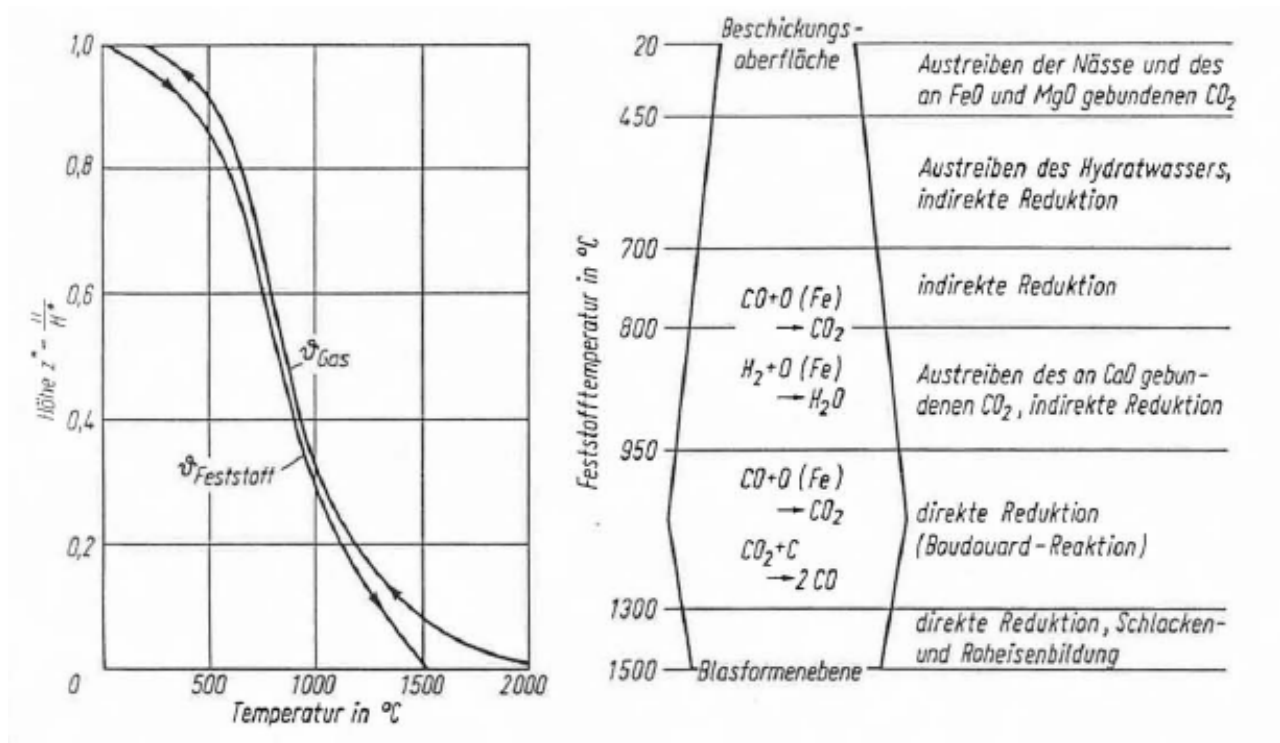
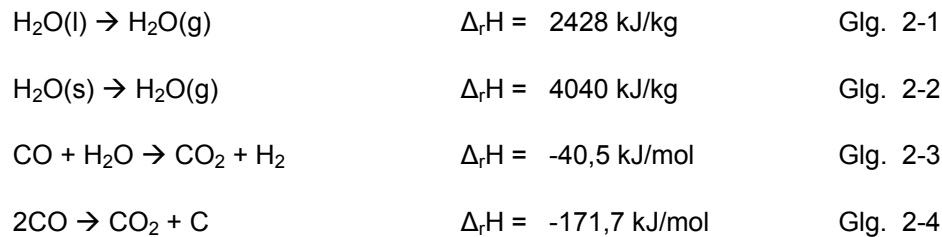


Abbildung 2-14: Schematische Darstellung der Reduktionszonen im Hochofen [4]

2.4.1 Reaktionen im oberen Teil des HO

Die obere Zone wird auch Aufheizzone oder Vorbereitungszone genannt. Der Möller wird innerhalb von 6-8m auf eine Temperatur von ungefähr 800 °C gebracht, das nach oben strömende Gas kühlt dabei von 900 °C auf 100-200 °C ab. Das Eisen liegt fast zu 100 % als Hämatit vor. Ein Teil des Hämatits wird bereits hier zu Magnetit und Wüstit reduziert, in der Praxis nicht der gesamte Hämatit, da die Schüttung nicht gleichmäßig durchströmt wird. Außerdem hängt der Reduktionsgrad stark von der Korngröße und Porosität des Erzes ab. Magnetit wird vornehmlich bei Temperaturen von 700 – 900 °C zu Wüstit reduziert. [1; 20]

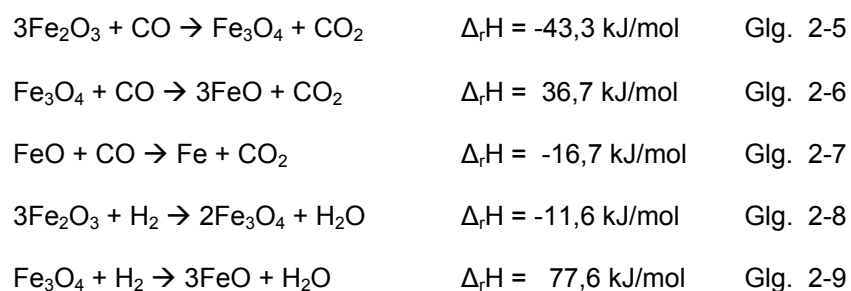
Reaktionen in der Heizzone:



Die leicht flüchtigen Stoffe gehen aus dem Möller in das Gas, vornehmlich Dampf aus der Feuchte der Einsatzstoffe (Glg. 2-1). Das chemisch gebundene Wasser in Form von Kristallwasser und Hydraten muss vor der Verdampfung aus der Bindungsstruktur gelöst werden. Diese Dehydrierung beginnt bei etwa 300°C und verbraucht ca. 4040 kJ/kg Wasser (Glg 2-2). Eine vollständige Dehydrierung wird erst in der mittleren Zone erreicht. Wasser, das bei 300 – 400 °C entweicht, reagiert zum Teil mit CO in Form der sogenannten Wassergas – Shift Reaktion (Glg 2-3). Das Gleichgewicht dieser Reaktion liegt bei niedrigeren Temperaturen auf der rechten Seite, d.h. in der oberen Zone des Hochofens bei geringeren Temperaturen ist es thermodynamisch möglich, mittels CO H₂O zu reduzieren, während in den unteren Zonen bei höheren Temperaturen das Gleichgewicht links liegt, hier ist auch die Reaktionsgeschwindigkeit höher. [1]

Die Kohlenstoffbildungsreaktion (Glg. 2-4) ist die Umkehrung der Boudouard - Reaktion und findet bei Temperaturen zwischen 450 und 600 °C statt. Diese Reaktion läuft in den Poren und an der Oberfläche des Erzes, der Pellets oder des Sinters ab, überall, wo bereits reduziertes Eisen als Katalysator vorhanden ist [1, 21]. Diese exotherme Reaktion verbessert den Aufheizvorgang und produziert Kohlenstoff, der einen Teil des Kokes ersetzt, allerdings wird der Heizwert des Gichtgases verringert.

Reaktionen der indirekten Reduktion im oberen Teil:



2.4.2 Reaktionen im mittleren Teil

Die mittlere Zone reicht von der oberen Zone, also 6-8m unter der Gicht bis auf eine Höhe von 3-5 m über den Winddüsen. Die Temperaturen liegen bei 800 – 1000°C.

Die Verweilzeit des Materials in dieser Zone liegt bei 2,5 – 3 Stunden. [1, 22]

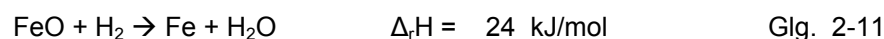
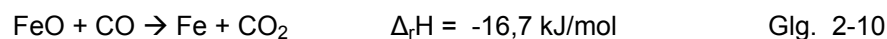
In diesem Bereich ist eine thermisch inaktive Zone vorhanden, es erfolgt aufgrund der geringen Temperaturdifferenz zwischen aufsteigendem Gas und sinkender Möllersäule nur wenig Wärmeaustausch (siehe **Abbildung 2-14** linker Teil). Zusätzlich friert bei Temperaturen des aufsteigenden Gases von unter 1000 °C die Boudouard - Reaktion aufgrund der geringen Koksaktivität ein und die Reduktion des Eisenoxides verläuft ausschließlich unter Bildung von CO₂. [6]

Außerdem können Temperatur, Gaskonzentrationen und die Verteilung der Aufgabematerialien auch über den Durchmesser stark variieren. [2]

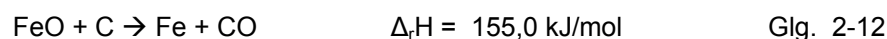
Es findet sowohl indirekte als auch direkte Reduktion statt. Die direkte Reduktion verbraucht weniger Koks als die indirekte Reduktion, benötigt aber aufgrund ihres endothermen Charakters Wärme (siehe 3.5) [1]. Das optimale Verhältnis zwischen Reduktions- und Wärmebedarf und damit verbunden der geringstmögliche Reduktionsmittel - bzw. Brennstoffverbrauch ist die angestrebte Fahrweise jedes Hochofenbetreibers.

Je länger die mittlere Zone also ausgebildet ist, desto länger ist in diesem Temperaturbereich die Kontaktzeit zwischen Feststoff und Gas und desto größer ist der Anteil an indirekter Reduktion des Wüstits.

Indirekte Reduktion:



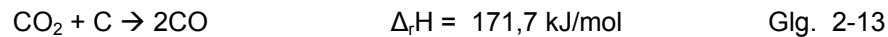
Direkte Reduktion:



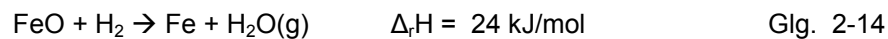
Anmerkung: Die Terminologie „direkte Reduktion“ ist insofern irreführend, als eine direkte Reaktion durch Kontakt des festen Eisenoxids mit festem Koks nicht stattfindet, die „direkte“

Reduktion ist eine Reduktion des Eisenoxids bei gleichzeitiger Neubildung von CO über die Boudouard - Reaktion, also eine Kombination der Glg. 2-10 und 2-13. [6]

Boudouard - Reaktion:



Die Erhöhung des Anteils der indirekten Reduktion wird außerdem begünstigt durch gute Reduzierbarkeit des Erzes und die Verwendung von Wasserstoffträgern (Glg. 2-14). H_2 und H_2O diffundieren aufgrund ihres höheren Diffusionskoeffizienten besser durch die feinen Erzporen als CO bzw. CO_2 und erhöhen somit den Reduktionsgrad. [3, 23, 24]

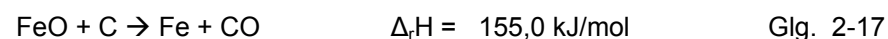
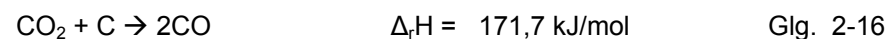
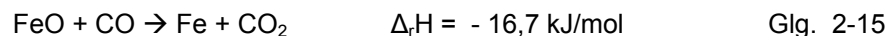


2.4.3 Reaktionen im unteren Teil

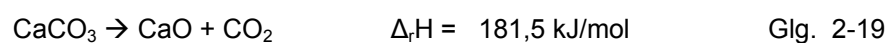
Die Zone reicht von 3 - 5 m über den Winddüsen bis zum Boden des Ofens, die Temperaturen liegen über 1000 °C. Das Reduktionsgas, das bei den Düsen gebildet wird und 2200 °C erreicht, wird in dieser Zone bis auf 1000 °C, bei Vorhandensein von Kalkstein durch die endotherme Kalzinierung bis auf 900 °C abgekühlt. Der Möller benötigt 1 -3 Stunden, um diese Zone zu passieren. [1, 22]

Es finden folgende Reaktionen statt

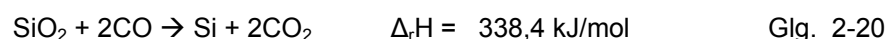
Direkte Reduktion von bisher nicht reduziertem Wüstit durch festen Kohlenstoff:

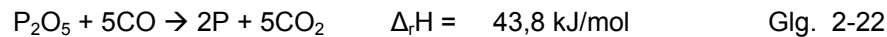
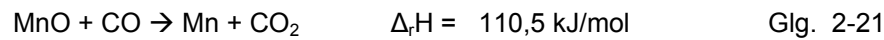


Kalzinierung von Kalkstein:



Reduktion von Silizium, Mangan und Phosphor:





Entschwefelungsreaktion des Eisens:



Aufkohlung des Eisens:

Der größte Teil des Eisens wird im Schacht reduziert und in der Schmelzzone über den Windformen geschmolzen. In diesen Phasen kann das Eisen bis zu 1% C aufnehmen. Der Rest bis zu 4,5 % wird im Ofen selbst absorbiert, wo das Eisen im intensiven Kontakt mit der Kokssäule steht (C senkt den Schmelzpunkt von Eisen – das Eutektikum bei 1147°C liegt bei 4,3 % C, der C-Gehalt steigt auf bis zu 5,2 % C bei 1500°C). In der Praxis werden um die 4,5 % erreicht, z.B. die Anwesenheit der Elemente Si und P senken die Löslichkeit von Kohlenstoff im Eisen, daher wird die theoretisch mögliche C – Sättigung des Roheisens nicht erreicht. [1, 25]

2.4.4 Reaktionen in der Feuerungszone

Koks ist das einzige Material der Hochofeneinsatzstoffe, das sich im Bereich der Verbrennungszone noch im festen Zustand befindet [1]. Durch die hohe Geschwindigkeit, mit der der Heißwind eingeblasen wird (200m/s), entsteht vor den Düsen eine Wirbelzone. Wenn über die Windformen Ersatzbrennstoffe wie Kohle, Erdöl oder Gas eingeblasen werden, haben diese einen Kühleffekt, wodurch die Temperatur des Gases am Austritt aus der Wirbelzone absinkt. Bei höheren Einblasraten ist es notwendig, den Wind mit Sauerstoff anzureichern, um damit den Temperaturabfall zu kompensieren. Eine Kontrollgröße dafür ist die adiabate Flammentemperatur in der Wirbelzone. Über das Niveau dieser adiabaten Temperatur kann auf die Qualität des Roheisens Einfluss genommen werden (z.B. Si-Gehalt). Die Regelgrößen sind die Windtemperatur, Windmenge und der Sauerstoffgehalt im Wind. [14]

Abbildung 2-15 zeigt die Entwicklung der Gaszusammensetzung in Abhängigkeit vom Abstand von den Windformen. Die eintretende Luft reagiert zuerst mit dem Koks unter Bildung

von CO₂ (Glg. 2-19). Dieses reagiert dann weiter mit Koks nach der Boudouard - Reaktion zu CO (Glg. 2-20). Das Gas, das die Wirbelzone verlässt, ist ein Gemisch aus N₂ und CO und hat eine Temperatur von über 2000 °C.

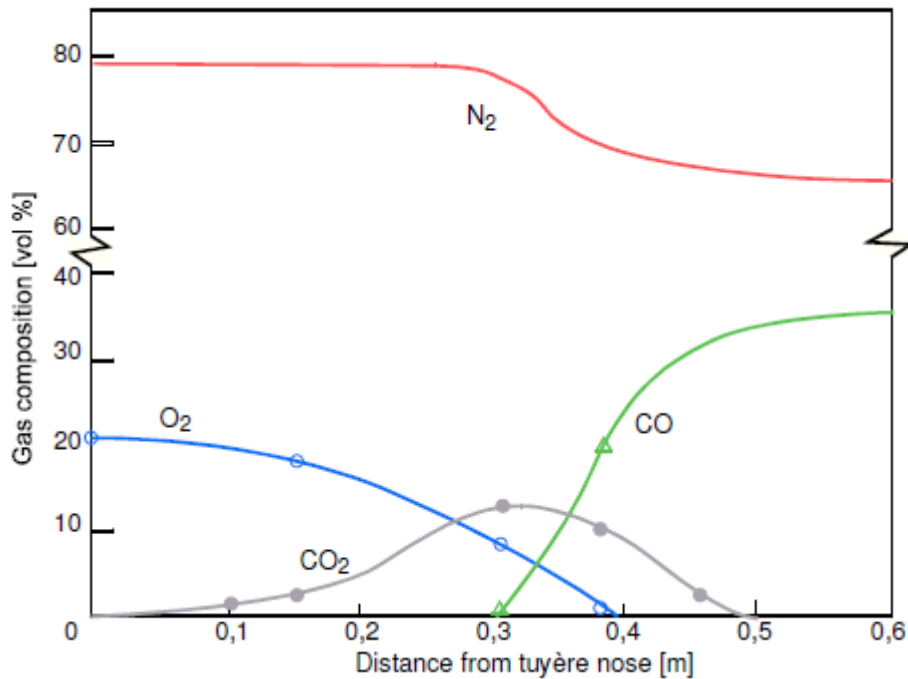
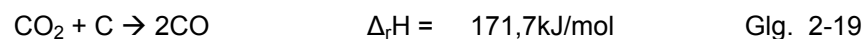
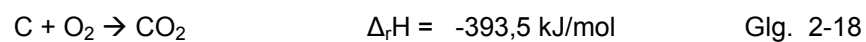


Abbildung 2-15: Gaszusammensetzung vor den Windformen [2]

Eisen und Schlacke sind schmelzflüssig und rinnen durch die Hohlräume der Koksschüttung nach unten ab. [2]

Der feste Kohlenstoff wird mit der Luft zu CO₂ vergast (Glg 2-19), das anschließend nach der Boudouard - Reaktion weiter zu CO reagiert. (Glg.2-20)



Durch die kontinuierliche Verbrennung von Koks entstehen Freiräume und die Möllersäule kann sich langsam nach unten bewegen.

3 Thermodynamische Betrachtung des Reduktionsvorganges im HO

3.1 Verbrauch von Reduktionsmittel und Brennstoff

Abbildung 3-1 zeigt die Entwicklung des Kokspreises am chinesischen Markt, die charakterisiert ist durch eine seit 2002 steigende Tendenz und durch Preisspitzen aufgrund von Marktengpässen. Die zukünftige Entwicklung wird auch geprägt durch den Umstand, dass die Ressourcen an koksfähiger Kohle begrenzt sind, was den Kokspreis in den nächsten Jahren weiter in die Höhe treiben könnte. Oberstes Ziel bei verfahrenstechnischen Verbesserungen des Hochofenprozesses ist neben der Steigerung der Leistung den Verbrauch an Brennstoff und Reduktionsmittel so gering wie möglich zu halten und damit die Kosten pro Tonne Roheisen zu senken. Dieser Effekt wird zusätzlich durch die verschärften Umweltauflagen der letzten Jahre vor allem in Hinblick auf die CO₂ Problematik verstärkt.

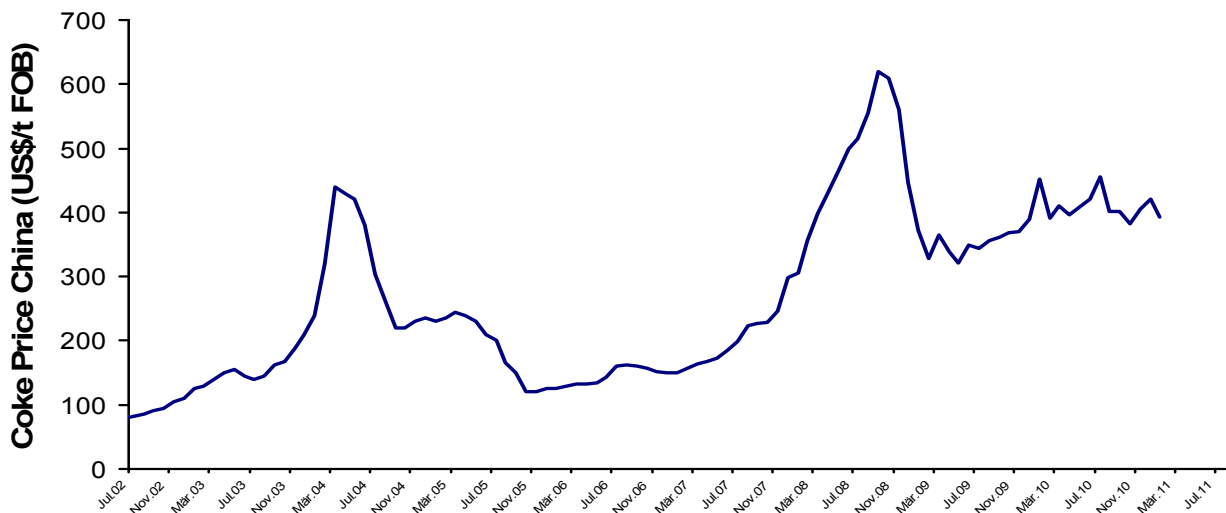


Abbildung 3-1: Entwicklung des Kokspreises von 2002 bis März 2011 [11]

Die Verringerung der Koksrate kann durch eine Reihe von Maßnahmen realisiert werden [6, 28]:

- Ersatz von Koks durch billigere Kohlenstoffträger wie Kohle (Einblasung von pulverisierter Kohle über die Windformen)
- Optimierung der Chargierung des Möllers und des Kokses: gute Durchgasbarkeit der Möllersäule und dementsprechend ein optimaler Wärme – und Stoffaustausch zwischen Feststoff und Gas über den gesamten Ofenschacht verbessern die Leistung und senken den Reduktionsmittelverbrauch
- Bereitstellen einer guten Qualität der Einsatzstoffe in Bezug auf chemische Zusammensetzung (Eisengehalt, Gehalt an Gangart), Korngröße und deren Verteilung und Reduzierbarkeit
- Erhöhung der Heißwindtemperatur durch geeignete Maßnahmen (Vorwärmen der Brennluft, Einsatz von Erdgas in den Winderhitzern)

In **Abbildung 3-2** ist die Entwicklung des spezifischen Reduktionsmittelverbrauchs der Hochöfen in Deutschland zwischen den Jahren 1950 und 2000 dargestellt. Oberhalb der Kurve sind die Maßnahmen angeführt, die zur Senkung der Reduktionsmittelrate beigetragen haben.

