



**Optimierung der Prozessparameter für die
Reduktion von Feineisenerzen mittels
Wirbelschichtverfahren**

Masterarbeit

eingereicht von

Daniel Spreitzer

am Lehrstuhl für Eisen- und Stahlmetallurgie an der Montanuniversität Leoben
zur Erlangung des akademischen Grades

Diplomingenieur

in der Studienrichtung Eisen- und Stahlmetallurgie





Aufgabenstellung für Masterarbeit S696

Kandidaten: Hr. Daniel Spreitzer, BSc.

Optimierung der Prozessparameter für die Reduktion von Feineisenerzen mittels Wirbelschichtverfahren

Die Reduktion von Eisenerzen mittels Wirbelschichtverfahren stellt eine alternative Route zur konventionellen Eisenherstellung mittels Hochofen dar. Ein bereits industriell umgesetztes Verfahren ist der FINEX-Prozess. Dabei wird über eine 3-stufige Wirbelschichtkaskade Feineisenerz zu festen, metallisierten Eisenschwamm umgesetzt, welcher anschließend in einem Einschmelzvergaser zu Roheisen erschmolzen wird. Für die Charakterisierung der Einsatzstoffe und Prozessbedingungen wurden am Lehrstuhl für Eisen- und Stahlmetallurgie zwei Wirbelschichtreaktoren installiert. Ein kleiner WS-Reaktor (Siebdurchmesser 68 mm) dient zur Abschätzung der wichtigsten Prozessparameter, in einem größeren Reaktor (Siebdurchmesser 160 mm) können größere Einsatzmengen an Eisenerz verarbeitet werden.

Im Zuge der Masterarbeit soll mit Hilfe der kleinen WS-Retorte (68 mm) ein bereits vorhandener und etablierter Standardtest in Richtung industrielle Versuchsbedingungen modifiziert werden. Nachdem ein erfolgreicher Test (Zielreduktionsgrad erreicht) durchgeführt wurde, sollen die modifizierten Testbedingungen für den großen WS-Reaktor (160 mm) definiert werden.

In der Arbeit soll im Speziellen auf folgende Punkte eingegangen werden:

Literaturteil:

- Darstellung der theoretischen Grundlagen auf Basis der Fachliteratur, Theoretische Grundlagen der Reduktion von Feineisenerzen mittels Wirbelschichttechnologie, Einfluss von Temperatur und Gaszusammensetzung auf den Reduktionsgrad von Eisenschwamm

Praktischer Teil:

- Erstellen eines Versuchsprogramms inkl. neuer Gas- und Temperaturregime
- Durchführung von reproduzierbaren Versuchen am WS-Reaktor
- Auswertung der Versuchsergebnisse (inkl. mineralogische Untersuchungen, chemische Analysen)
- Auswertung und Zusammenfassung der Ergebnisse inkl. Vergleich mit früheren Versuchen

Industriepartner: Primetals Technologies Austria GmbH

Betreuung: Prof. Dr. Johannes Schenk (+43 3842 402 2200)
DI Anton Pichler (+43 3842 402 2255)
DI Franz Hauzenberger (+43 732 6592 5034)

Kurzfassung

Aufgrund der stetig steigenden Anforderungen an die Stahlindustrie hinsichtlich Effektivität, Effizienz und auch Umweltverträglichkeit, wurden in den letzten Jahren alternative Verfahren zur Roheisenerzeugung entwickelt und in Betrieb genommen. Einige Verfahren greifen dabei auf die Wirbelschichttechnologie zurück, da diese einige spezifische Vorteile in der Prozessführung besitzt.

Für die Entwicklung der Technologie zur Reduktion von Feineisenerzen wurden am Lehrstuhl für Eisen- und Stahlmetallurgie (MU Leoben) Wirbelschichtreaktoren installiert. Für diese Arbeit werden Reduktionsversuche an einem Reaktor in Laborgröße (Siebbodendurchmesser 68 mm) durchgeführt. Dafür werden diverse Modelle zur Darstellung von Wirbelschichtreaktoren untersucht und aus diesen Modellen Versuchsbedingungen entsprechend den Daten einer industriellen Anlage abgeleitet. Ziel der Versuche ist die Erreichung eines gewünschten Reduktionsgrades, welcher auch in industriellem Maßstab erreicht wird. Basierend auf den neu entwickelten Versuchsbedingungen sollen in Zukunft verschiedenste Eisenerze in der Laboranlage getestet werden können, um erste Aussagen über das Verhalten des Erzes in der Wirbelschicht treffen zu können.

Mithilfe von Gaskonzentrationsprofilen, welche aus den Modellüberlegungen abgeleitet worden sind, war es möglich, einen neuen Standardversuch zu definieren. Die abgeleiteten Bedingungen aus der Höhe $z=2/3 \cdot H$ des industriellen Reaktors haben zum gewünschten Zielreduktionsgrad von 62 % geführt.

Abstract

Due to the increasing demands of the steelmaking industry in terms of effectiveness, efficiency and environmental sustainability, alternative process routes were developed for ironmaking and put into operation in recent years. Some methods use the fluidized bed technology, because this technology provides several advantages during the process.

For the development of such technologies, which reduce fine iron ores, lab facilities are installed at the Chair of Ferrous Metallurgy (MU Leoben). For this thesis, experiments with a fluidized bed reactor in laboratory scale (diameter of grid below the fluidized bed = 68 mm) were carried out. To get the correct test parameters for achieving a specific final reduction degree, some different models for the demonstration of the fluidized bed have been investigated. The final reduction degree should be equal to that reached by an industrial plant. Based on the newly developed experimental conditions different types of iron ore can be tested in the laboratory facility to make first statements about the behavior of the ore in the fluidized bed.

With the help of the gas concentration profile, which have been derived from the fluidized bed model, it was possible to define a new standard test. The conditions of the height $z = 2/3 \cdot H$ of the industrial reactor led out to the desired target reduction degree of 62 %.

Eidesstattliche Erklärung

Ich erkläre an Eides statt, dass ich die vorliegende Masterarbeit selbstständig und ohne fremde Hilfe verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt und die den verwendeten Quellen wörtlich und inhaltlich entnommenen Stellen als solche erkenntlich gemacht habe.

.....
Name des Verfassers

Inhaltsverzeichnis

Kurzfassung	I
Abstract.....	II
Eidesstattliche Erklärung	III
Inhaltsverzeichnis	I
Allgemeine Formelzeichen	I
Akronyme.....	IV
Abbildungsverzeichnis	VI
Tabellenverzeichnis	I
1 Einleitung und Ziel dieser Arbeit.....	1
1.1 Einleitung.....	1
1.2 Ziel dieser Arbeit.....	2
2 Theoretische Grundlagen	3
2.1 Grundlagen der Wirbelschicht.....	3
2.1.1 Wirbelschicht Einleitung	3
2.1.2 Ausbildung einer Wirbelschicht – Grundlagen	4
2.1.3 Fluiddynamische Grundlagen.....	6
2.1.4 Feststoffverhalten in der Wirbelschicht.....	7
2.1.5 Betriebszustände in Gas-Feststoffsystemen.....	8
2.1.6 Gasblasen in einer Wirbelschicht	10
2.1.7 Modelle zum Darstellen von Wirbelschichtreaktoren	12

2.2	Grundlagen der Eisenerzreduktion	15
2.2.1	Reduktion der Eisenoxide.....	16
2.2.2	Baur-Glässner Diagramm.....	18
2.2.3	Rist- Diagramm.....	20
2.2.4	Betriebslinien von Wirbelschichtreaktoren im Rist-Diagramm	22
2.3	Direktreduktionsverfahren und Schmelzreduktionsverfahren	25
2.3.1	Direktreduktion mittels Wirbelschichttechnologie	26
2.3.1.1	FIOR [®] -Prozess	27
2.3.1.2	FINMET [®] - Prozess	28
2.3.2	Verwendung der Wirbelschichttechnologie in Schmelzreduktions-prozessen.....	30
2.3.2.1	FINEX [®] Prozess	30
2.3.2.2	Vergleich Hochofenroute und FINEX [®] -Verfahren	32
3	Berechnungsgrundlagen Wirbelschicht.....	34
3.1	Lockerungsgeschwindigkeit.....	34
3.2	Blasengröße, Aufstiegsgeschwindigkeit und Bildungsfrequenz.....	36
3.3	Jetlänge.....	38
3.4	Änderung der Gaskonzentrationen über die Höhe	39
4	Ergebnisse der Berechnungen für die Wirbelschichtreaktoren	42
4.1	Lockerungsgeschwindigkeit.....	42
4.2	Blasengröße, Aufstiegsgeschwindigkeit und Bildungsfrequenz.....	44
4.3	Jetlänge.....	45
4.4	Änderung der Gaskonzentrationen über die Höhe	46
5	Praktische Durchführung.....	53
5.1	Anlagenbeschreibung Wirbelschicht 68 mm	53
5.1.1	Durchführen von Versuchen mittels Wirbelschicht 68 mm.....	59
5.1.2	Versuchsbedingungen	61
5.1.2.1	Einsatzmaterial	61
5.1.2.2	Versuchsparameter	62
5.1.3	Versuchsauswertung	65
5.1.3.1	Reduktionsgrad.....	65
5.1.3.2	Siebanalyse	67
5.2	Morphologische Untersuchungen	67
5.3	Chemische Analyse	67
6	Versuchsergebnisse.....	68

6.1	Ergebnisse Kaltversuche 68 mm	68
6.1.1	Experimentelle Bestimmung der Lockerungsgeschwindigkeit	68
6.1.2	Experimentelle Bestimmung der Blasenanstiegsgeschwindigkeit	71
6.1.3	Experimentelle Bestimmung der Blasenbildungsfrequenz	72
6.2	Ergebnisse Heißversuche 68 mm (Versuchsbedingungen $z=H/2$)	73
6.3	Ergebnisse Heißversuche 68 mm (Standardversuch alt)	82
6.4	Ergebnisse Heißversuche 68 mm (Optimierung Versuchsparameter für Zielreduktionsgrad)	84
6.5	Vergleich zwischen Wirbelschichtreaktor 68 mm und 160 mm	86
6.6	Ergebnisse der morphologischen Untersuchungen	88
6.7	Ergebnisse der chemischen Analyse	94
7	Zusammenfassung	97
	Literaturverzeichnis	100
A	Berechnungen WS 68 mm	1
B	Berechnungen industrielle Anlage	12
C	Zeichnungen von Retorte und Zyklon	23

Allgemeine Formelzeichen

Ar	Archimedes-Zahl
C_{Ab}	Konzentration der Spezies A in der Blase
C_{Ac}	Konzentration der Spezies A in der Cloud
C_{Ae}	Konzentration der Spezies A in der Emulsion
D	Molekularer Diffusionskoeffizient
$d_{b,0}; d_{eq,0}$	Blasengröße über dem Siebboden
d_{or}	Durchmesser der Siebbodenöffnungen
d_p	Partikelgröße
d_{Ret}	Durchmesser Retorte
d_{St}	Sauterdurchmesser
d_v	Durchmesser einer Kugel mit dem gleichen Volumen wie das Partikel
f	Frequenz
Fr	Froude-Zahl
g	Erdbeschleunigung
H	Höhe der Wirbelschicht
K_{bc}	Austauschkoeffizient zwischen Blase und Cloud
K_{be}	Austauschkoeffizient zwischen Blase und Emulsion

K_{ce}	Austauschkoeffizient zwischen Cloud und Emulsion
K_f	gesamte Geschwindigkeitskonstante
K_r	Geschwindigkeitskonstante
L_j	Länge des Gasjets
l_{or}	Abstand zwischen zwei Siebbodenöffnungen
N	Anzahl an Siebbodenöffnungen
N_{or}	Anzahl der Öffnungen im Siebboden bezogen auf die Fläche
p	Druck
Δp	Druckverlust
Q_{or}	volumetrischer Gasfluss pro Siebbodenöffnung
Re	Reynold-Zahl
t	Zeit
u	Gasgeschwindigkeit
u_0	Leerrohrgeschwindigkeit
u_b	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit einer Blase im blasenbildenden Bett
u_{br}	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit einer einzelnen Blase
u_{mf}	Lockerungsgeschwindigkeit
u_{or}	Gasgeschwindigkeit durch die Siebbodenöffnung
w	Strömungsgeschwindigkeit
z	Laufvariable der Betthöhe
γ_C	Feststoffanteil in der Cloud
γ_b	Feststoffanteil in der Blase
γ_e	Feststoffanteil in der Emulsion
δ	Blasenanteil in einer Wirbelschicht
ε_{mf}	Lückengrad bei Lockerungsgeschwindigkeit
$\varepsilon_s, \varepsilon_l$	Lückengrade

ρ_g	Dichte des Gases
ρ_p	Dichte der Partikel
ρ_s	Dichte des Feststoffs
μ	dynamische Viskosität
Ω	Ljaschenko-Zahl
θ	Formfaktor
ν	kinematische Viskosität

Akronyme

BOF	Basic Oxygen Furnace
DRI	Direct Reduced Iron
GOD	Gasoxidationsgrad
HBI	Hot Briquetted Iron
HCI	Hot Compacted Iron
LD	Linz-Donawitz
LOI	Loss on Ignition (Glühverlust)
Met	Metallisierung
R1	Reduktionsstufe 1
R2	Reduktionsstufe 2
R3	Reduktionsstufe 3
RD	Reduktionsgrad
RED	Richardson-Ellingham Diagramm
WS	Wirbelschicht
CH ₄	Methan
CO	Kohlenmonoxid
CO ₂	Kohlendioxid

Fe	Eisen
Fe ₂ O ₃	Hämatit
Fe ₃ O ₄	Magnetit
FeO	Wüstit
H ₂	Wasserstoff
H ₂ O	Wasser
N ₂	Stickstoff
NO _x	Stickoxide
SO _x	Schwefeloxide

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2-1: Ausbildungsformen einer Wirbelschicht [8].....	5
Abbildung 2-2: Druckverlust des Gases durch eine Schüttung in Abhängigkeit der Gasgeschwindigkeit [9].....	6
Abbildung 2-3: Abgrenzung verschiedener Typen von gasfluidisierten Feststoffen nach Geldart [9].....	7
Abbildung 2-4: Zustandsdiagramm für Partikel in Gas-Feststoffreaktoren [10].....	9
Abbildung 2-5: Druckverlauf im Nahbereich einer aufsteigenden Blase [8]	11
Abbildung 2-6: Strömungsverhältnisse um eine aufsteigende Blase [12]	12
Abbildung 2-7: 2-Phasenmodell zum Darstellen einer Wirbelschicht [12].....	13
Abbildung 2-8: Blasenbildende Wirbelschicht als Modell [12,13].....	14
Abbildung 2-9: Wirbelschichtmodell mit Konzentrationsverläufen [14].....	15
Abbildung 2-10: Richardson Ellingham Diagramm (RED) für Oxide [19]	17
Abbildung 2-11: Baur-Glässner Diagramm für Kohlenmonoxid und Wasserstoff [20].....	19
Abbildung 2-12: Baur- Glässner Diagramm für die Systeme Eisen-Sauerstoff-Kohlenstoff sowie Eisen-Sauerstoff-Wasserstoff [21]	20
Abbildung 2-13: Rist-Diagramm für 900 °C und 100 % CO+CO ₂ [23]	21
Abbildung 2-14: Rist-Diagramm für einen 1-stufigen Wirbelschichtreaktor [2].....	22
Abbildung 2-15: Schematische Darstellung eines 2- und 4-stufigen Wirbelschichtsystems [2,3]	23

Abbildung 2-16: Rist-Diagramm für einen mehrstufigen Wirbelschichtbetrieb [2]	24
Abbildung 2-17: Übersicht über sämtliche Direktreduktionsverfahren [3]	25
Abbildung 2-18: Übersicht über sämtliche Schmelzreduktionsverfahren [3]	26
Abbildung 2-19: Fließbild des FIOR [®] -Prozesses [25]	27
Abbildung 2-20: Fließbild FINMET [®] -Prozess [25].....	29
Abbildung 2-21: Fließbild FINEX [®] -Prozess [30,31]	30
Abbildung 2-22: Schematische Darstellung eines Einschmelzvergasers [21].....	31
Abbildung 2-23: Vergleich Hochofen -FINEX [®] -Prozess [33].....	33
Abbildung 4-1: Konzentrationsprofile für CO und CO ₂ in den einzelnen Phasen (industrielle Anlage, R1).....	49
Abbildung 4-2: Konzentrationsprofile für CO und CO ₂ in den einzelnen Phasen (68 mm Anlage, R1).....	50
Abbildung 4-3: GOD-Profile industrielle Anlage	50
Abbildung 4-4: GOD-Profile 68 mm Anlage	51
Abbildung 5-1: Schematische Darstellung des Wirbelschichtreaktors 68 mm	54
Abbildung 5-2: Benutzeroberfläche WS 68 mm	55
Abbildung 5-3: Gaszufuhrsystem WS 68 mm.....	56
Abbildung 5-4: Retorte (links) und Retortendeckel (rechts)	57
Abbildung 5-5: Anlage WS 68 mm	58
Abbildung 5-6: Retorte mit eingebautem Plexiglaselement	59
Abbildung 5-7: Baur-Glässner Diagramm mit eingezeichneten Betriebspunkten.....	64
Abbildung 5-8: Beispiel einer aufgenommenen Reduktionsgradkurve [36].....	66
Abbildung 6-1: Änderung des Druckverlustes der leeren Retorte.....	69
Abbildung 6-2: Verlauf des Druckverlustes der gesamten Schüttung.....	70
Abbildung 6-3: Abhängigkeit der Lockerungsgeschwindigkeit vom Formfaktor	70
Abbildung 6-4: Verlauf des Druckverlustes (Kornklasse 0,25-0,5 mm).....	71
Abbildung 6-5: Gesamte Versuchsbedingungen MWS 07.....	74
Abbildung 6-6: Gewichtsabbaukurve MWS 07	75

Abbildung 6-7: Reduktionsgradkurve MWS 07.....	76
Abbildung 6-8: Gewichtsabbaukurve MWS 09.....	77
Abbildung 6-9: Gewichtsabbaukurve MWS 12 (Ermittlung Glühverlust in R3).....	78
Abbildung 6-10: Gewichtsabbaukurve MWS 09 (R3 um Glühverlust korrigiert).....	78
Abbildung 6-11: Reduktionsgradkurve MWS 09.....	79
Abbildung 6-12: Gewichtsabbaukurve MWS 10 (nur R3).....	80
Abbildung 6-13: Gewichtsabbaukurve MWS 13 (nur R3).....	81
Abbildung 6-14: Reduktionsgradkurve MWS 13 (nur R3).....	81
Abbildung 6-15: Gewichtsabbaukurve MWS 14.....	83
Abbildung 6-16: Reduktionsgradkurve MWS 14.....	83
Abbildung 6-17: Gewichtsabbaukurve MWS 15.....	85
Abbildung 6-18: Reduktionsgradkurve MWS 15.....	85
Abbildung 6-19: Reduktionsgradkurve Hamersly Erz WS 160 mm (WS 270) [36].....	86
Abbildung 6-20: Vergleich der Steigungen in R1.....	87
Abbildung 6-21: Schliffbilder MWS 07 (1).....	88
Abbildung 6-22: Schliffbilder MWS 07 (2).....	89
Abbildung 6-23: Schliffbilder MWS 07 (3).....	90
Abbildung 6-24: Schliffbilder MWS 07 (4).....	90
Abbildung 6-25: Schliffbilder MWS 09 (1).....	91
Abbildung 6-26: Schliffbilder MWS 09 (2).....	92
Abbildung 6-27: Schliffbilder MWS 09 (3).....	92
Abbildung 6-28: Schliffbilder MWS 10.....	93
Abbildung 6-29: Schliffbilder MWS 11.....	94

Tabellenverzeichnis

Tabelle 2-I: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Reh-Diagramm).....	10
Tabelle 3-I: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Ergun-Gleichung)	35
Tabelle 3-II: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Geldart- Gleichung)	36
Tabelle 3-III: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Blasengröße).....	37
Tabelle 3-IV: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Blasenaufstiegsgeschwindigkeit)	38
Tabelle 3-V: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Jetlänge)	39
Tabelle 3-VI: Erklärung verwendeter Formelzeichen (Konzentrationsänderung).....	41
Tabelle 4-I: Verwendete Größen für die Berechnung der Lockerungsgeschwindigkeit.....	43
Tabelle 4-II: Ergebnisse der Berechnungen der Lockerungsgeschwindigkeit.....	43
Tabelle 4-III: Daten Siebboden und Leerrohr- bzw. Lockerungsgeschwindigkeit [32].....	44
Tabelle 4-IV: Ergebnisse Blasengröße, Aufstiegsgeschwindigkeit und Frequenz	45
Tabelle 4-V: Ergebnisse Berechnungen Jetlängen	46
Tabelle 4-VI: Daten zur Berechnung der Konzentrationsänderung über die Höhe [14,32].	47
Tabelle 4-VII: Berechnungsergebnisse Konzentrationsprofile	48
Tabelle 4-VIII: Ermittlung der neuen Gaszusammensetzung für $z = H/2$ in R3	51
Tabelle 4-IX: Vergleich Versuchsbedingungen alt und neu ($z=H/2$)	52
Tabelle 5-I: Chemische Zusammensetzung Hamersly Erz.....	61

Tabelle 5-II: Chemische Zusammensetzung Quarz	62
Tabelle 5-III: Kornklassenverteilung Einwaage	62
Tabelle 5-IV: Versuchsbedingungen Standardversuch alt.....	63
Tabelle 5-V: Versuchsbedingungen Standardtest optimiert.....	64
Tabelle 6-I: Ergebnisse Ermittlung der Aufstiegszeit einer Blase im Bett	72
Tabelle 6-II: Ermittelte Werte Blasenbildungsfrequenz.....	73
Tabelle 6-III: Versuchsbedingungen Standardversuch NEU	84
Tabelle 6-IV: Ergebnisse chem. Analyse MWS 07	94
Tabelle 6-V: Vergleich der ermittelten Reduktionsgrade MWS 07	95
Tabelle 6-VI: Ergebnisse chem. Analyse MWS 10	96
Tabelle 7-I: Versuchsbedingungen Standardtest neu.....	99

1 Einleitung und Ziel dieser Arbeit

1.1 Einleitung

Eisen und Stahl sind weltweit die metallischen Werkstoffe mit der größten Produktionsmenge und der breitesten Anwendung. Grund dafür ist das ausgewogene Eigenschaftsspektrum und die Möglichkeit der relativ günstigen Herstellung. Durch den stetigen Wachstum der Bevölkerung und steigenden Bedarf an Eisen und Stahl ist auch ein stetiges Wachstum der Produktion in letzten Jahren zu beobachten gewesen. Wurden im Jahre 2000 ca. 850 Mio. Tonnen Stahl erzeugt, so waren es im Jahre 2014 bereits ca. 1670 Mio. Tonnen [1]. Durch die steigende Nachfrage ist auch eine ständige Weiterentwicklung der Produktionsverfahren von entscheidender Bedeutung. Die heutzutage dominierenden Verfahren in der Rohstahlerzeugung sind die Sauerstoffblasverfahren (BOF- und LD-Verfahren) sowie der Elektrolichtbogenofen. Diese Verfahren greifen bei der Herstellung von Stahl auf unterschiedliche Einsatzstoffe zurück. Die verschiedenen Möglichkeiten des Einsatzes reichen von flüssigem Roheisen über Schrott bis hin zu vorreduziertem Eisenschwamm (DRI, HBI). Roheisen, DRI und HBI werden mittels Reduktion aus Eisenerzen gewonnen. Das am meisten verwendete Verfahren zur Produktion von flüssigem Roheisen ist der Hochofenprozess. Durch die steigenden Anforderungen (Energie- und Kosteneffizienz) an die Prozesse wurden in den letzten Jahren auch weitere Produktionsrouten entwickelt. Einige von ihnen beruhen dabei auf den Einsatz von kostengünstigem und unbehandeltem Feineisenerz, wie es bei der Aufbereitung in großer Menge anfällt. Eine Möglichkeit zur Verarbeitung dieser Erze ist das FINEX[®]-Verfahren. Dabei wird das Feineisenerz in einer mehrstufigen Wirbelschichtkaskade zu DRI vorreduziert und anschließend in einem Einschmelzvergaser zu flüssigem Roheisen erschmolzen. Es

können somit Feinerze ohne weitere Vorbehandlung wie Sintern oder Pelletieren verarbeitet werden, was zu einem entscheidenden Vorteil führt. Zurzeit befinden sich drei Anlagen an einem Standort in industriellem Betrieb. Dieser befindet sich in Pohang (Südkorea) und wird von Posco betrieben. Die größte dieser Anlagen weist eine Kapazität von rund 2 Mio. Tonnen Roheisen pro Jahr auf [2,3].

1.2 Ziel dieser Arbeit

Für die Charakterisierung von Einsatzstoffen in Wirbelschichtanlagen wurden am Lehrstuhl für Eisen- und Stahlmetallurgie Wirbelschichtreaktoren in Laborgröße in Betrieb genommen. Ein kleiner Reaktor (Siebbodendurchmesser 68 mm) soll dabei zur groben Abschätzung der wichtigsten Prozessparameter dienen, in einem größeren Reaktor (Siebbodendurchmesser 160 mm) können hingegen schon größere Mengen an Einsatzmaterialien verarbeitet werden.