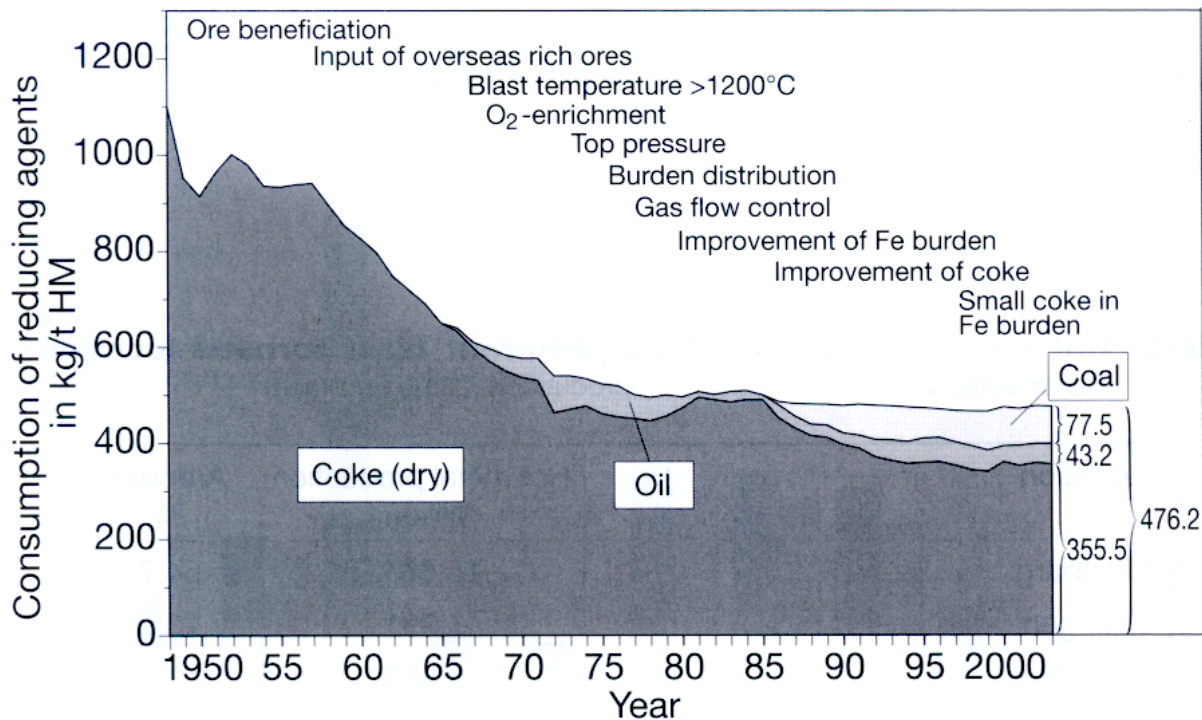


Abbildung 3-2: Entwicklung des Reduktionsmittelverbrauchs der Hochöfen in Deutschland [5]

3.2 Wichtige Kennzahlen

Hier sollen zwei wichtige Kennzahlen der Reduktionsmetallurgie angeführt werden.

3.2.1 Reduktionsgrad RD

Der Reduktionsgrad gibt den Grad des Sauerstoffabbaus aus dem Oxid an.

$$RD = 1 - \frac{O}{1,5 * Fe_{tot}} * 100 [\%] \quad \text{O, Fe in mol}$$

Die höchste Oxidstufe stellt der Hämatit (Fe_2O_3) dar, die weiteren Stufen wie Magnetit (Fe_3O_4) und Wüstit (FeO) werden durch Abbau des Sauerstoffs aus dem Oxid erreicht. Der Reduktionsgrad für Hämatit ist somit 0 %, für Magnetit 11 %, für Wüstit 33,3 % und für metallisches Eisen 100%. [2]

Beispiel: Reduktionsgrad für Magnetit:

$$RD = 1 - \frac{4}{1,5 * 3} * 100 [\%] = 11,1 \%$$

Summenformel: Fe_3O_4 - das entspricht 167,4 kg Fe und 64 kg O pro kmol Fe_3O_4 , also 38,2 kg O/ kg Fe

Summenformel: Fe_2O_3 - das entspricht 111,6 kg Fe und 48 kg O pro mol Fe_2O_3 , also 43 kg O/kg Fe

d.h.: es wurden bei der Reduktion vom Hämatit zu Magnetit 4,8 kg O/kg Fe abgebaut, das entspricht 11,1 % des O – Gehaltes im Hämatit

3.2.2 Gasoxidationsgrad GOD

Der Gasoxidationsgrad (auch Gasausnutzung) ist ein Maß für das Reduktionsvermögen eines Gasmisches [2].

$$GOD = \frac{CO_2 + H_2O}{CO + CO_2 + H_2 + H_2O} * 100 [\%]$$

Beispiel: Gichtgas aus dem HO 1 in Donawitz (**Tabelle 2-IV**: CO = 21,8 %, CO₂ = 21,2 %, H₂ = 2,5 %, Feuchte 7,7 mg/ Nm³ entspricht 0,81 vol%)

$$\text{GOD} = \frac{21,2 + 0,81}{21,8 + 21,2 + 2,5 + 0,81} \cdot 100 [\%] = 48 \%$$

Je geringer der GOD (hoher CO-Anteil und H₂), desto größer ist das Reduktionsvermögen des Gases. Ist der GOD im Gichtgas klein, bedeutet das, dass noch einiges an reduktionsfreudigem Gas vorhanden ist, d.h. die Gasausnutzung ist schlecht. [2]

3.3 Das Baur – Glässner Diagramm

Das Baur - Glässner Diagramm ist ein Phasenstabilitätsdiagramm. Es werden die Existenzbereiche der 3 Eisenoxide Hämatit, Magnetit und Wüstit in Abhängigkeit der Temperatur und der Gaszusammensetzung CO/CO₂ dargestellt.

Weiters im Diagramm dargestellt ist die Gleichgewichtskurve für die Boudouard - Reaktion bei 1 bar. Für alle Punkte der Boudouard - Kurve besteht Gleichgewicht zwischen festem Kohlenstoff und dem entsprechenden Kohlenmonoxid – Kohlendioxid – Gasmisch. Bei einer Gasmischung, deren Temperatur und Zusammensetzung einen Punkt unterhalb dieser Kurve ergibt, kommt es zur Ausscheidung von C und CO₂ und die indirekte Reduktion wird behindert. Oberhalb dieser Kurve sind die Gase stabil, es läuft die Reaktion CO₂ + C → 2 CO und die Reaktionen können ungehindert ablaufen. [3]

Bei 573 °C liegt ein Triple Punkt, unterhalb dieser Temperatur existiert ein Gleichgewicht zwischen Magnetit und metallischem Eisen, oberhalb nur zwischen Magnetit und Wüstit bzw. Wüstit und Eisen.

Abbildung 3-3 zeigt das Baur - Glässner Diagramm. Die linke Kurve (blau) stellt die Reaktion FeO + CO = Fe + CO₂ dar, diese Reaktion verläuft exotherm, mit steigender Temperatur wird die FeO Phase stabiler.

Die rechte Kurve stellt die Reaktion Fe₃O₄ + CO = 3FeO + CO₂, eine endotherme Reaktion, dar, das Phasengebiet des FeO wird mit steigender Temperatur breiter.

Zwischen der roten und der blauen Kurve liegt das Phasengebiet des Wüstit, dabei nimmt der O – Gehalt im Wüstit von 22 % an der linken Kurve bis zu 24,5 % an der rechten Kurve zu. [3]

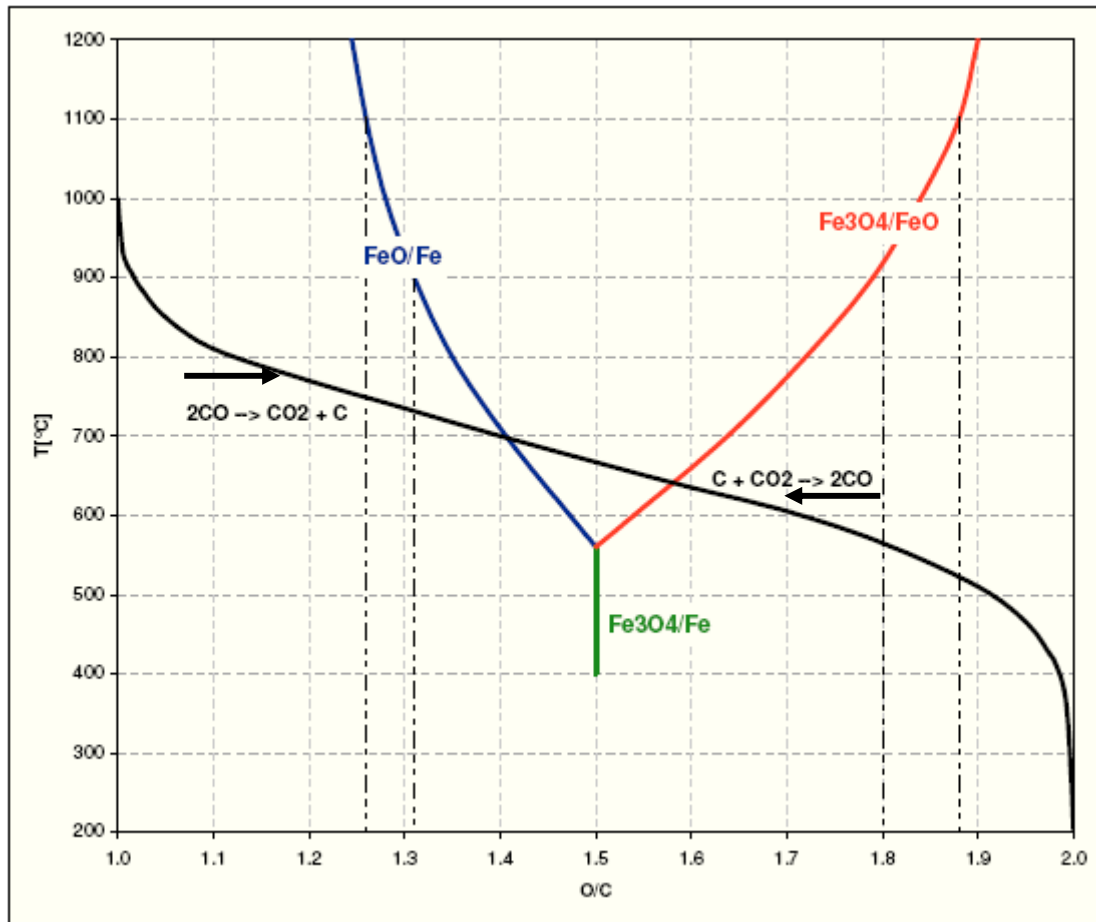


Abbildung 3-3: Baur - Glössner Diagramm für O/C [3, 29]

Rechts der roten Kurve liegt das Phasengebiet des Magnetit, links der blauen Kurve liegt reines Eisen vor.

Unterhalb von 573 °C würde eine Reduktion von Magnetit direkt zu metallischem Eisen führen, das Phasengebiet des Hämatit schließt direkt rechts an das Phasengebiet des Magnetit an. Hämatit wird also zu Magnetit (Glg.4-1) reduziert, sobald CO vorhanden ist.

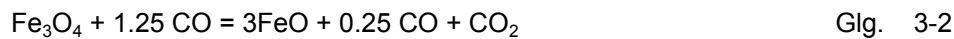
Bei 900 °C liegt die Gleichgewichtskonzentration des O/C – Verhältnisses im Reduktionsgas für die Reaktion $Fe_3O_4 - FeO$ (Glg. 4-2) bei ca. 1,8, das entspricht 20 % CO zu 80 % CO_2 , für $FeO - Fe$ (Glg.4-3) bei 1,31 (entspricht 69 % CO zu 31 % CO_2), d.h. um Magnetit zu Wüstit zu reduzieren, benötigt man in der Gasphase ein CO/CO_2 Verhältnis von mindestens 0,25, für Wüstit zu Eisen mindestens 2,23.

Der Gasoxidationsgrad GOD = $\frac{CO_2}{CO + CO_2} \cdot 100$ [%] beträgt für den ersten Schritt

$$\frac{1}{0,25 + 1} \cdot 100$$
 [%] = 80 %, für den 2. Schritt $\frac{1}{2,23 + 1} \cdot 100$ [%] = 31 %.

Für die Reduktion von Hämatit zu Magnetit beträgt der GOD = 100 %, d.h. sobald CO vorhanden ist, wird reduziert.

Um also Magnetit bei 900 °C zu Wüstit zu reduzieren, benötigt man 1,25 mol CO, für die Reduktion von Wüstit zu Eisen 3,3 mol CO. [1]



Der Sauerstoffgehalt des Wüstits variiert in Abhängigkeit der CO/CO₂ Zusammensetzung.

Im Hämatit sind pro 1000 kg Fe 430 kg O gebunden, im Magnetit 382 kg O, im Wüstit 301 kg

D.h. beim Übergang vom Hämatit zu Magnetit werden 48 kg O/1000 kg Fe abgespalten, vom Magnetit zum Wüstit 81 kg und vom Wüstit zum Eisen 301 kg.

Die Hauptreduktion ist also die Reduktion des Wüstit zum Eisen. [1]

Das Baur - Glässner Diagramm kann man analog zum Diagramm in **Abbildung 3-3** auch für die Existenzbereiche der Eisenoxide über die Gaszusammensetzungen von H₂ und H₂O erstellen.

3.4 Das Rist Diagramm

Das Rist Diagramm stellt die Stabilität der Eisen – und Eisenoxidphasen in Abhängigkeit der Gasmischung $\text{CO}+\text{H}_2/\text{CO}_2+\text{H}_2\text{O}$ dar. Es zeigt den bei der Reduktion ablaufenden Sauerstoffaustausch zwischen Eisenoxid und Reduktionsmittel, in diesem Fall C und H_2 . Dadurch kann die Betriebslinie des Hochofens als Gegenstromreaktor dargestellt werden.

Auf der Abszisse wird der Oxidationsgrad des Kohlenstoffs als Molverhältnis $\text{O}+\text{H}_2/\text{C}+\text{H}_2$ angezeigt, auf der positiven Ordinate ist der Oxidationsgrad des Eisens als Molverhältnis $\text{O}+\text{H}_2/\text{Fe}$ aufgetragen. Die negative Ordinate zeigt das Molverhältnis von $\text{O}+\text{H}_2/\text{Fe}$ aus anderen Quellen wie dem Heißwind, SiO_2 , MnO , Einblaskohle (PCI), P_2O_5 , und TiO_2 .

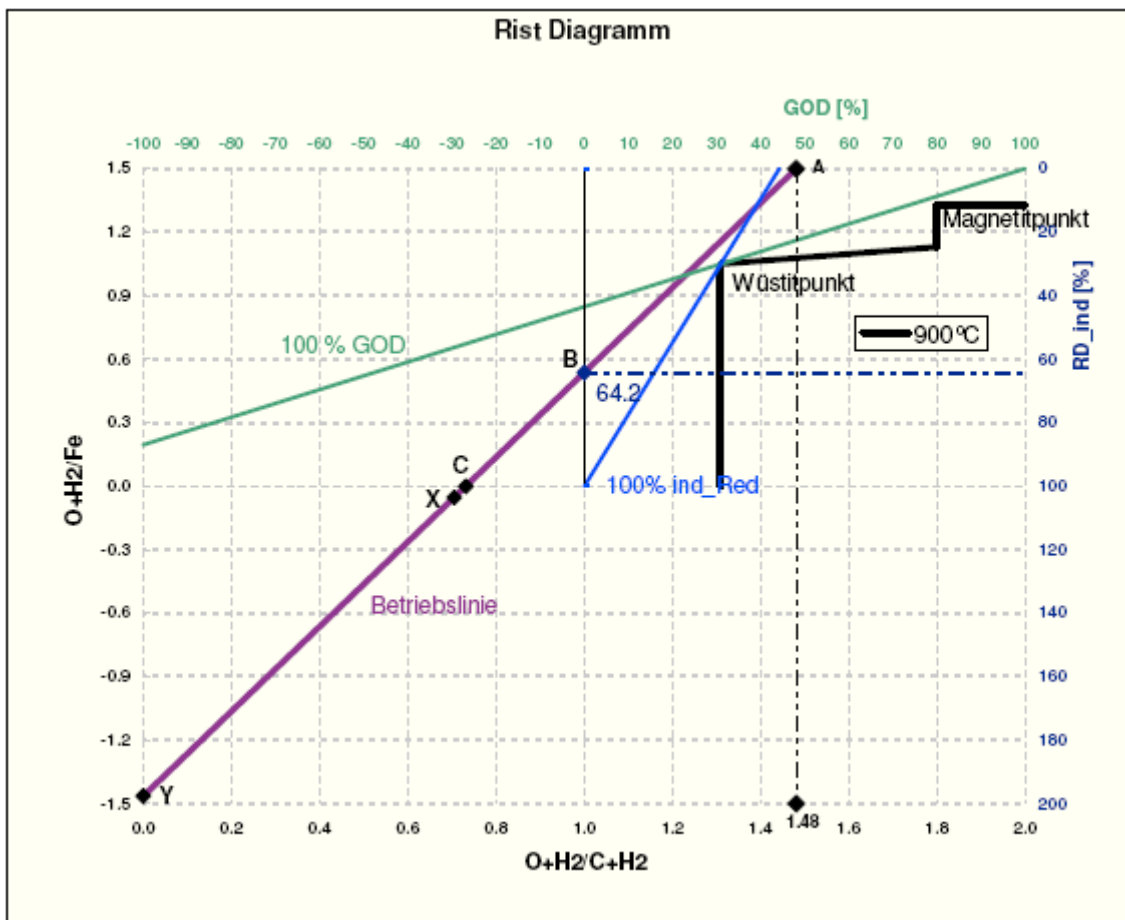


Abbildung 3-4: Das Rist Diagramm

Die Strecke X - Y entspricht der Oxidation des Kohlenstoffs zur Erzeugung der Prozesswärme, die Strecke X – C entspricht der Sauerstoff - und Wasserstoffmenge, die aus der Ein-

blaskohle und aus der Reduktion derjenigen Metalloxide (SiO_2 , MnO , P_2O_5 , TiO_2), die zum Teil als Reinmetalle ins Roheisen übergehen, generiert wird.

Der Punkt A steht für das unreduzierte Eisenoxid ($\text{O}+\text{H}_2/\text{Fe} = 1,5$) und für das austretende Gichtgas ($\text{O}+\text{H}_2/\text{C}+\text{H}_2 = 1,48$).

Die Strecke B - C zeigt die direkte Reduktion des Eisens, die Strecke A – B die indirekte Reduktion.

Am Punkt A kann man somit die Gasausnutzung des Prozesses ablesen, am Punkt B den Anteil an indirekter zu direkter Reduktion.

Die Steigung der Linie stellt das Verhältnis $\text{C}+\text{H}_2/\text{Fe}$ dar und somit den Reduktionsmittelbedarf.

Weiters im Diagramm dargestellt sind die verschiedenen Fe – O Verbindungen, wobei Hämatit einem $\text{O}/\text{Fe} = 1,5$, Magnetit einem $\text{O}/\text{Fe} = 1,33$ entspricht. Besondere Bedeutung kommt dem Wüstitpunkt zu ($\text{O}/\text{Fe} = 1,05$), er stellt abhängig von der Temperatur in der Zone der indirekten Reduktion die thermodynamische Grenze für die Betriebslinie dar. Bei einer Betriebslinie rechts des Wüstitpunktes müssten sich bei $900\text{ }^\circ\text{C}$ Gaszusammensetzungen $\text{CO}/\text{CO}_2 < 2,23$ einstellen, was die vollständige Reduktion von Wüstit unmöglich machen würde (siehe Kap. 3.3).

Beim tatsächlichen Betrieb verläuft die Betriebslinie links des Wüstitpunktes, Hämatit wird über Magnetit zu Wüstit auf reines Fe (Punkt C) reduziert (im Diagramm blau dargestellt).

Die Linie „100% indirekte Red“ (hellblau) stellt den Betrieb mit 100% indirekter Reduktion dar. Es wurde angenommen, dass durch die Reaktionsträgheit des Kokses die Boudouard Reaktion und damit die direkte Reduktion unterdrückt werden [7]. Daher muss die gesamte für die Reduktion benötigte CO – Menge durch die Oxidation des Kohlenstoff vor den Düsen bereitgestellt werden, der spezifische Koksverbrauch steigt daher auf $\text{C}+\text{H}_2/\text{Fe} = 3,3$, die Gasausnutzung sinkt. [1]

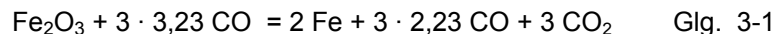
Die Linie „GOD 100“ (grün) zeigt den anderen extremen Betriebsfall, hier wird eine Gasausnutzung von 100% erreicht, d.h. das Gichtgas besteht nur aus CO_2 und Inertgas (N_2). In diesem Fall ist es aber nicht möglich, das Eisen vollständig zu reduzieren. [6]

3.5 Thema – indirekte – direkte Reduktion

Im Folgenden sollen die Möglichkeiten der Reduktion des Hämatits zum Eisen betrachtet und in Hinblick auf den Kohlenstoffverbrauch pro Tonne Eisen verglichen werden. Die Rechenschritte sind in **Tabelle 3-I** und die dazugehörigen Betriebslinien in **Abbildung 3-5** dargestellt.

3.5.1 1-stufig, 100% indirekt (Linie 1)

Wenn man annimmt, das gesamte Eisenoxid würde in einer Stufe indirekt zu Eisen reduziert werden, so würde sich unter Rücksichtnahme der obigen Betrachtungen (das CO/CO₂ Verhältnis muss immer über 2,3 sein, um die Reduktion von FeO zu gewährleisten) folgendes ergeben.



Aus dieser Gleichung ergibt sich ein CO-Verbrauch von 2481,6 kg CO/1000 kg Fe, das entspricht 1986,7 Nm³ CO, dafür würden 1064,6 kg C/1000 kg Fe benötigt.

Die Gasausnutzung GOD betrüge 31 %, das CO/CO₂ Verhältnis im Gichtgas wäre 2,23 oder anders ausgedrückt, eine große Menge CO würde ungenutzt den Reaktor verlassen. [1]

3.5.2 3-stufig, 100% indirekt (Linie 2)

Theoretisch ist der Hochofen ein 3-stufiger Gegenstromreaktor. In der ersten Stufe (vom Gasfluss ausgehend betrachtet, also von unten nach oben) reduziert das in den Wirbelzonen frisch gebildete CO den Wüstt zu Eisen (Abbau von 302 kg O/1000 kg Fe), mit dem Abgas dieser Reaktion wird in der zweiten Stufe der Magnetit unter Abbau von 80 kg O/1000 kg Fe zu Wüstt reduziert und in der dritten Stufe mit dem Abgas aus Stufe 2 der Hämatit zu Magnetit (- 48 kg O/1000 kg Fe). [1]

Da der CO- Verbrauch für die Hämatit- und Magnetitreduktion vergleichsweise gering ist und ein Großteil dieser Reaktionen in den oberen Zonen des Hochofens stattfindet, kann man den Prozess in 2 Stufen unterteilen. Dies ist auch zulässig, da allein die Zone für die indirekte Reduktion des Wüstit 2/3 des Schachtes einnimmt im Temperaturbereich zwischen 800 °C – 1000 °C.

In der ersten Stufe reduziert das CO den Wüstit nach Gleichung 2-10, der CO Bedarf liegt bei 1398,6 Nm³/1000 kg Fe, die bei der Vergasung von 749,5 kg C/1000kg Fe in den Wirbelzonen gebildet werden müssen. Bei dieser Reaktion bleiben 965 Nm³ CO ungenutzt.