Zielsetzung der Arbeit ist, dass Mithilfe gemessener Daten der industriellen Anlage ein bestehender Standardversuch für die Laboranlagen optimiert wird, um einen definierten Zielreduktionsgrad zu erreichen. Zu diesem Zweck werden diverse Modellansätze aus der Literatur zur mathematischen Beschreibung von Wirbelschichtreaktoren analysiert. Durch Berechnung von Gaskonzentrationsprofilen über die Höhe der Reaktoren sollen neue Gaszusammensetzungen für den Laborreaktor aus den Daten der industriellen Anlage abgeleitet werden. Die ermittelten Gaszusammensetzungen sollen anschließend in der Wirbelschichtanlage getestet und der Reduktionsgrad ermittelt werden. Der in der Großanlage erzielte Reduktionsgrad von 62 % soll durch den neuen Standardversuch auch in der Laboranlage erreicht werden.

2 Theoretische Grundlagen

2.1 Grundlagen der Wirbelschicht

2.1.1 Wirbelschicht Einleitung

Wirbelschichtreaktoren finden in vielen technischen Bereichen Anwendung. Das Einsatzfeld umfasst dabei sowohl Wärme- und Stoffübertragungsprozesse, wie beispielsweise Kühlung, Trocknung, Verbrennung oder Kalzinierung, als auch komplexe Mehrphasenprozesse wie Agglomeration, Sprühgranulation und Beschichtung [4]. Auch in der Metallindustrie steigt die Bedeutung von Wirbelschichtreaktoren stetig. Beispiele für die Anwendung sind [5]:

- Direktreduktion von Eisenerz zu DRI, welches als Einsatzmaterial in der Stahlerzeugung dient,
- Reduktion von Mangandioxid zum Einsatz in einem Einschmelzaggregat,
- Vorheizen von Chromit in der Ferrochromerzeugung,
- Kalzination und Vorreduktion von Nickellateriten bei der Produktion von Ferronickel.

Ein weiteres breites Anwendungsgebiet stellt die Vergasung von feinen Kohlepartikeln zur Wärmeerzeugung dar.

Wirbelschichtreaktoren bieten eine Reihe von Vorteilen gegenüber anderen Verfahren, dazu zählen [4,5]:

- Verarbeitbarkeit von feinen Materialien
- Intensive Feststoff-Gasvermischung
- Gleichmäßige Temperaturverteilung
- Große Austauschfläche zwischen Feststoff und Gas
- Hoher Wärmeübergangswert zwischen Feststoff und Gas
- Möglichkeit, eine Einschmelzeinheit direkt nachzuschalten, um eine bessere Energieausnutzung zu erzielen.

Mit den aufgelisteten Vorteilen der Wirbelschichtreaktoren gehen allerdings auch Nachteile einher. Diese lassen sich wie folgt zusammenfassen [6]:

- Uneinheitliche Verweilzeit des Gases durch Blasenbildung,
- Uneinheitliche Verweilzeit des Feststoffes durch Rückvermischung (bei kontinuierlichem Betrieb),
- Erosion des Gefäßes und Abrieb der Feststoffpartikel,
- Schwierige Maßstabsvergrößerung und Modellierung.

Die Verarbeitbarkeit von Feinmaterialien ist sicherlich einer der wesentliche Punkte, warum die Wirbelschichttechnologie immer mehr an Bedeutung gewinnt. In der Stahlerzeugungsindustrie können somit beispielsweise kostenintensive Agglomerationsverfahren eingespart werden.

2.1.2 Ausbildung einer Wirbelschicht – Grundlagen

Das Wirbelschichtverfahren beruht im Prinzip auf einer Aufwirbelung bzw. Fluidisierung von Schüttschichten mithilfe eines Gasstromes. Das Gas strömt dabei von unten durch die Schüttung. Die Strömungsgeschwindigkeit ist abhängig von den Eigenschaften des Schüttgutes und des Gases. Damit eine Fluidisierung der Schüttung erfolgt, muss diese größer als die Lockerungsgeschwindigkeit und geringer als die Austragsgeschwindigkeit der Teilchen sein. Die Feststoffteilchen befinden sich dann in Relativbewegung zueinander, wodurch hohe Wärmeübergangszahlen und auch eine hohe Reaktionsgeschwindigkeit zwischen Feststoff und Gas erreichbar sind. Dies ist einer der wesentlichen Punkte, warum Wirbelschichtverfahren für die Industrie von Interesse sind [7,8].

Um die Feststoffpartikel einer Schüttung in einen fluidisierten Zustand überführen zu können, ist eine bestimmte Gasgeschwindigkeit erforderlich. Die Geschwindigkeit beim Übergang von Festbett in ein fluidisiertes Bett wird als Lockerungsgeschwindigkeit

bezeichnet. Ist die Gasgeschwindigkeit kleiner als die Lockerungsgeschwindigkeit, so setzt nur eine beschränkte Umordnung der Partikel ein, d.h. einzelne Partikel können ihre Lage verändern, sie können vibrieren oder begrenzte Bewegungen ausführen. Man spricht dabei noch von einem Festbett, wie in **Abbildung 2-1 a** zu sehen ist [8,9].

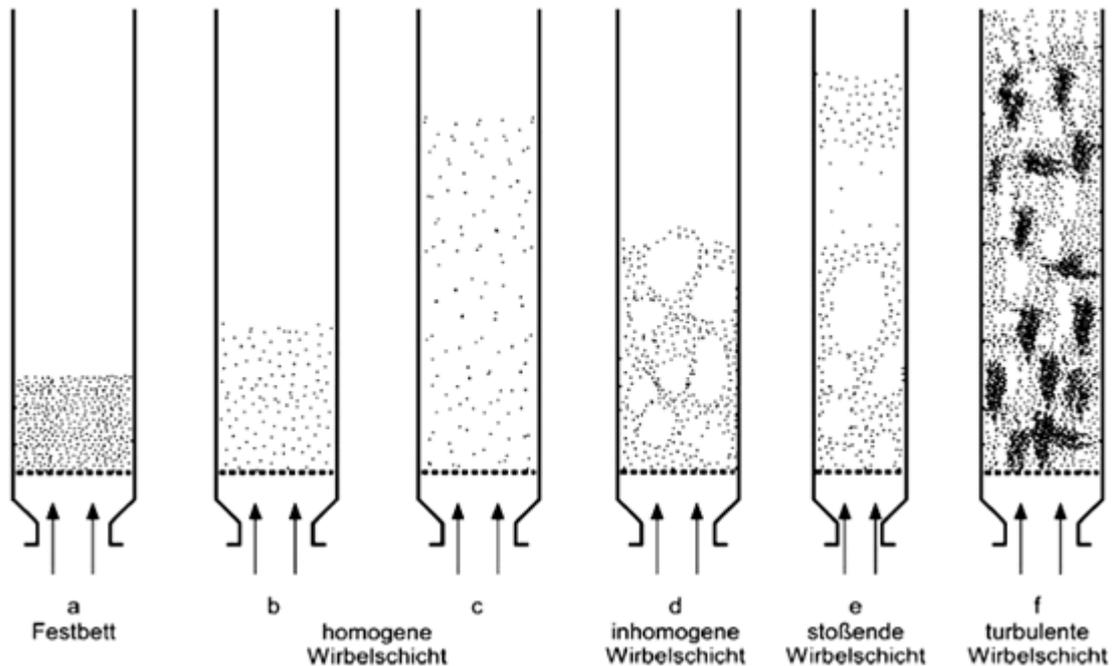


Abbildung 2-1: Ausbildungsformen einer Wirbelschicht [8]

Bei weiterer Geschwindigkeitssteigerung und bei der Überschreitung des Lockerungsgeschwindigkeit kommt es schließlich zur Ausbildung einer homogenen Wirbelschicht. Ein eng definierter Lockerungspunkt ergibt sich allerdings nur für Schüttungen, die aus eng klassierten Partikeln bestehen. Die Porosität der Schüttung wächst dabei so weit an, dass alle Partikel gegeneinander beweglich sind. Durch den Gasstrom werden die Partikel dabei in Schwebelage gehalten. Mit steigender Gasgeschwindigkeit nimmt auch die Porosität zu, die Schüttung dehnt sich aus. **Abbildung 2-1 b-c** zeigt die Ausdehnung der Schüttung mit zunehmender Gasgeschwindigkeit. Es handelt sich dabei um eine homogene Wirbelschicht. Bei weiterer Steigerung der Gasgeschwindigkeit kommt es zur Bildung von nahezu feststofffreien Gasblasen, welche durch die Schüttung aufsteigen. Es bildet sich eine inhomogene Wirbelschicht aus. Die gebildeten Gasblasen wachsen beim Aufsteigen, es kann sogar zum Zusammenschluss einiger Blasen über den gesamten Querschnitt kommen. Es bildet sich dann eine sogenannte stoßende Wirbelschicht aus. **Abbildung 2-1 d-e** zeigt den eben beschriebenen Vorgang. Ab einer bestimmten Gasgeschwindigkeit kommt es zu einem Austrag von Partikeln aus der Wirbelschicht, nämlich dann, wenn die

Austragsgeschwindigkeit der kleinsten Partikel in der Schüttung überschritten wird. Die ursprüngliche Trennlinie zwischen Wirbelschicht und freiem Gasraum verschwindet. Die Feststoffkonzentration nimmt mit steigender Höhe zunehmend ab. Statt der Gasblasen treten nun turbulente Feststoffballen auf, zwischen denen sich Hohlräume ausbilden (**Abbildung 2-1 f**). Eine Möglichkeit den Wirbelschichtbetrieb trotz Austrages weiter aufrecht zu erhalten besteht darin, das ausgetragene Material über einen Zyklon abzuscheiden und in die Wirbelschicht zurückzuführen. Dies wird als zirkulierende Wirbelschicht bezeichnet [8,9].

2.1.3 Fluiddynamische Grundlagen

Die in **Kapitel 2.1.2** beschriebene Ausbildungsformen einer Wirbelschicht lassen sich auch durch den Druckverlust einer Gasströmung in Abhängigkeit von der Gasgeschwindigkeit veranschaulichen. **Abbildung 2-2** zeigt einen idealen Druckverlustverlauf einer Partikelschüttung einheitlicher Größe.

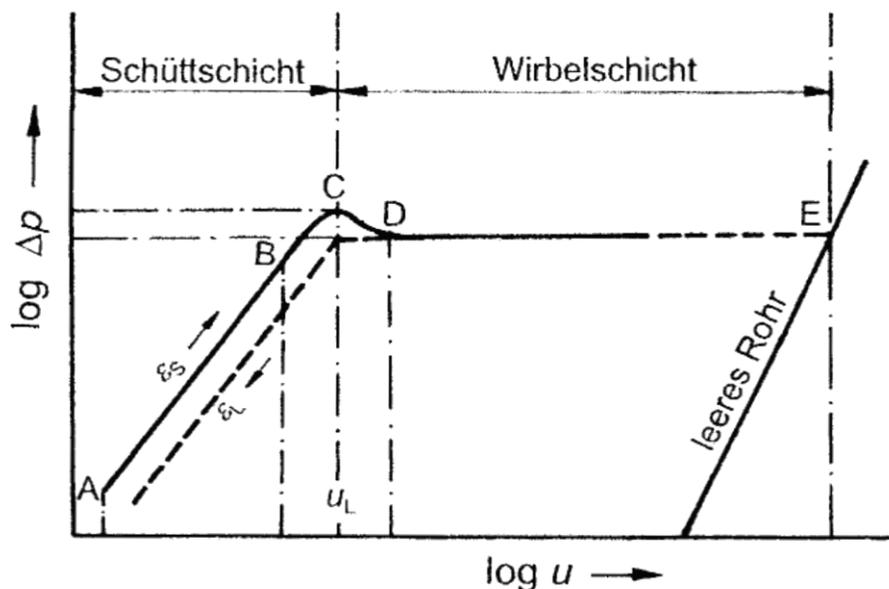


Abbildung 2-2: Druckverlust des Gases durch eine Schüttung in Abhängigkeit der Gasgeschwindigkeit [9]

Zwischen den Punkten A und C liegt eine ruhende Schütttschicht mit der Porosität ε_s vor, wobei zwischen B und C erste Bewegungen von Partikeln auftreten können. Im Punkt C wird der maximale Druckabfall erreicht. Dieser ist charakteristisch für die Schüttung. Die Gasgeschwindigkeit in diesem Punkt entspricht der Lockerungsgeschwindigkeit, da der erreichte Druckabfall etwas größer ist, als der von der Schüttung ausgeübte statische Druck.

Das heißt, die vom aufwärts strömenden Gas erbrachte Widerstandskraft ist größer als die durch den Auftrieb verminderte Gewichtskraft der Partikel. Durch Aufstellen des Kräftegleichgewichts kann die Lockerungsgeschwindigkeit berechnet werden. Bei einer weiteren Steigerung der Gasgeschwindigkeit kommt es zu einem leichten Abfall des Druckverlustes. Die Überhöhung resultiert daraus, dass die Partikel im Festbett aneinander haften (Wechselwirkung zwischen den Partikeln) und diese Haftung erst gelöst werden muss. Bei der Lösung stellt sich eine neue Porosität ε_L ein, welche geringer als die Ausgangsporosität ε_s ist. Anschließend bleibt der Druckverlust solange konstant, bis erste Partikel ausgetragen werden, was zu einem Anstieg führt (Punkt E). Der Kurvenverlauf ABCD ist bei einer Verminderung der Gasgeschwindigkeit nicht reproduzierbar, da die Überhöhung des Druckverlustes (Punkt C) nicht mehr auftritt. Die Kurve folgt dem gestrichelten Verlauf. Es bildet sich wieder eine ruhende Schüttschicht mit neuer Porosität aus [8,9].

2.1.4 Feststoffverhalten in der Wirbelschicht

Das Betriebsverhalten von Gas-Feststoffwirbelschichten wird durch die Eigenschaften des Feststoffes beeinflusst. **Abbildung 2-3** zeigt die Charakterisierung verschiedener Typen von gasfluidisierten Feststoffen nach Geldart.

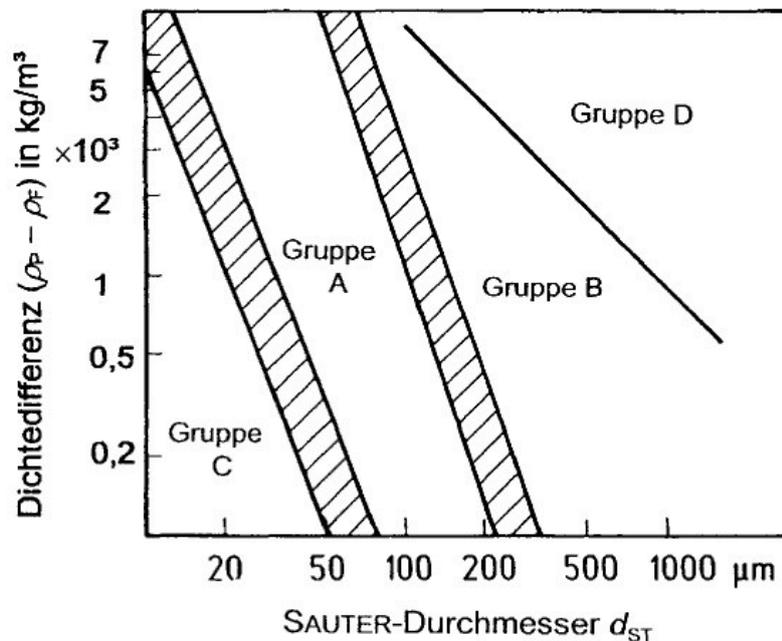


Abbildung 2-3: Abgrenzung verschiedener Typen von gasfluidisierten Feststoffen nach Geldart [9]

Die Klassifizierung erfolgt dabei in 4 Gruppen, in Abhängigkeit der Dichtedifferenz zwischen Feststoff und Gas und dem mittleren Durchmesser (Sauterdurchmesser) der Schüttung.

Als Gruppe A sind Feststoffe definiert, welche eine kleine Korngröße und/oder eine niedrige Feststoffdichte aufweisen. Diese Feststoffe expandieren stark oberhalb der Lockerungsgeschwindigkeit, bevor es zu einer Blasenbildung kommt. Bei schneller Abstellung der Gaszufuhr kollabiert das Bett sehr langsam. In solchen Schüttungen steigen Gasblasen schneller als das Gas zwischen den Partikeln auf. Der einstellende Blasendurchmesser ist gering [8].

Die Gruppe B enthält die meisten Materialien. Es handelt sich dabei um den Bereich mittlerer Dichten und Korngrößen. In dieser Gruppe kommt es zur Blasenbildung direkt oberhalb der Lockerungsgeschwindigkeit. Die Bettausdehnung ist geringer, so kollabiert es auch sofort nach Wegnahme der Gaszufuhr. Die Blasen steigen ebenfalls schneller auf als das Gas zwischen den Partikeln. Es kommt außerdem zu einem Wachstum der Blasen durch Koaleszenz [8].

In Gruppe C befinden sich feinkörnige Materialien die schwierig zu fluidisieren sind. Es handelt sich dabei meist um Stäube, die während des Wirbelschichtbetriebes entstehen und im Zyklon bzw. in Filtern abgeschieden werden. Die Schwierigkeit der Fluidisierung dieser Partikel kommt daher, dass sich merkliche Haftkräfte zwischen den Teilchen einstellen. Meist werden diese Partikel mit größeren Teilchen desselben Materials vermischt um eine Verbesserung der Fluidisation zu erreichen [8].

Zur Gruppe D zählen Materialien mit Partikeln großen Durchmessers und/oder großer Dichte. Gasblasen steigen in solchen Schüttungen mit geringerer Geschwindigkeit als das Gas in den Zwischenräumen auf, sodass Gas von unten in die Blasen eintritt und am oberen Ende das Bett mit der Blase verlässt. Dies hat einen anderen Gasaustauschmechanismus zwischen Blase und Emulsion zur Folge. Die Gasgeschwindigkeit in der Emulsionsphase ist vergleichsweise hoch [8].

2.1.5 Betriebszustände in Gas-Feststoffsystemen

Ein wesentliches Element um den Betriebszustand in einem Gas-Feststoffsystem zu definieren ist das Reh-Diagramm. **Abbildung 2-4** zeigt ein solches Zustandsdiagramm.

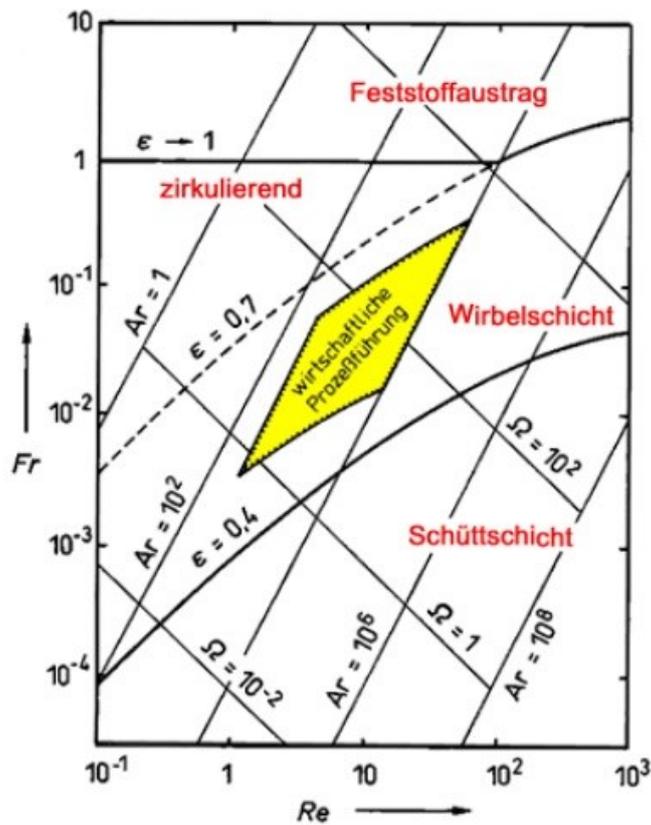


Abbildung 2-4: Zustandsdiagramm für Partikel in Gas-Feststoffreaktoren [10]

Auf den Achsen des Reh-Diagrammes sind dimensionslose Kennzahlen aufgetragen, in diesem Fall die Froude-Zahl (Fr) auf der Ordinate und die Reynolds-Zahl (Re) auf der Abszisse. Diese beiden Kennzahlen sind wie folgt definiert [11].

$$Fr = \frac{3}{4} * \frac{w^2}{g * d_p} * \frac{\rho_g}{\rho_s - \rho_g} \quad (2-1)$$

$$Re = \frac{w * d_p}{\nu} \quad (2-2)$$

Wie aus den Gleichungen ersichtlich ist, sind diese Kennzahlen abhängig von der Gasgeschwindigkeit w und dem durchschnittlichen Partikeldurchmesser d_p . Laut dem Diagramm existieren unterschiedliche Betriebsbereiche, abhängig von der Größe der beiden Kennzahlen. Unter der Grenzlinie zwischen Wirbelschicht und Schüttschicht liegt eine feste Schüttung vor. Die Gasgeschwindigkeit reicht nicht aus, um eine Fluidisierung herbeizuführen. Darüber liegt der Bereich der Wirbelschicht. Je nach Betriebsparameter kommt es zur Ausbildung einer homogenen, blasenbildenden oder zirkulierenden Wirbelschicht. Bei hohen Gasgeschwindigkeiten und/oder kleiner Partikelgröße kann es zu einem Feststoffaustrag kommen. Daraus folgt, dass durch korrekte Wahl der Partikelgröße und der Gasgeschwindigkeit entsprechend dem Reh-Diagramm eine optimale

Prozessführung gewährleistet werden kann (gelber Bereich). Neben den beiden dimensionslosen Kennzahlen auf den Achsen kommen im Diagramm auch noch die Archimedes-Zahl (Ar) und die Ljaschenko-Zahl (Ω) zum Einsatz. Diese beiden Kennzahlen sind wie folgt definiert [11].

$$Ar = \frac{g \cdot d_p^3}{\nu^2} * \frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} \quad (2-3)$$

$$\Omega = \frac{w^3}{g \cdot \nu} * \frac{\rho_g}{\rho_s - \rho_g} \quad (2-4)$$

Im Reh-Diagramm sind Linien mit konstanter Archimedes-Zahl bzw. Linien mit konstanter Ljaschenko-Zahl eingezeichnet. Die Linien mit konstanter Archimedes-Zahl stehen dabei für einen konstanten Partikeldurchmesser, die Linien mit konstanter Ljaschenko-Zahl stehen für eine konstante Gasgeschwindigkeit. **Tabelle 2-1** erklärt die verwendeten Formelzeichen.

Tabelle 2-1: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Reh-Diagramm)

Symbol		Einheit
Fr	Froude-Zahl	-
w	Strömungsgeschwindigkeit	m/s
g	Erdbeschleunigung	m/s ²
ρ_g	Dichte des Fluides	kg/m ³
ρ_p	Partikeldichte	kg/m ³
d_p	Partikeldurchmesser	m
Re	Reynolds-Zahl	-
ν	kin. Viskosität des Fluides	m ² /s
Ar	Archimedes-Zahl	-
Ω	Ljaschenko-Zahl	-

2.1.6 Gasblasen in einer Wirbelschicht

Das Auftreten von Gasblasen ist charakteristisch für den Wirbelschichtbetrieb. Oberhalb der Blasenbildungsgasgeschwindigkeit fließt nur mehr ein begrenzter Anteil des Gases durch die Feststoffphase, der Rest wandert mittels beinahe feststofffreien Gasblasen durch die

Schüttung. Die Aufstiegsgeschwindigkeit der Blasen unterscheidet sich von jener der Gasströmung durch die Schüttung. Die Existenz von Gasblasen bringt einige Vorteile. Dazu zählen die gute Mischwirkung der Blasen und die daraus resultierende intensive Gas- und Feststoffvermischung. Es folgt ein rascher Temperatenausgleich im Bett. Andererseits kann die Blasenbildung auch negativ sein, da der Gasumsatz des Reaktors durch die Bypasswirkung der Blasen verringert werden kann [8].

Die im Bett aufsteigenden Blasen besitzen in der oberen Hälfte eine Kugelform. Die Partikel an der Blasenoberfläche werden während des Aufstiegs ständig erneuert. Ab entsprechender Aufstiegsgeschwindigkeit kann es zur Ausbildung einer Wirbelschlepe kommen. Darin können Partikel mit an die Oberfläche gezogen werden. **Abbildung 2-5** zeigt den Druckverlauf im Nahbereich einer aufsteigenden Blase.

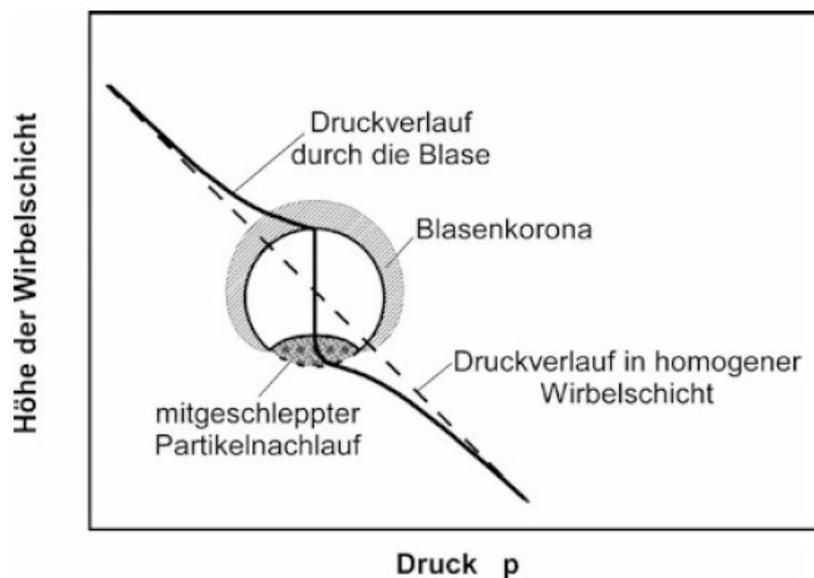


Abbildung 2-5: Druckverlauf im Nahbereich einer aufsteigenden Blase [8]

Die gestrichelte Linie zeigt den Druckverlauf in einer Schüttung, der sich mit der Höhe der Wirbelschicht verringert. Diese Linie gilt für eine blasenfreie Suspension. Die zweite Linie zeigt den Druckverlauf in der Blase längs der vertikalen Symmetrielinie. Dem Druckgradienten folgend strömt Gas von unten in die Blase ein und drückt dabei Partikel in den Nachlauf. Dies hat zur Folge, dass die Blasen unten abgeplattet sind. Aufgrund des höheren Druckes in der Oberseite der Blase strömt Gas aus der Blase heraus. Die Blasenauftstiegsgeschwindigkeit ist erheblich größer als die Geschwindigkeit in der Suspension. Das austretende Gas wandert daher relativ zur schnell aufsteigenden Blase nach unten und tritt am unteren Ende wieder in die Blase ein. **Abbildung 2-6** zeigt den eben beschriebenen Vorgang.

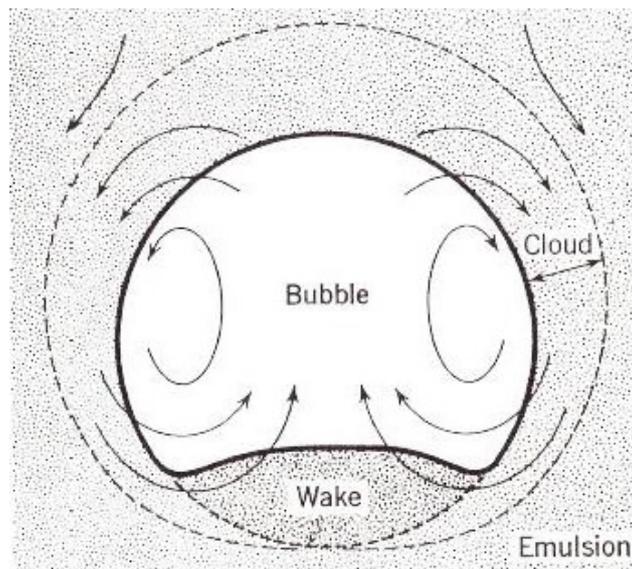


Abbildung 2-6: Strömungsverhältnisse um eine aufsteigende Blase [12]

Dieser Bereich des zirkulierenden Gases wird Blasenkorona (oder Cloud) genannt. Die Blasengröße ändert sich während des Aufstiegs. Größere Blasen können kleinere aufsaugen und dadurch ihren eigenen Durchmesser verändern [8,12].

2.1.7 Modelle zum Darstellen von Wirbelschichtreaktoren

Die Beschreibung der Vorgänge innerhalb eines Wirbelschichtreaktors mit Modellen stellt sich aufgrund der Komplexität der Wechselwirkung zwischen Gas- und Feststoffphase als relativ kompliziert dar.

Wird eine blasenbildende Wirbelschicht betrachtet, so existieren im Reaktor zwei unterschiedliche Phasen, die Blasen- und die Emulsionsphase. **Abbildung 2-7** zeigt ein 2-Phasenmodell zum Darstellen einer Wirbelschicht.

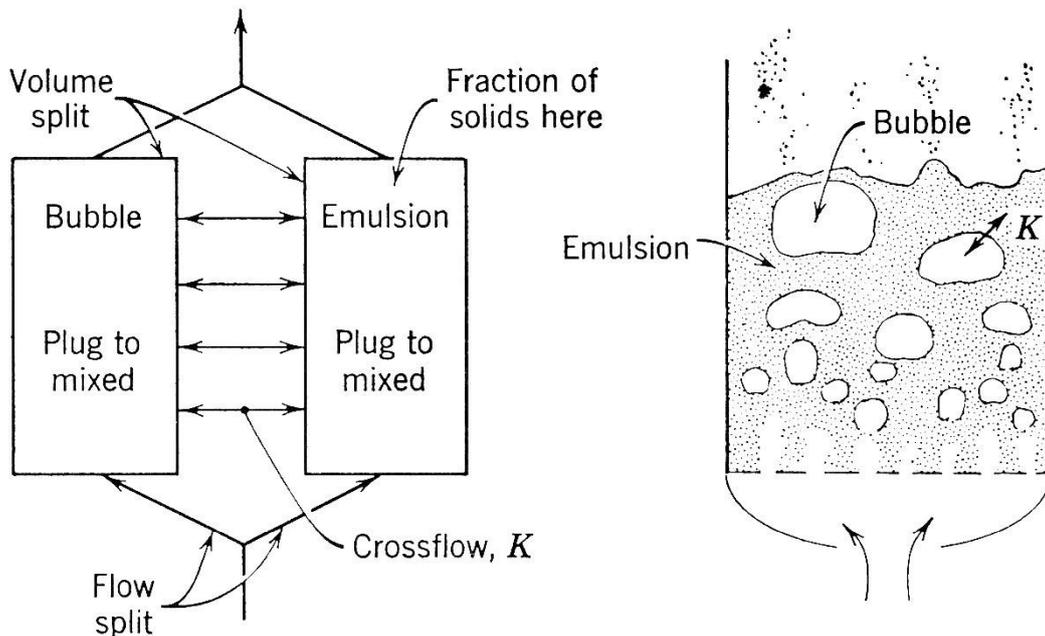


Abbildung 2-7: 2-Phasenmodell zum Darstellen einer Wirbelschicht [12]

Man nimmt dabei an, dass sich der Gasstrom in zwei Teile trennt. Ein Teil geht durch die Emulsionsphase. Diese entspricht einem Gas-Feststoffgemisch mit hohem Anteil an Feststoff. Der zweite Teil wandert in Form von Gasblasen durch das Bett. In den Gasblasen selbst befindet sich ein sehr geringer Anteil an Feststoff. Zwischen der Blasen- und Emulsionsphase kommt es zu einem Gasaustausch, welcher durch den Austauschkoeffizienten K bestimmt wird. Die beiden Teilgasströme mit unterschiedlicher Zusammensetzung mischen sich im Freiraum des Reaktors wieder zu einem gesamten Gasstrom mit entsprechender Zusammensetzung. Um bessere Aussagen über den Austausch zwischen Blasen- und Emulsionsphase tätigen zu können, muss auch der Cloudbereich der Blasen berücksichtigt werden. **Abbildung 2-8** zeigt das Modell mit berücksichtigter Cloudphase.

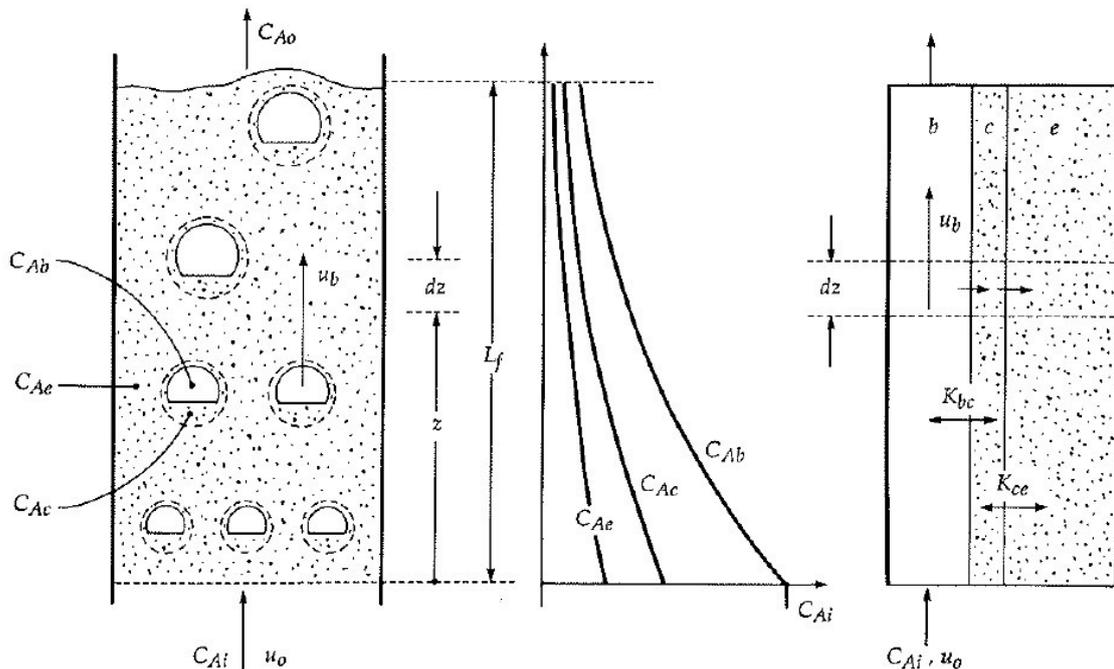


Abbildung 2-9: Wirbelschichtmodell mit Konzentrationsverläufen [14]

Die Veränderungen der Gaskonzentration erfolgen hierbei exponentiell. Es ist auch ersichtlich, dass die Anfangskonzentration in der Emulsionsphase deutlich geringer ist als jene der Blasenphase. Dies kommt daher, dass das frische Gas nach dem Eintritt erstmal in der Blase gefangen ist. Erst nach erfolgtem Gasaustausch gelangt es in die Emulsion und wird dort weiter verbraucht. D.h. ein Teil des Gases wurde schon verbraucht, wenn es in der Emulsionsphase ankommt.

Die in **Kapitel 3** durchgeführten Berechnungen beruhen auf den Annahmen des in **Abbildung 2-9** dargestellten Modells.

2.2 Grundlagen der Eisenerzreduktion

Eisenerze sind in der Regel Eisen-Sauerstoffverbindungen. Unter Reduktion von Eisenerzen versteht man die Abtrennung des Sauerstoffes vom Eisen unter Verwendung eines geeigneten Reduktionsmittels. Das Reduktionsmittel hat dabei die Aufgabe, den Sauerstoff vom Eisen zu lösen und selbst eine Verbindung mit ihm einzugehen. Mögliche Reduktionsmittel sind Kohlenstoff oder Wasserstoff. Ziel der Reduktion ist die Herstellung von festem Eisenschwamm (DRI) oder flüssigem Roheisen [15].

Erze kommen in der Natur selten in reiner Form vor. Sie werden immer von Verunreinigungen begleitet. Diese Verunreinigungen nennt man Gangart. Die Gangart ist vor dem Reduktionsprozess vom Erz zu trennen, da es sonst zu einer erheblichen Verschlechterung der Energieeffizienz der Prozesse kommt. Außerdem würden große Mengen an Schlacken anfallen. Es ergeben sich daher einige Qualitätskriterien, welche von den Eisenerzen erfüllt werden müssen [16]:

- Möglichst hoher Eisenanteil,
- Gute Reduzierbarkeit (Sauerstoff soll sich leicht abtrennen lassen),
- Niedriger Anteil an Gangart und unerwünschten Elementen,
- Preis.

2.2.1 Reduktion der Eisenoxide

Ziel der Reduktion ist es nun, den Sauerstoff vom Eisen zu entfernen. Dies geschieht mithilfe von sogenannten Reduktionsmitteln, welche bei entsprechender Temperatur eine höhere Affinität zum Sauerstoff aufweisen als das Eisen selbst. Kohlenstoff ist das am meisten verwendete Reduktionsmittel, da es sehr günstig ist und eine wirtschaftliche Prozessführung ermöglicht. Außerdem ist er für die Wärmeerzeugung im Prozess erforderlich. Auch der Einsatz von Wasserstoff ist möglich. Dieser weist sogar ein besseres Reduktionspotential als der Kohlenstoff auf und würde eine CO₂-freie Reduktion ermöglichen. Aufgrund der teuren Herstellung von reinem Wasserstoff ist ein wirtschaftlicher Einsatz zurzeit noch nicht möglich [16,17].

Die bei der indirekten Reduktion mit Kohlenmonoxid ablaufenden Reaktionen lauten wie folgt [16,18]:

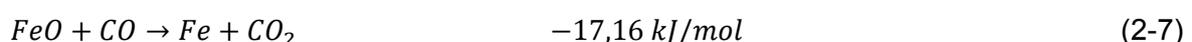
Hämatit zu Magnetit:



Magnetit zu Wüstit:



Wüstit zu Eisen:



Zusammengefasst nach dem Hess'schen Satz:



Ein sehr nützliches Hilfsmittel zur Beurteilung von Reduktionsvorgängen ist das Richardson-Ellingham Diagramm. Auf der Abszisse ist die Temperatur aufgetragen, auf der Ordinate das Sauerstoffpotenzial. **Abbildung 2-10** zeigt ein Richardson-Ellingham Diagramm für Oxide.

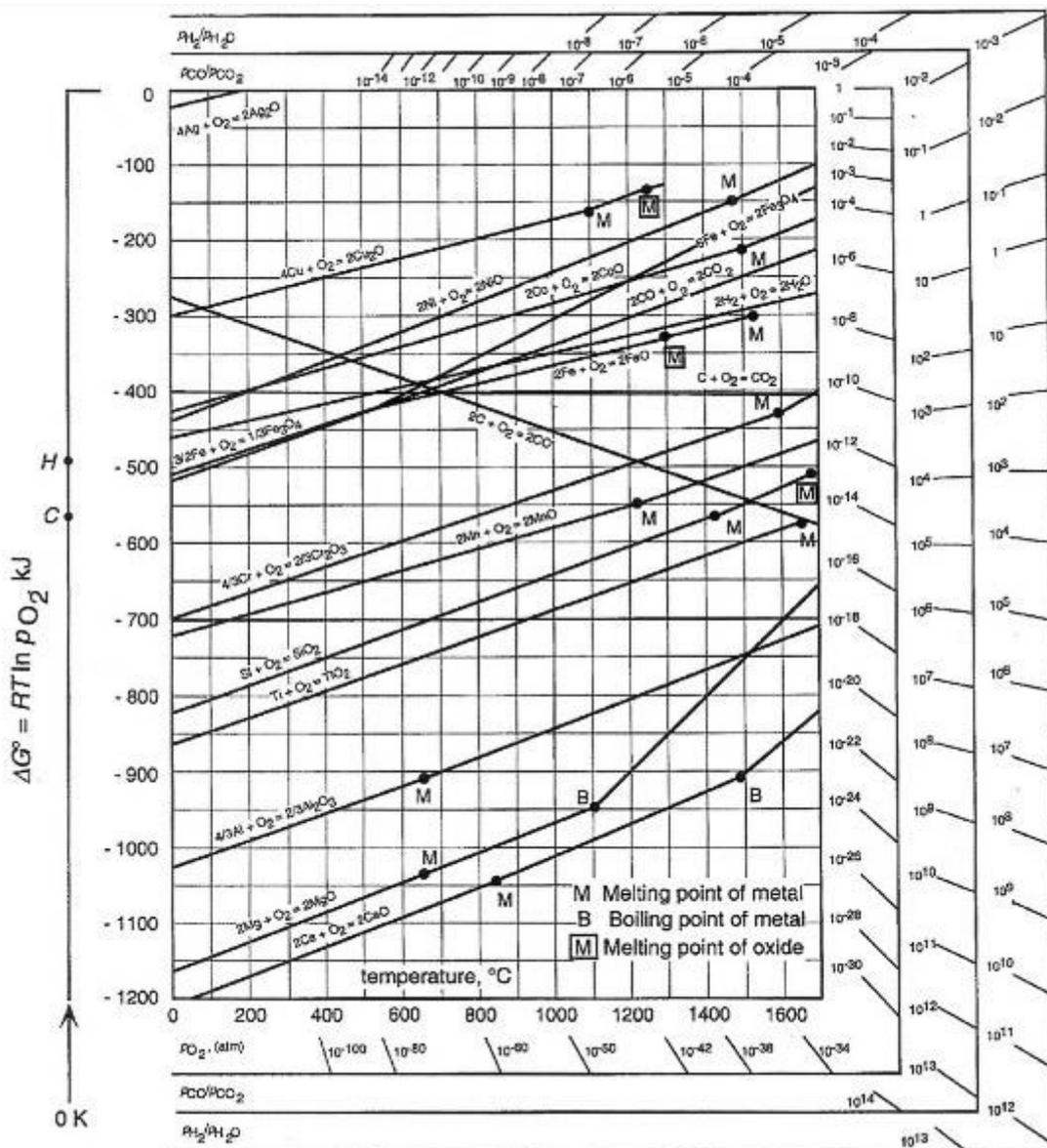


Abbildung 2-10: Richardson Ellingham Diagramm (RED) für Oxide [19]

Die Linien im Diagramm zeigen die Veränderung des Sauerstoffpotentials in Abhängigkeit der Temperatur für die Oxidationsreaktionen verschiedener Metalle. Voraussetzungen für das RED ist, dass die Reaktionsgleichungen auf 1 Mol Sauerstoff normiert sind und die Aktivitäten des Metalls und des Oxids 1 sind. Die Steigung der Geraden ist abhängig von der Entropie. Mithilfe des Diagrammes ist eine Aussage über die Stabilität der Oxide durchführbar. Jene Oxide mit geringerem Sauerstoffpotential sind stabiler, als Oxide die ein höheres Sauerstoffpotential aufweisen. D.h. Oxide, welche im RED weiter unten stehen sind stabiler als jene weiter oben. Mischt man zum Beispiel Eisenoxid mit reinem Aluminium, so würde das Aluminium das Eisenoxid zu Eisen reduzieren und selbst ein Oxid bilden. [16,17]

Neben den Oxidationsreaktionen von Metallen sind im RED auch die Linien für die Oxidation von Kohlenstoff eingezeichnet. Diese weisen eine andere Steigung als die Linien der Metalle auf. Grund dafür ist die Bildung eines gasförmigen Reaktionsproduktes; die Entropie, welche der Steigung entspricht, verändert sich in anderem Maße als bei den Metallen, wo ein festes Oxidationsprodukt gebildet wird. Aus dem Diagramm ist nun ersichtlich, dass sich Eisenoxid ab ca. 700 °C mit Kohlenstoff reduzieren lässt, da bei dieser Temperatur die Linie für den Kohlenstoff unter jener des Eisens liegt [16,17].

Zusätzlich besitzt das RED auch unterschiedliche Randmaßstäbe mit deren Hilfe zum Beispiel der Sauerstoffpartialdruck der Reaktionen bestimmt werden kann. Weiteres kann das benötigte Partialdruckverhältnis von Wasserstoff zu Wasser und Kohlenmonoxid zu Kohlendioxid abgelesen werden. Mit Hilfe der Randmaßstäbe kann ein Stabilitätsdiagramm der unterschiedlichen Eisenoxidformen in Abhängigkeit des Gehaltes an CO und H₂ und der Temperatur abgeleitet werden. Dieses Diagramm nennt sich Baur- Glässner Diagramm [16].

2.2.2 Baur-Glässner Diagramm

Das Baur- Glässner Diagramm zeigt die Existenzbereiche der verschiedenen Eisenoxide als Funktion der Temperatur und des CO₂-Gehaltes in einem Gasgemisch aus CO und CO₂. Die Linien, welche zwei unterschiedliche Phasenbereiche voneinander trennen, sind Gleichgewichtslinien. An diesen Linien stehen die beiden aneinandergrenzenden Bereiche miteinander im Gleichgewicht [16]. **Abbildung 2-11** zeigt ein Baur- Glässner Diagramm für das System Eisen- Sauerstoff- Kohlenstoff.

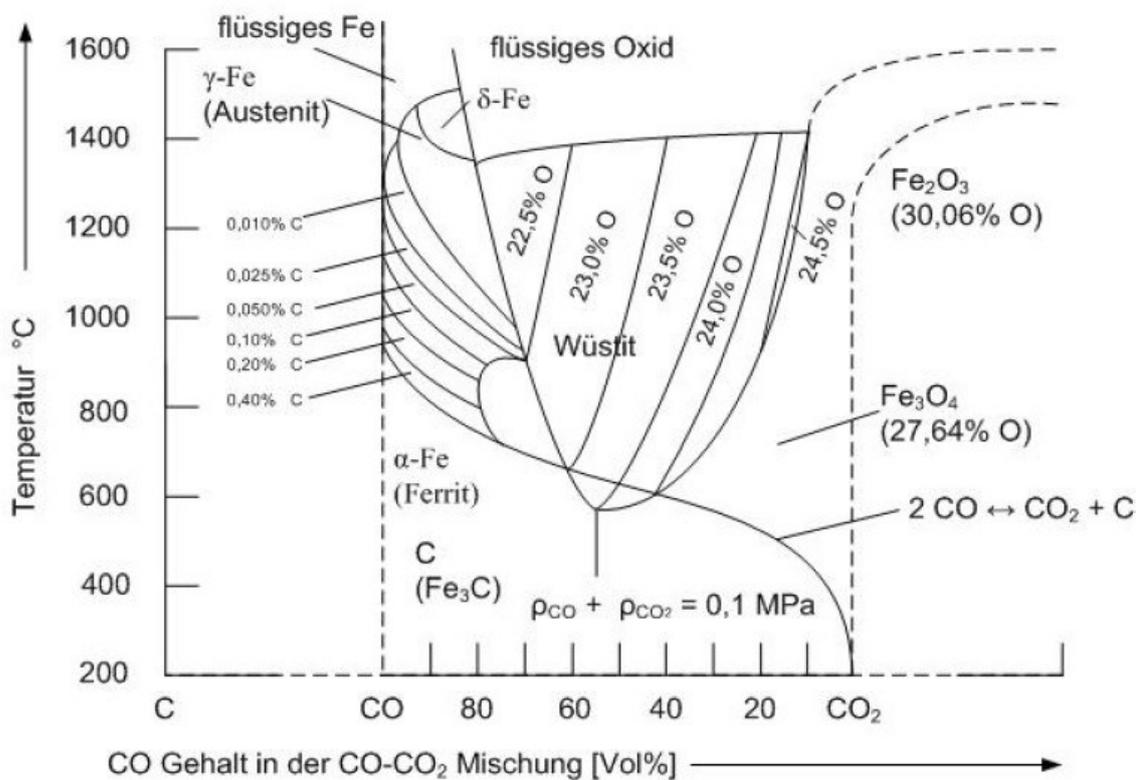


Abbildung 2-11: Baur-Glässner Diagramm für Kohlenmonoxid und Wasserstoff [20]

Es existiert im Diagramm ein Punkt, bei dem alle drei Phasen (Eisen, Wüstit und Magnetit) miteinander im Gleichgewicht stehen. Dieser Punkt wird Wüstitpunkt genannt und liegt bei einer Temperatur von ca. 570 °C. Zusätzlich sind im Feld des Wüstits noch Linien gleichen Sauerstoffgehalts eingezeichnet. Der Hämatit erscheint im Baur- Glässner Diagramm als Strichphase bei 100 % CO₂ [16].

Wichtig ist auch die eingezeichnete Boudouard-Kurve. Besitzt ein Gas eine Temperatur und eine Zusammensetzung welche unterhalb der Kurve liegt, dann kommt es zum Ausscheiden von festem Kohlenstoff. Dadurch wird die Reduktion negativ beeinflusst. Der Schnittpunkt des Boudouard- Gleichgewichts mit der Grenzlinie zwischen Wüstit und Eisen gibt die Temperatur an, ab welcher die Reduktion mit gasförmigen CO zu Eisen möglich ist [16].

Abbildung 2-12 zeigt das Baur- Glässner Diagramm sowohl für das System Eisen-Sauerstoff-Kohlenstoff als auch für das System Eisen-Sauerstoff-Wasserstoff. Die beiden Systeme weisen dabei einige Unterschiede zueinander auf. Die erforderliche Wasserstoff-Konzentration, um Wüstit zu Eisen zu reduzieren, fällt mit steigender Temperatur, jene des Kohlenmonoxids steigt. Bei ca. 800°C schneiden sich die beiden Linien, dort besitzen sie das gleiche Reduktionspotential.