In der zweiten Stufe (Reduktion Magnetit – Wüstit) werden von den 935 Nm³ CO 167,2 Nm³ verbraucht, in der dritten Stufe (Fe₂O₃ → Fe₃O₄) nur noch 66,9 Nm³ CO/1000 kg Fe.

Das heißt, es bleiben bei dieser Reaktionsführung 764,9 Nm³ CO ungenutzt und im Gichtgas befinden sich 624,5 Nm³ CO₂, damit ergibt sich ein Gasausnutzungsgrad von

$$\text{GOD} = \frac{624,5}{624,5 + 764,9} * 100 [\%] = 45 \%$$

3.5.3 100% Direkte Reduktion (Linie 3)

Würde man die gesamten 430 kg O/1000 kg Fe über die direkte Reduktion Fe₂O₃ + C = 2 Fe + 3 CO vom Eisen trennen, so würde man nur 322,6 kg C benötigen, es würde kein CO₂ entstehen, jedoch 602 Nm³ CO, d.h. die Gasausnutzung ist 0 % (GOD = 0).

Der Koksverbrauch wäre also deutlich geringer als bei 100 % indirekter Reduktion. Wie schon erwähnt, ist die direkte Reduktion endotherm, man müsste die nötige thermische Energie für das Schmelzen des Eisens und der Schlacke anderweitig zur Verfügung stellen.

3.5.4 Kombination Indirekte/Direkte Reduktion (Linie 4)

Stöchiometrisch das optimale Verhältnis würde sich ergeben, wenn man einen Großteil des Wüstit direkt reduziert, und zwar so, dass dabei genau soviel CO produziert wird, um den Rest des FeO indirekt zu reduzieren. Anschließend könnte man mit dem ungenutzten CO die Magnetit bzw Hämatitreduktion durchführen. Es würde sich ein C-Verbrauch von 173,4 kg C/1000 kg Fe und ein GOD = 91,8 % ergeben. [1]

Obige Überlegungen betrachten nur den stöchiometrischen Bedarf an Kohlenstoff in Abhängigkeit der Aufteilung zwischen direkter und indirekter Reduktion und in Abhängigkeit des CO/CO₂ Gleichgewichts bei einer bestimmten Temperatur (hier 900°C).

Daher ist ein Vergleich der stöchiometrischen Bilanz mit der Wärmebilanz im Hochofen notwendig.

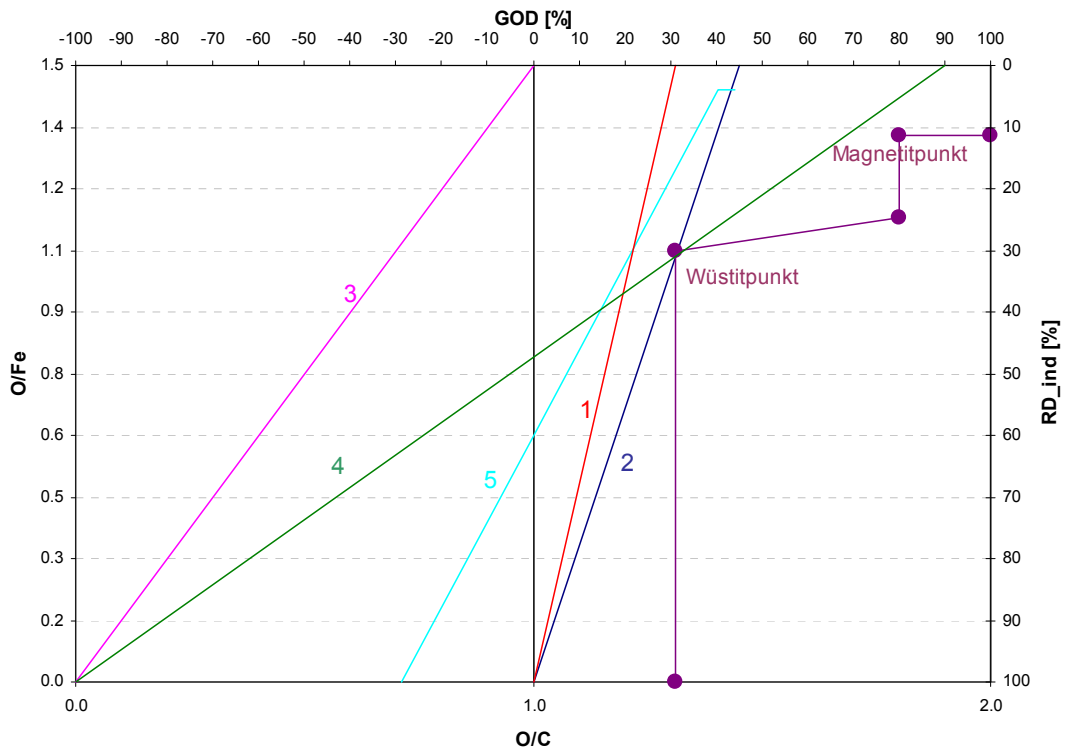


Abbildung 3-5: Darstellung der verschiedenen Reduktionswege im Rist Diagramm

In **Abbildung 3-5** sind die theoretischen Berechnungen in einem vereinfachten Rist - Diagramm dargestellt. Die Steigungen der Linien lassen auf den C – Verbrauch schließen, je flacher eine Linie, desto geringer der Reduktionsmittelverbrauch (siehe auch Kap.3.4).

3.5.5 Betrieb der voestalpine Stahl Donawitz (Linie 5)

Beim tatsächlichen Betrieb des Hochofen IV in Donawitz werden zwischen 480 und 530 kg Reduktionsmittel/t Roheisen verbraucht, die Gasausnutzung liegt bei 45 %. [4]

In **Tabelle 3-I** sind die in den Punkten 3.5.1 bis 3.5.5 beschriebenen Reduktionswege rechnerisch dargestellt.

Tabelle 3-I: Vergleich der verschiedenen Reduktionsvarianten

	CO-Bedarf		C - Bedarf kg/t Fe	CO Rest Nm ³ /t Fe	CO ₂ Nm ³ /t Fe	O - Abbau kg/t Fe	RG O- Abbau	GOD CO ₂ /(CO ₂ + CO)
	kmol/t Fe	Nm ³ /t Fe						
Indirekte Reduktion, 1-stufig $\text{Fe}_2\text{O}_3 + 3 \times 3,3 \text{ CO} = \text{Fe} + 2 \times 3,3 \text{ CO} + 3 \text{ CO}_2$	88.6	1986.7	1064.6	1371.6	615.1	429.7	100%	31%
Indirekte Reduktion, 3-stufig								
1. Stufe $\text{FeO} + 3.23 \text{ CO} = \text{Fe} + 2.23 \text{ CO} + \text{CO}_2$	62.4	1398.6	749.5	965.6	423.8	302.5	70.4%	31%
2. Stufe $\text{Fe}_3\text{O}_4 + 1.25 \text{ CO} = 3 \text{ FeO} + 0.25 \text{ CO} + \text{CO}_2$	7.5	167.2		33.4	133.8	79.5	18.5%	80%
3. Stufe $3\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CO} = 2 \text{ Fe}_3\text{O}_4 + \text{CO}_2$	3.0	66.9		0.0	66.9	47.7	11.1%	100%
Gesamtreaktion:	62.4	1398.6	749.5	764.9	624.5	429.7	100%	45%
Direkte Reduktion $\text{Fe}_2\text{O}_3 + 3 \text{ C} = 2 \text{ Fe} + 3 \text{ CO}$			322.6	602.0		429.7	100%	0%
Stöchiometrisch optimale Kombination								
	CO produziert		C - Bedarf	CO Rest	CO ₂	O - Abbau		
1. Stufe $\text{FeO} + \text{C} = \text{Fe} + \text{CO}$	14.4	323.6	173.4	323.6		231.0	53.8%	0%
	CO-Bedarf		C - Bedarf	CO Rest	CO ₂	O - Abbau		
	kmol/t Fe	Nm ³ /t Fe	kg/t Fe	Nm ³ /t Fe	Nm ³ /t Fe	kg/t Fe		
2. Stufe $\text{FeO} + 3.23 \text{ CO} = \text{Fe} + 2.23 \text{ CO} + \text{CO}_2$	14.4	323.6		223.4	100.2	71.5	16.6%	31%
3. Stufe $\text{Fe}_3\text{O}_4 + 1.25 \text{ CO} = 3 \text{ FeO} + 0.25 \text{ CO} + \text{CO}_2$	7.5	167.2		33.4	133.8	79.5	18.5%	80%
4. Stufe $3\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CO} = 2 \text{ Fe}_3\text{O}_4 + \text{CO}_2$	3.0	66.9		0.0	20.7	47.7	11.1%	100%
Gesamtreaktion:		323.6	173.4	22.8	254.7	429.7	100%	91.8%

3.6 Der Winderhitzerbetrieb am HO4 der voestalpine Stahl Donawitz

Winderhitzer sind Wärmeübertrager nach dem Prinzip von Regeneratoren, d.h. sie liefern den Heißwind diskontinuierlich. Im ersten Zeitabschnitt werden der Gitterwerkschacht und die Kuppel mithilfe des Abgases aus dem Brennschacht erhitzt, im 2. Abschnitt wird der Kaltwind in entgegengesetzter Richtung durch den Gitterschacht geblasen, dabei auf 1020 °C gebracht und dem Hochofen mit 950 °C zugeführt. Als Wärmespeicher dient die Ausmauerung. Während ein Winderhitzer auf Wind geschaltet ist (Heißwind wird dem Hochofen zugeführt, Abkühlphase), stehen die anderen auf Gas (Aufwärmphase). Die Intervalle hängen von der Anzahl und Leistungsfähigkeit der Winderhitzer ab. Die Winderhitzeranlage am HO4 der voestalpine Stahl Donawitz besteht aus den 3 Winderhitzern E1/E2/E3. Alle 3 Winderhitzer haben einen innen liegenden Brennschacht. Die Brenner sind Edelstahlbrenner, die mit Gichtgas aus dem HO1 und nicht vorgewärmter Brennluft betrieben werden. Die theoretisch erreichbare Flammentemperatur liegt derzeit bei 1020 °C. Für eine Erhöhung der Flammentemperatur (es wird angenommen, dass die Kuppeltemperatur am Ende des Aufheizvorganges der Flammentemperatur entspricht) muss der Heizwert des Brenngases durch Zumischung von Erdgas erhöht werden.

Der Hochofenbetrieb bezieht seinen Erdgasbedarf aus den Ländern der Russischen Föderation. In der Hauptzuleitung wird das Erdgas mit einem Überdruck von 4,5 bar zur Subreduzierstation geleitet, die den Druck auf die für den Winderhitzerbetrieb erforderlichen 200 mbar reduziert. Anschließend wird das Erdgas über 3 verschiedene Leitungen, die mit einer Reihe von Regel-, Mess- und Sicherheitsarmaturen ausgestattet ist, zu den Winderhitzern geführt und vor dem Eintritt dem Gichtgas zugemischt.

Parameter	Summenformel	Einheit	Mengengewichtete Mittelwerte STMK von Juli 2007 - Dezember 2007
Methan	CH ₄	% Mol	97,49
Ethan	C ₂ H ₆	% Mol	0,97
Propan	C ₃ H ₈	% Mol	0,33
i-Butan	C ₄ H ₁₀	% Mol	0,05
n-Butan	C ₄ H ₁₀	% Mol	0,05
i-Pentan	C ₅ H ₁₂	% Mol	0,01
n-Pentan	C ₅ H ₁₂	% Mol	0,01
neo Pentan	C ₅ H ₁₂	% Mol	0,00
Hexan	C ₆ +	% Mol	0,01
Stickstoff	N ₂	% Mol	0,88
Kohlendioxid	CO ₂	% Mol	0,19
Absolute Dichte	-	kg/Nm ³	0,74
Relative Dichte	-	-	0,57
Oberer Wobbeindex (Ws)	-	kWh/Nm ³	14,72
Unterer Wobbeindex (Wi)	-	kWh/Nm ³	13,27
Brennwert (Hs)	-	kWh/Nm ³	11,12
Heizwert (Hi)	-	kWh/Nm ³	10,03

Tabelle 3-II: Erdgasanalyse [14]

Das vom HO 1 gelieferte Gichtgas hat folgende Zusammensetzung:

Tabelle 3-III: Chemische Analyse des trockenen Gichtgases in vol%

CO ₂	CO	N ₂	O ₂	H ₂
21.20	21.80	54.50	0.00	2.50

Der untere Heizwert H_u liegt bei 3052 kJ/Nm^3 . Um die Flammentemperatur der Brenner und damit die Kuppeltemperatur im Winderhitzer um $100 \text{ }^\circ\text{C}$ zu erhöhen, muss man dem Gichtgas ca. 2 vol% des Erdgases beimischen. Damit ergibt sich ein Heizwert des Mischgases von 3720 kJ/Nm^3 .

4 Massen – und Wärmebilanz im Hochofen

4.1 Allgemeines

Im Rahmen dieser Arbeit sollte der Zusammenhang zwischen dem stöchiometrischen Bedarf an Reduktionsmittel für die Reduktion und dem Wärmebedarf für den Hochofenprozess dargestellt werden. Als verfahrenstechnisches Modell wurde das Prinzip der Black Box gewählt. Bei einer Black Box werden die ein – und austretenden Energie – und Stoffströme durch festgelegte Systemgrenzen um einen bestimmten Bilanzbereich betrachtet, ohne die Örtlichkeit und Kinetik der Reaktionen zu berücksichtigen.

Dafür wurde ein Berechnungsprogramm in MS Excel erstellt, das sowohl eine Massenbilanzierung aller Feststoffströme um den Anlagenkomplex Sinteranlage und Hochofen als auch eine Energiebilanz um den unteren Teil des Hochofens enthält.

4.2 Massenbilanz Sinteranlage/Hochofen

Für die Bilanzierung der Feststoffströme kann der Benutzer die Einsatzmengen der verschiedenen Einsatzstoffe in der Sinteranlage und im Hochofen angeben, für die Roheisen – und Sinterzusammensetzung wird ein Startwert eingegeben, das Programm errechnet die Roheisen-, Sinter- und Schlackenanalyse.

In **Abbildung 4-1** ist das Eingabeblatt für den Hochofen dargestellt.

In der linken Spalte (schwarz) werden die Mengen der Rohmaterialien in kg /t RE eingegeben, in der rechten Spalte (rot) werden die errechneten Absolutwerte in t/a angezeigt.

Die Massenbilanzierung dient hauptsächlich zur Einschätzung der Produktzusammensetzung bei variierenden Einsatzstoffen und zur Ermittlung der Rohstoffkosten/ t RE. Als Qualitätsparameter für die Produkte werden die Schlackenbasizität B_4 (siehe 2.3), der Eisengehalt des Roheisens und die Basizität des Sinters herangezogen. Berechnet wird auch der Alkalieneintrag, die SO_2 und CO_2 Produktion.

Eingabe		Errechnet	
Roheisen netto	565 800.00 t/a	Roheisen brutto theoretisch	580 307.69 t/a
Abschlackverluste	1.70 %	Schlacke feucht	287.76 kg/tRE
Ausbringungsverluste	0.80 %	Summe Verluste	2.50 %
Gichtschlamm	1.20 kg/tRE	Schlacke feucht	287.76 kg/tRE
Gichtstaub	9.00 kg/tRE	Schlacke gesamt	162 816.86 t/a brutto
Stückerzüberkorn	300.00 kg/tRE	Sinter	1 006.84 kg/tRe
Stückerz Beeshoek	100.00 %	Stückerz gesamt	189 020.04 t/a
Eingabe Stückerzanteil für SA	10.20 %	Stückerz Sishen	0.00 %
Pellets 62	100.00 %	Stückerz Unterkorn	19 280.04 t/a
Eingabe Pelletsanteil für SA	10.00 %	Pellets 65	0.00 %
Stückquarz	4.90 kg/tRE	Pelletszüberkorn	324.35 kg/tRE
Seperationseisen	0.00 kg/tRE	Pelletsunterkorn	20 390.95 t/a
Schrott	0.00 kg/tRE	Pellets gesamt	203 909.49 t/a
RE Granulat	0.00 kg/tRE	Pelletsunterkorn	20 390.95 t/a
Pellets Erzberg	0.00 kg/tRE	Stückerkoks in HO	210 458.48 t/a
Möllvar2	0.00 kg/tRE	Stückerkoks + Abrieb in HO	210 458.48 t/a
Reduktionsmittel gesamt (100% Koks)	480.00 kg/tRE	Stückerkoks Zubahnung	210 458.48 t/a
Perlkoks	46.10 kg/tRE	Abrieb gesamt Anfall	0.00 t/a
Öl	1.50 kg/tRE	Abrieb gesamt Anfall	0.00 kg/t RE
Kohle 1% Restfeuchte	65.50 kg/tRE	Stückerkoksabrieb in HO	0.00 t/a
Rohstoffvar1	0.00 kg/tRE	Stückerkoks + Abrieb in HO	371.97 kg/t RE
Rohstoffvar2	0.00 kg/tRE	Kohle (feucht)	69.73 kg/tRE
Eingabe Ersatzverhältnis Öl	1.20 (Koks trocken)	Reduktionsmittel gesamt (real)	489.29 kg/t RE
Eingabe Ersatzverhältnis Kohle	0.90 (Koks + Kohle trocken)		
Eingabe Unterkornanteil Koks gesamt	0.00 %		
Eingabe Koksabrieb in HO	100.00 %		
Eingabe Koksabrieb auf Sieb	0.00 %		
Eingabe Koksabrieb Sieb UK	0.00 %		
Veränderung Reduktionsmittelrate	(Veränderungen gegenüber Basis)		
	delta [kg/t RE] delta Red.mittel [kg/t RE]	Basis	
Alkalien	-0.56	Budget 2009/10 (209-01-27)	
Schlackenmenge	11.03	Alkalien	6.68
Stückerzeinsatz	-31.42	Schlackenmenge	253.46
		Stückerzeinsatz	331.42
Reduktionsmittel ges. (100% Koks) NEU	506.48 kg/tRE		
Gichtgas	1 667 m³/tRE bei 25°C	Gichtgas feucht	1 680 Nm³/tRE
Gichtgasfaktor	1.30	Gichtgas feucht	950 708 872 Nm³
Temperatur	138.20 °C	Feuchte	0.0081 Nm³/Nm³ Wind feucht
Druck	0.99 bar	Feuchte	0.81 % vol
Feuchte im Gichtgas (feucht)	6.00 g/Nm³	Heisswind feucht incl O2	1 296 Nm³/tRE
Heisswind spez incl O2 (trocken)	1 282 m³/tRE bei 25°C	Heisswind feucht incl O2	733 020 718 Nm³
Sauerstoffgehalt im Wind (trocken)	21.90 %	Feuchte	0.0105 Nm³/Nm³ Wind feucht
Feuchte im Wind (feucht)	7.70 g/Nm³ gesamt	Feuchte	1.05 % vol
Temperatur	937 °C		
Druck	2.14 bar		

Abbildung 4-1: Eingabeblatt für den Hochofen

In **Abbildung 4-2** ist ein Ergebnistabellenblatt für eine typische Jahresproduktion des Hochofen 4 dargestellt, es werden in der linken Spalte allgemeine Verbrauchswerte und Parameter ausgegeben, in der mittleren und rechten Spalte anlagenspezifische Daten.

Allgemein		HOCHOFEN		SINTERANLAGE	
Sinter netto	981.66 kg/tREbrutto	Roheisenerzeugung brutto	580308	Sintererzeugung brutto	636500
Sinterbasizität	1.65	Abschlackverluste	14508	Sintererzeugung netto	569668
Sinteranalyse		Roheisenerzeugung netto	565800		
Fe	57.20	Möller		Einsatzmischung	
SiO ₂	5.17	Sinterproduktion Donawitz	569668	Mischerz	327161
CaO	8.34	Pellets 62	183519	Sishen Feinerz	199584
MgO	2.69	Pellets 65	0	Beeshoek Feinerz	0
Al ₂ O ₃	1.54	Beeshoek Stückerz Überkorn	169740	Carajas Feinerz	90000
Mn	1.27	Sishen Stückerz Überkorn	0	Beeshoek Stückerz Unterkorn	17313
				Sishen Stückerz Unterkorn	0
Roheisen netto	565800 t/a	Gesamtsumme Schrott	0	<i>Summe Feinerze</i>	<i>306897</i>
Roheisenanalyse		Seperationseisen	0	Summe Pellets	20391
Fe	94.00	Kleiseisen	0	<i>Summe Erze</i>	<i>634058</i>
Mn	0.86	Stückquarz	2772	Walzzunder	10000
Si	0.51	Gichtstaub	5092	Seperationseisen	4000
Schlacke	264.49 kg/t RE	Rückgut		<i>Summe Fe Träger</i>	<i>648058</i>
Basizität	0.87	Schlammanfall	679	Gichtstaub	5092
		Schlackenfall	155162	Kalksplitt	54000
Alkalieneintrag	6.12 kg/t RE brutto			<i>Summe frischer Einsatz</i>	<i>707150</i>
(Grenzwert ist)	6.36 kg/t RE brutto	Reduktionsmittel		Abrieb Einsatz SA	0
CO ₂ Produktion	1013632.13 t/a	Stückkoks	210458	Koksgrus	40439
		Perlkoks	26083	Brennstoffe feucht	40439
Kosten:		Feinkohle	39451		
Roheisen	216.59 €/ t RE netto	<i>Summe Reduktionsmittel</i>	<i>275993</i>		
Sinter	58.54 €/ t SI netto				

Abbildung 4-2: Ergebnisblatt aus dem Rechenprogramm für den Hochofenbetrieb Donawitz

Die getroffenen Annahmen und Eingabeparameter für die Berechnungen sind im Anhang erklärt, diese Annahmen basieren hauptsächlich auf Erfahrungswerten und Messwerten der Betreiber. Als Beispiel sollen an dieser Stelle die Verteilungskoeffizienten des Si im Roheisen und der Schlacke angeführt werden. Hier wird die Annahme getroffen, dass der Si – Anteil im Roheisen bei 0.51 % liegt, der Rest geht somit in die Schlacke. Diese Annahmen sind notwendig, da Reaktionsgleichgewichte und Kinetik in der Massenbilanz nicht berücksichtigt werden.

4.3 Energiebilanz Unterofen

4.3.1 Bilanzgrenze

Der zweite Teil des Programms betrachtet die Massen – und Wärmebilanz des Unterofens.

Für die Festlegung der Bilanzgrenzen wurde der Hochofen in 2 Abschnitte geteilt. Im Oberofen wird der Möller durch den nach oben strömenden Gasstrom erwärmt, das Eisenoxid wird mit dem aus dem unteren Teil des Ofens austretenden CO vorreduziert.