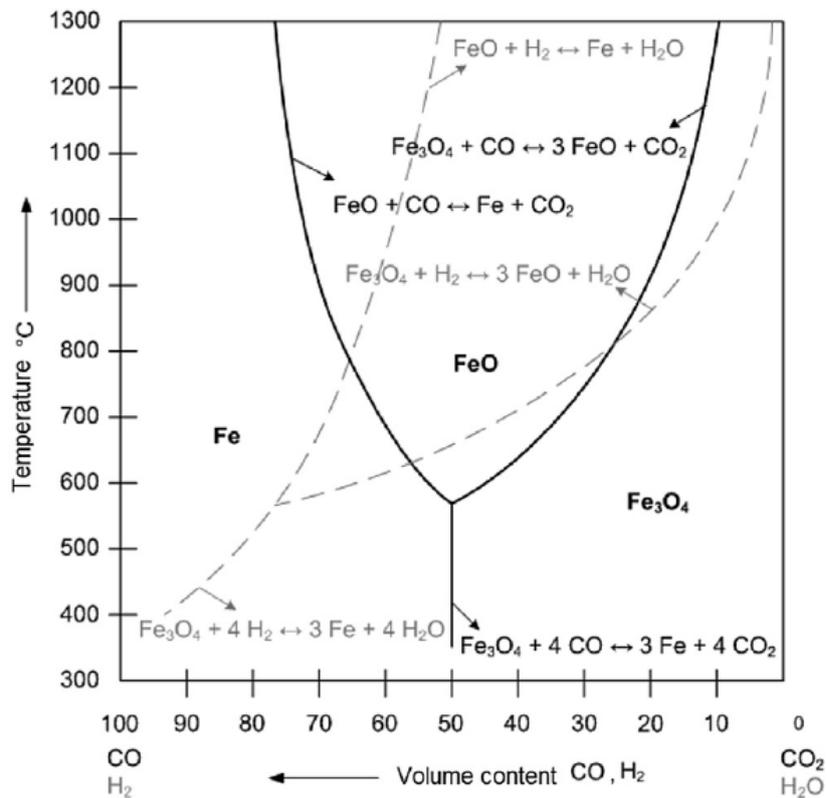
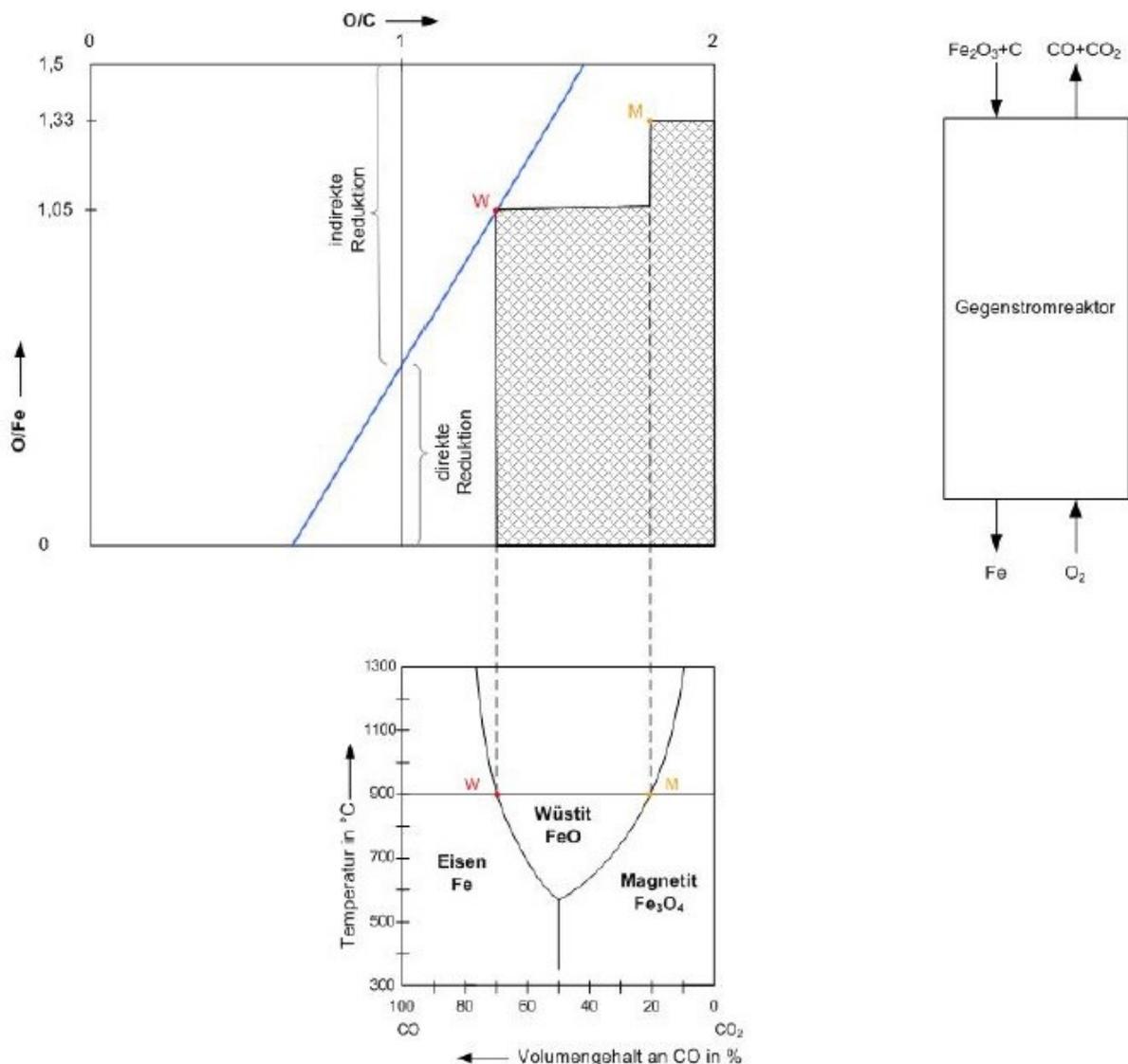


Abbildung 2-12: Baur- Glässner Diagramm für die Systeme Eisen-Sauerstoff-Kohlenstoff sowie Eisen-Sauerstoff-Wasserstoff [21]

2.2.3 Rist- Diagramm

Mit Hilfe des Rist-Diagramms ist es möglich, die Massenbilanz von Reduktionsprozessen zu ermitteln. Dabei werden die thermodynamischen Gleichgewichte der Eisenoxid-Reduktion berücksichtigt. Das Diagramm demonstriert ein Stabilitätsdiagramm für Eisen und Eisenoxide in Abhängigkeit von der Zusammensetzung der Gasmischung bei einer definierten Temperatur. Dafür wird das Verhältnis von O/Fe und O/C auf den Achsen aufgetragen. Für Eisen ergibt sich ein O/Fe-Verhältnis von 0, für Wüstit ein Verhältnis von 1,05 (aufgrund von Eisenleerstellen im Wüstitkristall ist das Verhältnis nicht exakt 1 [7]), für Magnetit ein Verhältnis vom 1,33 und für Hämatit ein Verhältnis von 1,5. C/O=1 entspricht einer Gaszusammensetzung von 100 % CO, C/O=2 entspricht einer Zusammensetzung von 100 % CO₂ [16,22]. **Abbildung 2-13** zeigt ein Rist-Diagramm für eine Reduktion bei 900 °C.

Abbildung 2-13: Rist-Diagramm für 900 °C und 100 % CO+CO₂ [23]

Die blaue Linie zeigt die Betriebslinie eines idealen Reduktionsprozesses bei 900 °C im Gegenstromreaktor. Die Linie schneidet den Punkt W, welcher als Wüstitpunkt bezeichnet wird. Die Punkte W und M (Magnetitpunkt) können aus dem dazugehörigen Baur- Glässner Diagramm abgeleitet werden. Die Steigung der Geraden entspricht dem Verbrauch an Reduktionsmittel. Wird die Reduktion bei höheren Temperaturen durchgeführt, so verschiebt sich der Wüstitpunkt nach links. Dies hätte eine größere Steigung der Betriebslinie zur Folge. Dadurch würde auch der Verbrauch an Reduktionsmittel steigen, da mehr CO aus dem Reaktor austreten würde. Eine Verringerung der Steigung würde zu einer flacheren Betriebsgeraden führen, welche rechts am Wüstitpunkt durch den schraffierten Bereich vorbeiläuft. Dies ist aus kinetischen Gründen nicht möglich. Es würde nicht der gesamte

Wüstit zu Eisen reduziert werden. Der schraffierte Bereich wird daher auch als „thermodynamisch verbotener“ Bereich bezeichnet.

2.2.4 Betriebslinien von Wirbelschichtreaktoren im Rist-Diagramm

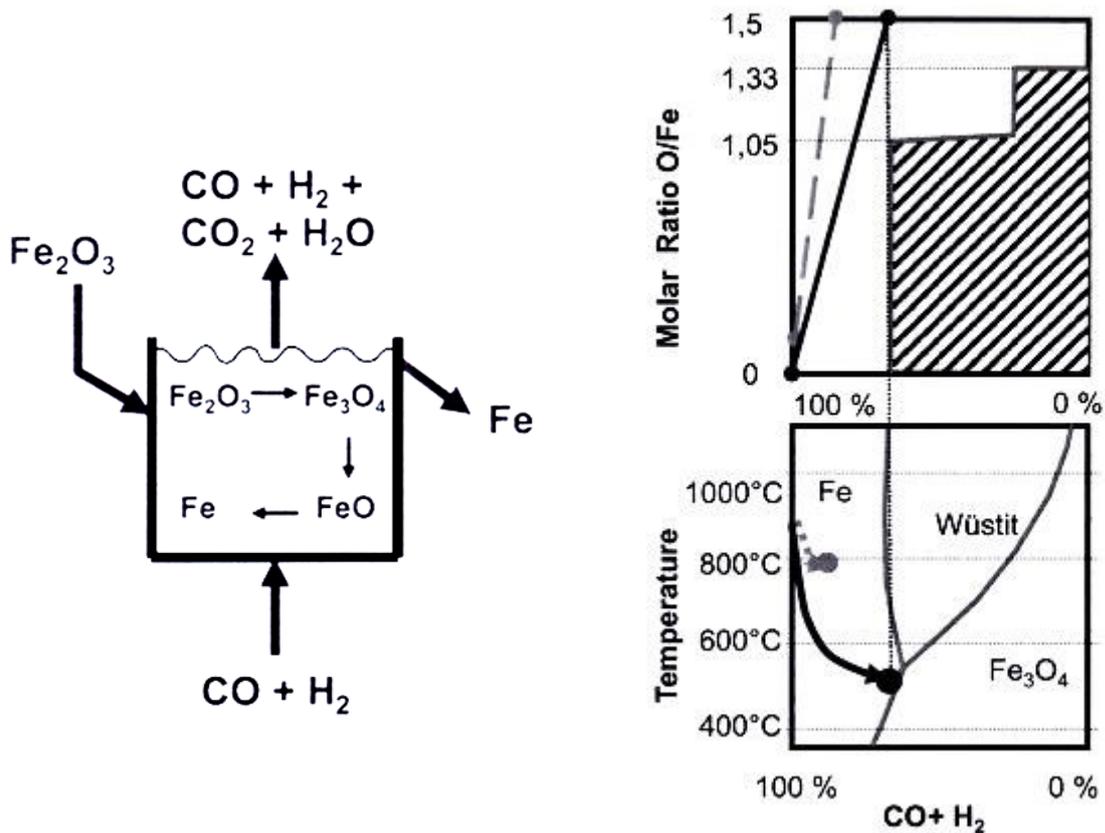


Abbildung 2-14: Rist-Diagramm für einen 1-stufigen Wirbelschichtreaktor [2]

Abbildung 2-14 zeigt schematisch einen einstufigen Wirbelschichtreaktor und ein dazugehöriges Rist- Diagramm inklusive Baur- Glässner Diagramm. Die durchgezogene Linie im Rist- Diagramm zeigt die theoretische Betriebslinie, die gestrichelte Linie demonstriert eine praktische Betriebslinie. Man geht davon aus, dass sich im Wirbelschichtreaktor eine ideale Mischung des Feststoffs einstellt, d.h. dass sich nichtreduzierte Partikel überall in der Schüttung befinden. Daraus folgt, dass das Gas am Reaktorausritt eine Zusammensetzung aufweisen muss, welche im Eisenstabilitätsfeld liegt, um auch diese Partikel zu Eisen reduzieren zu können. Daher muss die theoretische Betriebslinie immer links vom Wüstitpunkt sein, selbst beim Austritt des Gases aus dem Reaktor. Ein Problem welches daraus resultiert ist, dass die Betttemperatur zu weit absinken würde (siehe Baur- Glässner Diagramm). Daher ist ein praktischer Betrieb nur durch eine

Vergrößerung der Steigung (gestrichelte Betriebslinie) möglich. Dadurch steigt aber der Verbrauch an Reduktionsmittel. Eine Alternative stellt die Vorwärmung des Erzes auf Reduktionstemperatur dar. Eine wirtschaftliche Betriebsweise eines einstufigen Wirbelschichtreduktionsreaktors ist nur schwer möglich.

Eine Möglichkeit die Gasausnutzung deutlich zu verbessern, ist eine mehrstufige Betriebsweise. Dafür werden mehrere Wirbelschichtreaktoren in Serie geschaltet und die Betriebsbedingungen unterschiedlich gewählt. **Abbildung 2-15** zeigt schematisch ein 2- und 4-stufiges Wirbelschichtsystem, **Abbildung 2-16** das dazugehörige Rist-Diagramm.

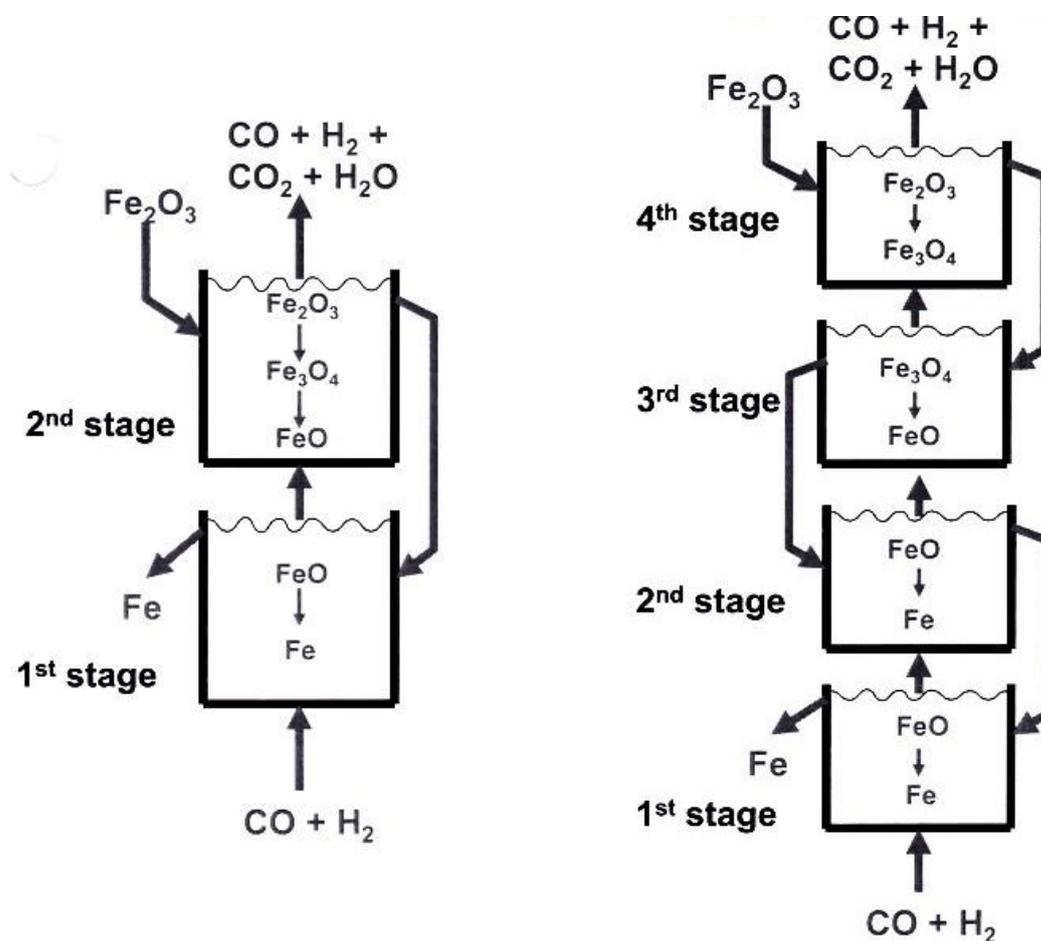


Abbildung 2-15: Schematische Darstellung eines 2- und 4-stufigen Wirbelschichtsystems [2,3]

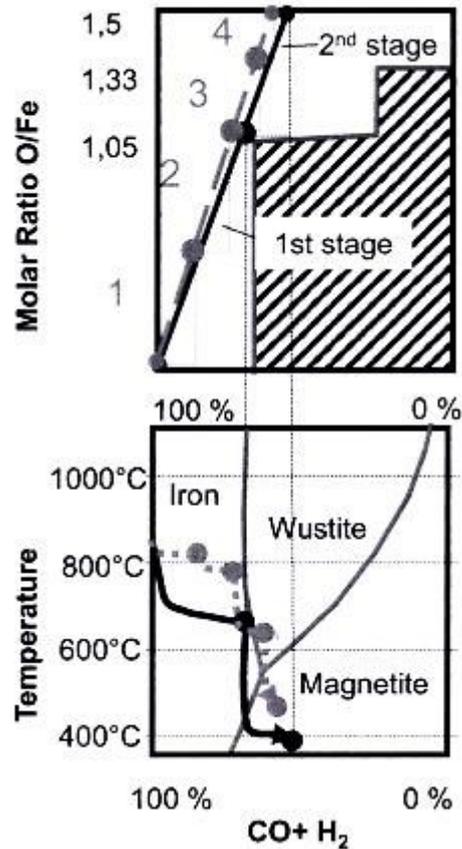
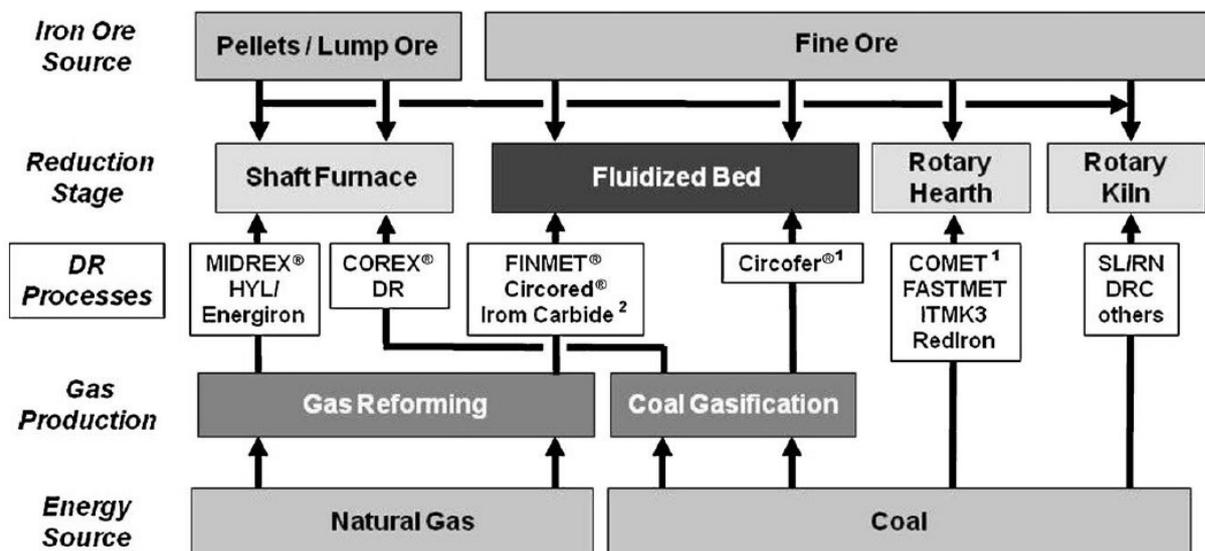


Abbildung 2-16: Rist-Diagramm für einen mehrstufigen Wirbelschichtbetrieb [2]

Beim zweistufigen Reaktor wird in der zweiten Stufe nur Wüstit gebildet. Daraus folgt, dass die Gaszusammensetzung dort nicht im Eisen- sondern nur im Wüstitstabilitätsfeld liegen muss. Es ist daher auch ein Betrieb rechts vom Wüstitpunkt möglich, wodurch eine wesentlich bessere Gasausnutzung als beim 1-stufigen Betrieb erreicht werden kann. Die Steigung der Betriebsgeraden kann wesentlich gesenkt werden, wodurch der Reduktionsmittelbedarf minimiert werden kann. Mit der 4-stufigen Fahrweise ist es möglich die Temperaturen in den ersten beiden Reaktoren hoch zu halten, was für die Reduktion von Vorteil ist. Bei der praktischen Fahrweise ist immer ein gewisser Abstand zum Wüstitpunkt einzuhalten, damit die Reaktionskinetik den Prozess nicht limitiert.

2.3 Direktreduktionsverfahren und Schmelzreduktionsverfahren

Unter Direktreduktionsverfahren werden Prozesse verstanden, welche Eisenerz zu DRI (**D**irect **R**educed **I**ron) reduzieren. Dabei treten keine flüssigen Phasen auf. Die Prozesstemperaturen liegen zwischen 750 und 1100 °C. Als Reduktionsmittel wird entweder ein Reduktionsgas (CO und/oder H₂) oder Kohle verwendet. Die Korngröße des verarbeiteten Erzes hängt vom verwendeten Prozess ab. Das Produkt der Reduktion, DRI, weist typischerweise einen Metallisierung (Definition siehe **Kapitel 65**) von 85 bis 94 % auf. In den meisten Fällen wird das DRI brikettiert um einen leichteren Transport zu ermöglichen. DRI wird hauptsächlich im Elektrolichtbogenofen verwendet. Durch den Einsatz kann Schrott substituiert werden, wenn dieser nicht in ausreichender Menge und/oder Qualität zur Verfügung steht. Das Einschmelzen von DRI im Elektrolichtbogenofen kann auch als alternative Route zur konventionellen Roheisenproduktion mittels Hochofen gesehen werden [2]. Durch Verwendung wasserstoffreicher Gase kann außerdem die Produktion des für den Treibhauseffekt wesentlich verantwortlichen CO₂'s reduziert werden [24]. **Abbildung 2-17** zeigt eine Übersicht über sämtliche Direktreduktionsverfahren.



¹ Process tested in pilot scale, ² Operation stopped

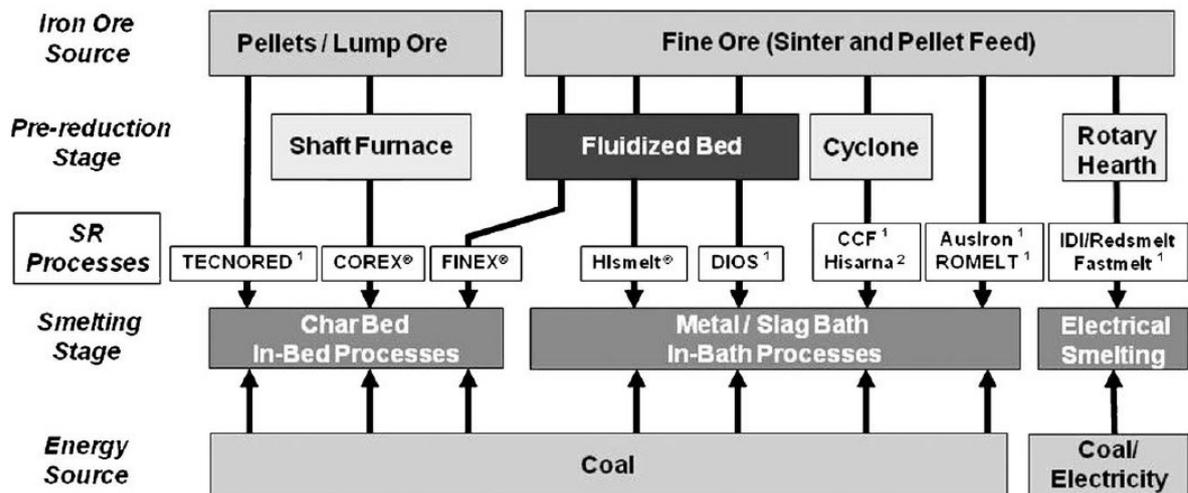
Abbildung 2-17: Übersicht über sämtliche Direktreduktionsverfahren [3]

Schmelzreduktionsverfahren stellen eine alternative Möglichkeit zur Erzeugung von Roheisen dar. Diese Verfahren weisen im Vergleich zur konventionellen Hochofenroute einige Vorteile auf. Ein wesentlicher Vorteil besteht darin, dass die Roheisenerzeugung mittels direkter Verwendung von Kohle passiert (auch Verwendung von billiger thermischer

Kohle anstatt teurer Kokskohlen). Dies ermöglicht die Einsparung von energie- und kostenintensiven Kokereien, wie sie bei der konventionellen Route erforderlich sind. Einige dieser Verfahren kommen außerdem ohne eine Agglomeration der Einsatzstoffe aus, was zu weiteren Einsparungen führt [2].

Prinzipiell bestehen sämtliche Schmelzreduktionsverfahren aus zwei Einheiten. In der Ersten erfolgt die Vorreduktion von Eisenerz, es wird DRI erzeugt. Die Qualität des DRI in den Schmelzreduktionsverfahren liegt teilweise deutlich unter der von Direktreduktionsverfahren, da die Restreduktion zu metallischem Eisen im Schmelzaggregat erfolgt. Dort wird es auch zu Roheisen aufgeschmolzen wird. Die für das Aufschmelzen benötigte Wärme wird durch Vergasung von Kohle bereitgestellt. Außerdem wird das bei der Vergasung entstehende Gas für die Vorreduktion des Erzes genutzt, was eine optimale Ausnutzung garantiert [2].