Die Grenze zwischen den Abschnitten ist die thermisch inaktive Zone bei ca. 900 °C. Da für den Reduktionsmittelverbrauch der Wärmebedarf des unteren Teils des Hochofens maßgebend ist [6], wurde in der Wärmebilanz dieser Teil untersucht. Die Bilanzgrenzen sind in **Abbildung 4-3** dargestellt.

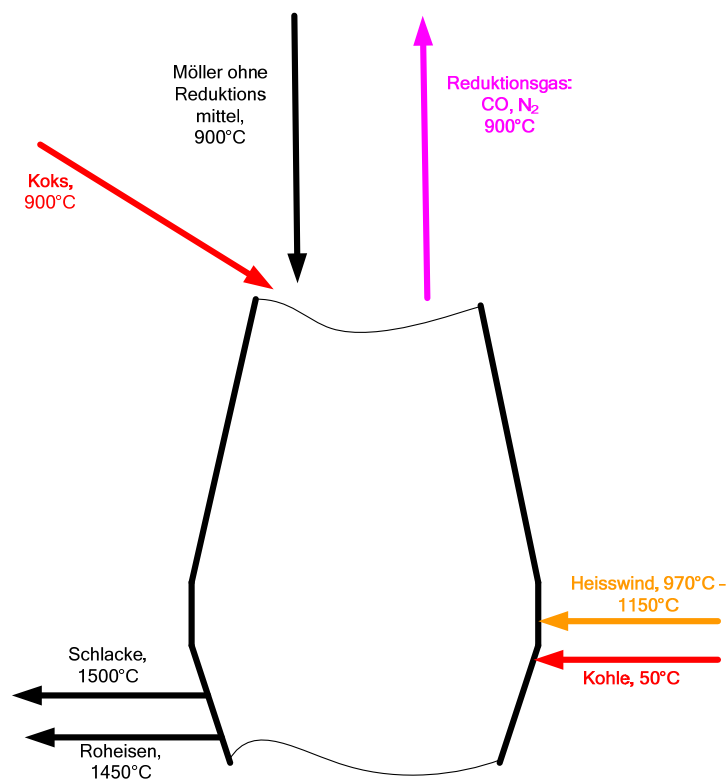


Abbildung 4-3: Bilanzabschnitt für die Wärmebilanz

4.3.2 Vorgangsweise zur Berechnung der Wärmebilanz des Unterofens

Im oben gezeigten Bilanzabschnitt werden die Bildungsenthalpien der ein- und austretenden Stoffe bilanziert. Die Daten der Bildungsenthalpien bei den jeweiligen Temperaturen stammen aus der Datenbank der Fa. Outokumpo (HSC 6). Im Tabellenblatt „Energiebilanz“ kann der Benutzer die Temperaturen der ein – und austretenden Ströme festlegen, mit einer mittels VBA - Programmierung automatisierten Annäherung wird die Energiebilanz über diesen Bilanzabschnitt und die benötigte Menge Kohlenstoff zur Deckung des Energiebedarfs errechnet, wobei ein Wärmeverlust über die Schachtwand mit 5 % berücksichtigt wird. [6]

In **Abbildung 4-4** ist das Tabellenblatt für die Energiebilanzierung des Unterofens dargestellt, die Temperaturen der ein – und austretenden Ströme können variiert werden, die Stoffmengen für den Möller ohne Koks, die Einblaskohle, die Schlacke und das Roheisen werden aus der Massenbilanzierung des Hochofens übernommen (siehe Kap.4.2).

Das Programm berechnet mit den Eingabedaten für die Temperaturen und den übernommenen Stoffmengen die Bildungsenthalpien der ein – und austretenden Ströme und verändert die Koksrate so lange, bis die Energiebilanzierung der Ströme wie sie in **Abbildung 4-3** dargestellt sind, ausgeglichen ist. Diese Berechnung wird für 3 Fälle durchgeführt. Im ersten Fall werden 100 % des im Möller vorhandenen Eisenoxids im Oberofen bis zum reinen Eisen reduziert, im zweiten Fall bis zur Wüststufestufe, das entspricht einer Vorreduktion von 33 %. Im dritten Fall wird im Oberofen keine Vorreduktion geleistet. Die Berechnung liefert also einen theoretischen Reduktionsmittelverbrauch auf Basis Koks und die zur Verbrennung des Kohlenstoffs benötigte Windmenge für diese 3 Fälle.

MASSEN – UND WÄRMEBILANZ IM HOCHOFEN

Bilanz unterer HO													
	T [°C]	cp[kJ/kgK]	cp*T[kJ/kg]	H[kJ/kg]	100%_ind.Red			33%_ind.Red			0%_ind.Red		
					H[kJ/kg]	t_ges	H_ein[MJ]	H[kJ/kg]	t_ges	H_ein[MJ]	H[kJ/kg]	t_ges	H_ein[MJ]
Wind	937												
	O2(g)	1.12	1 051	942	942	47 344	44 578 505	942	293 897	276 727 939	942	637 384	600 149 896
	N2(g)	1.20	1 125	1 017	1 017	145 835	148 292 038	1 017	905 292	920 545 682	1 017	1 963 340	1 996 420 731
	H2O(g)	2.42	2 271	-11 485	-11 485	1 273	-14 616 810	-11 485	7 901	-90 736 099	-11 485	17 134	-196 782 661
	cp[kJ/kgK]						178 253 733			1 106 537 522			2 399 787 966
Möller ohne Reduktionsmittel	900												
	J	0.74	663	556	556	543 024	301 775 789	556	0	0	556	0	0
	FeO	0.85	769	-3 150	-3 150	0	0	-3 150	669 847	-2 109 730 508	-3 150	0	0
	Fe2O3	0.92	832	-4 390	-4 390	0	0	-4 390	0	0	-4 390	776 367	-3 408 212 935
	SiO2	1.18	1 065	-14 216	-14 216	53 548	-761 239 067	-14 216	53 548	-761 239 067	-14 216	53 548	-761 239 067
	CaO	0.93	836	-10 554	-10 554	48 129	-507 950 102	-10 554	48 129	-507 950 102	-10 554	48 129	-507 950 102
	MgO	1.30	1 167	-13 900	-13 900	16 712	-232 295 387	-13 900	16 712	-232 295 387	-13 900	16 712	-232 295 387
	Al2O3	1.26	1 132	-15 509	-15 509	12 215	-189 436 180	-15 509	12 215	-189 436 180	-15 509	12 215	-189 436 180
	Mn	0.78	706	619	619	7 442	4 609 157	619	7 442	4 609 157	619	7 442	4 609 157
	P	0.85	765	765	765	289	221 230	765	289	221 230	765	289	221 230
	S	0.99	892	962	962	95	91 138	962	95	91 138	962	95	91 138
	TiO2	0.93	838	-11 147	-11 147	626	-6 979 793	-11 147	626	-6 979 793	-11 147	626	-6 979 793
	K2O	1.07	961	-2 738	-2 738	2 230	-6 104 148	-2 738	2 230	-6 104 148	-2 738	2 230	-6 104 148
	Na2O	1.65	1 484	-5 168	-5 168	402	-2 074 905	-5 168	402	-2 074 905	-5 168	402	-2 074 905
Cl	0.63	567	3 977	3 977	76	301 780	3 977	76	301 780	3 977	76	301 780	
C	1.90	1 708	1 297	1 297	888	1 152 048	1 297	888	1 152 048	1 297	888	1 152 048	
						-1 397 928 439			-3 809 434 737			-5 107 917 164	
PCI	50												
	H2O(g)	1.94	97	-13 386	-13 386	2 762	-36 965 072	-13 386	2 762	-36 965 072	-13 386	2 762	-36 965 072
	N2(g)	1.04	52	26	26	0	0	26	0	0	26	0	0
	Fe	0.60	30	8	8	143	1 215	8	0	0	8	0	0
	FeO	0.70	35	-3 853	-3 853	0	0	-3 853	177	-680 135	-3 853	0	0
	Fe2O3	0.68	34	-5 143	-5 143	0	0	-5 143	0	0	-5 143	205	-1 052 163
	SiO2	0.78	39	-15 156	-15 156	943	-14 290 869	-15 156	943	-14 290 869	-15 156	943	-14 290 869
	CaO	0.77	39	-11 309	-11 309	106	-1 203 306	-11 309	106	-1 203 306	-11 309	106	-1 203 306
	MgO	0.96	48	-14 912	-14 912	77	-1 148 910	-14 912	77	-1 148 910	-14 912	77	-1 148 910
	Al2O3	0.88	44	-16 447	-16 447	620	-10 197 980	-16 447	620	-10 197 980	-16 447	620	-10 197 980
	Mn	0.58	29	23	23	4	86	23	4	86	23	4	86
	P	0.85	43	30	30	18	541	30	18	541	30	18	541
	S	1.08	54	36	36	150	5 379	36	150	5 379	36	150	5 379
	TiO2	0.71	35	-11 837	-11 837	22	-260 577	-11 837	22	-260 577	-11 837	22	-260 577
	K2O	1.00	50	-3 850	-3 850	29	-113 000	-3 850	29	-113 000	-3 850	29	-113 000
	Na2O	1.37	69	-6 638	-6 638	11	-73 069	-6 638	11	-73 069	-6 638	11	-73 069
Cl	0.62	31	3 439	3 439	0	0	3 439	0	0	3 439	0	0	
C	0.79	40	18	18	30 221	534 089	18	30 221	534 089	18	30 221	534 089	
						-63 711 471			-64 392 821			-64 764 849	
Koks	900												
	Fe	0.74	37	556	556	271	150 849	556	0	0	556	0	0
	FeO	0.85	43	-3 150	-3 150	0	0	-3 150	395	-1 054 593	-3 150	0	0
	Fe2O3	0.92	46	-4 390	-4 390	0	0	-4 390	0	0	-4 390	388	-1 703 667
	SiO2	1.18	59	-14 216	-14 216	1 527	-21 712 409	-14 216	14 963	-212 713 498	-14 216	21 421	-304 522 912
	CaO	0.93	46	-10 554	-10 554	146	-1 541 992	-10 554	1 431	-15 106 686	-10 554	2 049	-21 626 893
	MgO	1.30	65	-13 900	-13 900	102	-1 412 936	-13 900	996	-13 842 343	-13 900	1 426	-19 816 846
	Al2O3	1.26	63	-15 509	-15 509	1 007	-15 618 501	-15 509	9 866	-153 012 314	-15 509	14 125	-219 054 061
	Mn	0.78	39	619	619	6	3 898	619	62	38 191	619	88	54 675
	P	0.85	43	765	765	20	15 050	765	193	147 442	765	276	211 079
	S	0.99	50	962	962	211	202 879	962	2 066	1 987 582	962	2 957	2 845 444
	TiO2	0.93	47	-11 147	-11 147	43	-482 347	-11 147	424	-4 725 492	-11 147	607	-6 765 065
	K2O	1.07	53	-2 738	-2 738	78	-212 392	-2 738	760	-2 080 779	-2 738	1 088	-2 978 865
	Na2O	1.65	82	-5 168	-5 168	55	-283 402	-5 168	537	-2 776 446	-5 168	769	-3 974 790
	Cl	0.63	32	3 977	3 977	2	6 259	3 977	15	61 317	3 977	22	87 783
	C aus Koks	1.90	1 708	1 297	1 297	34 819	45 151 067	1 297	341 121	442 338 815	1 297	488 352	633 256 965
						4 266 022			39 261 196			56 012 847	
						53 283 931			293 298 000			627 676 673	
Schlacke	1 500												
	Fe(l)	0.76	1 141	1 138	1 138	794	-902 847	1 138	794	-902 847	1 138	794	-902 847
	SiO2	1.25	1 869	-13 412	-13 412	57 701	773 877 069	-13 412	57 701	773 877 069	-13 412	57 701	773 877 069
	CaO	0.96	1 443	-9 985	-9 985	49 399	493 234 558	-9 985	49 399	493 234 558	-9 985	49 399	493 234 558
	MgO	1.34	2 017	-13 104	-13 104	17 473	228 964 775	-13 104	17 473	228 964 775	-13 104	17 473	228 964 775
	Al2O3	1.30	1 949	-14 710	-14 710	18 771	276 124 134	-14 710	18 771	276 124 134	-14 710	18 771	276 124 134
	Mn	0.85	1 272	1 298	1 298	2 634	-3 419 403	1 298	2 634	-3 419 403	1 298	2 634	-3 419 403
	P	0.85	1 275	1 273	1 273	8	-10 480	1 273	8	-10 480	1 273	8	-10 480
	S	1.98	2 977	1 553	1 553	1 245	-1 933 427	1 553	1 245	-1 933 427	1 553	1 245	-1 933 427
	TiO2	1.00	1 499	-10 397	-10 397	833	8 663 548	-10 397	833	8 663 548	-10 397	833	8 663 548
	K2O	1.05	1 582	-1 973	-1 973	2 740	5 405 424	-1 973	2 740	5 405 424	-1 973	2 740	5 405 424
Na2O	1.70	2 544	-3 575	-3 575	711	2 542 956	-3 575	711	2 542 956	-3 575	711	2 542 956	
Cl	0.61	918	4 346	4 346	85	-367 393	4 346	85	-367 393	4 346	85	-367 393	
						152 395	1 782 178 914		152 395	1 782 178 914		152 395	1 782 178 914
RE	1 450												
	Fe(l)	0.76	1 103	1 138	1 138	545 485	-620 511 149	1 138	545 485	-620 511 149	1 138	545 485	-620 511 149
	Si(l)	0.99	1 437	3 108	3 108	2 886	-8 967 710	3 108	2 886	-8 967 710	3 108	2 886	-8 967 710
	Mn	0.85	1 229	1 298	1 298	4 912	-6 376 070	1 298	4 912	-6 376 070	1 298	4 912	-6 376 070
	P	0.85	1 233	1 273	1 273	411	-522 729	1 273	411	-522 729	1 273	411	-522 729
	S	1.98	2 878	1 553	1 553	256	-396 966	1 553	256	-396 966	1 553	256	-396 966
	Ti	0.83	1 206	1 359	1 359	3 208	-4 360 259	1 359	3 208	-4 360 259	1 359	3 208	-4 360 259
	C	2.03	2 942	2 392	2 392	25 461	-60 901 223	2 392	25 461	-60 901 223	2 392	25 461	-60 901 223
						-702 036 106			-702 036 106			-702 036 106	
RedGas	900												
	CO(g)	1.22	1 097	-2 966	-2 966	94 373	279 884 486	-2 966	808 682	2 398 334 652	-2 966	1 152 032	3 416 620 313
N2(g)	1.19	1 075	972	972	145 835	-141 817 624	972	905 292	-880 354 756	972	1 963 340	1 909 257 216	
Wärmeverluste nach Ullmann, S.529, VOLA 14	5.00	%											
							60 910						

4.3.3 Diagramm zur Darstellung des Kohlenstoffverbrauchs in Abhängigkeit des Vorreduktionsgrades

Die Rechenergebnisse der Energiebilanz werden in einem Diagramm (**Abbildung 4-5**) zusammengefasst, das den Kohlenstoffverbrauch in Abhängigkeit der im Oberofen geleisteten Vorreduktion zeigt. Dieses Diagramm ist so aufgebaut, dass auf der x-Achse der Vorreduktionsgrad und auf der y-Achse der Kohlenstoffbedarf zur Bildung des CO, das für die Reduktionsschritte bzw. für die Deckung des Wärmebedarfs notwendig ist, aufgetragen wird.

In diesem Diagramm werden 3 Kurvenzüge aufgetragen.

4.3.3.1 Kurvenzug für die Wärmebilanz (**braun**)

Der Kurvenzug für die Wärmebilanz entsteht durch die Verbindung jener 3 Punkte, die den oben angeführten 3 Fällen für den Vorreduktionsgrad im Oberofen entstehen. Würde das Eisen schon im oberen Teil mittels indirekter Reduktion vollständig zu Fe vorreduziert, so würde man nur noch Kohlenstoff zur Erzeugung der Wärme zum Aufheizen und Schmelzen des Möllers, zur Reduktion von SiO_2 , P_2O_5 , MnO , TiO_2 und zur Aufkohlung des Roheisens benötigen, der Kohlenstoffbedarf wäre gering (ca. 0,6 mol/mol Fe - das entspricht ca. 137kg Koks/t RE) – Punkt X.

Unter der Annahme von 33 % indirekter Reduktion im oberen Teil, also bis zur Wüststufe, steigt der C- Bedarf auf 3,3 mol/mol Fe (das entspricht 706 kg Koks/t RE) an – das entspricht dem C - Bedarf für direkte Reduktion des Wüstit zu Eisen – Punkt Y.

Bei 100% direkter Reduktion, also Eintritt des Möllers in den Unterofen als 100% Hämatit würde man ca. 4,7mol C/mol Fe (das entspricht 964 kg Koks/t RE) verbrauchen, um den Wärmebedarf für die direkte Reduktion, das Aufheizen und Schmelzen der Einsatzstoffe und der Reduktion anderer Oxide zu decken – Punkt Z.

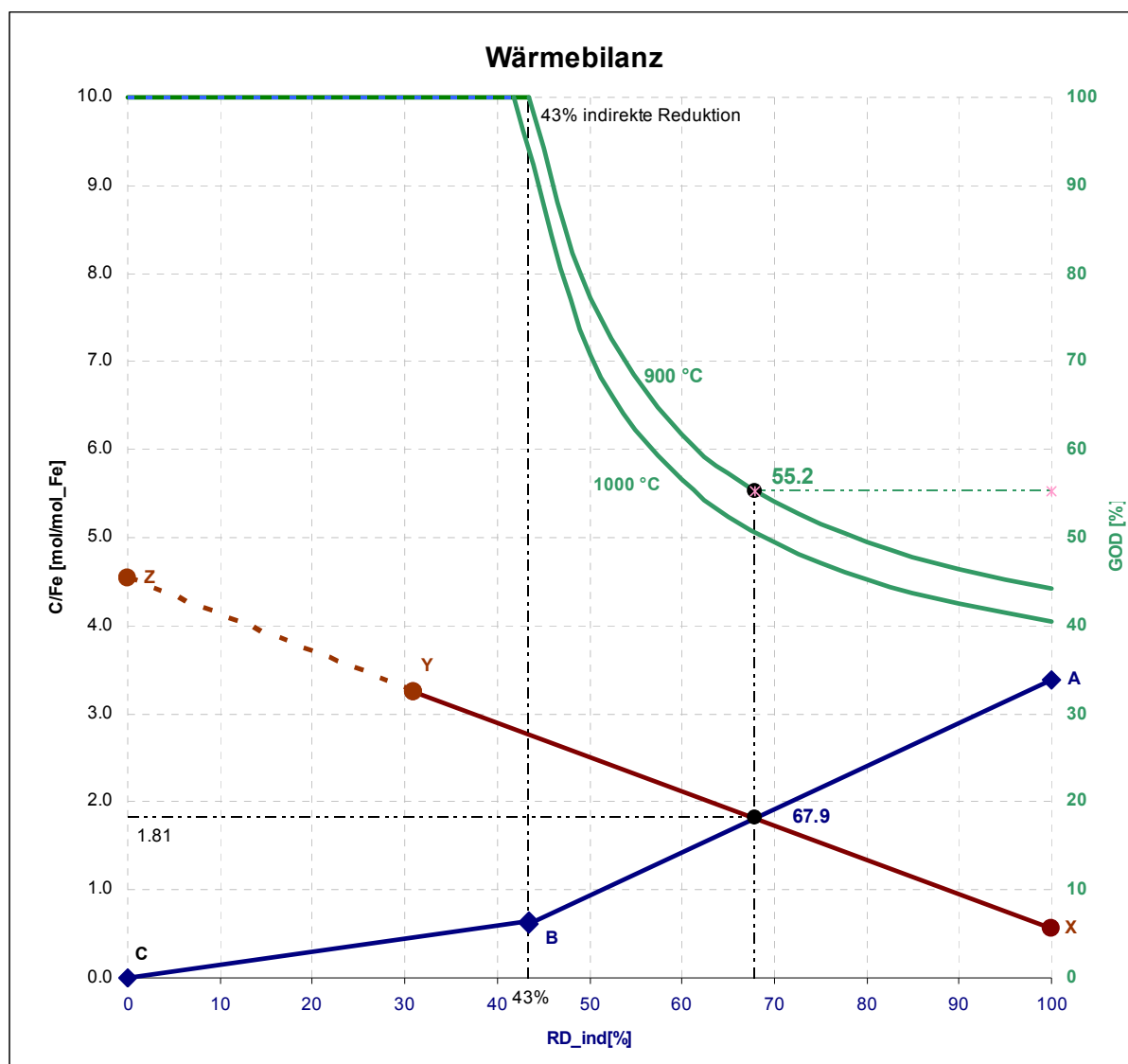


Abbildung 4-5: Wärmebilanz für optimalen Betrieb und tatsächlichen Betrieb

Die Verbindung der Punkte X-Y-Z liefert den ersten Linienzug (braun).

4.3.3.2 Kurvenzug – Bilanz für Reduktion (blau)

Die Strecke ABC stellt den spezifischen C-Verbrauch zur Produktion von CO in Abhängigkeit vom Anteil an indirekter Reduktion dar.

Punkt A: Bei 100% indirekter Reduktion nach der Reaktion unter 3.5.2 ergibt sich ein C-Verbrauch von ca. 3,4 mol C/mol Fe das entspricht ca. 750 kg Koks/t RE (siehe Vergleich auch **Tabelle 3-I**).

Punkt B: Bei 43 % indirekter Reduktion benötigt man nur noch 0,6 mol C/mol Fe, das entspricht 149 kg Koks/t RE.

Punkt C: Bei 0% indirekter Reduktion, also 100 % direkter Reduktion benötigt man kein CO.

Die Verbindung der Punkte A-B-C ergibt den 2. Linienzug, der Schnittpunkt mit dem Linienzug X-Y-Z liefert den optimalen Betriebspunkt des Hochofens in Bezug auf die Verteilung zwischen indirekter und direkter Reduktion in Abhängigkeit der vorhandenen festen Einsatzstoffe und der Windtemperatur.

4.3.3.3 Kurvenzug GOD (grün)

Der Kurvenzug GOD (in der Darstellung grün) stellt die Ausnutzung des CO in Bezug auf den Anteil der indirekten Reduktion bei der Vorreduktion des Hämatit dar.

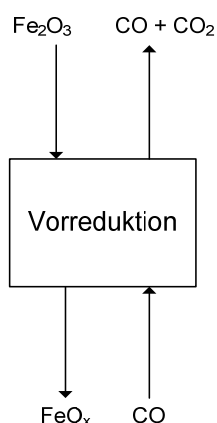


Abbildung 4-6: Schema der Gas – Eisenoxid Bilanz bei der indirekten Vorreduktion

Der Hämatit (Fe_2O_3 entspricht $\text{FeO}_{1,5}$) wird je nach Grad der Vorreduktion durch das CO unter Bildung von CO_2 zu einem FeO_x reduziert (siehe Glg. 3-1 bis 3-3), für Magnetit wird $x=1,33$, für Wüstit wird mit $x=1,05$ angesetzt. (**Abbildung 4-6**).

Bei einer indirekten Reduktion von beispielsweise 10% würde das gesamte benötigte CO in CO_2 übergehen (grüne Linie in **Abbildung 4-7**), ebenso bei RD_{ind} von 30 % oder 40 %. Die Gasausnutzung in diesem Bereich beträgt also immer 100 %.

Übersteigt der indirekte Reduktionsgrad ein gewisses Maß, so müsste bei voller Ausnutzung des CO die Betriebslinie rechts des Wüstitpunktes laufen, was laut obiger Feststellung (siehe Kap. 3.3) nicht möglich ist.

Dieses Maß liegt bei 900°C bei 43 % indirekter Reduktion (blaue Linie **Abbildung 4-7**), bei 1000°C bei 40 %. Möchte man also das Eisenoxid bei 900°C indirekt über den Wert von 43 % weiterreduzieren, wird nicht mehr das gesamte CO ausgenutzt und im Abgas befindet sich daher ein Anteil CO. Man dreht somit im Rist Diagramm die Betriebslinie um den Wüstitpunkt, wodurch der Schnittpunkt mit der GOD – Achse nach links wandert. Der GOD sinkt bei steigender indirekter Reduktion, wodurch sich die Kurvenform ergibt. Bei 100 % indirekter Reduktion ist der Anteil des CO_2 im Abgas ca. 45 %, was einer Gasausnutzung von 45 % entspricht (braune Linie in **Abbildung 4-7**).

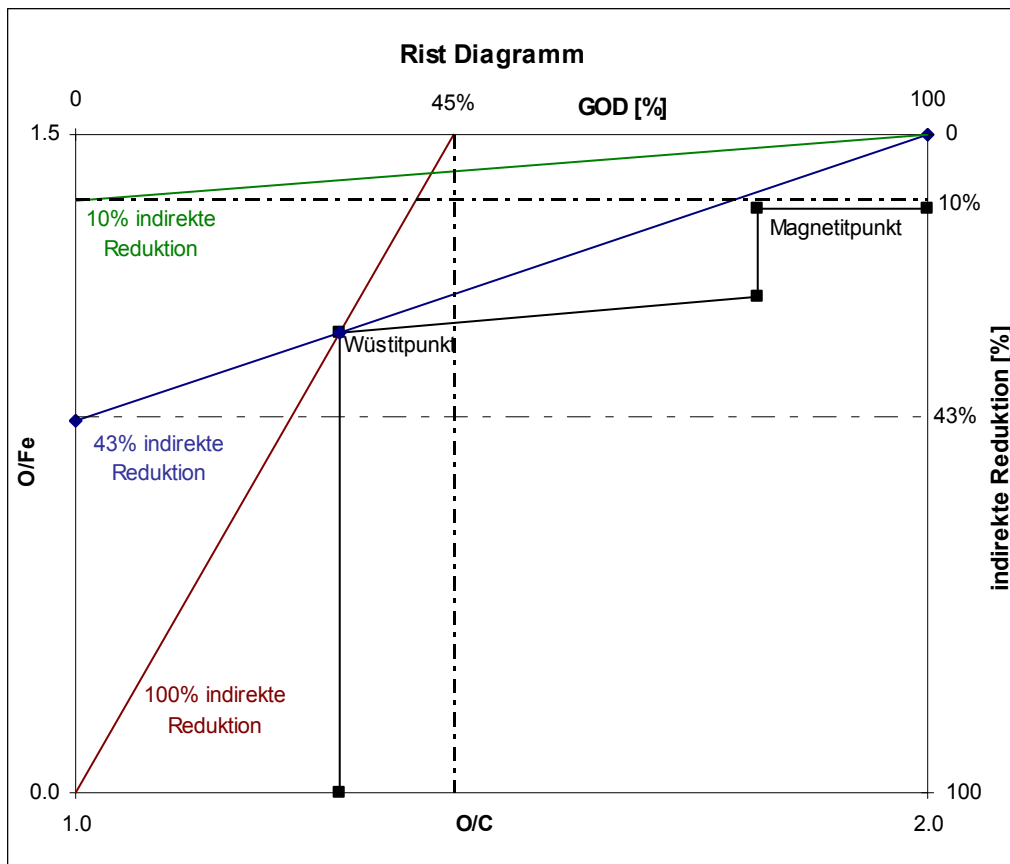


Abbildung 4-7: Punkte der GOD – Kurve aus Rist Diagramm

5 Betrachtung und Vergleich verschiedener Betriebsweisen des HO 4

Mithilfe der oben dargestellten Berechnungsmethoden sollen nun verschiedene Betriebsfälle des Hochofen 4 in Donawitz abgebildet und werden. Die wichtigsten Daten und Ergebnisse werden in Tabellen dargestellt, die zugehörigen Ristdiagramme und Diagramme für die Energiebilanz sind im Anhang zu finden.

Im Mittelpunkt der Untersuchung steht die Entwicklung des Kohlenstoffverbrauchs für die verschiedenen Betriebsvariationen.

5.1 Typische Betriebsweise des HO 4 in Donawitz

Als Vergleichsbasis wurde der Betrieb über einen längeren Zeitraum betrachtet und die durchschnittlichen Daten für Temperaturen und Stoffmengen für die Berechnung herangezogen. Die Produktivität wird in $\text{kg}/\text{m}^3 \cdot 24 \text{ h}$ angegeben, wobei die m^3 sich auf das Arbeitsvolumen (siehe Kap. 1.1) beziehen. Weiters wird der Gesamtkohlenstoffverbrauch aus Reduktionsmittel in kg/t Roheisen angegeben, wobei die PCI – Rate (ebenfalls in kg/t Roheisen) extra angeführt wird.

Im Vergleich dazu ist der theoretische C – Verbrauch (kg/t Roheisen) angegeben, der sich aus der Wärmebilanz für den Unterofen berechnet.

Man sieht in der **Tabelle 5-I**, dass es deutliche Abweichungen zwischen gemessenen und errechneten Werten gibt. Wie schon erwähnt stellen die theoretischen Werte einen optimalen Betriebsfall dar, im tatsächlichen Betrieb unterliegt der Prozess störenden Einflüssen wie z.B. schlechte Durchgasbarkeit der Schüttung, örtlich wechselnde Reaktionsbedingungen, Qualitätsschwankungen der Einsatzstoffe.

Tabelle 5-1: Eckdaten für einen typischen Betriebsfall des HO 4 in Donawitz

Produktions - und Verbrauchsraten		Istbetrieb
Produktivität	kg/m ³ *24 h	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282
Windtemperatur	°C	937
O ₂ - Gehalt	vol %	21.9
GOD gemessen	%	48
GOD Massenbilanz	%	42
GOD theoretisch	%	55
C - Verbrauch	kg/ t RE	416
PCI - Rate	kg/ t RE	66
theoretischer C -Verbrauch	kg/ t RE	365
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2

Die Resultate aus der Wärmebilanzrechnung sind daher nicht direkt für die Steuerung des Prozesses heranzuziehen.

Es ist jedoch möglich, Tendenzen von Auswirkungen auf den Prozess durch geänderte Betriebsweisen vorauszuberechnen.

Im oben dargestellten Fall wurde der Hochofen mit einer durchschnittlichen Windtemperatur von 937 °C betrieben, der reale Reduktionsmittelverbrauch lag bei 490 kg/ t RE.

Dieser Basisfall ist im untenstehenden Rist – Diagramm (**Abbildung 5-1**) dargestellt. Deutlich erkennbar ist der Abstand der Betriebslinie vom Wüstipunkt, abhängig von der Qualität der Einsatzstoffe, der Durchgasbarkeit der Möllersäule – allgemein vom Stoff – und Wärmeübergang in der Schüttung. Je näher die Linie dem Wüstipunkt kommt, desto flacher wird die Betriebslinie und desto besser läuft der Betrieb.

Man erkennt auch, dass die Betriebslinie oben nicht ganz ein Fe/O Verhältnis von 1,5 erreicht, das bedeutet, dass das Eisenoxid nicht als reiner Hämatit aufgegeben wird, da besonders im Sinter ein FeO – Anteil von bis zu 10 % vorhanden ist. Weiters hat die Betriebslinie oben einen kurzen horizontalen Verlauf, der durch die Feuchte im Gichtgas zustandekommt.

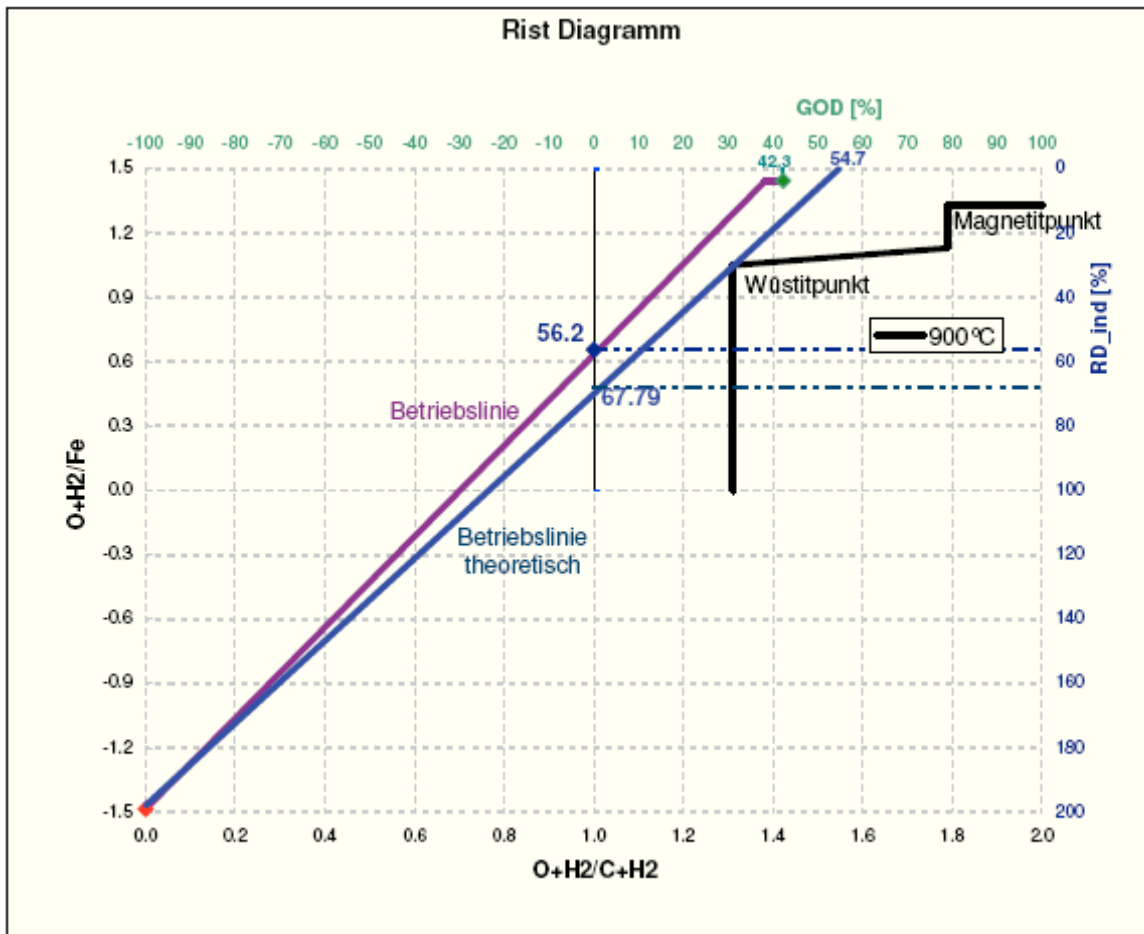


Abbildung 5-1: Betriebslinie eines typischen Betriebsfalles im HO 4 in Donawitz

Würde man die aus der Wärmebilanz (**Abbildung 5-2**) erhaltenen theoretischen Daten für C – Verbrauch, indirekte Reduktion und GOD im Rist – Diagramm einzeichnen (hellblaue Linie), so würde die Betriebslinie genau durch den Wüstitpunkt laufen, die Gasausnutzung erreicht dann einen Wert von 55 %, der Anteil an indirekter Reduktion liegt bei 68 %, unter der Annahme der thermisch inaktiven Zone bei einer Temperatur von 900 °C.

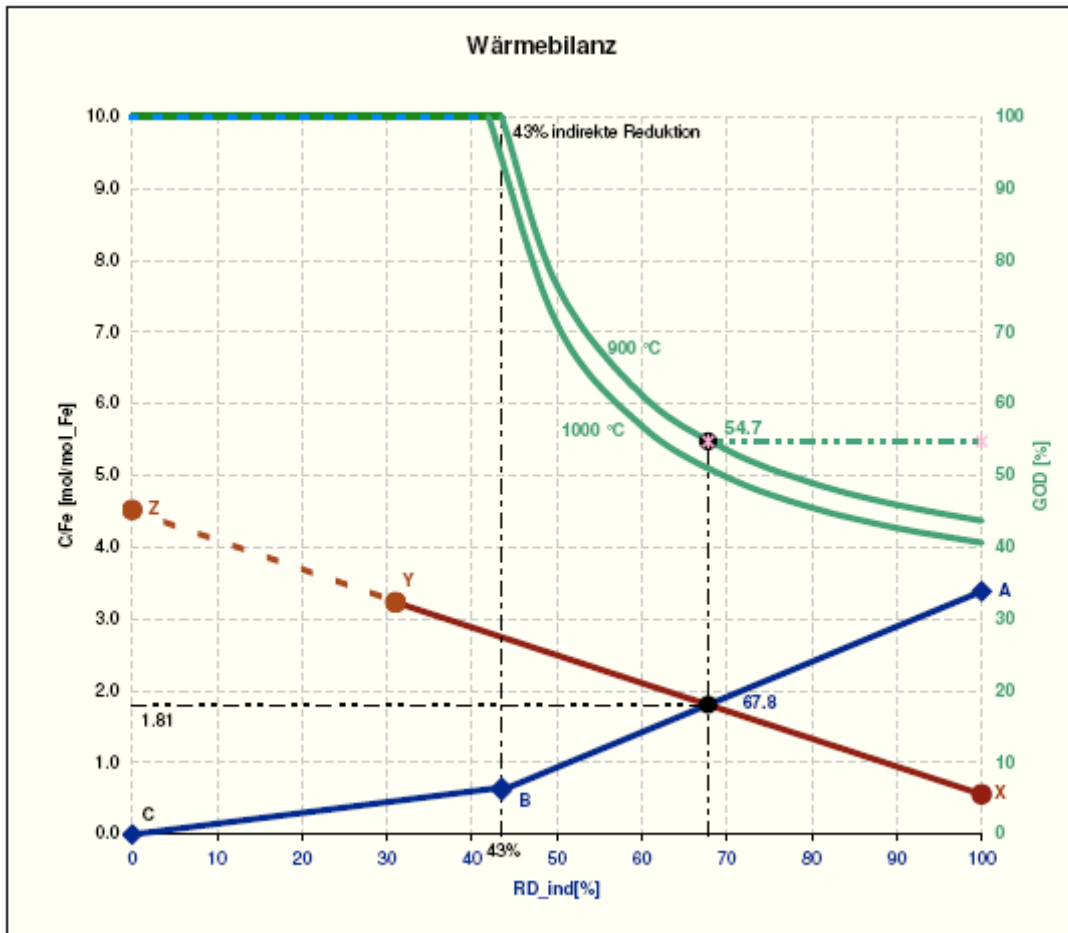


Abbildung 5-2: Wärmebilanz für den typischen Betriebsfall des HO 4

5.2 Änderung von Prozessparametern und deren Auswirkungen

Im Folgenden soll der Versuch unternommen werden, die Auswirkungen von Änderungen in der Prozessführung des Hochofens rechnerisch zu ermitteln und die geänderten Betriebsweisen mit dem unter Kap. 5.1 dargestellten Betrieb zu vergleichen.

5.2.1 Erhöhung der Windtemperatur

Ziel der Anlagenbetreiber in Donawitz ist es, mittels Erdgaszugabe zum Brenngas der Wind erhitzer E1/E2/E3 die Heißwindtemperatur um 110 °C anzuheben. An dieser Stelle sollen nun die Auswirkungen auf den Prozess untersucht werden. Im Bilanzprogramm bleiben daher die Menge und Art der festen Einsatzstoffe unverändert, es wird lediglich die Heißwindtemperatur auf 1050 °C erhöht.

In der reinen Massenbilanzierung ergibt sich dadurch keine Veränderung, wohl aber in der Energiebilanz.

Der Kohlenstoffbedarf zum Ausgleich der Energiebilanz sinkt laut Berechnung um 10 kg/ t RE, was auch den in der Literatur angegebenen Werten entspricht [6]. Hier werden im Bereich von Windtemperaturen zwischen 900 °C und 1350 °C Ersparnisse von 8 – 20 kg Koks bei einer Windtemperaturerhöhung von 100 °C angegeben.

Wenn man in der Massenbilanz den geringeren Reduktionsmittelbedarf berücksichtigt, so ergibt sich für den neuen Betriebsfall eine Gasausnutzung von 48,3 %.

In **Tabelle 5-II** sind die Daten des Betriebs mit erhöhter Windtemperatur dem Basisbetrieb gegenübergestellt.

Tabelle 5-II: Vergleich Istbetrieb mit Betrieb mit erhöhter Windtemperatur

Produktions - und Verbrauchsraten		Istbetrieb	Wind 1050 °C
Produktivität	kg/m ³ *24 h	1415	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282	1 282
Windtemperatur	°C	937	1050
O ₂ - Gehalt	vol %	21.9	21.9
GOD gemessen	%	48	-
GOD Massenbilanz	%	42	46
GOD theoretisch	%	55	56
C - Verbrauch	kg/ t RE	416	406
PCI - Rate	kg/ t RE	66	66
theoretischer C -Verbrauch	kg/ t RE	365	356
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2	218.4

Für die Erhöhung der Windtemperatur ist es notwendig, dem Gichtgas ca. 2,7 % Erdgas zur Erhöhung des Heizwertes des Brenngases beizumischen, in den in der **Tabelle 5-II** unten angeführten Rohstoffkosten ist dies nicht berücksichtigt.

5.2.2 Sauerstoffzugabe zum Heißwind

Bei einer Erhöhung des Sauerstoffanteils im Heißwind zeigt die Berechnung unterschiedliche Ergebnisse.

In der Berechnung der Wärmebilanz zeigt sich, dass bei der derzeitigen Windtemperatur von 937°C der Kohlenstoffverbrauch bei einer Erhöhung des O₂ – Anteils im Wind sinken würde, bei einer Windtemperatur von 1050°C jedoch steigen.

Wenn man noch einmal den für die Wärmebilanz berücksichtigten Reaktor betrachtet (siehe **Abbildung 4-3**), so ergibt sich mit den aus- und eintretenden Strömen und den darin stattfindenden Reaktionen eine durchschnittliche Reaktortemperatur.

Wird der O₂ Anteil im Wind erhöht, so wird weniger Wind zur Verbrennung des Kohlenstoffes benötigt, d.h. es wird auch weniger inerter Stickstoff eingebracht.

Liegt nun die Temperatur des eingebrachten Heißwindes unter der oben beschriebenen Reaktortemperatur, so muss durch die Verbrennung des Kohlenstoffes weniger Inertanteil auf die durchschnittliche Reaktortemperatur erwärmt werden und der Kohlenstoffverbrauch sinkt.

Ist die Windtemperatur aber höher als die Temperatur im Reaktor, so steigt der Kohlenstoffverbrauch bei einer Erhöhung des O₂ Anteiles, da weniger Wärme durch den Stickstoff eingebracht wird.

Als kleiner Nebeneffekt sei noch erwähnt, dass die fühlbare Wärme des Stickstoffes höher ist als die des Sauerstoffes.

Es wurden daher für verschiedene Windtemperaturen zwischen 900 °C und 1300 °C und für 2 verschiedene Sauerstoffgehalte im Heißwind die Reduktionsmittelverbräuche für den Unterofen berechnet und in 2 Linienzügen aufgetragen. Die beiden Linienzüge für die Sauerstoffanteile von 22,6 % und 30 % ergeben einen Schnittpunkt, der die Reaktortemperatur darstellt.

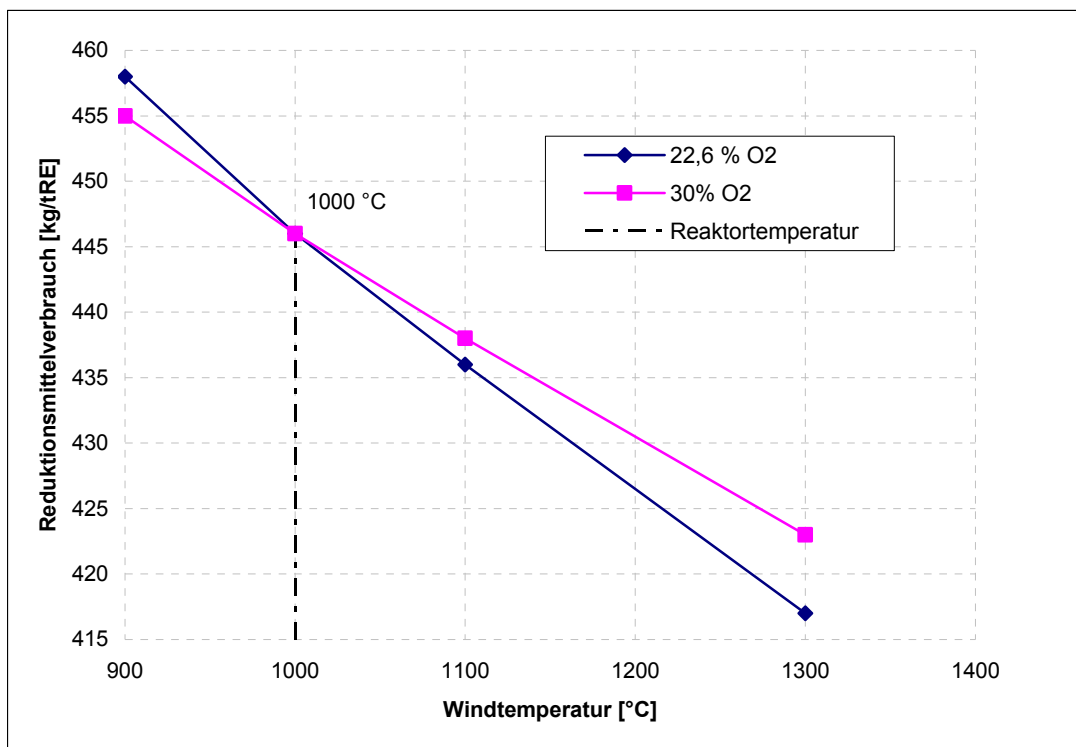


Abbildung 5-3: Entwicklung des Reduktionsmittelverbrauches bei verschiedenen Windtemperaturen für 22,6 % O₂ bzw. 30 % O₂ im Wind bei einer Temperatur von 900 °C in der Zone der indirekten Reduktion

Eingangs/Ausgangstemperaturen im Reaktor:

Reduktionsgas, Möller, Koks	900 °C
Roheisen	1450 °C
Schlacke	1500 °C
PCI	50 °C

Man erkennt, dass oberhalb von einer Windtemperatur von 1000 °C der Reduktionsmittelverbrauch bei 30 % O₂ – Gehalt im Wind höher ist als bei 22,6 %. In der Literatur stehen Werte von bis zu 2 % Mehrverbrauch pro Erhöhung des Sauerstoffanteiles um 1 %. [6,21]

Nimmt man an, dass die Temperatur in der Zone der indirekten Reduktion höher liegt, etwa bei 1000 °C, so stellt sich derselbe Effekt ein, aber erst bei einer Windtemperatur von 1100°C.