Abbildung 2-18 zeigt eine Übersicht über sämtliche Schmelzreduktionsverfahren.



¹ Process tested in pilot or semi-industrial scale, ² Pilot tests under preparation

Abbildung 2-18: Übersicht über sämtliche Schmelzreduktionsverfahren [3]

2.3.1 Direktreduktion mittels Wirbelschichttechnologie

Die Bedeutung der Wirbelschichttechnologie nimmt auch in der Direktreduktion immer mehr zu. Es ergeben sich daraus entscheidende Vorteile in der Prozessführung, da unbehandelte feine Eisenerze direkt in den Prozess eingesetzt werden können. Dies führt zu einer Kostensenkung, da die Erze nicht einem speziellen Agglomerationsschritt wie Pelletieren oder Sintern unterzogen werden müssen. Beispiele für die Anwendung der Wirbelschichttechnologie in der Direktreduktion stellen der FIOR[®]- und der FINMET[®]-Prozess dar.

2.3.1.1 FIOR®-Prozess

Der FIOR®- Prozess basiert auf der Reduktion von Fein-Eisenerzen zu metallischem Eisen bei hohen Temperaturen und Drücken. Das Reduktionsgas wird durch Steam-Reforming von Erdgas erzeugt und hat einen hohen Anteil an Wasserstoff [25]. **Abbildung 2-19** zeigt das Fließbild des FIOR®- Prozesses.

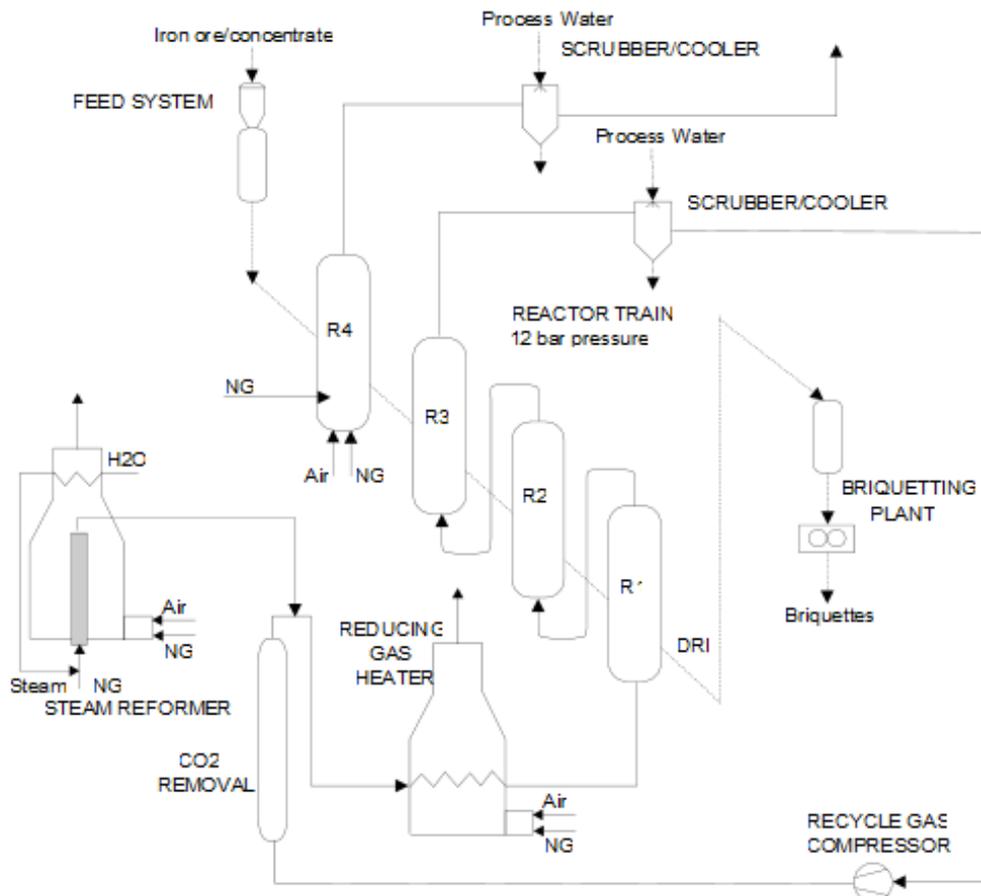


Abbildung 2-19: Fließbild des FIOR®-Prozesses [25]

Das Herzstück dieses Prozesses ist die 4-stufige Wirbelschichtkaskade. In der ersten Stufe (R4) wird das Fein-Eisenerz auf Reduktionstemperatur vorgewärmt. Die benötigte Energie wird durch Verbrennung von Erdgas im Reaktor bereitgestellt. Wichtig ist hierbei, dass keine Reduktionsbedingungen gegeben sind. Nach dieser Stufe besitzt das Erz eine Temperatur von ca. 750 °C und fließt aufgrund der Schwerkraft in den nächsten Reaktor. Daher müssen die Reaktoren mit einer gewissen Höhendifferenz angeordnet sein. In den nächsten drei Stufen (R3-R1) kommt es nun zum Kontakt zwischen Erz und Reduktionsgas, wodurch eine stufenweise Reduktion von Fe_2O_3 zu einer Mischung aus FeO und Fe

stattfindet. Es wird dabei eine Metallisation von über 90 % im letzten Reaktor erreicht. Die Temperaturen in den Reduktionsstufen liegen zwischen 760°C und 790°C bei Drücken von bis zu 10 bar. Nach Abschluss der Reduktion wird das produzierte DRI zur Brikettiereinheit transportiert und dort zu HBI weiterverarbeitet. Dies dient einerseits dazu, um eine bessere Handhabung zu ermöglichen, andererseits wird dadurch die Möglichkeit einer Reoxidation unterdrückt [22,25].

Beim Reduktionsgas handelt es sich, wie schon erwähnt, um wasserstoffreiches Gas. Der Anteil an Wasserstoff beträgt über 90 %. Vor dem Eintritt in den Wirbelschichtreaktor wird das Gas mit einem Teilstrom des Prozessabgases vermischt. Dieser Teilstrom wird vorher von CO₂ befreit. Danach wird das Gas in einem Vorwärmofen auf Reduktionstemperatur vorgewärmt. Durch den Gegenstrombetrieb von Erz und Gas wird eine gute Gasausnutzung erreicht [22].

Der FIOR[®]- Prozess weist folgende Vorteile auf [25]:

- Verarbeitung von Fein-Eisenerzen, daher keine Vorbehandlung der Erze notwendig,
- Hoher Eisengehalt und Metallisierung des Produktes
- Geringe Abrasionsverluste und Reoxidation aufgrund der Brikettierung

Ein wesentlicher Nachteil dieses Prozesses ist die Energieeffizienz.

2.3.1.2 FINMET[®]- Prozess

Das FINMET[®]- Verfahren ist eine Weiterentwicklung des FIOR[®]- Prozesses. Dabei soll vor allem eine bessere Energieausnutzung erzielt werden. **Abbildung 2-20** zeigt das Fließbild des FINMET[®]- Verfahrens. Der Aufbau ist dem FIOR- Verfahren sehr ähnlich. Es besteht wieder aus einer 4-stufigen Wirbelschichtkaskade, der Reduktionsgaserzeugung und der Brikettiereinheit. Die bessere Energieausnutzung soll erreicht werden, indem die Vorwärmung des Erzes nicht über das Rauchgas sondern über die Wärme des Reduktionsgases nach der letzten Reduktionsstufe erfolgt [26].

Die Vorwärmung erfolgt im ersten Reaktor des Wirbelschichtsystems (R4). Die Temperaturen der Vorwärmung betragen ca. 450 °C. Die Reduktion des Erzes erfolgt wieder von Fe₂O₃ über Fe₃O₄ zu FeO und Fe in den einzelnen Wirbelschichtreaktoren (R3-R1). Die Temperatur im ersten Reaktor beträgt ca. 780 °C, wobei wieder eine Metallisation von über 90 % erreicht werden kann. Die Wirbelschichtreaktoren arbeiten mit einem Druck von

11 - 13 bar, um die Produktivität zu erhöhen. Das produzierte DRI wird anschließend wieder brikettiert [25–27].

Das Reduktionsgas ist eine Mischung aus recycelten Abgas des ersten Wirbelschichtreaktors R4 und Frischgas, welches durch einen Steam-Reformer erzeugt wird. Das Abgas des ersten Wirbelschichtreaktors enthält noch größere Mengen an CO und H₂, da nicht das gesamte CO und H₂ während der Reduktion umgesetzt werden. Dieses Gas wird zuerst abgekühlt und gereinigt (Abscheidung von Staub, H₂O und CO₂) und kann dann nach Vermischung mit Frischgas wieder eingesetzt werden [25–27].

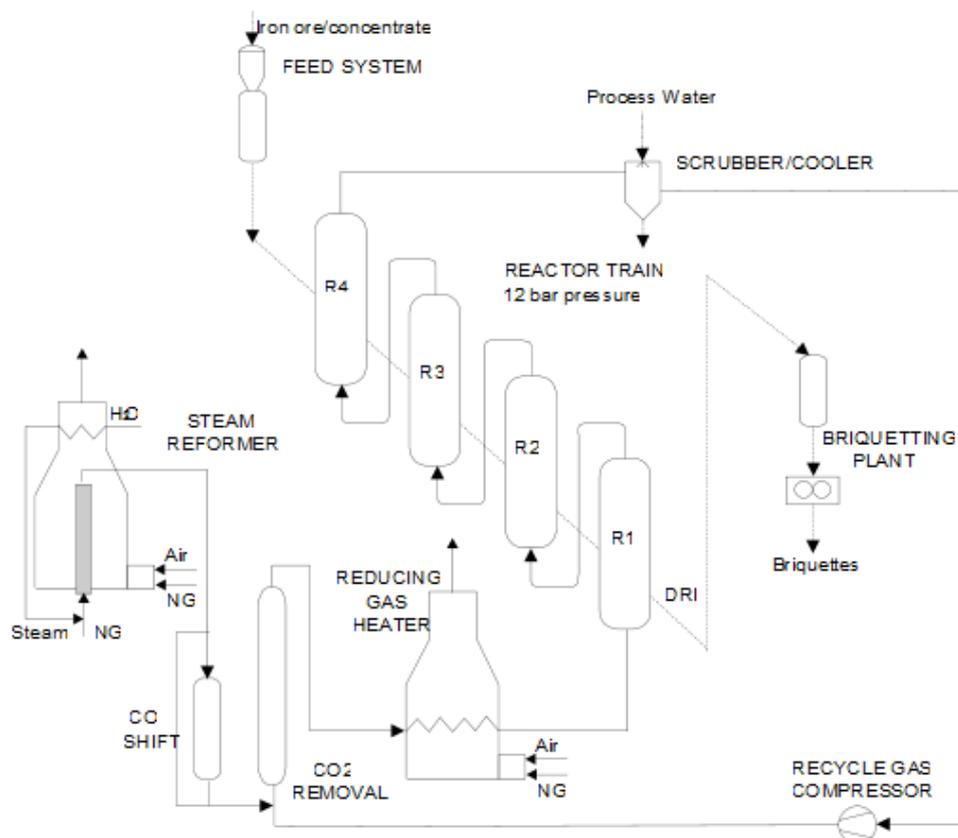


Abbildung 2-20: Fließbild FINMET[®]-Prozess [25]

Folgende Vorteile lassen sich für den FINMET[®]- Prozess definieren [25,27]:

- Geringere Produktionskosten durch den Einsatz von günstigem Fein- Eisenerz
- Energieverbrauch vergleichbar mit konventionellen Direktreduktionsverfahren
- HBI- Produkt mit hohem Fe-Gehalt und guter Metallisation
- Geringe Abrasionsverluste und Reoxidation aufgrund der Brikettierung
- Hohe Prozessflexibilität.

2.3.2 Verwendung der Wirbelschichttechnologie in Schmelzreduktionsprozessen

Schmelzreduktionsverfahren bestehen prinzipiell aus zwei Einheiten, einer Reduktionsstufe und einem Einschmelzaggregat. Um Feineisenerze in dieser Prozesskette verwenden zu können kommt auch hier die Wirbelschichttechnologie zum Einsatz. Diese wird verwendet um DRI zu produzieren, welches für den Einschmelzvergaser benötigt wird. Das einzige Schmelzreduktionsverfahren mit Wirbelschichttechnologie, welches in industriellem Maßstab zum Einsatz kommt, nennt sich FINEX[®]-Verfahren.

2.3.2.1 FINEX[®] Prozess

Der FINEX[®]-Prozess ermöglicht eine kosteneffiziente und umweltfreundliche Produktion von Roheisen direkt aus unbehandelten Feineisenerzen und Kohle. Dieser Prozess stellt eine alternative Route zur konventionellen Roheisenproduktion mittels Hochofen dar [28].

Die Hauptkomponenten des Verfahrens stellen die 3- oder 4-stufige Wirbelschichtkaskade und der Einschmelzvergaser dar. Die indirekte Reduktion findet dabei in der Wirbelschichtkaskade statt. Im Einschmelzvergaser wird das Reduktionsgas durch Kohlevergasung erzeugt. Außerdem finden das Aufschmelzen des Roheisens und die Endreduktion der Einsatzstoffe statt [22,29]. **Abbildung 2-21** zeigt das Fließbild des FINEX[®]-Prozesses.

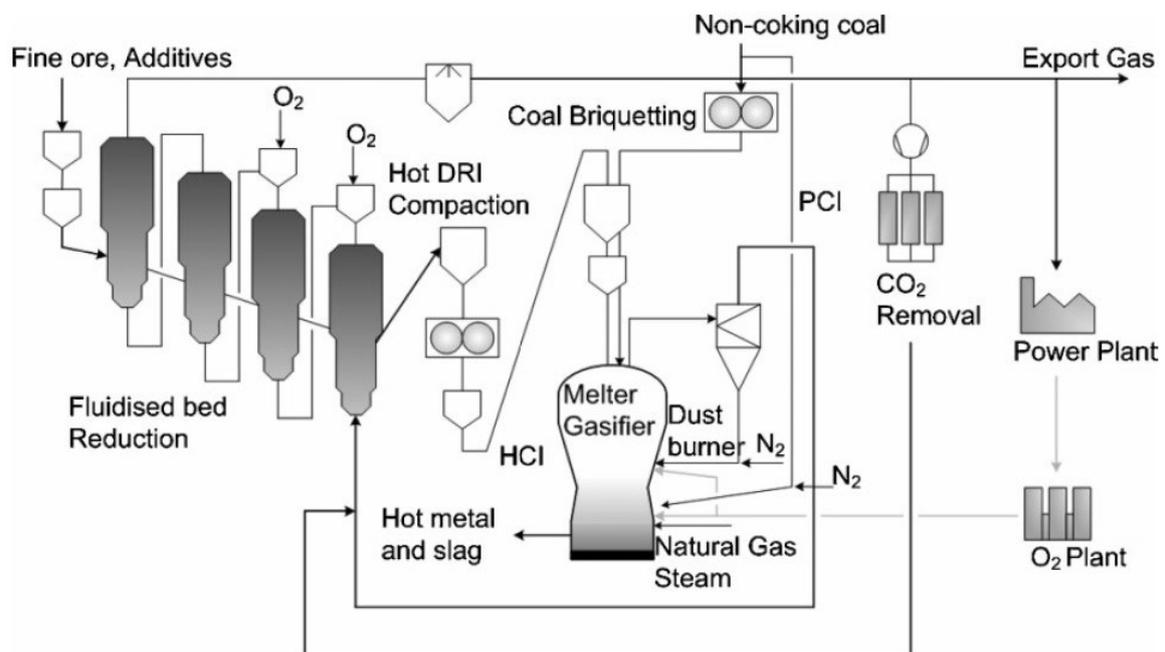


Abbildung 2-21: Fließbild FINEX[®]-Prozess [30,31]

In der Wirbelschichtkaskade erfolgt die Reduktion des Feinerzes von Fe_2O_3 über Fe_3O_4 zu FeO und Fe . Die Temperaturen betragen liegen zwischen $480\text{ }^\circ\text{C}$ (R3) und $760\text{ }^\circ\text{C}$ (R1). Das Feineisenerz weist eine Korngröße von kleiner als 8 mm auf und bewegt sich im Gegenstromprinzip zum Gas. Das Gas besteht im untersten Reaktor zum größten Teil aus CO (ca. 55%) und H_2 (ca. 20%) was zu einem Gasoxidationsgrad (GOD) (Definition siehe **Kapitel 4.4**) von ca. 15 % führt [32]. Zusätzlich zum Erz werden Additive chargiert. Dabei handelt es sich um Kalkstein und Dolomit, welche während des Prozesses teilweise kalzinieren. Nach der Wirbelschichtkaskade wird das produzierte DRI (erreichter Reduktionsgrad, Definition siehe **Kapitel 5.1.3.1**, liegt bei über 60 % [32]) einer Heißkompaktieranlage zugeführt und zu HCI (Hot Compacted Iron) kompaktiert. Das HCI wird anschließend gemeinsam mit brikettierter Kohle in den Einschmelzvergaser chargiert [22]. **Abbildung 2-22** zeigt schematisch einen Einschmelzvergaser.

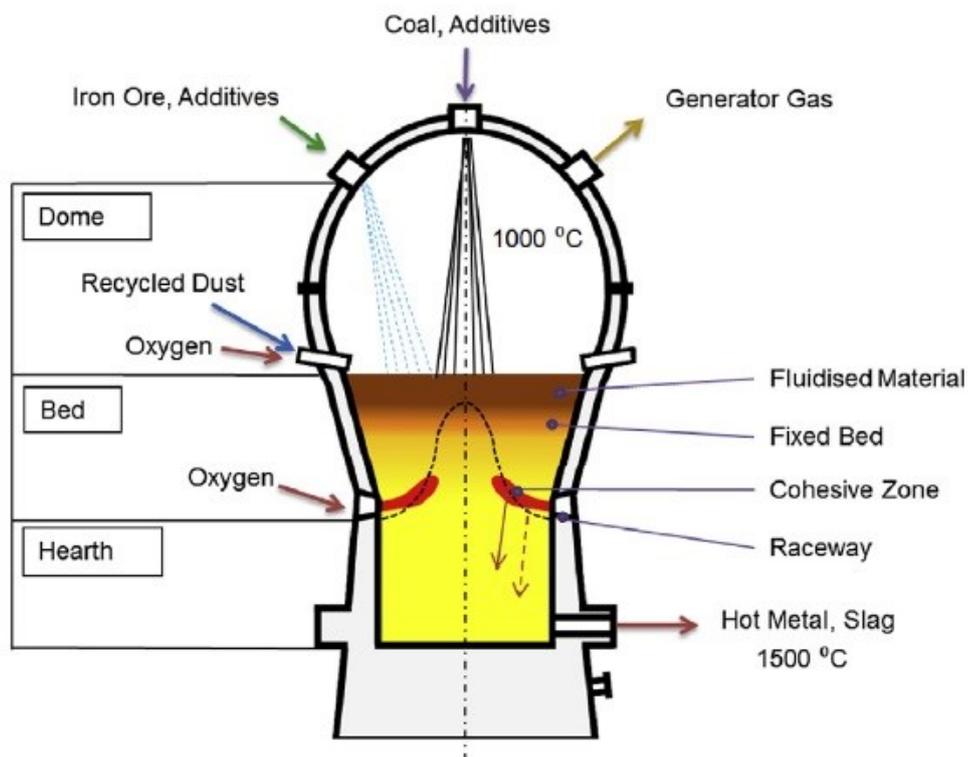


Abbildung 2-22: Schematische Darstellung eines Einschmelzvergasers [21]

Im Einschmelzvergaser werden Roheisen und Schlacke durch das Aufschmelzen des HCIs und der Zuschläge gebildet. Die dafür benötigte Energie wird durch die Vergasung des Kohlenstoffs mittels eingeblasenen Sauerstoffs bereitgestellt. Der Kohlenstoff für die Vergasung wird im Bett über der kohäsiven Zone gebildet, denn dort findet die Pyrolyse der Kohle statt. Bei der Vergasung entsteht CO , welches für die Endreduktion des chargierten

HCl's benötigt wird. Die Endreduktion findet im oberen Bereich des Betts über der kohäsiven Zone statt, wo sämtliche Einsatzstoffe noch in festem Zustand vorliegen. Das Abgas des Einschmelzvergasers dient nach einer Staubabscheidung als Reduktionsgas für die Wirbelschichtkaskade [2,22].

Das verbrauchte Reduktionsgas (Abgas des Reaktors R3) wird in einem Nasswäscher gereinigt und gekühlt. Ein Teilstrom dieses Gases wird verdichtet und das enthaltene CO₂ wird abgetrennt. Nach Vermischung mit dem neu gebildeten Reduktionsgas aus dem Einschmelzvergaser kann dieses Gas wieder der Wirbelschichtkaskade zur Reduktion zugeführt werden [22].

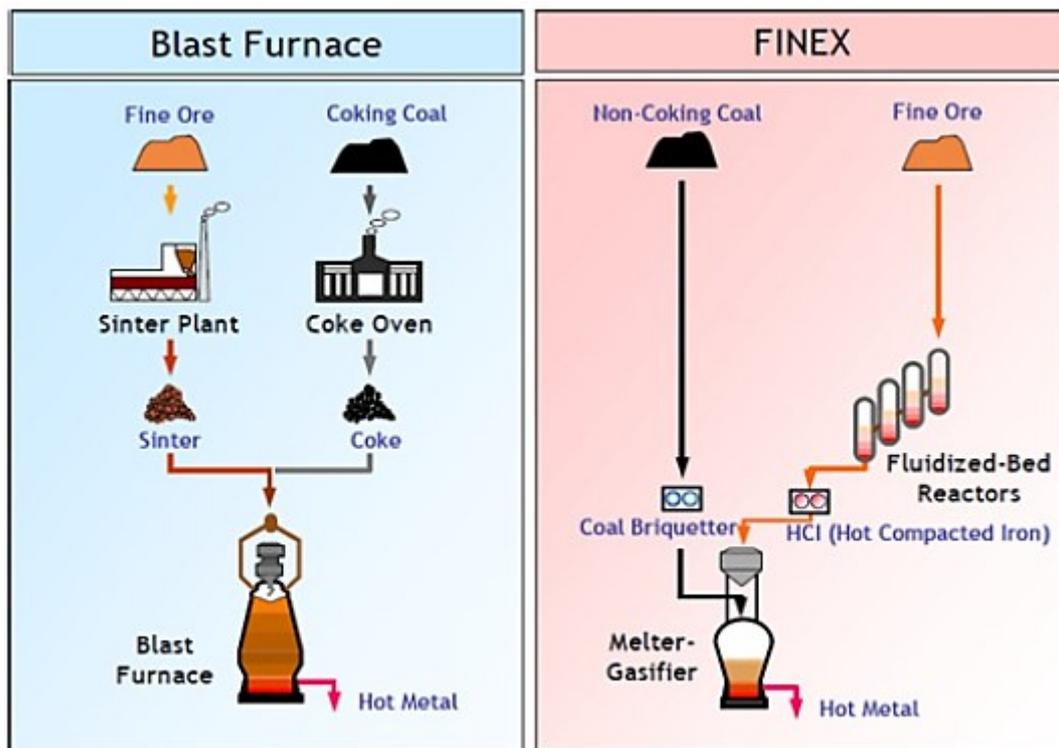
Das Produkt des FINEX[®]- Prozesses ist Roheisen, welches dieselbe Qualität aufweist, wie jenes aus der konventionellen Hochofenroute. Die Schlacke des Einschmelzvergasers gleicht jener des Hochofens. Das Exportgas des Prozesses weist einen guten Heizwert auf und kann unterschiedlich weiterverwendet werden, z.B. in Kraftwerken zur Wärmeerzeugung [22].

Zusammenfassend können folgende Vorteile für dieses Verfahren festgehalten werden [29]:

- Direkter Einsatz von Fein-Eisenerzen ohne Vorbehandlung
- Verwendung von unbehandelter Kohlen anstelle von Koks
- Keine Qualitätsdefizite des produzierten Roheisens im Vergleich zum Hochofen
- Hohe Prozessflexibilität
- Umweltfreundlicher (Verringerung des SO_x- und NO_x- Ausstoßes).

2.3.2.2 Vergleich Hochofenroute und FINEX[®] -Verfahren

Abbildung 2-23 zeigt schematisch den Vergleich zwischen der konventionellen Hochofenroute und dem FINEX[®]- Verfahren. Aufgrund des Einsatzes von Kohle und Fein-Eisenerzen beim FINEX[®]- Verfahren benötigt man keine Kokerei zur Produktion von Koks und keine Sinteranlage zur Produktion von stückigen Erzeinsatzstoffen.

Abbildung 2-23: Vergleich Hochofen -FINEX[®]-Prozess [33]

Eine 1,5 Mio t/a FINEX[®]- Anlage kann Roheisen kosteneffizienter produzieren als ein moderner 3 Mio t/a Hochofen. Vergleicht man sämtliche Kosten der gesamten Prozessroute so sind die Investitions- und Betriebskosten einer FINEX[®]- Anlage um ca. 15 bis 20 % geringer als jene einer Hochofenroute. Durch den Entfall der Kokereien und der Sinteranlagen werden die SO_x- und NO_x-Emissionen deutlich verringert. Beim FINEX[®]-Verfahren wird der in der Kohle enthaltene Schwefel im Einschmelzvergaser in der Schlacke abgebunden. Die Bildung von NO_x Emissionen ist sehr stark beschränkt, da die metallurgischen Reaktionen in einer reduzierenden Atmosphäre ablaufen, im Gegensatz zur Sinteranlage und zur Kokerei in der konventionellen Hochofenroute [34].

3 Berechnungsgrundlagen Wirbelschicht

Um Modelle zum Darstellen von Wirbelschichtreaktoren besser verstehen zu können, sind diverse Berechnungen zu tätigen. Grundsätzliche Berechnung, wie die der minimalen Lockerungsgeschwindigkeit, sind wichtige Parameter für die Auslegung einer Wirbelschicht für ein Gas-Feststoffsystem. Die unterschiedlichen Ausbildungsformen der Wirbelschicht werden wesentlich von der Gasgeschwindigkeit und der Partikelgröße sowie der Partikeldichte bestimmt.

3.1 Lockerungsgeschwindigkeit

Wird eine Feststoffschüttung von unten mit Gas durchströmt führt dies zu einem Druckverlust der Strömung über die Höhe der Schüttung. Dieser Druckverlust führt ab einer gewissen Gasgeschwindigkeit zum Anheben der Schüttung, dem Fluidisieren der Partikel. Ab dieser Gasgeschwindigkeit verhalten sich die Partikel ähnlich wie eine Flüssigkeit. Man spricht bei dieser Gasgeschwindigkeit vom sogenannten Lockerungspunkt der Schüttung [14,35].

Es existieren verschiedene mathematische Zusammenhänge um die Lockerungsgeschwindigkeit (u_{mf}) zu bestimmen. Eine Möglichkeit ist die Ergun- Gleichung [14].

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 * \theta_s} * \left(\frac{d_p * u_{mf} * \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150 * (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 * \theta_s^2} * \left(\frac{d_p * u_{mf} * \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 * \rho_g * (\rho_s - \rho_g) * g}{\mu^2} \quad (3-1)$$

Tabelle 3-I erklärt die in Gleichung (3-1) verwendeten Formelzeichen.

Tabelle 3-I: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Ergun-Gleichung)

Symbol		Einheit
ε_{mf}	Lückengrad bei Lockerungsgeschwindigkeit	-
θ_s	Formfaktor	-
d_p	Durchschnittlicher Partikeldurchmesser der Schüttung	m
ρ_g, ρ_s	Dichte des Gases bzw. des Feststoffes	kg/m ³
μ	Dyn. Viskosität des Gases	Pa*s

Ein Auflösen dieser Gleichung nach u_{mf} ergibt die Lockerungsgeschwindigkeit. Ein wesentlicher Parameter mit großer Auswirkung auf das Ergebnis ist der Formfaktor θ_s . Dieser Parameter berücksichtigt den Einfluss der Unregelmäßigkeit der Oberfläche der Partikel von der idealen Kugelform. Für ein Partikel, welches einer idealen Kugel gleicht, ergibt sich ein Formfaktor von 1. Zum Vergleich ergibt sich nach Kunii und Levenspiel für gebrochenes Material ein Formfaktor von 0,63 [14].

Eine weitere Möglichkeit die Lockerungsgeschwindigkeit zu bestimmen, ist die Gleichung nach Geldart in welche die dimensionslose Archimedes- Kennzahl einfließt [35].

$$u_{mf} = \frac{\mu}{\rho_g * d_v} * \{(33,7^2 + 0,0408 * Ar)^{0,5} - 33,7\} \quad (3-2)$$

$$Ar = \frac{\rho_g * d_v^3 * (\rho_p - \rho_g) * g}{\mu^2} \quad (3-3)$$

Tabelle 3-II zeigt die verwendeten Formelzeichen in der Geldart- Gleichung.

Tabelle 3-II: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Geldart- Gleichung)

Symbol		Einheit
Ar	Archimedes Zahl	-
g	Erdbeschleunigung	m/s ²
d_v	Durchmesser einer Kugel, welche das gleiche Volumen hat wie die Partikel	m
ρ_g, ρ_p	Dichte des Gases bzw. des Feststoffes	kg/m ³
μ	Dyn. Viskosität des Gases	Pa*s

Die Form der Partikel geht in dieser Gleichung über den verwendeten Durchmesser d_v ein. Dieser lässt sich über Umrechnungsfaktoren aus dem üblichen Partikeldurchmesser errechnen [35].

3.2 Blasengröße, Aufstiegs geschwindigkeit und Bildungsfrequenz

Wie in vorangegangenen Kapiteln erklärt, bildet sich nicht immer eine homogene Wirbelschicht aus. Ab gewissen Leerrohrgeschwindigkeiten bilden sich über dem Siebboden des Wirbelschichtreaktors Gasblasen aus. Die Blasengröße ist ein wichtiges Merkmal für den Betriebszustand einer Wirbelschicht. Die Blasengröße direkt über dem Siebboden kann wie folgt empirisch bestimmt werden [14,35].

$$d_{b,0} = \frac{1,30}{g^{0,2}} * \left[\frac{u_0 - u_{mf}}{N_{or}} \right]^{0,4} \quad \text{nach Kunii und Levenspiel (3-4)}$$

$$d_{eq,0} = 1,38 * Q_{or}^{0,4} * g^{-0,2} \quad \text{nach Geldart (3-5)}$$

Tabelle 3-III erklärt die verwendeten Formelzeichen bei der Bestimmung der Blasengröße.

Tabelle 3-III: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Blasengröße)

Symbol		Einheit
$d_{b,0}, d_{eq,0}$	Blasendurchmesser über dem Siebboden	-
g	Erdbeschleunigung	m/s ²
u_0	Leerrohrgeschwindigkeit	m/s
u_{mf}	Lockerungsgeschwindigkeit	m/s
Q_{or}	Volumetrischer Gasstrom pro Siebbodenöffnung	m ³ /s
N_{or}	Anzahl an Öffnungen im Siebboden bezogen auf die Fläche des Siebbodens	1/m ²

Gleichung (3-4) ist dann gültig, wenn die ermittelte Blasengröße kleiner ist als der Abstand zwischen den einzelnen Siebbodenöffnungen [14]. Während des Aufstiegs der Blasen durch die Schüttung kommt es zu einem Wachstum bzw. zu einer Agglomeration der Blasen. Dies ist auf die Veränderung des Druckes über die Höhe zurückzuführen [14,35].

Die Aufstiegs geschwindigkeit der Blasen ist entscheidend für die Dauer, welche das Gas in Kontakt mit den Feststoffpartikeln ist. Kunii und Levenspiel geben unterschiedliche Formeln für den Aufstieg einer einzelnen Blase im Bett (3-6) und von Blasen in einem blasenbildenden Bett an (3-7) [14].

$$u_{br} = 0,711 * (g * d_b)^{0,5} \tag{3-6}$$

$$u_b = u_0 - u_{mf} + u_{br} \tag{3-7}$$

Nach Geldart ergibt sich für die Blasen aufstiegsgeschwindigkeit folgender Zusammenhang [35].

$$u_b = 0,71 * (g * d_b)^{0,5} \tag{3-8}$$

Tabelle 3-IV zeigt die verwendeten Formelzeichen.

Tabelle 3-IV: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Blasenaufstiegsgeschwindigkeit)

Symbol		Einheit
u_{br}	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit einer einzelnen Blase	m/s
u_0	Leerrohrgeschwindigkeit	m/s
u_{mf}	Lockerungsgeschwindigkeit	m/s
g	Erdbeschleunigung	m/s ²
d_b	Blasendurchmesser	m
u_b	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit in einem blasenbildenden Bett	m/s

Über den Gasstrom durch jede Öffnung des Siebbodens und dem aus dem Blasendurchmesser entstehenden Blasenvolumen lässt sich in beiden Fällen die Blasenbildungsfrequenz ermitteln.

3.3 Jetlänge

Tritt das Gas über den Siebboden in eine Schüttung ein, kommt es zur Ausbildung von sogenannten Gasjets. Darunter versteht man Bereiche über dem Siebboden, welche einen sehr geringen Anteil an Feststoff aufweisen und stark von der Leerrohrgeschwindigkeit des Gases in der Siebbodenöffnung abhängig ist. Ein wichtiger Parameter dieser Jets ist die Jeteindringtiefe. Diese Eindringtiefe ist definiert als der Abstand zwischen dem Siebboden und dem Mittelpunkt der Blase, welche an der Oberseite des Jets abreißt [14,35].

Zur Berechnung der Jetlänge L_j wird eine Reihe von unterschiedlichen empirischen Zusammenhängen angeführt.

$$\frac{L_j}{d_{or}} = 21,2 * \left(\frac{u_{or}^2}{g * d_p} \right)^{0,37} * \left(\frac{d_{or} * u_{or} * \rho_g}{\mu} \right)^{0,05} * \left(\frac{\rho_g}{\rho_s} \right)^{0,68} * \left(\frac{d_p}{d_{or}} \right)^{0,24} \quad (3-9)$$

$$\frac{L_j}{d_{or}} = 5,2 * \left(\frac{\rho_g * d_{or}}{\rho_p * d_p} \right)^{0,3} * \left\{ 1,3 * \left(\frac{u_{or}^2}{g * d_{or}} \right)^{0,2} - 1 \right\} \quad (3-10)$$

Gleichung (3-9) zeigt den empirischen Zusammenhang nach Kunii und Levenspiel [14], Gleichung (3-10) die von Merry 1975 entwickelte Formel [35]. **Tabelle 3-V** zeigt die Bedeutung der verwendeten Formelzeichen.

Tabelle 3-V: Erklärung der verwendeten Formelzeichen (Jetlänge)

Symbol		Einheit
L_j	Länge des eintretenden Jets	m
d_{or}	Durchmesser der Siebbodenöffnungen	m
u_{or}	Gasgeschwindigkeit in der Siebbodenöffnung	m/s
g	Erdbeschleunigung	m/s ²
d_p	Durchschnittlicher Partikeldurchmesser	m
ρ_g	Dichte des Gases	kg/m ³
ρ_s, ρ_p	Dichte des Feststoffes	kg/m ³
μ	Viskosität des Gases	Pa*s

3.4 Änderung der Gaskonzentrationen über die Höhe

Die Ermittlung von Gaskonzentrationen über die Höhe eines Wirbelschichtreaktors ist eine mögliche Methode, um Reaktoren unterschiedlicher Größe miteinander vergleichen zu können. Das durch das Wirbelbett strömende Gas ändert aufgrund von chemischen Reaktionen (z.B. Reduktion von Eisenerzen) seine Zusammensetzung über die Höhe des Betts.

Um die Änderungen der Gaskonzentrationen zu bestimmen wird das in **Abbildung 2-9** beschriebene Modell nach Kunii und Levenspiel verwendet [14]. Ein wesentlicher Punkt ist dabei der Gasaustausch zwischen Blasen-, Cloud- und Emulsionsphase. Dieser Austausch kann mithilfe von Austauschkoefizienten zwischen den einzelnen Phasen bestimmt werden. Diese Koeffizienten lassen sich wie folgt berechnen [14].

$$K_{bc} = 4,5 * \left(\frac{u_{mf}}{d_b}\right) + 5,85 * \left(\frac{D^{1/2} * g^{1/4}}{d_b^{5/4}}\right) \quad (3-11)$$

$$K_{ce} = 6,78 * \left(\frac{\varepsilon_{mf} * D * u_b}{d_b^3}\right)^{1/2} \quad (3-12)$$

$$\frac{1}{K_{be}} = \frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{K_{ce}} \quad (3-13)$$

Einen wesentlichen Einfluss auf die Änderung der Konzentration hat die Kinetik der im Reaktor ablaufenden Reaktion. Diese wird durch die Geschwindigkeitskonstante K_r in der Berechnung berücksichtigt. Mittels der Übergangskoeffizienten und der Geschwindigkeitskonstanten der Reaktionen lässt sich eine gesamte Geschwindigkeitskonstante K_f für die Reaktion im Wirbelschichtreaktor ermitteln [14].

$$K_f = K_r * \gamma_b + \frac{1}{\frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{\gamma_c * K_r + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{\gamma_e * K_r}}}} \quad (3-14)$$

Die Geschwindigkeitskonstanten werden dabei jeweils mit dem Feststoffanteil in den einzelnen Phasen multipliziert ($\gamma_b, \gamma_c, \gamma_e$). Mithilfe der Austauschkoefizienten und der gesamten Geschwindigkeitskonstante ist es nun möglich, die Konzentrationsprofile über die Höhe des Reaktors zu bestimmen. Dafür werden folgende Zusammenhänge verwendet [14].

$$-\frac{dC_{Ab}}{dt} = -u_b \frac{dC_{Ab}}{dz} = \gamma_b * K_r * C_{Ab} + K_{bc} * (C_{Ab} - C_{Ac}) \quad (3-15)$$

$$K_{bc} * (C_{Ab} - C_{Ac}) = \gamma_c * K_r * C_{Ac} + K_{ce} * (C_{Ac} - C_{Ae}) \quad (3-16)$$

$$K_{ce} * (C_{Ac} - C_{Ae}) = \gamma_e * K_r * C_{Ae} \quad (3-17)$$

Gleichung (3-15) beschreibt die gesamte Umsetzung an Gas in der Blase. Diese setzt sich aus dem Verbrauch durch die Reaktion in der Blase sowie dem Transport von der Blasen- in die Cloud- Phase zusammen. Gleichung (3-16) beschreibt die Umsetzung in der Cloud- Phase, zusammengesetzt aus dem Verbrauch durch die Reaktion in der Cloud- Phase und

dem Transport in die Emulsionsphase. In der Emulsionsphase gibt es keinen Transportanteil mehr, hier ändert sich die Zusammensetzung nur mehr durch den Verbrauch, hervorgerufen durch die chemische Reaktion (3-17) [14]. Durch Lösen dieser Gleichungen ergibt sich ein exponentieller Verlauf der Konzentrationen über die Höhe sowohl für die Blasen-, als auch für die Cloud- und Emulsionsphase.

Tabelle 3-VI zeigt die Bedeutung der verwendeten Formelzeichen.

Tabelle 3-VI: Erklärung verwendeter Formelzeichen (Konzentrationsänderung)

Symbol		Einheit
K_{bc}, K_{ce}, K_{be}	Austauschkoeffizienten zwischen Blase und Cloud, Cloud und Emulsion sowie Blase und Emulsion	1/s
d_b	Blasendurchmesser	m
u_{mf}	Lockerungsgeschwindigkeit	m/s
D	Molekularer Diffusionskoeffizient des Gases	m ² /s
ε_{mf}	Lückengrad bei Lockerungsgeschwindigkeit	-
u_b	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit	m/s
K_r	Geschwindigkeitskonstante der ablaufenden Reaktion	1/s
K_f	Gesamte Geschwindigkeitskonstante	1/s
$\gamma_b, \gamma_c, \gamma_e$	Feststoffanteil in Blasen-, Cloud- und Emulsionsphase	-
C_A	Konzentration der Spezies A im Gas	mol/m ³ , mol %

4 Ergebnisse der Berechnungen für die Wirbelschichtreaktoren

Im folgenden Kapiteln werden die Berechnungsergebnisse des Wirbelschichtreaktors 68 mm und des industriellen Reaktors gezeigt und miteinander verglichen. Der genaue Berechnungsweg wird in **Anhang A** dargestellt.

4.1 Lockerungsgeschwindigkeit

Die Ermittlung der Lockerungsgeschwindigkeit erfolgt für jede einzelne Kornklasse mit dem jeweiligen mittleren Durchmesser der Kornklasse und für unterschiedliche Formfaktoren. Dieser variiert zwischen 0,6 und 1. Die stoffspezifischen Werte für das Gas beziehen sich auf Stickstoff bei 20 °C. **Tabelle 4-I** zeigt die Werte, die bei den Berechnungen verwendet worden sind.

Tabelle 4-I: Verwendete Größen für die Berechnung der Lockerungsgeschwindigkeit

	Größe		Einheit
Dyn. Viskosität Gas	μ_g	$1,78 * 10^{-5}$	kg/m*s
Dichte Feststoff	ρ_s	2840	kg/m ³
Dichte Gas	ρ_g	1,58	kg/m ³
Lückengrad	ε_{mf}	0,35	-
Kornklassen- durchmesser	d_p	Mittelwert der Kornklassen	m
Formfaktor	θ_s	0,6-1	-

Über die Lockerungsgeschwindigkeit der einzelnen Kornklassen kann anschließend über die Anteile der einzelnen Klassen in der Schüttung auf eine gesamte Lockerungsgeschwindigkeit der Schüttung gerechnet werden. **Tabelle 4-II** zeigt die Ergebnisse der Berechnungen der Lockerungsgeschwindigkeiten in Abhängigkeit vom Formfaktor.

Tabelle 4-II: Ergebnisse der Berechnungen der Lockerungsgeschwindigkeit

Lockerungsgeschwindigkeit m/s				
Formfaktor θ_s	68 mm Anlage		Industrielle Anlage	
	Ergun	Geldart	Ergun	Geldart
1	0,101	0,136	0,217	0,382
0,9	0,085	0,115	0,199	0,351
0,8	0,070	0,095	0,179	0,319
0,7	0,056	0,076	0,158	0,284
0,6	0,042	0,058	0,136	0,248

Es ist erkennbar, dass die Lockerungsgeschwindigkeit mit abnehmendem Formfaktor ebenfalls abnimmt. Die Berechnung nach Geldart liefert dabei höhere Geschwindigkeiten als die Berechnung mittels Ergun- Gleichung.

4.2 Blasengröße, Aufstiegsgeschwindigkeit und Bildungsfrequenz

Die für die Blasengröße ermittelten Werte gelten für jene Blasen, welche direkt über dem Siebboden der Retorte gebildet werden. Die entstehende Blasengröße hängt wesentlich von der Anordnung und Größe der Siebbodenöffnungen ab. Dies fließt über den Wert N_{or} (Anzahl an Öffnungen im Siebboden bezogen auf die Fläche des Siebbodens) in die Berechnung ein. **Tabelle 4-III** zeigt die Daten für die Siebbodengeometrie sowie die in der Berechnung verwendeten Werte für Lockerungs- und Leerrohrgeschwindigkeit.

Tabelle 4-III: Daten Siebboden und Leerrohr- bzw. Lockerungsgeschwindigkeit [32]

		68 mm Anlage	Industrielle Anlage	Einheit
Siebboden Durchmesser	d_{Ret}	0,068	8-12	m
Anzahl Öffnungen	N	31	500-1000	-
Abstand Öffnungen	l_{or}	0,011	-	m
Durchmesser Öffnungen	d_{or}	0,001	0,03-0,05	m
Anzahl Öffnungen pro Fläche	N_{or}	9542,98	6,63-13,26	1/m ²
Leerrohrgeschwindigkeit	u_0	0,25	0,9	m/s
Lockerungsgeschwindigkeit	u_{mf}	0,1	0,3	m/s

Tabelle 4-IV zeigt die berechneten Werte für Blasengröße, Aufstiegsgeschwindigkeit und Bildungsfrequenz.

Tabelle 4-IV: Ergebnisse Blasengröße, Aufstiegsgeschwindigkeit und Frequenz

			Anlage 68 mm	Industrielle Anlage	Einheit
Blasengröße	Kunii u- Levenspiel	$d_{b,0}$	9,78	277,24	mm
	Geldart	$d_{eq,0}$	10,95	294,30	mm
Aufstiegs- geschwindigkeit	Kunii u- Levenspiel	u_b	0,37	1,77	m/s
	Geldart	u_b	0,23	1,21	m/s
Frequenz	Kunii u- Levenspiel	f	17,61	9,82	1/s
	Geldart	f	25,48	4,91	1/s

Die Formeln für die Berechnungen der Blasengröße nach Kunii und Levenspiel bzw. Geldart liefern Ergebnisse, welche gut übereinstimmen. Einzig bei der Blasenbildungsfrequenz ergeben sich Unterschiede. Während die Frequenz der 68 mm Anlage bei der Bestimmung nach Geldart höher ist als nach der Formel von Kunii und Levenspiel, liefern die Berechnungen der industriellen Anlage gegenläufige Ergebnisse.

4.3 Jetlänge

Die Länge von sich ausbildenden Gasjets hängt im Wesentlichen von der Gasgeschwindigkeit in den Siebbodenöffnungen ab. Diese wiederum wird stark vom Druckverlust des Gases durch die Schüttung beeinflusst. Wie schon erwähnt existiert eine Reihe von empirischen Zusammenhängen zur Berechnung der Jetlänge, wobei nur die Formeln nach Kunii und Levenspiel und Merry 1975 sinnvolle Ergebnisse liefern. **Tabelle 4-V** zeigt die ermittelten Ergebnisse der Jetlängen und deren Längenverhältnis zur gesamten Betthöhe.

Tabelle 4-V: Ergebnisse Berechnungen Jetlängen

			68 mm	Industrielle	
			Anlage	Anlage	Einheit
Jetlänge	Kunii u. Levenspiel	L_j	7,75	855,00	mm
	Merry 1975	L_j	10,83	1051,26	mm
Verhältnis L_j zur Betthöhe	Kunii u. Levenspiel	V_j	0,141	0,17-0,42	-
	Merry 1975	V_j	0,196	0,21-0,52	-

Aus den Ergebnissen ist ersichtlich, dass sich das Verhältnis von Jetlänge zur Betthöhe bei der 68 mm Anlage im Bereich zwischen 15 und 20 % bewegt. Bei der industriellen Anlage ist das Verhältnis etwas größer und liegt im Bereich von ca. 30 %. Da das Gas in den Jets praktisch ohne Umsetzung in das Bett eintreten kann, ist es wichtig, dass das Bett eine ausreichende Höhe aufweist, damit das Gas nicht ohne Umsetzung wieder entweichen kann.

4.4 Änderung der Gaskonzentrationen über die Höhe

Über die Ermittlung der Änderung der Gaskonzentrationen über die Höhe ist es möglich, die Gaskonzentrationen in unterschiedlichen Höhen des Reaktors zu bestimmen. Dadurch können die Gaskonzentrationen unterschiedlicher Reaktoren miteinander verglichen und aufeinander abgestimmt werden. Es ist dadurch z.B. möglich, die Gaskonzentrationen zweier Reaktoren in der Hälfte der Höhe abzugleichen. **Tabelle 4-VI** zeigt die bei der Berechnung verwendeten Werte.

Tabelle 4-VI: Daten zur Berechnung der Konzentrationsänderung über die Höhe [14,32]

		68 mm Anlage	Industrielle Anlage	Einheit
Molekularer Diffusionskoeffizient	D	$5 * 10^{-5}$	$5 * 10^{-5}$	m^2/s
Betthöhe	L_{mf}	0,055	2-5	m
Anteil Feststoff Blase	γ_b	0,005	0,005	-
Anteil Feststoff Cloud	γ_c	0,300	0,350	-
	$K_{r,3,CO}$	0,030	0,030	1/s
	$K_{r,3,H_2}$	0,030	0,030	1/s
Geschwindigkeits- konstante	$K_{r,2,CO}$	0,065	0,065	1/s
	$K_{r,2,H_2}$	0,015	0,015	1/s
	$K_{r,1,CO}$	0,095	0,095	1/s
	$K_{r,1,H_2}$	0,070	0,070	1/s

Die Geschwindigkeitskonstanten für die CO- bzw. H₂- Umsetzung wurden so gewählt, dass sie die tatsächliche Konzentrationsänderung im industriellen Reaktor widerspiegeln. Für den Anteil an Feststoff in Blase und Cloud wurden typische Werte nach Kunii und Levenspiel verwendet, ebenso für den molekularen Diffusionskoeffizienten [14]. **Tabelle 4-VII** zeigt die Ergebnisse der Berechnungen.

Tabelle 4-VII: Berechnungsergebnisse Konzentrationsprofile

		68 mm	Industrielle	
		Anlage	Anlage	Einheit
Blasenanteil im Bett	δ	0,32	0,29	-
	K_{bc}	69,15	5,23	1/s
Austausch-	K_{ce}	17,63	0,26	1/s
koeffizienten	K_{be}	14,05	0,25	1/s
Anteil Feststoff	γ_e	1,087	1,24	-
Emulsion	$K_{f,3,CO}$	0,042	0,043	1/s
	$K_{f,3,H_2}$	0,042	0,043	1/s
Gesamte	$K_{f,2,CO}$	0,090	0,083	1/s
Geschwindigkeits-	$K_{f,2,H_2}$	0,021	0,023	1/s
konstante	$K_{f,1,CO}$	0,131	0,112	1/s
	$K_{f,1,H_2}$	0,097	0,088	1/s

Mithilfe der berechneten Werte ist nun die Bestimmung der Konzentrationsprofile möglich. Dafür müssen die Gleichungen (3-15) bis (3-17) gelöst und in folgende Form überführt werden.

$$\frac{c_{Abz}}{c_{Ai}} = \exp \left[-K_f \frac{z}{u_b} \right] \quad (4-1)$$

$$c_{Ac} = \frac{K_{bc} * c_{Ab}}{\gamma_c * K_r + K_{ce} - \frac{K_{ce}^2}{(\gamma_e * K_r + K_{ce})} + K_{bc}} \quad (4-2)$$

$$c_{Ae} = \frac{K_{ce} * c_{Ac}}{(\gamma_e * K_r + K_{ce})} \quad (4-3)$$

Der Index A steht dabei für die Spezies A im Gas, welche betrachtet wird. Die Variable z ist die Laufvariable der Höhe des Betts. Mittels Gleichung (4-1) kann das Konzentrationsprofil der Blasenphase ermittelt werden, mittels Gleichung (4-2) das Profil der Cloudphase und mittels Gleichung (4-3) jenes der Emulsionsphase (immer für die entsprechende Höhe). **Abbildung 4-1** zeigt ein Beispiel für einen ermittelten Konzentrationsverlauf (industrielle Anlage, R1, CO und CO₂).