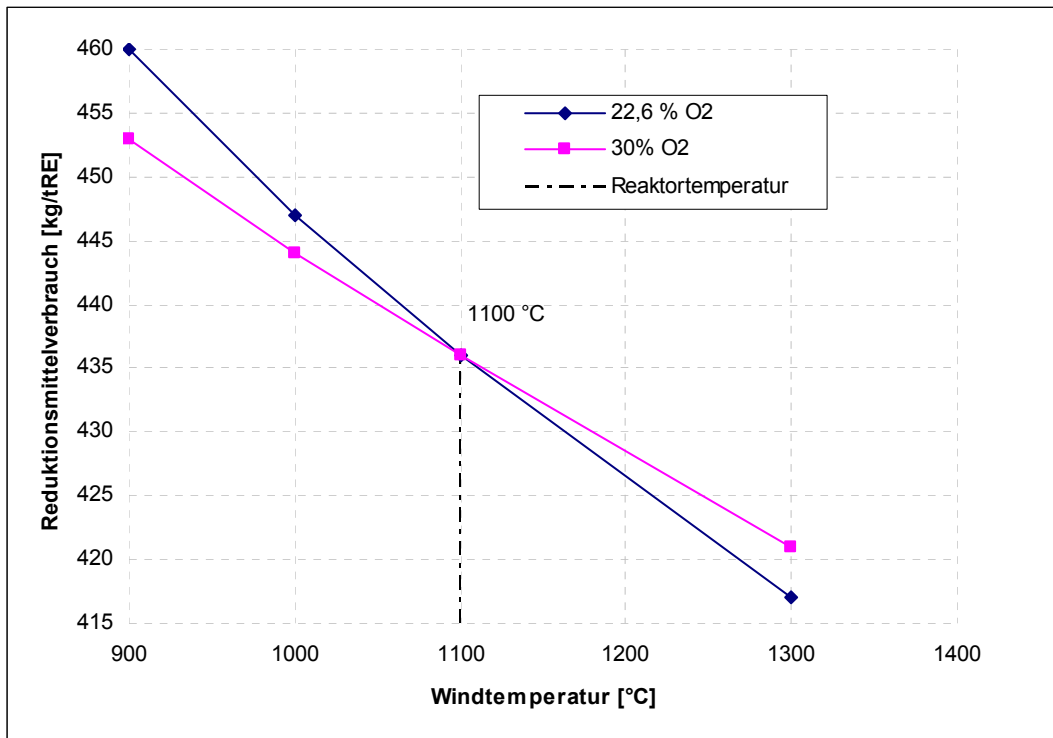


Abbildung 5-4: Entwicklung des Reduktionsmittelverbrauches bei verschiedenen Windtemperaturen für 22,6% O₂ bzw. 30% O₂ im Wind bei einer Temperatur von 1000 °C in der Zone der indirekten Reduktion

Eingangs/Ausgangstemperaturen im Reaktor:

Reduktionsgas, Möller, Koks	1000 °C
Roheisen	1450 °C
Schlacke	1500 °C
PCI	50 °C

Das bedeutet im Falle des Hochofenbetriebes in Donawitz, dass bei der derzeit gefahrenen Windtemperatur von 937 °C eine Sauerstoffanreicherung den Reduktionsmittelbedarf minimal senken würde.

Bemerkung: In dieser Betrachtung außer Acht gelassen wurde, dass ein höherer Sauerstoffüberschuss im Wind bei hohen PCI – Raten notwendig ist, um die notwendigen Flammentemperaturen vor den Winddüsen zu gewährleisten. Bei einer PCI-Rate von beispielsweise 220 kg/t RE wird der Wind auf bis zu 38 % Sauerstoff angereichert (Ho 6, Tata Steel Ijmuiden, Niederlande).

Tabelle 5-III: Betrieb mit 30 % Sauerstoff im Wind

Produktions - und Verbrauchsraten		Istbetrieb	höherer O2 Gehalt
Produktivität	kg/m ³ *24 h	1415	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282	1 000
Windtemperatur	°C	937	937
O2 - Gehalt	vol %	21.9	30.0
GOD gemessen	%	48	-
GOD Massenbilanz	%	42	46
GOD theoretisch	%	55	55
C - Verbrauch	kg/ t RE	416	415
PCI - Rate	kg/ t RE	66	66
theoretischer C -Verbrauch	kg/ t RE	365	364
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2	220.8

In **Tabelle 5-III** ist das Berechnungsergebnis für einen Betriebsfall mit erhöhtem O₂ – Anteil von 30 % im Wind dargestellt, die spezifische Windmenge wurde auf 1000 Nm³/ t RE gesenkt. Bei gleichbleibender Windmenge wäre die gesamt eingebrachte Sauerstoffmenge so groß, dass die Betriebslinie im Rist Diagramm rechts des Wüstpunktes verlaufen würde, das bedeutet, durch die hohe Sauerstoffmenge kommt es zu einem hohen CO₂ Anteil im Reduktionsgas und ein Teil des FeO wird nicht reduziert.

In den Ergebnissen sieht man, dass der Reduktionsmittelbedarf gegenüber dem Basisbetriebsfall mit 937 °C und 21.9 % Sauerstoff minimal sinkt.

5.2.3 Erhöhung der Windmenge

Eine Erhöhung der Windmenge bei konstanter Windtemperatur und gleichbleibender Produktions – und Reduktionsmittelrate hätte theoretisch zur Folge, dass die Betriebslinie im Rist Diagramm bei gleichbleibender Steigung nach rechts wandert, der Anteil an indirekter Reduktion würde sich verringern, die Gasausnutzung steigen, die sinnvolle Grenze stellt der Wüstipunkt dar. Würde die Windmenge weiter erhöht, so würde sich ein Sauerstoffüberschuss ergeben, dementsprechend steigt im Reduktionsgas das Verhältnis CO_2 zu CO und ein Teil des Wüstits kann nicht reduziert werden. Diese Menge entspricht im Rist – Diagramm in **Abbildung 5-5** dem Abstand des Wüstitecks vom Schnittpunkt der Betriebslinie mit der senkrechten schwarzen Linie zum Wüstipunkt, die das notwendige O/C Gleichgewicht für die Wüstitreduktion bei $900\text{ }^\circ\text{C}$ darstellt.

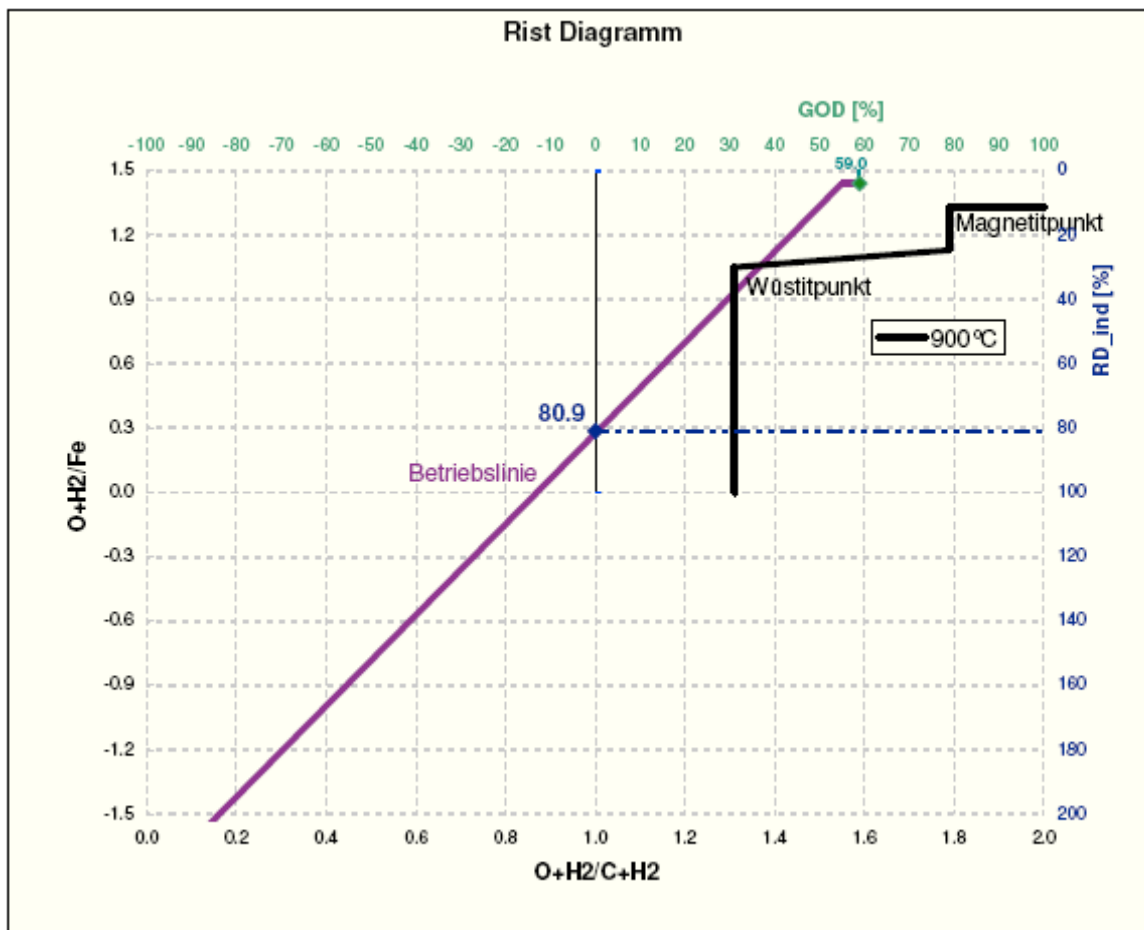


Abbildung 5-5: Rist Diagramm für eine spezifische Windmenge von $1600\text{ Nm}^3/\text{t RE}$

Praktisch ist so eine Betriebsweise auf Dauer nicht möglich. Der Ofen würde nach einer gewissen Zeit einfrieren, da nicht genug Kohlenstoff zur Bildung von CO zur Verfügung steht. man müsste daher die Reduktionsmittelrate erhöhen, die Betriebslinie im Rist Diagramm wird dadurch steiler.

5.2.4 Erhöhung der PCI Rate

Bei einer Erhöhung der PCI – Rate wird teurer Koks durch billigere Einblaskohle ersetzt. In **Tabelle 5-IV** ist die Betriebsweise mit einer PCI – Rate von 100 kg/t RE im Vergleich zum Basisbetrieb mit 66 kg/t RE dargestellt. Der Gesamtreduktionsmittelverbrauch steigt an, da die Kohle weniger reaktiv ist und mit nur 50 °C in den Unterofen eintritt. Trotzdem sinken die Rohstoffkosten pro Tonne Roheisen.

Tabelle 5-IV: Vergleich Basisfall mit Betrieb mit höherer Kohleeinblasrate

Produktions - und Verbrauchsdaten		Istbetrieb	Erhöhung PCI Rate
Produktivität	kg/m ³ *24 h	1415	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282	1 282
Windtemperatur	°C	937	937
O2 - Gehalt	vol %	21.9	21.9
GOD gemessen	%	48	-
GOD Massenbilanz	%	42	41
GOD theoretisch	%	55	55
C - Verbrauch	kg/ t RE	416	421
PCI - Rate	kg/ t RE	66	100
theoretischer C -Verbrauch	kg/ t RE	365	370
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2	219.6

Die Einblasraten für Kohle haben jedoch auch Grenzen, man kann nicht den gesamten Reduktionsmittelbedarf mit Einblaskohle decken. Weltweit eine der höchsten Kohleeinblasraten von bis zu 220 kg/ t RE wird beim Hochofenbetrieb der Tata Steel in Ijmuiden (Niederlande) gefahren.

Der Sauerstoffgehalt im Heißwind muss auf über 35 % angehoben werden bei gleichzeitiger Senkung der spezifischen Windmenge. In **Tabelle 5-V** ist diese Betriebsweise im Vergleich zum Hochofenbetrieb in Donawitz dargestellt.

Tabelle 5-V: Vergleich Basisbetrieb mit Betrieb mit PCI – Rate von 220 kg/t RE

Produktions - und Verbrauchsdaten		Istbetrieb	PCI Rate 220 kg
Produktivität	kg/m ³ * 24 h	1415	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282	950
Windtemperatur	°C	937	937
O ₂ - Gehalt	vol %	21.9	35.0
GOD gemessen	%	48	-
GOD Massenbilanz	%	42	49
GOD theoretisch	%	55	54
C - Verbrauch	kg/ t RE	416	433
PCI - Rate	kg/ t RE	66	220
theoretischer C -Verbrauch	kg/ t RE	365	383
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2	212.1

Trotz des deutlich höheren Gesamtkohlenstoffverbrauchs sinken die Rohstoffkosten/ t Re deutlich.

In **Abbildung 5-6** ist der Betrieb in Bezug auf PCI –Rate, Sauerstoffanreicherung im Wind und Windmenge der Hochofen 6 und 7 des Stahlerzeugers Tata Steel Ijmuiden dargestellt, allerdings mit den Einsatzstoffen und der Windtemperatur des Basisbetriebes aus Donawitz.

Der Hochofenbetrieb der Tata Steel beschickt allerdings ausschließlich mit Sinter und einem hohen Pelletanteil und gewährleistet somit sehr gute Durchgasbarkeit der Möllersäule.

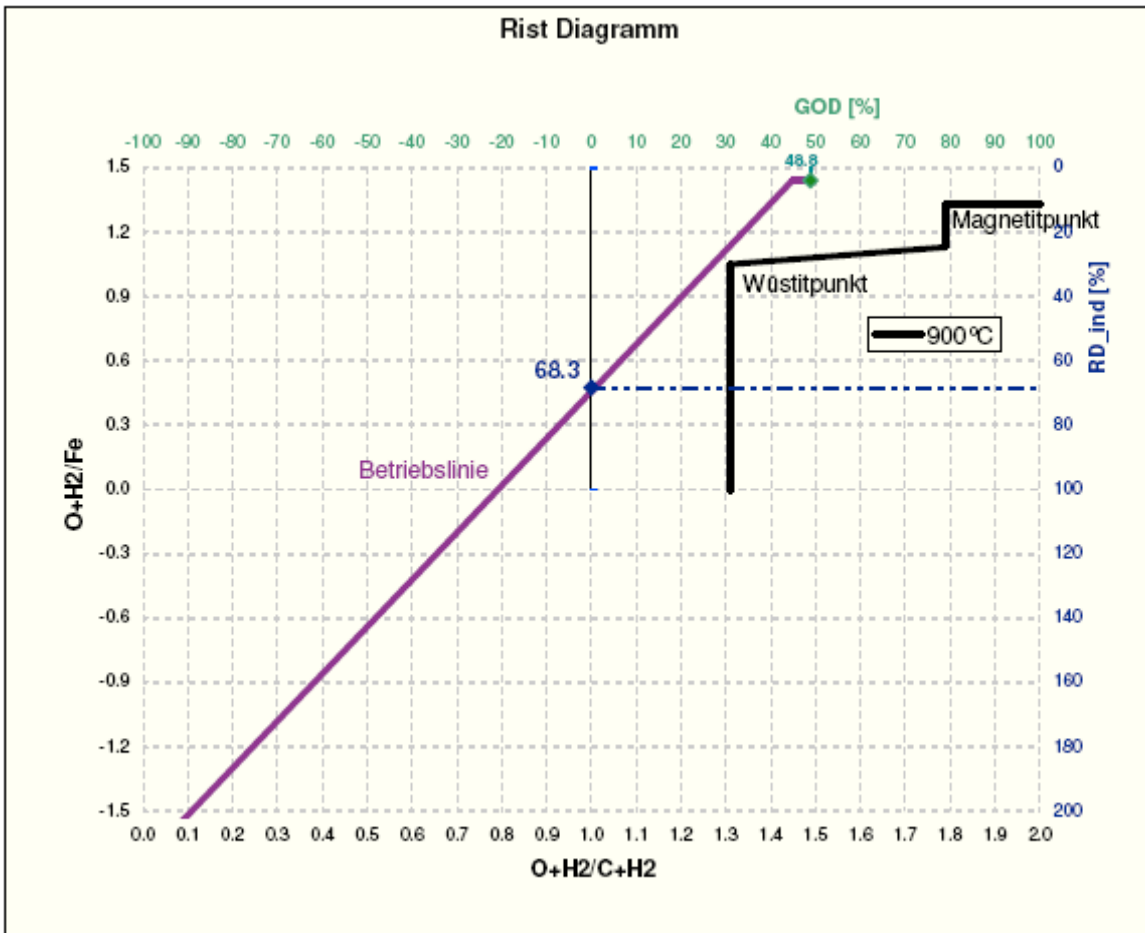


Abbildung 5-6: Rist Diagramm für den Betrieb mit einer PCI – Rate von 220 kg/ t RE

6 Analyse der Rechenergebnisse

Im Rist Diagramm für den Istbetrieb in **Abbildung 5-1** wird der Abstand der Betriebslinie zum thermodynamischen Optimum, dem Wüstipunkt, deutlich. Das bedeutet, dass der Betrieb mehr Kohlenstoff zur Reduktion der Eisenoxide benötigt als bei optimalen Reaktionsbedingungen. Der optimale Betriebspunkt ist im Diagramm für die Wärmebilanz in **Abbildung 5-2** ersichtlich.

Der Anteil an indirekter Reduktion liegt hier bei 68 %, der Verbrauch an Reduktionsmittel bei gesamt 436 kg/t RE, das entspricht 1,81 mol C/mol Fe.

Demgegenüber steht der Istbetrieb mit 2,06 mol C/mol Fe, das entspricht 497 kg Reduktionsmittel/t RE.

Um mit denselben Einsatzstoffen einen geringeren Koksverbrauch und eine bessere Gasausnutzung zu erzielen, müsste man die Windtemperatur bei gleichbleibender Windmenge erhöhen. Rechnerisch ergibt sich eine Verringerung der Reduktionsmittelrate um ca. 10 kg Koks/ 110 °C Windtemperaturerhöhung, die Gasausnutzung steigt.

Würde man den Anteil an Sauerstoff im Heißwind bei gleichbleibender Windtemperatur von 937 °C auf beispielsweise 30 % erhöhen, so sinkt der C – Verbrauch geringfügig. Jedoch müsste die spezifische Windmenge auf 1000 Nm³/t RE gesenkt werden. Lässt man die Windmenge gleich, so hat man unreduziertes Eisenoxid in der Schlacke.

Derselbe Effekt tritt bei einer deutlichen Erhöhung der Windmenge ein. Bei einer Windmenge von 1600 Nm³/t RE werden ca. 15 % des Wüstit nicht reduziert (siehe **Abbildung 5-5**). Außerdem würde eine erhöhte Windmenge bei einer Windtemperatur von 937 °C die Flamme vor den Winddüsen kühlen, die notwendigen Flammentemperaturen von 2200 °C werden nicht mehr erreicht. Um ein Einfrieren des Ofens zu verhindern, müsste die Koksrate erhöht werden.

Erhöht man die PCI-Rate auf 100 kg/ t RE (mittlerweile werden auch in Donawitz bereits 120 kg/t RE Einblaskohle gefahren), d.h. ersetzt man oben aufgegebenen Koks vermehrt durch unten eingeblasene Kohle, so würde der Gesamtreduktionsmittelverbrauch steigen, da die die Kohle die Energiebilanz des Unterofens aufgrund der geringeren Temperatur und ihrer Inert – und Ascheanteile negativ beeinflusst. Der Hochofenbetrieb rechnet hier mit einem Ersatzverhältnis von 0,9, d.h. um 9 kg Koks zu ersetzen, benötigt man 10 kg Kohle.

Der Gesamtreduktionsmittelverbrauch steigt um 5 kg. Diese Steigerung ist auch damit zu begründen, dass die Kohle mit einer durchschnittlichen Feuchte von rund 7 % angeliefert wird, der Koks jedoch nur mit 4 %.

Bei hohen Einblasraten für Kohle ist es notwendig, den Sauerstoffanteil im Wind stark anzuheben, um eine schnelle Verbrennung der Kohle zu gewährleisten. Es steigt zwar der Gesamtreduktionsmittelverbrauch deutlich an, die Rohstoffkosten pro Tonne Roheisen sinken jedoch.

In **Tabelle 6-I** ist eine Zusammenfassung aller Rechenergebnisse für die verschiedenen Betriebsweisen dargestellt.

Tabelle 6-I: Vergleich der verschiedenen Betriebsweisen

Produktions - und Verbrauchsdaten		Istbetrieb	Wind 1050 °C	höherer O2-Gehalt	höhere Windmenge	Erhöhung PCI Rate
Produktivität	kg/m ³ * 24 h	1415	1415	1415	1415	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282	1 282	1 000	1 600	1 282
Windtemperatur	°C	937	1050	937	937	937
O2 - Gehalt	vol %	21.9	21.9	30.0	21.9	21.9
GOD gemessen	%	48	-	-	-	-
GOD Massenbilanz	%	42	46	46	59	41
GOD theoretisch	%	55	56	55	55	55
C - Verbrauch	kg/ t RE	416	406	415	416	421
PCI - Rate	kg/ t RE	66	66	66	66	100
theoretischer C - Verbrauch	kg/ t RE	365	356	364	365	370
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2	218.4	220.8	221.2	219.6

Eine deutliche Senkung des Kohlenstoffverbrauches pro Tonne Roheisen ist nur mit einer Erhöhung der Windtemperatur zu erzielen.

Die geringsten Rohstoffkosten werden bei hohen Einblaskohleraten erzielt. Die Kosten könnten weiter gesenkt werden, wenn bei hohen Windtemperaturen und hohen Einblaskohleraten gefahren wird. Abschließend wird noch jene Betriebsweise dargestellt (**Tabelle 6-II**), die bereits beim HO 1 gefahren wird und nach Implementierung der Erdgaszugabe an den Winderhitzern E1/E2/E3 auch am HO 4 angestrebt wird.