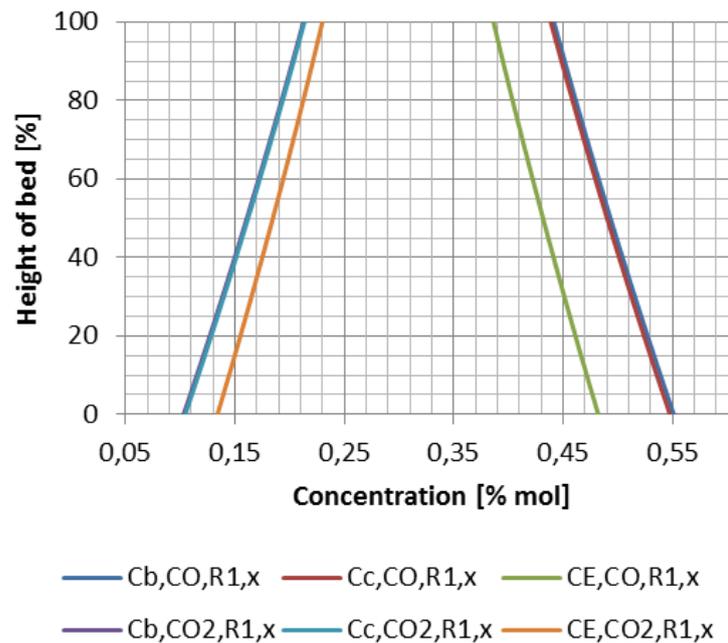


Abbildung 4-1: Konzentrationsprofile für CO und CO₂ in den einzelnen Phasen (industrielle Anlage, R1)

Es ist zu erkennen, dass die Konzentrationsprofile für Blasen- und Cloudphase sehr eng beisammen liegen. Die Anfangskonzentration (H=0) entspricht der Ausgangskonzentration des Gases. Der CO-Anteil verringert sich entsprechend der Umsetzung von CO zu CO₂. In gleichem Maße nimmt dann der CO₂- Anteil zu. Die Profile gleichen eher einem linearen Verlauf. Grund dafür sind die sehr kleinen Werte für die Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten. Bei der 68 mm Anlage kommt es zu fast keiner Veränderung der Gaszusammensetzung, da aus der geringen Höhe des Betts eine entsprechend kurze Verweilzeit des Gases im Bett resultiert. **Abbildung 4-2** zeigt das Konzentrationsprofil in R1 für CO und CO₂ der 68 mm Anlage.

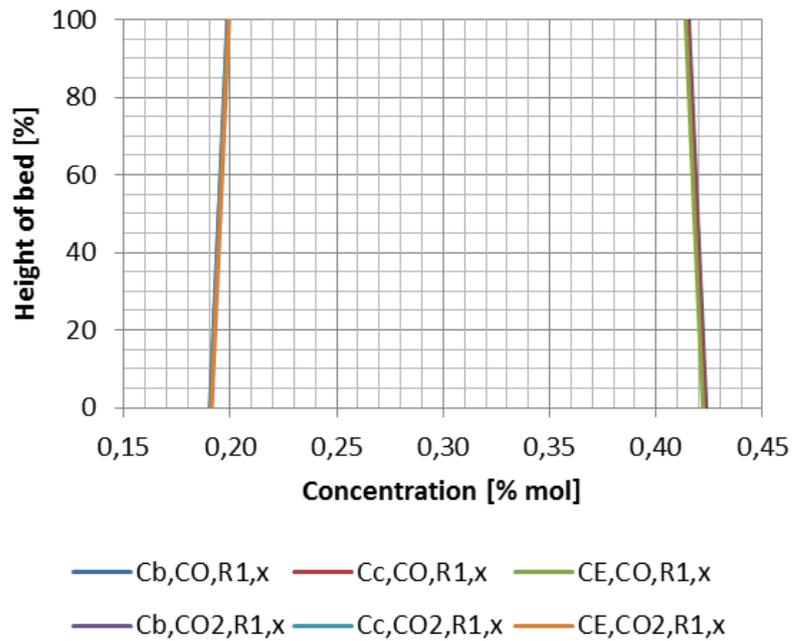


Abbildung 4-2: Konzentrationsprofile für CO und CO₂ in den einzelnen Phasen (68 mm Anlage, R1)

Auch eine Darstellung des Gasoxidationsgrades (GOD) über die Höhe des Reaktors ist möglich. Der GOD ist dabei wie folgt definiert:

$$GOD = \frac{H_2O+CO_2}{H_2+H_2O+CO+CO_2} \quad (4-4)$$

Abbildung 4-3 zeigt den Verlauf der GOD-Profile für die industrielle Anlage, **Abbildung 4-4** jenen der 68 mm Anlage.

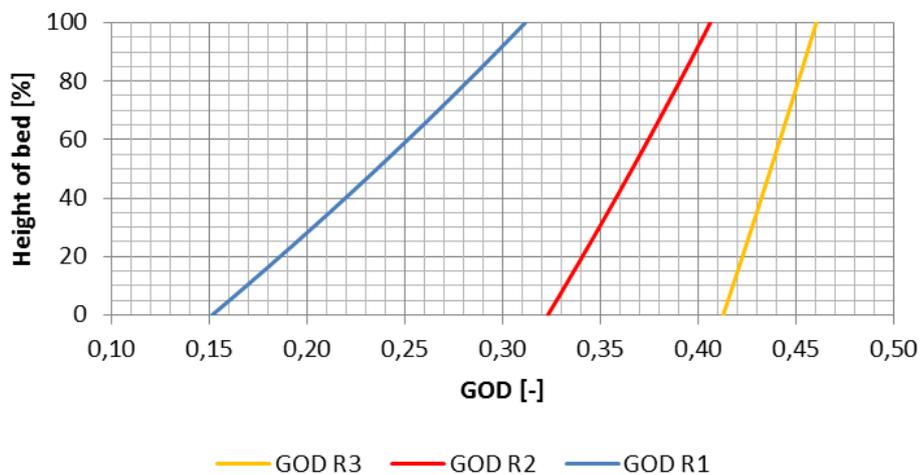


Abbildung 4-3: GOD-Profile industrielle Anlage

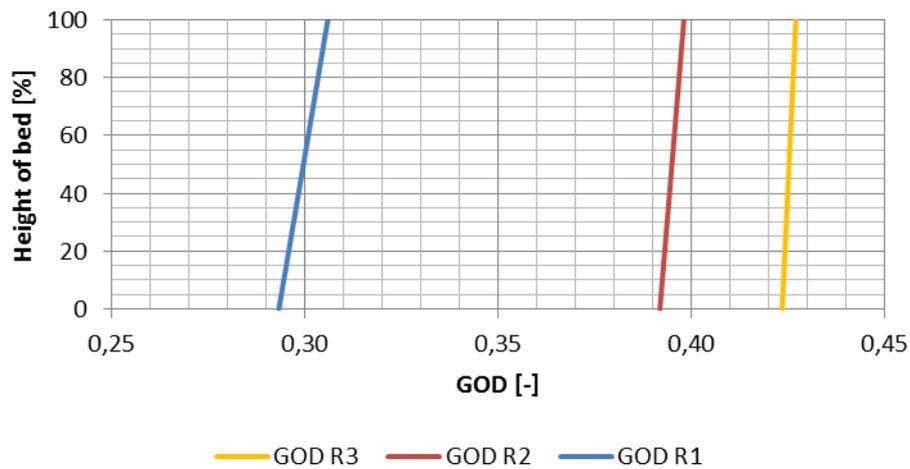


Abbildung 4-4: GOD-Profile 68 mm Anlage

Durch Vergleich der Konzentrationsprofile können nun die Gaszusammensetzungen in entsprechenden Höhen der Reaktoren abgeglichen werden (Umlegung der Konzentrationen der industriellen Anlage auf die 68 mm Retorte). **Tabelle 4-VIII** zeigt die schrittweise Ermittlung der neuen Gaszusammensetzungen für $z = \frac{H}{2}$ in R3.

Tabelle 4-VIII: Ermittlung der neuen Gaszusammensetzung für $z = \frac{H}{2}$ in R3

	Gasspezies						Einheit
	CO	H ₂	CO ₂	H ₂ O	CH ₄	N ₂	
Konzentrationen in der Cloudphase bei $z = \frac{H}{2}$							
Großanlage	0,335	0,144	0,294	0,076	0,020	0,131	mol %
68 mm alt	0,321	0,141	0,264	0,077	0,014	0,183	mol %
	7,173	3,144	5,899	1,726	0,316	4,094	mol/m ³
68 mm neu	7,488	3,219	6,571	1,699	0,447	2,928	mol/m ³
Konzentrationen in der Blasenphase bei $z = \frac{H}{2}$							
68 mm neu	7,492	3,221	6,580	1,699	0,448	2,932	mol/m ³
Konzentrationen in der Blasenphase bei $z = 0$							
68 mm neu	7,515	3,228	6,557	1,677	0,448	2,932	mol/m ³
	0,336	0,144	0,293	0,075	0,020	0,131	mol %

Es muss dabei zuerst die Gaskonzentration der 68 mm Anlage mit jener der industriellen Anlage abgeglichen werden. Anschließend kann von der Konzentration der Cloudphase auf die Konzentration in der Blasenphase bei gleicher Höhe umgerechnet werden, um dann die Konzentration am Reaktoreintritt zu bestimmen. Diese Prozedur muss für alle Reduktionsstufen durchgeführt werden. **Tabelle 4-IX** zeigt die neu ermittelten Versuchsbedingungen im Vergleich zum bisherigen Standardversuch.

Tabelle 4-IX: Vergleich Versuchsbedingungen alt und neu (z=H/2)

	Versuchsbedingungen Standardversuch alt			Versuchsbedingungen Standardversuch optimiert (z=H/2)			Einheit
	R3	R2	R1	R3	R2	R1	
H ₂	0,141	0,148	0,160	0,144	0,150	0,177	%
H ₂ O	0,077	0,064	0,051	0,075	0,065	0,039	%
CO	0,322	0,350	0,423	0,336	0,397	0,493	%
CO ₂	0,263	0,256	0,190	0,293	0,246	0,162	%
CH ₄	0,014	0,014	0,014	0,020	0,020	0,020	%
N ₂	0,183	0,168	0,162	0,131	0,125	0,112	%
GOD	42,3	39,1	29,2	43,4	36,2	23,0	-

5 Praktische Durchführung

In diesem Kapitel wird auf die Versuchsdurchführung sowie auf die verwendeten Apparaturen eingegangen. Zum Durchführen von Wirbelschichtreduktionsversuchen sind am Lehrstuhl für Eisen- und Stahlmetallurgie verschiedene Reaktoren in Betrieb. Dazu zählen zwei Wirbelschichtreaktoren mit Siebbodendurchmesser von jeweils 68 bzw. 160 mm. An beiden Anlagen ist es möglich unterschiedliche Versuchsbedingungen einzustellen, sowohl eine Variation der Gaszusammensetzungen als auch eine Veränderung der Temperatur ist möglich. Im Zuge dieser Masterarbeit wurden mittels des 68 mm Reaktors 3-stufige Reduktionsversuche mit unterschiedlichen Parametern durchgeführt. Ziel dieser Versuche ist ein Erreichen von vorgegebenen Reduktionsgraden, welche in der industriellen Großanlage erzielt werden. Zum besseren Verständnis der Ergebnisse wurden außerdem Schliffe der reduzierten Proben angefertigt und die chemische Zusammensetzung mittels chemischer Analyse bestimmt.

5.1 Anlagenbeschreibung Wirbelschicht 68 mm

Im Zuge dieser Masterarbeit wurde eine Wirbelschichtapparatur mit einem Retortendurchmesser von 68 mm in den bestehenden Vertikalretortenofen integriert. Ein Vorteil dieser Anlage gegenüber der bestehenden 160 mm Wirbelschichtapparatur liegt darin, dass ähnliche Reduktionsversuche mit wesentlich geringerem Aufwand durchgeführt werden können. Durch die kleineren Abmessungen verringert sich der nötige Gas- und Energieaufwand, wodurch die Kosten für einen Versuch deutlich gesenkt werden konnten.

Die Anlage selbst besteht prinzipiell aus drei Hauptbereichen:

- Steuereinheit,
- Gasversorgung bzw. Gaszufuhr,
- Wirbelschichtretorte inklusive Staudruckregelung und Wiegeeinheit.

Abbildung 5-1 zeigt schematisch den 68 mm Wirbelschichtreaktor und seine Hauptkomponenten (ohne eingezeichnete Thermoelemente).

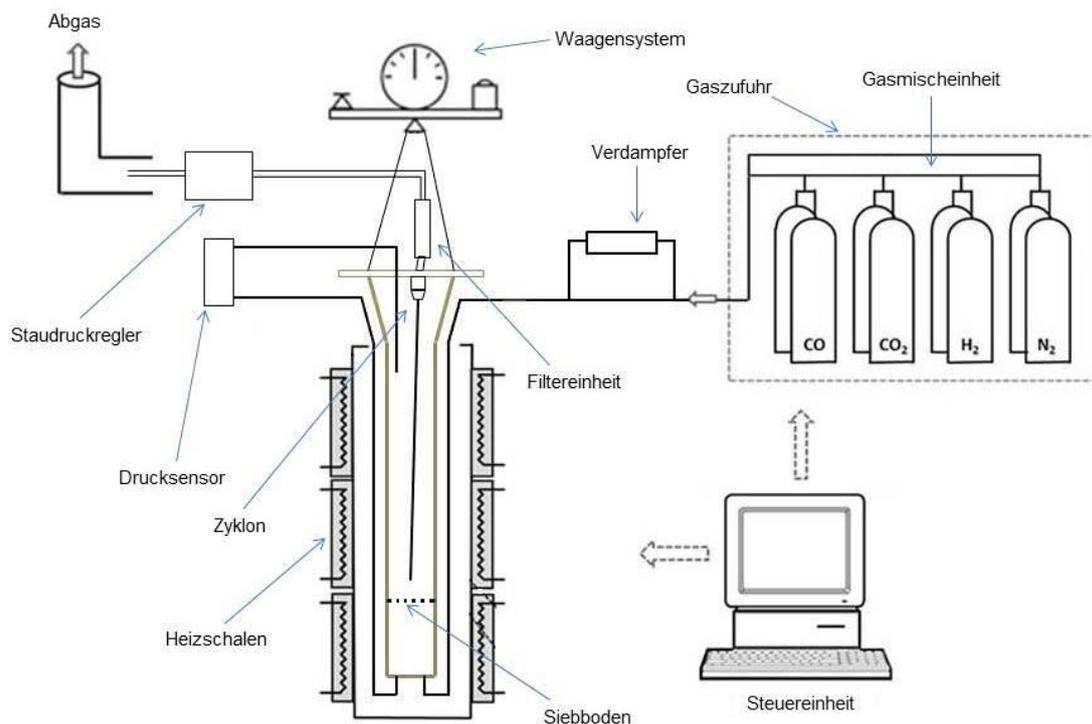


Abbildung 5-1: Schematische Darstellung des Wirbelschichtreaktors 68 mm

Von der Steuereinheit aus ist es möglich, sämtliche Parameter, wie Gaszusammensetzung, Temperatur oder Verweilzeiten der Anlage zu steuern und zu verändern. Vor einem Versuch werden sämtliche Parameter in einer Eingabemaske am Steuerbildschirm festgelegt. Das so definierte Versuchsprogramm wird während des Versuchs Schritt für Schritt automatisch vom System abgefahren. Während des Versuchs kommt es zu einer kontinuierlichen Aufzeichnung sämtlicher Parameter, wie Druck, Temperatur oder der Durchflussmengen aller Gaskomponenten. Diese Daten können in mitaufgezeichneten Graphen abgerufen werden, was eine laufende Kontrolle der Versuchsparameter ermöglicht. **Abbildung 5-2** zeigt die Benutzeroberfläche des Systems.

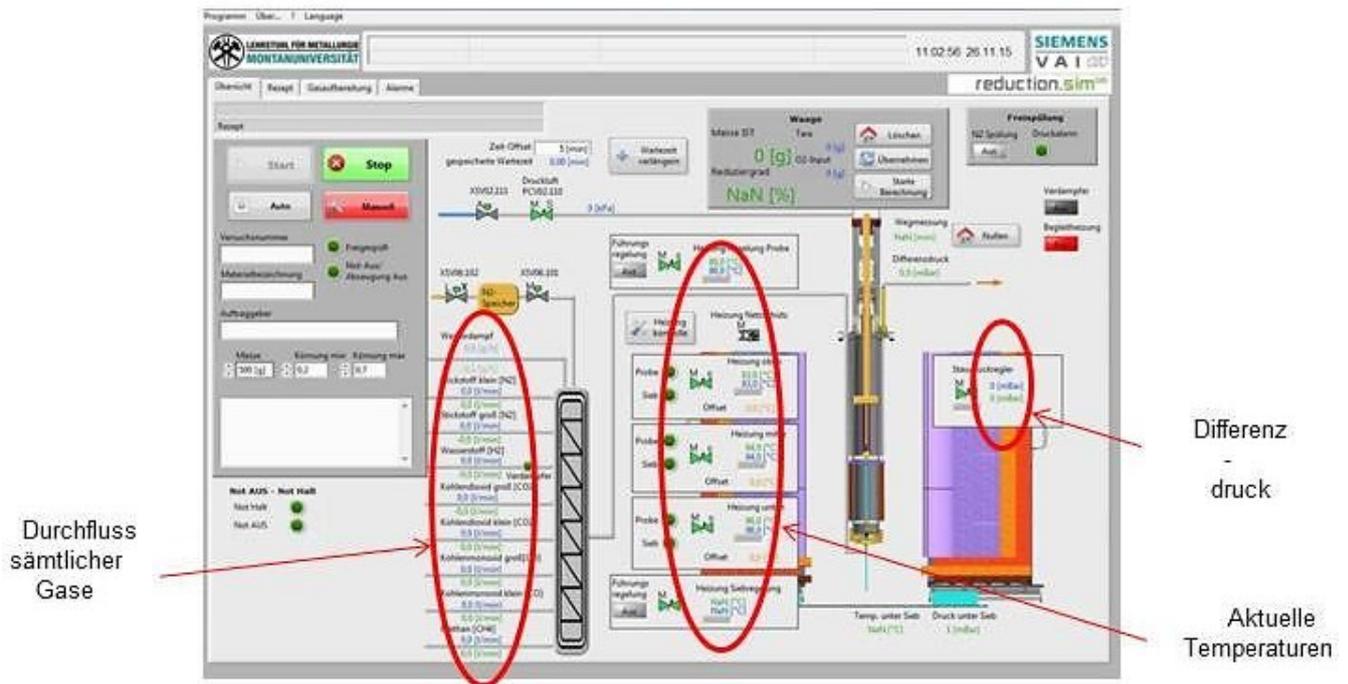


Abbildung 5-2: Benutzeroberfläche WS 68 mm

Um während des Versuchs die benötigten Gaszusammensetzungen einstellen zu können, ist die Anlage mit einem Gaszufuhrsystem ausgestattet. Dieses besteht aus Durchflussmessern, welche den Gasfluss während des Versuches regeln. Dadurch ist ein Einstellen der erforderlichen Gasmengen möglich. Bei den Durchflussmessern handelt es sich um Flowmeter der Firma Bronckhorst. Zusätzlich besitzt die Anlage noch zwei Wasserverdampfer, einen mit einer Kapazität von 250 g/h und einen Zweiten mit einer Kapazität von 80 g/h. Diese ermöglichen eine Befeuchtung des Reduktionsgases während des Versuches. Versorgt werden diese Verdampfer von einem Wassertank mit einem Fassungsvermögen von 8 Litern, welcher mit destilliertem Wasser befüllt ist. Zusätzlich existiert auch noch ein Stickstoff- Notbehälter, welcher vor jedem Versuch mit einem Druck von 4,6 bar gefüllt werden muss. **Abbildung 5-3** zeigt das Gaszufuhrsystem.

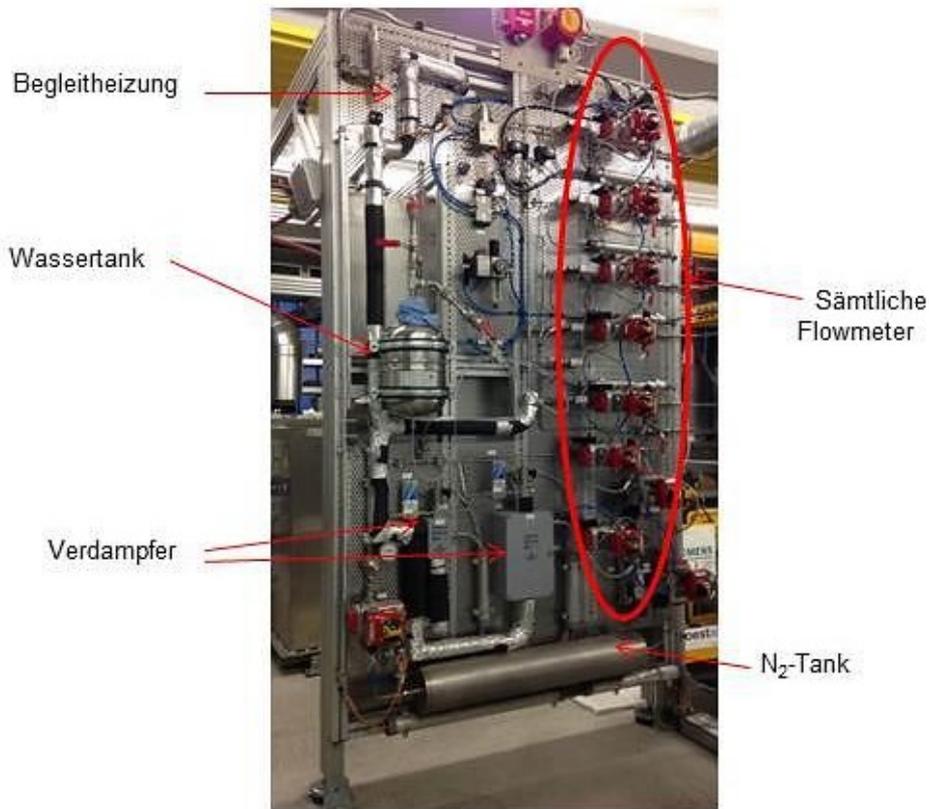


Abbildung 5-3: Gaszufuhrsystem WS 68 mm

Das Herzstück der Anlage stellt die Wirbelschichtretorte dar. Diese weist einen Siebbodendurchmesser von 68 mm auf. Der Siebboden, welcher eine gleichförmige Gasverteilung im Bett sicherstellen soll, ist mit 31 Öffnungen ausgestattet. Die Öffnungen haben einen Durchmesser von 1 mm. Der im Inneren der Retorte angebrachte Zyklon soll eine Rückführung des aus der Wirbelschicht ausgetragenen Materials gewährleisten. Sehr feines Material, welches nicht über den internen Zyklon abgeschieden wird, kommt nach dem Austritt aus der Retorte gemeinsam mit dem Gas in eine Filtereinheit und wird dort abgeschieden und gesammelt. Bei der Filtereinheit handelt es sich um einen Metallfilter, welcher Partikel sämtlicher Größe aus dem Abgas filtert. Das Reduktionsgas tritt von unten über den Siebboden in die Retorte ein. Die Vorwärmung des Gases erfolgt in einer vorgeschalteten Begleitheizung. Diese soll auch einer möglichen Kondensation der Feuchtigkeit im Gas in den Zuführungsleitungen vorbeugen. Die für Reduktionsversuche nötige Temperatur in der Retorte wird durch Heizschalen, in welche die Retorte eingehängt werden kann, bereitgestellt. Es sind Temperaturen bis 1100 °C möglich. Die Kontrolle der Temperaturen wird mittels in der Retorte angebrachten Thermoelementen gewährleistet. Die Druckregelung in der Retorte erfolgt über einen Staudruckregler. Dieser regelt den Druck in der Retorte über einen Drucksensor am Ausgang der Retorte. Je nach Öffnungs- bzw.

Schließungsgrad des Reglers lässt sich ein entsprechender Druck einstellen. Für Reduktionsversuche ist außerdem der Gewichtsabbau des eingesetzten Materials von entscheidender Bedeutung. Aus diesem Grund hängt die Retorte während des Versuches an einer Wiegeeinheit, welche eine kontinuierliche Aufzeichnung der Gewichtsänderung während der gesamten Versuchsdauer ermöglicht. **Abbildung 5-4** zeigt die einzelnen Teile der Retorte, **Abbildung 5-5** die eingehängte Retorte inklusive Staudruckregler und Wiegeeinheit.