Tabelle 6-II: Angestrebter Betrieb ab 2012 im Vergleich zum jetzigen Betrieb

Produktions - und Verbrauchsdaten		Istbetrieb	Zukunft
Produktivität	kg/m ³ *24 h	1415	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282	1 150
Windtemperatur	°C	937	1100
O ₂ - Gehalt	vol %	21.9	23.0
GOD gemessen	%	48	-
GOD Massenbilanz	%	42	40
GOD theoretisch	%	55	56
C - Verbrauch	kg/ t RE	416	412
PCI - Rate	kg/ t RE	66	135
theoretischer C-Verbrauch	kg/ t RE	365	361
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2	213.9

Es sollen sowohl die Windtemperatur, PCI – Rate und damit verbunden der Sauerstoffgehalt im Wind angehoben werden. Rechnerisch ergibt sich eine Verringerung des Kohlenstoffverbrauchs um 4 kg/ t RE trotz hoher PCI – Rate. Das hat eine deutliche Senkung der Rohstoffkosten zur Folge.

Um das zu erreichen, müssten ca. 2,7 vol % Erdgas dem Gichtgas beigemischt werden, das würde einen Bedarf von 13 Nm³ Erdgas/t RE bedeuten. Bei einem Erdgaspreis von 35 €/MWh (Annahme) und einem unteren Heizwert von $H_u = 36 \text{ MJ/Nm}^3$ ergibt das zusätzliche Kosten für Erdgas von 4,55 €/t RE.

Demgegenüber stehen noch die Kosten für die Sauerstoffanreicherung und eine Ersparnis an Gichtgas, das an andere Verbraucher geliefert werden kann.

Die CO₂ – Emissionen: der CO₂ Faktor von Koks liegt bei 3,24 kg CO₂/kg Koks das ergibt bei einer Ersparnis von 5 kg eine Senkung von 16,2 kg/t RE, für Erdgas liegt dieser Wert bei 1.99 kg/Nm³, das ergibt eine Erhöhung von 25,8 € /t RE. Da die voestalpine Donawitz CO₂ Zertifikate kaufen muss, sind auch diese Kosten zu berücksichtigen.

Den Haupteffekt an Mehreinnahmen erhofft man sich aber von einer Produktionssteigerung von Roheisen und den dadurch erzielten Mehrerlös.

7 Zusammenfassung

Den gesamten Hochofenbetrieb rechnerisch darzustellen, gestaltet sich als äußerst schwierig. Aufgrund der Komplexheit des Prozesses, der vielen Einflussfaktoren und der großen Anzahl der verschiedenen Reaktionen ergeben sich zwischen den theoretisch berechneten und der im Betrieb gemessenen Werte Unterschiede. Als Beispiel möchte ich die Gasbilanz anführen.

Die Gichtgasmenge wird im Betrieb nicht gemessen, stattdessen wird aufgrund von Erfahrungswerten ein Gichtgasfaktor verwendet. Am Hochofen 4 wird mit einem Faktor Gichtgas/Heißwind von 1,33 bilanziert, die gemessene Gichtgastemperatur beträgt 138 °C.

Im trockenen Gichtgas (1705 Nm³/t RE) befinden sich 21,8 % CO, 21,2 % CO₂, 54,5 % N₂ und 2,5 % H₂, die Feuchte wird mit 7,7 g/Nm³ angegeben. Das stimmt sowohl mit dem Rist – Diagramm als auch mit der errechneten Gasbilanz nicht überein.

Aus der Bilanz errechnet sich eine trockene Gichtgasmenge von 1726 Nm³/t RE, davon 15,9 % CO, 27,3 % CO₂, 54,9 % N₂ und 1,9 % H₂.

Die Wasserstoff, Kohlenmonoxid- und Kohlendioxidbilanz kann sich z.B. durch die Wassergas – Shift Reaktion ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$) verändern, nicht aber die Stickstoffbilanz.

Eine Bilanzierung aller Stoffe zeigt, dass mehr O₂ und N₂ eingetragen als ausgetragen werden.

Zur Klärung dieses Umstandes müsste man eine Analyse der Messungenauigkeiten im Betrieb durchführen.

Abgesehen von der Gasbilanz ermöglicht das Rechenprogramm, die Veränderungen der Betriebsweise und die daraus resultierenden Veränderungen im Prozess darzustellen.

Die Wärmebilanz lässt zwar keine absoluten Voraussagen über den Betrieb zu, wohl aber können Tendenzen der Veränderungen abgeleitet werden.

Die Analyse der Rechenergebnisse zeigt, dass jede Veränderung der Betriebsweise eine Reihe von weiteren Umstellungen nach sich zieht, um den geringstmöglichen Reduktionsmittelverbrauch bei größtmöglicher Produktivität und Roheisenqualität zu erreichen.

Welche Fahrweise am kostengünstigsten ist, hängt mitunter von der allgemeinen wirtschaftlichen Lage als auch von den aktuellen Rohstoff – und Roheisenpreisen ab.

8 Literaturverzeichnis

- [1] Biswas Anil, K., Principles of Blast Furnace Ironmaking, Brisbane, 1981
- [2] Schenk J., Skriptum Metallurgie, Montanuniversität Leoben, 2008
- [3] Funke G., e.a., Grundlagen des Hochofenverfahrens, Verlag Stahleisen, M.G.H., Düsseldorf, 1973
- [4] VADHO, Technischer Buchhalt, voestalpine Stahl Donawitz GmbH & Co KG, 2007
- [5] Jahrbuch Stahl, Herausgeber Verein deutscher Eisenhüttenleute, 1994
- [6] Stahl und Eisen, Band 10, Ullmann, Enzyklopädie
- [7] Jahrbuch Stahl 1994, Herausgeber VDEh
- [8] Stahl und Eisen, 130, 2010, Nr. 5
- [9] Iron Ore Manual 2007, The TEX Report Ltd, 2007
- [10] Stahl Zentrum, <http://www.stahl-online.de>, 2009
- [11] Information von Siemens VAI (Voest Alpine Industrieanlagenbau)
- [12] Peacey, J.G., W.G. Davenport, The Iron Blast Furnace, Pergamon Press, Oxford, 1979
- [13] Engell, H.J., H.K. Kohl: Z: Elektrochem., Ber. Bunsenges. Phys. Chem., 66, 1962
- [14] Information der voestalpine Stahl Donawitz GmbH & Co Kg
- [15] Bogdandy, L., H. J. Engell, The reduction of iron ores, Springer – Stahleisen, 1971
- [16] Wendeborn, H., F. Cappel, Sintern von Eisenerzen, Stahleisen Band 19, 1973
- [17] Ball, D.F., R. Wild, Agglomeration of Iron Ores, Heinemann Educational Books Limited, 1973
- [18] Meyer Kurt, Pelletizing of Iron Ores, Springer Verlag Heidelberg, 1980
- [19] Metallurgie, Teil I: Eisenerzeugung, Herausgeber F. Oeters, R. Steffen, Verlag Stahleisen mbH, Düsseldorf
- [20] Loginov et al., Stal in Eng., 11, 1966, p.868 - 874

-
- [21]Turkdogan, E.T., J.V. Vinters, Met. Trans., 5, 1974, p.11
- [22]Khodak, I.Z., Y.I Borisov, Steel in USSR, 1971, p 271 -277
- [23]McKewan, W.M., Trans.metallurg.Soc AIME 221, 1961, S 140 f
- [24]Ulrich, K.-H., K. Bohnenkamp u. H.J. Engell, Arch. Eisenhüttenwesen 36, 1960, S. 691/702
- [25]Burgess A.J., B.G. Baldwin, J. Iron Steel Inst., 186, 1957, p. 227 ff
- [26]Wartmann, Stahl und Eisen Band 83, 1963, S. 1414 ff
- [27]Schürmann E.W., P. Zischkale, Stahl und Eisen, Band 80, 1960, S. 854 ff
- [28]Lackmann H., Dozentenseminar, Verein deutscher Eisenhüttenkunde, 1973
- [29]Willems, J., p. Ischebeck, Stahl und Eisen Band 69, 1949
- [30]Daeves, K. Werkstoffhandbuch Stahl und Eisen, 4. Auflage, Verlag Stahleisen, Düsseldorf
1965

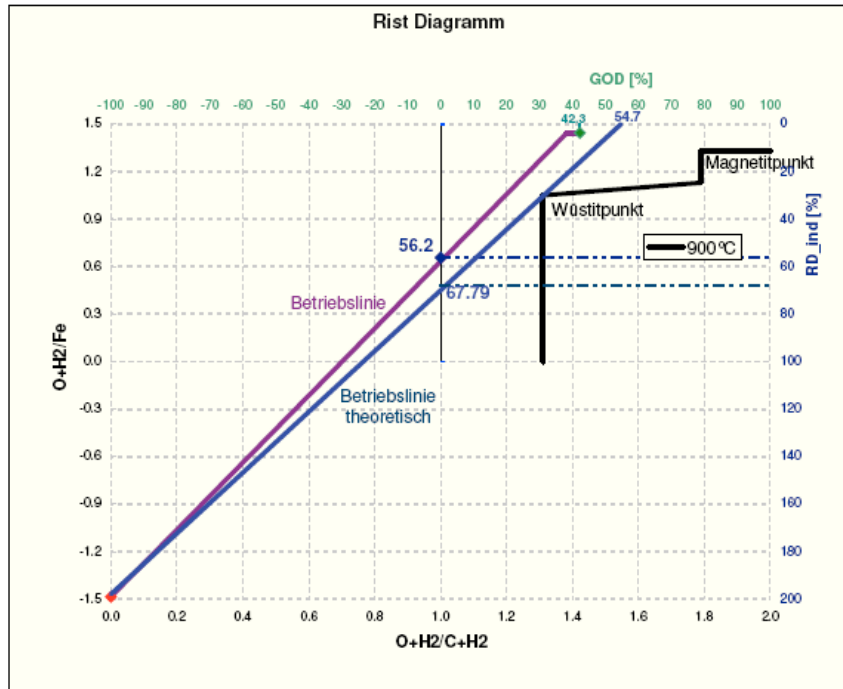
A Anhang

A.1 Diagramme und Tabellen zu den Berechnungen

Ad 5.1 Typische Betriebsweise des HO 4 in Donawitz

Produktions - und Verbrauchsraten		Istbetrieb
Produktivität	kg/m ³ * 24 h	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282
Windtemperatur	°C	937
O2 - Gehalt	vol %	21.9
GOD gemessen	%	48
GOD Massenbilanz	%	42
GOD theoretisch	%	55
C - Verbrauch	kg/ t RE	416
PCI - Rate	kg/ t RE	66
theoretischer C - Verbrauch	kg/ t RE	365
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2

Tabelle: Betriebsdaten des Istbetriebes



Rist Diagramm für den Istbetrieb

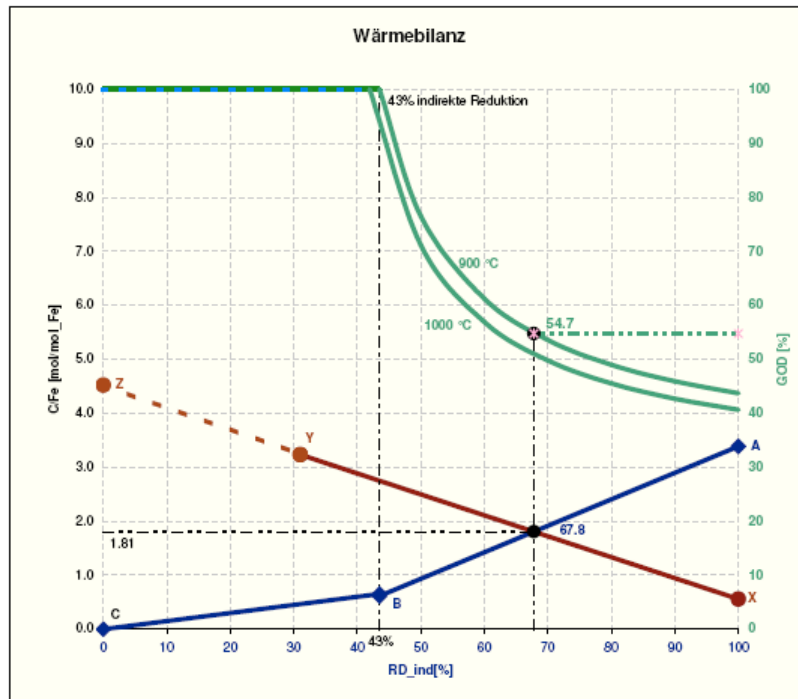
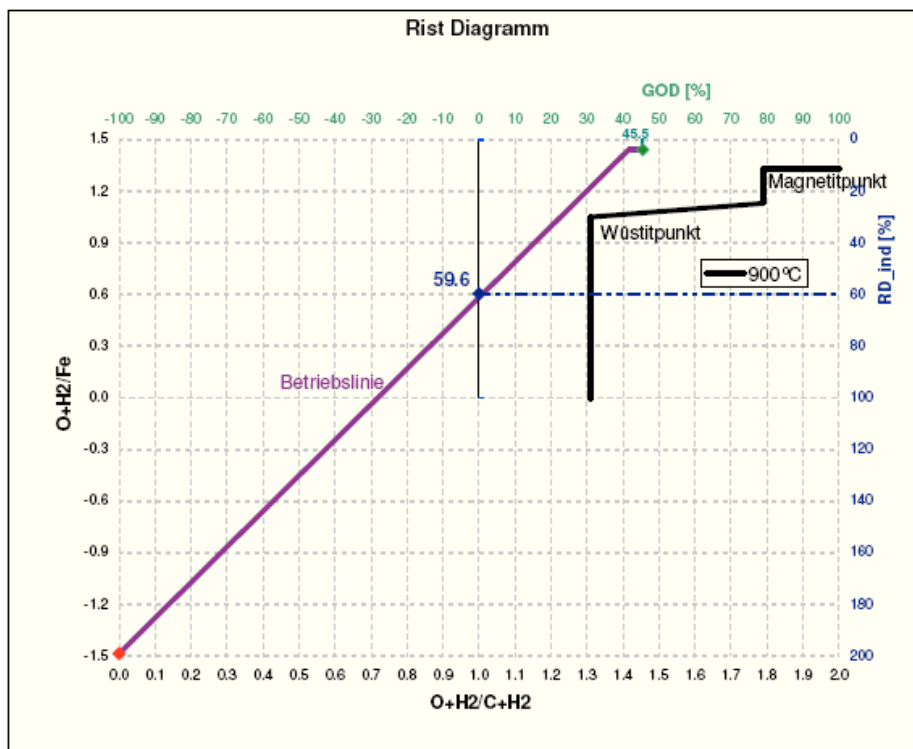


Diagramm Wärmebilanz für den Istbetrieb

Ad 5.2.1 Betrieb mit erhöhter Windtemperatur von 1050 °C

Produktions - und Verbrauchsraten		Istbetrieb	Wind 1050 °C
Produktivität	kg/m ³ *24 h	1415	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282	1 282
Windtemperatur	°C	937	1050
O ₂ - Gehalt	vol %	21.9	21.9
GOD gemessen	%	48	-
GOD Massenbilanz	%	42	46
GOD theoretisch	%	55	56
C - Verbrauch	kg/ t RE	416	406
PCI - Rate	kg/ t RE	66	66
theoretischer C -Verbrauch	kg/ t RE	365	356
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2	218.4

Tabelle: Vergleich Istbetrieb mit Betrieb mit erhöhter Windtemperatur



Rist Diagramm für Betrieb mit Windtemperatur 1050 °C

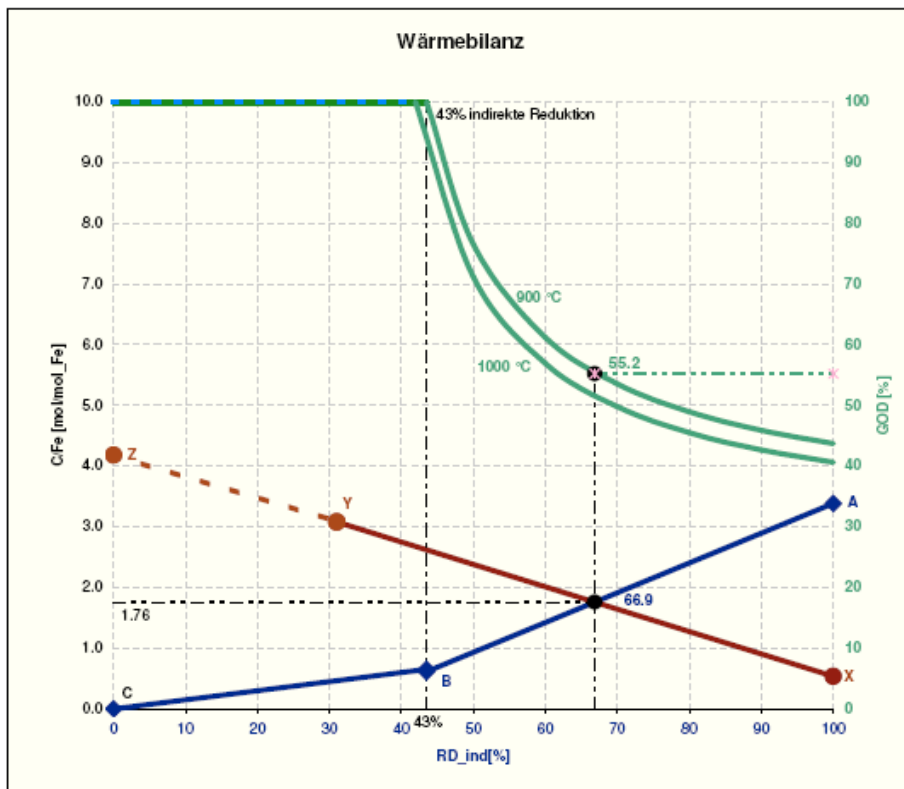
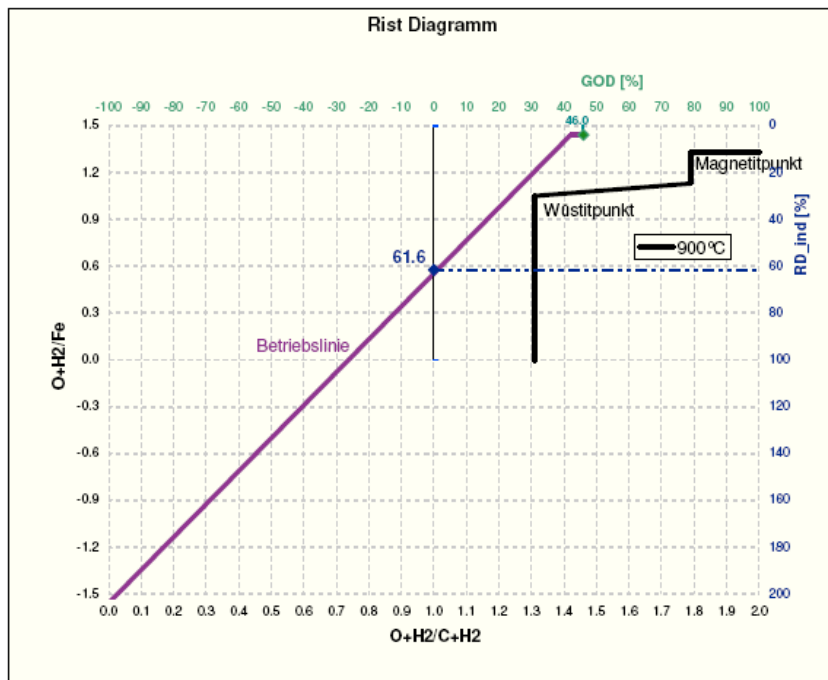


Diagramm für Wärmebilanz bei einer Windtemperatur von 1050 °C

Ad 5.2.2 Betrieb mit einem Sauerstoffanteil im Heißwind von 30 %

Produktions - und Verbrauchsraten		Istbetrieb	höherer O2 Gehalt
Produktivität	kg/m ³ * 24 h	1415	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282	1 000
Windtemperatur	°C	937	937
O2 - Gehalt	vol %	21.9	30.0
GOD gemessen	%	48	-
GOD Massenbilanz	%	42	46
GOD theoretisch	%	55	55
C - Verbrauch	kg/ t RE	416	415
PCI - Rate	kg/ t RE	66	66
theoretischer C - Verbrauch	kg/ t RE	365	364
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2	220.8

Tabelle: Betrieb mit 30 % O₂ im Wind



Rist Diagramm für Betrieb mit 30 % O₂ im Wind

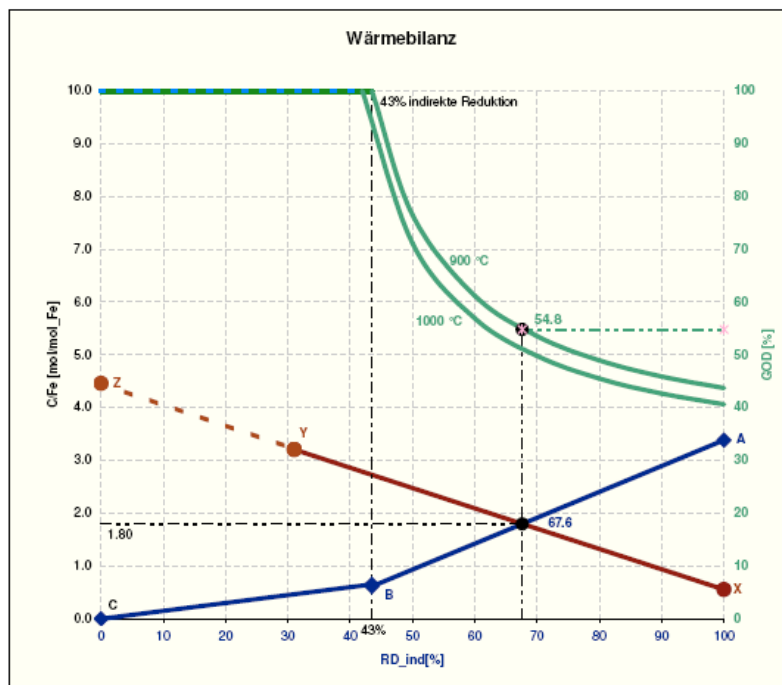
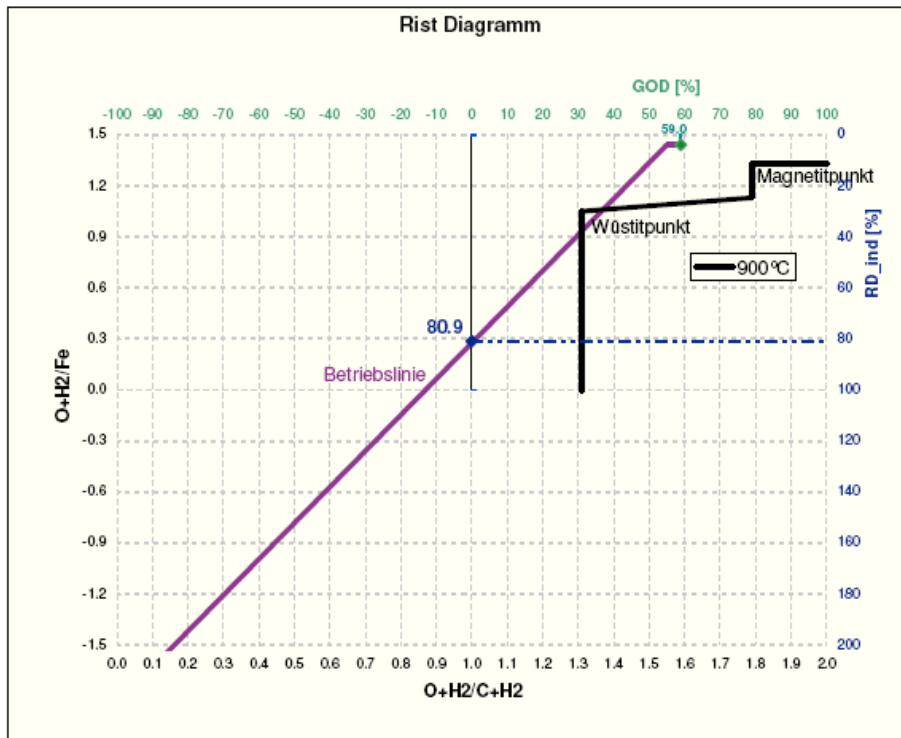


Diagramm für die Wärmebilanz für Betrieb mit 30 % O₂ im Wind

Ad 5.2.3 Betrieb mit höherer Windmenge von 1600 Nm³/t RE

Produktions - und Verbrauchsdaten		Istbetrieb	höhere Windmenge
Produktivität	kg/m ³ * 24 h	1415	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282	1 600
Windtemperatur	°C	937	937
O ₂ - Gehalt	vol %	21.9	21.9
GOD gemessen	%	48	-
GOD Massenbilanz	%	42	59
GOD theoretisch	%	55	55
C - Verbrauch	kg/ t RE	416	416
PCI - Rate	kg/ t RE	66	66
theoretischer C-Verbrauch	kg/ t RE	365	365
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2	221.2

Tabelle für Betrieb mit erhöhter Windmenge von 1600 Nm³/t RE



Rist Diagramm für Betrieb mit erhöhter Windmenge von 1600 Nm³/t RE

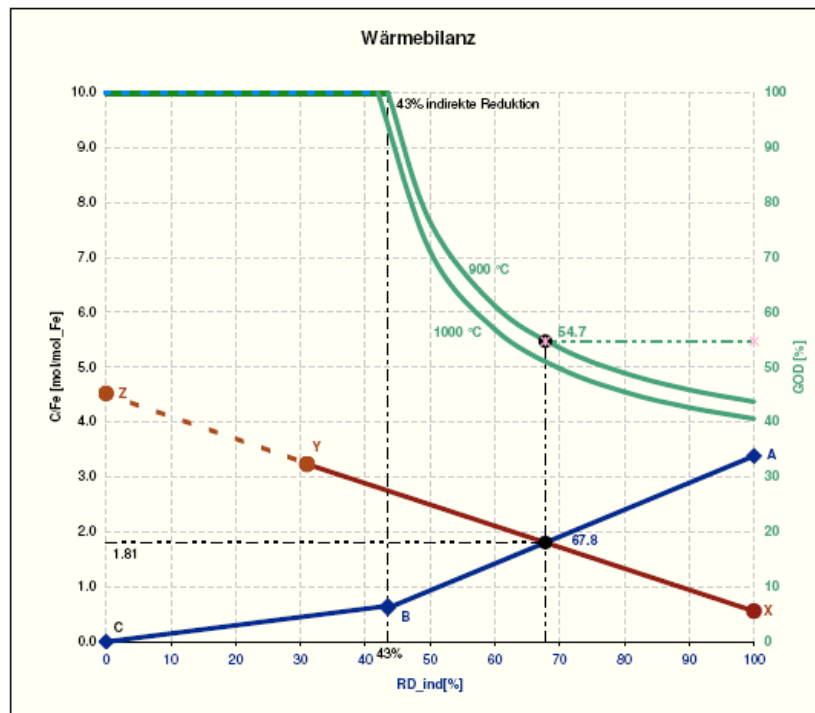
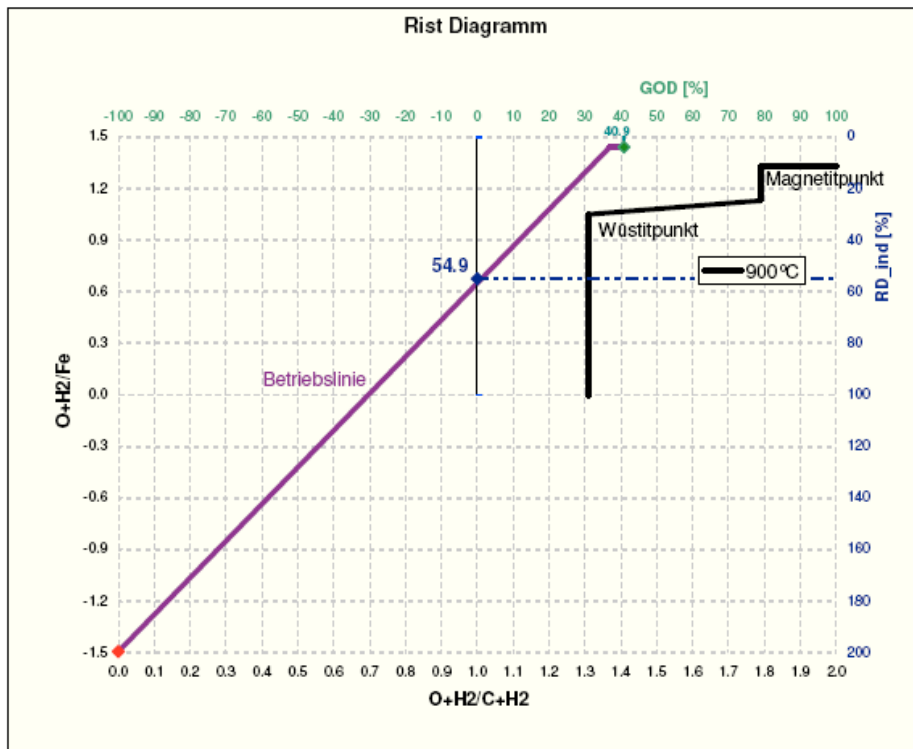


Diagramm für die Wärmebilanz für Betrieb mit erhöhter Windmenge von 1600 Nm³/t RE

Ad 5.2.4 Betrieb mit erhöhter PCI – Rate von 100 kg/t RE

Produktions - und Verbrauchsdaten		Istbetrieb	Erhöhung PCI Rate
Produktivität	kg/m ³ *24 h	1415	1415
Windmenge	Nm ³ /t RE	1 282	1 282
Windtemperatur	°C	937	937
O2 - Gehalt	vol %	21.9	21.9
GOD gemessen	%	48	-
GOD Massenbilanz	%	42	41
GOD theoretisch	%	55	55
C - Verbrauch	kg/ t RE	416	421
PCI - Rate	kg/ t RE	66	100
theoretischer C-Verbrauch	kg/ t RE	365	370
Rohstoffkosten	€/ t RE netto	221.2	219.6

Tabelle für Betrieb mit erhöhter PCI Rate von 100 kg/t RE



Rist Diagram für Betrieb mit erhöhter PCI Rate von 100 kg/t RE

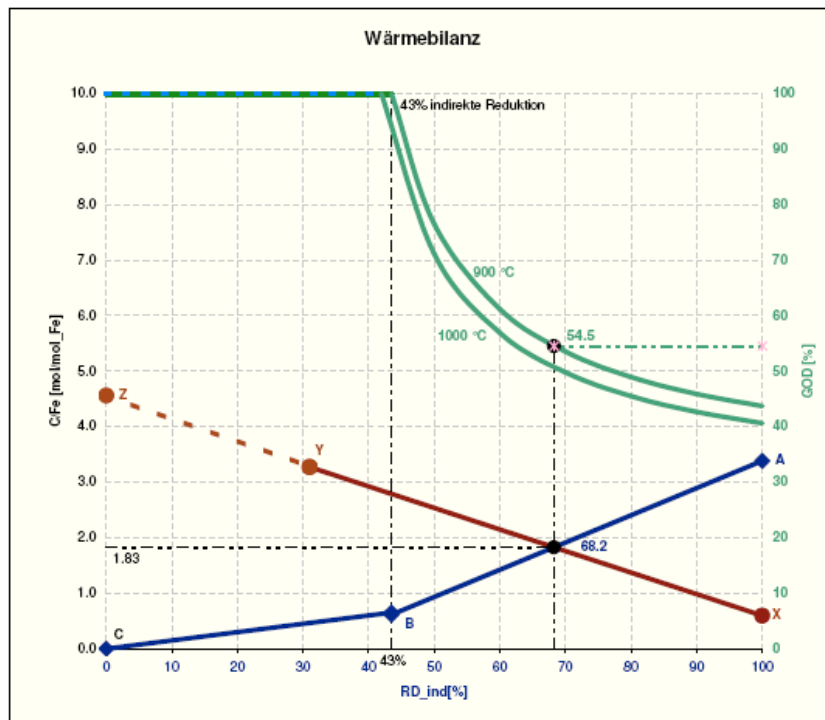


Diagramm für die Wärmebilanz für Betrieb mit erhöhter PCI Rate von 100 kg/t RE

A.2 Beschreibung des Rechenprogramms

1. Aufgaben des Programms

1.1 Erstellung der Massenbilanz um das gesamte Bilanzgebiet Sinteranlage + Hochofen:

- Berechnung der Zusammensetzung des Roheisens
- Berechnung der Zusammensetzung des Sinters
- Berechnung der benötigten Pelletsmenge
- Berechnung der erzeugten Schlackenmenge
- Berechnung der Schlackenbasizität
- Berechnung der Einsatzmenge von Sishen – Feinerz und die dadurch entstehende Erzmischung
- Berechnung der Rohmaterialkosten pro t Roheisen
- Berechnung des Alkalieneintrags
- Berechnung der Sinterbasizität
- Berechnung der CO₂ – Emissionen in Sinteranlage, Hochofen und gesamt
- Berechnung der SO₂ - Emissionen in der Sinteranlage

1.2 Erstellung der Wärmebilanz über den unteren Teil des Hochofens

- Berechnung des theoretischen Reduktionsmittelbedarfes in Abhängigkeit von der Windtemperatur
- Berechnung der zur Verbrennung benötigten Windmenge
- Berechnung des Anteils an indirekter Reduktion
- Berechnung der Gasausnutzung

1.3 Darstellung der Ergebnisse

- Gegenüberstellung der Betriebsweisen im Diagramm für die Wärmebilanz und im Rist Diagramm
- Darstellung der Eckdaten für die Massenbilanz um Sinteranlage und Hochofen und der Rohstoffkosten pro Tonne Roheisen im Tabellenblatt Ergebnisse

2. Voreingestellte aber veränderbare Betriebsparameter

2.1 Chemische Analysen der Einsatzstoffe in Hochofen und Sinteranlage

2.2 Betriebsparameter

2.2.1 Sinteranlage: Tabellenblatt „MengenSA“

- FeO Anteil im Sinter
- Schwefelgehalt im Sinter
- K₂O Gehalt im Sinter
- Na₂O Gehalt im Sinter

2.2.2 Hochofen: Tabellenblatt „MengenHO“

- C-Anteil im RE
- Si-Anteil im RE
- Verteilungskoeffizienten für Roheisen und Schlacke von Mn,P,Ti,S
- Fe-Anteil in der Schlacke
- Ersatzverhältnisse für Ersatzbrennstoffe Öl, Einblaskohle
- Mengenanteile der Siebfractionen für die Koksabsiebung

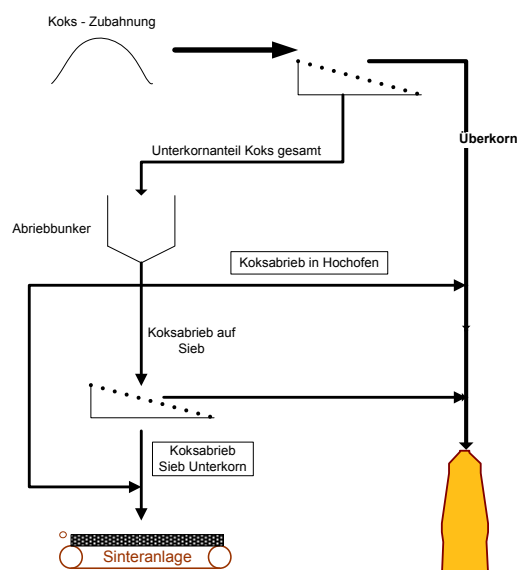


Abbildung: Schema der Koksabsiebung und der intern gebräuchlichen Bezeichnungen

3. Eingabewerte für den Benutzer

3.1 Stoffmengen für die Sinteranlage: Tabellenblatt „Eingabe SA“

- Sintererzeugung brutto
- Hochofenrückgutanteil des Sinters
- Erze: Mischerz, Carajas, sonstige ausgenommen Sishen
- Brennstoff
- Kalksplitt
- Sonstige: Walzzunder, Separationseisen, Branntkalk

	Eingabe	Errechnet
Produktion	Sintererzeugung brutto	636 500.00 t/a
	Hochofenrückgut Sinter	10.50 %
		Sintererzeugung netto 569 667.50 t/a
		Sinter netto 981.66 kg/tREbrutto
		Sinter brutto 1 124.96 kg/tREnetto
		Sinter brutto 1 096.83 kg/tREbrutto
Einsätze	Mischerz	327 161.00 t/a
	Carajas	90 000.00 t/a
	Beeshoek	0.00 t/a
	Erzvar1	0.00 t/a
	Erzvar2	0.00 t/a
		Mischerz spezifisch 574.30 kg/t Si netto
		Carajas spezifisch 157.99 kg/t Si netto
		Sishen 199 543.79 t/a
		Sishen spezifisch 350.28 kg/t Si netto
		Stückerzunterkorn 19 280.04 t/a
		Erzmischung
		Mischerz 53.05 %
	Sishen 32.36 %	
	Carajas 14.59 %	
	Brennstoff trocken 62.57 kg/tSi netto	
	Brennstoff trocken 56.00 kg/tSi brutto	
	Kalksplitt 54 000.00 t/a	
	Seper.eisen 4 000.00 t/a	
	SO2 1.23 kg/tSi brutto	
	Walzzunder 10 000.00 t/a	
	Branntkalk 0.00 t/a	
	Stoffvar2 0.00 t/a	

Eingabeblatt für die Sinteranlage: Die Eingabe erfolgt auf der linken Seite in schwarz gekennzeichnet, die roten Werte links sind errechnete Werte

3.2 Stoffmengen für den Hochofen: Tabellenblatt „Eingabe HO“

- Produktionsmengen Roheisenerzeugung netto
- Abschlackverluste
- Ausbringungsverluste
- Spezifische Gichtschlamm – und Gichtstaubmenge
- Stückerzmengen
- Pelletsanteil von 62 % Pellets
- Reduktionsmittel gesamt, Perlkoks, Kohle, Öl
- Sonstige: Separationseisen, Stückquarz, Schrott, Roheisengranulat

- Gichtgas: Gichtgasfaktor, Temperatur, Feuchte, Druck
- Wind: spezifische Windmenge, Windtemperatur, O₂ Gehalt, Feuchte

Eingabe		Errechnet	
Roheisen netto	565 800.00 t/a	Roheisen brutto theoretisch	580 307.69 t/a
Abschlackverluste	1.70 %	Schlacke feucht	287.76 kg/tRE
Ausbringungsverluste	0.80 %	Summe Verluste	2.50 %
Gichtschlamm	1.20 kg/tRE	Schlacke feucht	288.01 kg/tRE
Gichtstaub	9.00 kg/tRE	Schlacke gesamt	162 956.86 t/a brutto
Stückerzüberkom	300.00 kg/tRE	Sinter	1 006.84 kg/tRe
Stückerz Beeshoek	100.00 %	Stückerz gesamt	189 020.04 t/a
Eingabe Stückerzanteil für SA	10.20 %	Stückerz Sishen	0.00 %
Pellets 62	100.00 %	Stückerz Unterkorn	19 280.04 t/a
Eingabe Pelletsanteil für SA	10.00 %	Pellets 65	0.00 %
Stückquarz	4.90 kg/tRE	Pelletszüberkom	325.06 kg/tRE
Seperationsseisen	0.00 kg/tRE	Pelletsunterkom	20 390.95 t/a
Schrott	0.00 kg/tRE	Pellets gesamt	204 352.52 t/a
RE Granulat	0.00 kg/tRE	Pelletsunterkom	20 435.25 t/a
Pellets Erzberg	0.00 kg/tRE	Stückerkoks in HO	194 816.62 t/a
Möllvar2	0.00 kg/tRE	Stückerkoks + Abrieb in HO	194 816.62 t/a
Reduktionsmittel gesamt (100% Koks)	484.00 kg/tRE	Stückerkoks Zubahnung	194 816.62 t/a
Perlkoks	46.10 kg/tRE	Abrieb gesamt Anfall	0.00 t/a
Öl	1.50 kg/tRE	Abrieb gesamt Anfall	0.00 kg/t RE
Kohle 1% Restfeuchte	100.00 kg/tRE	Stückerkoksabrieb in HO	0.00 t/a
Rohstoffvar1	0.00 kg/tRE	Stückerkoks + Abrieb in HO	344.32 kg/t RE
Rohstoffvar2	0.00 kg/tRE	Kohle (feucht)	106.45 kg/tRE
Eingabe Ersatzverhältnis Öl	1.20 (Koks trocken)	Reduktionsmittel gesamt (real)	498.37 kg/t RE
Eingabe Ersatzverhältnis Kohle	0.90 (Koks + Kohle trocken)		
Eingabe Unterkornanteil Koks gesamt	0.00 %		
Eingabe Koksabrieb in HO	100.00 %		
Eingabe Koksabrieb auf Sieb	0.00 %		
Eingabe Koksabrieb Sieb UK	0.00 %		
Veränderung Reduktionsmittelrate	(Veränderungen gegenüber Basis)		
	delta [kg/t RE] delta Red.mittel [kg/t RE]	Basis	
Alkalien	-0.61 -2.15	Budget 2009/10 (209-01-27)	
Schlackenmenge	11.25 0.56	Alkalien	6.68
Stückerzeinsatz	-31.42 -1.10	Schlackenmenge	253.46
	-2.68	Stückerzeinsatz	331.42
Reduktionsmittel ges. (100% Koks) NEU	506.32 kg/tRE		
Gichtgas		Gichtgas trocken	1 667 m³/tRE bei 25 °C
Gichtgasfaktor	1.30	Gichtgas feucht	1 680 Nm³/tRE
Temperatur	138.20 °C	Gichtgas feucht	950 708 872 Nm³
Druck	0.99 bar	Feuchte	0.0081 Nm³/Nm³ Wind feucht
Feuchte im Gichtgas (feucht)	6.00 g/Nm³	Feuchte	0.81 % vol
Heisswind spez incl O2 (trocken)	1 282 m³/tRE bei 25 °C	Heisswind feucht incl O2	1 296 Nm³/tRE
Sauerstoffgehalt im Wind (trocken)	21.90 %	Heisswind feucht incl O2	733 020 718 Nm³
Feuchte im Wind (feucht)	7.70 g/Nm³ gesamt	Feuchte	0.0105 Nm³/Nm³ Wind feucht
Temperatur	937 °C	Feuchte	1.05 % vol
Druck	2.14 bar		

Eingabeblatt für den Hochofen: Die Eingabe erfolgt auf der linken Seite in schwarz gekennzeichnet, die roten Werte links sind errechnete Werte

4. Aufbau der Berechnung

4.1 Berechnung der benötigten Pelletsmenge für den Hochofen über die Eisenbilanz:
Tabellenblatt „ FeBilHO “

4.1.1 Vorgaben: Tabellenblatt „ Eingabe HO “: Einsatzstoffe im HO außer Pellets
erzeugte Roheisenmenge brutto
Tabellenblatt „ Eingabe SA “: Sintermenge
Startwert der Sinterzusammensetzung

4.1.2 Rechenschritte des Programms:

- Die Berechnung der Sinterzusammensetzung erfolgt im Tabellenblatt „Mbil-SA“, indem die Massenbilanz mittels Berechnung der Menge an Sishen Feinerz ausgeglichen wird
- Die Berechnung der Roheisenzusammensetzung erfolgt im Tabellenblatt „Fe-BilHO“, indem die Eisenbilanz mittels Berechnung der Pelletmenge ausgeglichen wird
- Die Berechnung der Schlackenmenge und -zusammensetzung erfolgt im Tabellenblatt „MbilHO“, indem die Stoffbilanz über den Hochofen ausgeglichen wird
- Die Berechnung der theoretischen Reduktionsmittelmeng erfolgt im Tabellenblatt „Energiebilanz“, indem die Enthalpiebilanz über den Unterofen mittels Berechnung der Koksmenge und der Windmenge ausgeglichen wird

4.1.3 Resultate

- Sinter: Zusammensetzung, Basizität
- Roheisen: Zusammensetzung
- Schlacke: Menge, Zusammensetzung, Basizität
- Alkalieneintrag
- Rohstoffkosten pro Tonne Roheisen

4.1.3 Darstellung der Resultate

- Direkte Ergebnisse in den Tabellenblättern „EingabeSA“ und „EingabeHO“
- Eckdaten im Tabellenblatt „Ergebnisse“
- Kostenberechnung im Tabellenblatt „Ausgabe“
- Darstellung der Betriebsweise im Tabellenblatt „Rist“ in Form eines Rist - Diagramms und eines Diagramms für die Wärmebilanz des Unterofens

5 Durchführung der Berechnung

5.1 Eingabe aller Daten in den Tabellenblättern „EingabeSA“ und „EingabeHO“ auf der linken Tabellenseite unter der Rubrik „Eingabe“(schwarz) – siehe 3.1 und 3.2

5.2 Im Tabellenblatt „Comp“ der Rechenstart für die Massenbilanz

Mit Mausklick auf den **Button „Ausführen“** werden die ersten 3 unter 4.1.2 beschriebenen Rechenschritte automatisch so oft wiederholt, bis sich die Zusammensetzung des Sinters, des Roheisens und die Schlackenmenge nicht mehr verändern

5.3 Im Tabellenblatt „Energiebilanz“ die Berechnung der Enthalpiebilanz des Unterofens

Mit Mausklick auf den **Button „Ausführen“** wird der 4. unter 4.1.2 beschriebenen Rechenschritte ausgeführt

Bemerkung:

Einstellung der Abweichungen vom Normalbetrieb im Feld: „Veränderung der Reduktionsmittelrate“

Für die Eingabe der Reduktionsmittelmenge gesamt wird als Basis das Budget herangezogen.

Im Betrieb ergeben sich Abweichungen:

- im Alkalieneintrag
- in der Schlackenmenge
- im Stückerzeinsatz

Als Basis für die Korrektur werden Faktoren aus der Literatur herangezogen, die im Tabellenblatt „Redmittelrate“ zusammengefasst sind.

Durch die Korrektur ergibt sich eine neue Reduktionsmittelmenge gesamt, die oben im Eingabefeld händisch eingefügt werden muss.

Anschließend muss im Tabellenblatt „Comp“ die Rechnung neu durchgeführt werden.