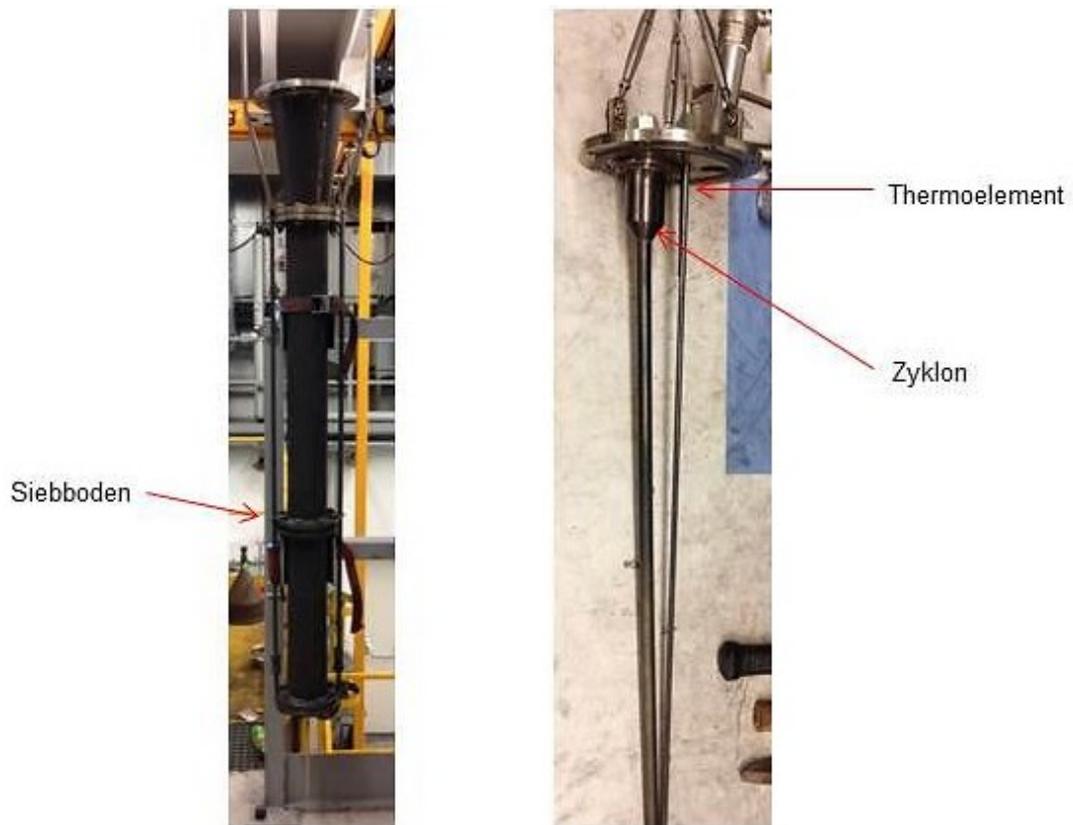


Abbildung 5-4: Retorte (links) und Retortendeckel (rechts)

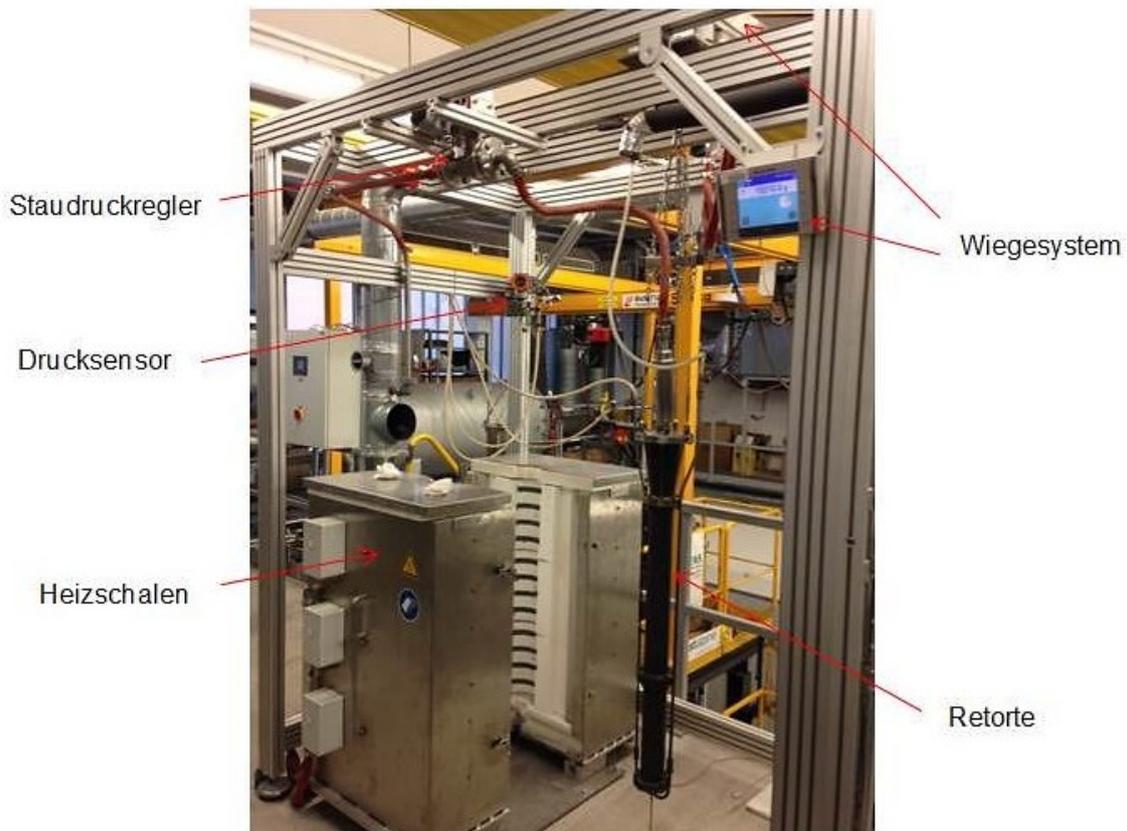


Abbildung 5-5: Anlage WS 68 mm

Die 68 mm Retorte bietet auch die Möglichkeit, das mittlere Teilstück der Retorte durch einen Plexiglasteil zu ersetzen. Dies ist vor allem bei der Durchführung von Versuchen ohne höhere Temperatur von Vorteil, da das Material während des Versuchs beobachtet werden kann. Kaltversuche dienen in erster Linie zur Ermittlung des Lockerungspunktes und zur Beobachtung der Blasenbildung im Bett. **Abbildung 5-6** zeigt die Retorte mit eingebauten Plexiglasement.



Abbildung 5-6: Retorte mit eingebautem Plexiglaselement

5.1.1 Durchführen von Versuchen mittels Wirbelschicht 68 mm

Um bei den durchzuführenden Versuchen reproduzierbare Ergebnisse zu bekommen, sind vor dem Versuchsstart einige Punkte zu beachten.

a. Zusammenbau der Retorte

Beim Zusammenbau der Retorte ist auf ein korrektes Einsetzen des Zyklons zu achten. Außerdem müssen sämtliche Dichtungen nach jedem Versuch auf Beschädigungen untersucht werden. Da die Reduktionstests mit giftigem CO-Gas durchgeführt werden ist eine absolute Dichtheit des Systems erforderlich.

b. Korrektes Einhängen der Retorte

Beim Einhängen der Retorte in das Wiegesystem ist auf eine horizontale Position zu achten. Ansonsten könnte es während des Versuchs zu einem Verfälschen der Gewichtsabbaukurve kommen, wenn die Retorte mit der Heizschale in Kontakt gerät. Anschließend können sämtliche Thermoelemente und Gasleitungen (Gaszufuhr, Abgasschlauch bzw. Gasleitung zum Staudruckregler sowie Leitungen für den Drucksensor) an die Retorte angeschlossen werden.

c. Sicherstellen der Gaszufuhr

Vor jedem Versuch ist sicherzustellen, dass genügend Gas für den gesamten Versuch vorhanden ist. Außerdem muss die Gaszufuhr durch Öffnen der Kugelhähne gewährleistet werden.

d. Dichtheitstest der Retorte

Wie erwähnt werden Reduktionsversuche mit giftigem CO-Gas durchgeführt. Aus diesem Grund muss vor jedem Versuch die Retorte mit Stickstoff gespült und mittels Lecksuchspray auf Undichtheiten kontrolliert werden. Werden keine Undichtheiten festgestellt, so wird die Retorte mit CO geflutet und mittels Gaswarngerät auf möglichen CO-Austritt erneut untersucht.

e. Befüllen der Retorte mit Material

Beim Befüllen der Retorte ist ein konstanter Stickstofffluss von wenigen l/min in der Retorte einzustellen, um ein Durchrieseln von feinem Material durch den Siebboden zu vermeiden. Die Befüllung erfolgt mittels Trichter durch die dafür vorgesehene Öffnung.

f. Programmstart

Wurden alle Punkte ordnungsgemäß erfüllt, so kann das Versuchsprogramm gestartet werden. Bevor der erste Reduktionsschritt startet wird das Material erst mit Stickstoff fluidisiert und auf entsprechende Temperatur aufgeheizt. Die Steuereinheit fährt die im Programm gespeicherten Betriebspunkte automatisch bis zum Ende des Tests ab.

g. Langsames Abkühlen der Retorte

Nach dem Ende des Versuchs erfolgt ein langsames Abkühlen. Die Retorte wird dabei kontinuierlich mit Stickstoff gespült um CO-Reste aus dem System zu entfernen und das Material abzukühlen. Anschließend wird der Druck aus der Retorte abgelassen.

h. Ausbau des Materials

Nach ausreichender Abkühlung kann der Ausbau des Materials beginnen. Dabei ist vor allem darauf zu achten, dass kein Material verloren geht. Ansonsten kommt es zu einer Verfälschung der Massenbilanz. Anschließend kann das Material rückgewogen werden.

5.1.2 Versuchsbedingungen

5.1.2.1 Einsatzmaterial

Bei sämtlichen Reduktionsversuchen wurde dasselbe Erz verwendet. Es handelt sich dabei um Hamersly Erz, ein hämatitisches Erz aus Australien. **Tabelle 5-I** demonstriert die chemische Zusammensetzung des Erzes. Die Analyse zeigt auch den Glühverlust (LOI) des Erzes. Dieser beläuft sich bei 900 °C auf 3,3 % der Masse.

Tabelle 5-I: Chemische Zusammensetzung Hamersly Erz

Spezies	[%]	Spezies	[%]
Fe(tot)	63,6	Na ₂ O	-
FeO	0,58	Mn	0,17
Al ₂ O ₃	2,07	Ni	-
SiO ₂	3,48	Cu	-
CaO	0,01	Cr	-
MgO	0,01	S	0,005
TiO ₂	0,12	P	0,07
K ₂ O	0,014	LOI (900 °C)	3,3

Während der Versuche muss ein Eintauchen des Zyklons in die Bettmasse sichergestellt sein. Daraus ergibt sich eine minimale Betthöhe für die 68 mm Wirbelschichtapparatur von 55 mm. Dies würde einer Masse von 500 g Erz entsprechen. Die Auslegung der Retorte erfolgte allerdings auf eine Erzmasse von 165 g. Um eine genügend hohe spezifische Gasrate für das Erz sicherzustellen wurde die Menge an Erz deshalb nicht verändert. Um trotzdem die nötige Betthöhe zu erreichen, wurde die Masse mit 200 g inertem Quarz aufgestockt. **Tabelle 5-II** zeigt die chemische Zusammensetzung des verwendeten Quarzes.

Tabelle 5-II: Chemische Zusammensetzung Quarz

Spezies	[%]	Spezies	[%]
SiO ₂	95,0	Fe ₂ O ₃	0,04
Al ₂ O ₃	2,6	K ₂ O	1,6
Na ₂ O	0,4		

Das eingewogene Material bewegt sich in den Kornklassen zwischen 0,063 mm und 1 mm. Die Kornklassenverteilung des Quarzes wurde so gewählt, dass die Lockerungsgeschwindigkeit der Quarzschüttung jener des Erzes entspricht. **Tabelle 5-III** zeigt die Verteilung und die Massen des eingewogenen Materials.

Tabelle 5-III: Kornklassenverteilung Einwaage

Kornklasse	Erz		Quarz	
	Masse		Masse	
	%	g	%	g
0,063-0,125	15,4	25,4	-	-
0,125-0,25	33,2	54,8	46,1	92,1
0,25-0,5	28,6	47,2	53,9	107,9
0,5-1	22,8	37,6	-	-
Summe	100	165	100	200

5.1.2.2 Versuchsparameter

Die durchgeführten Reduktionstests sind dreistufig und sollen einen FINEX[®]-Prozess repräsentieren. Ziel der Versuche ist ein Reduktionsgrad von 62 %, wie er auch in der industriellen Anlage erreicht wird. Versuche mit der 160 mm Wirbelschichtapparatur führten bislang zu einem durchschnittlichen Reduktionsgrad von nur 54 %. Aus diesem Grund wurde der bestehende Standardtest wie in **Kapitel 4.4** errechnet verändert.

Temperatur und Druck sind bei allen Versuchen konstant. Eine Variation von Verweilzeit und Gaszusammensetzung soll zum erwünschten Ergebnis führen. **Tabelle 5-IV** zeigt die Versuchsparameter des alten Standardversuchs.

Tabelle 5-IV: Versuchsbedingungen Standardversuch alt

		R3	R2	R1
Spezies		%	%	%
Gaszusammensetzung	H ₂	16,0	16,5	17,7
	H ₂ O	8,7	7,1	5,6
	CO	36,5	38,9	46,7
	CO ₂	29,8	28,5	21,0
	CH ₄	1,6	1,6	1,5
	N ₂	7,4	7,4	7,5
GOD	%	42,3	39,1	29,2
Temperatur	°C	480	750	760
Absolutdruck	bar	1,4	1,4	1,4
Verweilzeit	min	30	30	40

Die Ergebnisse der Berechnungen aus **Kapitel 4.4** haben für eine Abgleichung der Gaszusammensetzungen in der Mitte der Reaktoren (Wirbelschichtapparatur 68 mm und industrielle Großanlage) die in **Tabelle 5-V** dargestellten Versuchsbedingungen ergeben.

Tabelle 5-V: Versuchsbedingungen Standardtest optimiert

		R3	R2	R1
Spezies		%	%	%
Gaszusammensetzung	H ₂	14,4	15,0	17,7
	H ₂ O	7,5	6,5	3,9
	CO	33,6	39,7	49,3
	CO ₂	29,3	24,6	16,2
	CH ₄	2,0	2,0	2,0
	N ₂	13,1	12,5	11,2
GOD	%	43,4	36,2	23,1
Temperatur	°C	480	750	760
Absolutdruck	bar	1,4	1,4	1,4
Verweilzeit	min	30	30	49

Die Betriebsbedingungen können anschaulich in einem Baur-Glässner Diagramm dargestellt werden. **Abbildung 5-7** zeigt solch ein Diagramm mit den eingezeichneten Betriebspunkten der Standardtests.

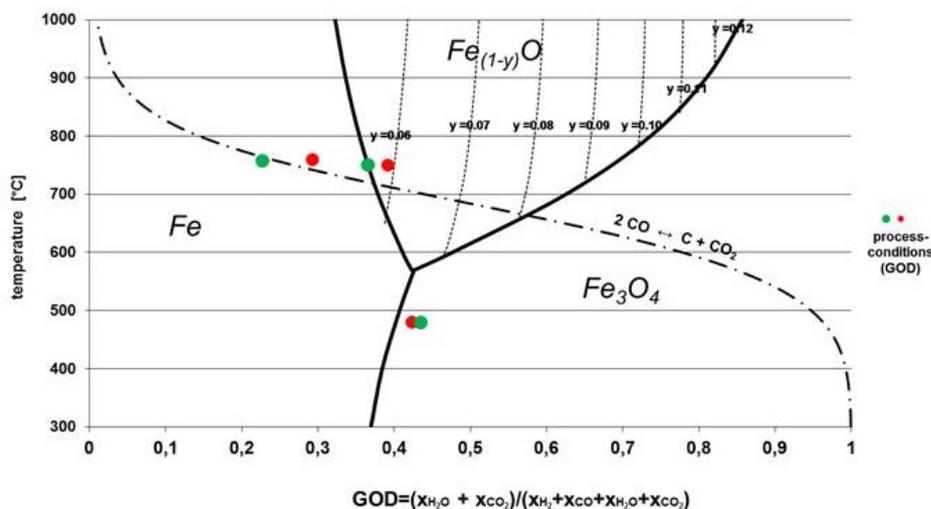


Abbildung 5-7: Baur-Glässner Diagramm mit eingezeichneten Betriebspunkten

Das Baur-Glässner Diagramm wurde für die entsprechende Gaszusammensetzung bestimmt. Die roten Betriebspunkte stellen den Standardtest alt dar, die grünen Punkte die Bedingungen des optimierten Standardversuchs. Es ist aus diesem Diagramm ersichtlich, dass der Betriebspunkt für R2 bei der optimierten Version am Gleichgewicht zwischen Wüstit und Eisen liegt. Es besteht daher die Möglichkeit, dass sich schon während des Reduktionsversuches in R2 metallisches Eisen bildet. Dies hat sich in den Versuchen allerdings nicht bestätigt.

5.1.3 Versuchsauswertung

5.1.3.1 Reduktionsgrad

Bei der Auswertung von dreistufigen Reduktionsversuchen ist vor allem der erreichte Reduktionsgrad von entscheidender Bedeutung. Aus den Versuchsergebnissen ergeben sich drei Möglichkeiten den Reduktionsgrad zu bestimmen:

- mittels aufgezeichneter Gewichtsabbaukurve,
- Berechnung aus der Massenbilanz (Differenz Ein- und Auswaage),
- Bestimmung aus der chemischen Analyse des reduzierten Materials.

Während des Reduktionsversuchs wird jede Sekunde ein Messwert des Waagensignals gespeichert. Daraus ergibt sich eine Gewichtsabbaukurve nach der Zeit für die einzelnen Reduktionsstufen. Der Gewichtsabbau entspricht dem durch die Reduktion des Erzes abgebauten Sauerstoff. Somit kann für jeden Messwert ein zugehöriger Reduktionsgrad bestimmt werden, woraus sich eine Reduktionsgradkurve ergibt. Eine solche Kurve, die in der Wirbelschichtapparatur 160 mm bestimmt wurde, ist in **Abbildung 5-8** dargestellt. Aus dieser Kurve ist ersichtlich, dass sich in R3 und in R2 jeweils ein Gleichgewicht einstellt. Dies bedeutet, dass in R3 Hämatit vollständig zu Magnetit und in R2 Magnetit vollständig zu Wüstit reduziert wird. In R1 wird ein Endreduktionsgrad von ca. 50 % erreicht.

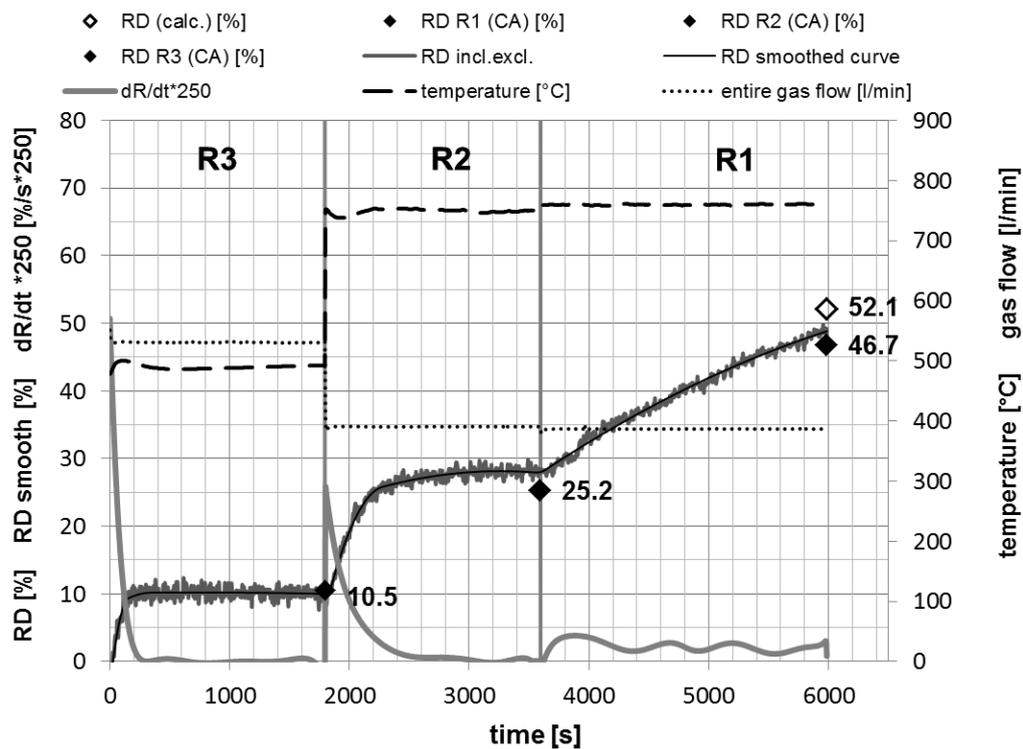


Abbildung 5-8: Beispiel einer aufgenommenen Reduktionsgradkurve [36]

Zur Umrechnung von Gewichtsabbau auf Reduktionsgrad wird Gleichung (5-1) verwendet.

$$RD = \left(1 - \frac{O}{1,5 * Fe}\right) * 100 \% \tag{5-1}$$

Die Menge an Sauerstoff und Eisen muss jeweils in Mol eingesetzt werden.

Eine weitere Möglichkeit den Reduktionsgrad eines Versuches zu bestimmen, ist die Berechnung aus der Massenbilanz. Dabei ist beim Ausbau des Materials aus der Versuchsanlage vor allem darauf zu achten, dass kein Material verloren geht. Mithilfe der Masse des eingewogenen Materials und mit jener des reduzierten Materials lässt sich ein Endreduktionsgrad bestimmen.

Die letzte Möglichkeit ist die Berechnung aus den Ergebnissen einer chemischen Analyse des reduzierten Materials. Dies sollte prinzipiell die genaueste Möglichkeit sein und dient vor allem zur Kontrolle der Versuchsergebnisse. Weiteres kann auch die Metallisierung des reduzierten Erzes bestimmt werden. Diese berechnet sich nach folgender Gleichung (5-2).

$$Met = \frac{Fe_{met}}{Fe_{tot}} * 100 \% \tag{5-2}$$

5.1.3.2 Siebanalyse

Weiteres liefern Wirbelschichtversuche Aussagen über etwaige Verschiebungen von Korngrößen, welche durch Abrasionsmechanismen und möglichen Kornzerfall entstehen. Nach dem Versuch kann das Material erneut gesiebt werden und somit eine Siebkurve ermittelt werden. Diese Art der Auswertung ist vor allem bei Stabilitätsüberprüfungen von Mikroagglomeraten sinnvoll, da durch die Siebanalyse relative einfach sichtbar gemacht werden kann, ob die Agglomerate genügend Stabilität für die Wirbelschicht aufweisen.

5.2 Morphologische Untersuchungen

Zur Kontrolle und besseren Beurteilung der erzielten Ergebnisse werden morphologische Analysen durchgeführt. Außerdem kann ein möglicher Einfluss, des für die Erreichung der vorgegebenen Betthöhe eingesetzten Quarzes, beurteilt werden. Aus diesem Grund werden aus dem reduzierten Material Schliffe angefertigt, welche Mithilfe des am Lehrstuhl für Eisen- und Stahlmetallurgie vorhandenen Lichtmikroskops untersucht werden können. Eine Probennahme zwischen den einzelnen Reduktionsstufen ist beim Wirbelschichtreaktor 68 mm nicht möglich, daher kann nur Material nach der dritten Reduktionsstufe betrachtet werden. Eine Möglichkeit besteht im Abbruch des Reduktionsversuches nach den einzelnen Reduktionsstufen und einer anschließenden Analyse. Die Wirbelschichtapparatur 160 mm bietet die Möglichkeit, Proben zwischen den einzelnen Reduktionsstufen zu entnehmen, was bei der Evaluierung des Reduktionsfortschrittes ein großer Vorteil ist.

5.3 Chemische Analyse

Die chemischen Analysen werden durchgeführt, um eine exakte Berechnung des Reduktionsgrades zu ermöglichen. Dazu wird das reduzierte Material auf metallisches sowie zweiwertiges Eisen analysiert. Die Analysen werden vom Lehrstuhl für Allgemeine Chemie bzw. von der voestalpine Stahl GmbH durchgeführt.

6 Versuchsergebnisse

In diesem Kapitel werden die ermittelten Versuchsergebnisse ausgewertet und diskutiert. Es handelt sich dabei um Ergebnisse von Kalt- und Heißversuchen an der 68 mm Wirbelschichtanlage inklusive Schliffbilder und chemischer Analyse von ausgewählten Versuchen.

6.1 Ergebnisse Kaltversuche 68 mm

Die 68 mm Wirbelschichtanlage wurde am Lehrstuhl für Eisen- und Stahlmetallurgie neu in Betrieb genommen, daher mussten, bevor mit Reduktionsversuchen gestartet werden konnte, Kaltversuche durchgeführt werden, um das Fluidisierungsverhalten der Schüttung in der Retorte zu überprüfen. Außerdem kann auf diesem Weg einfach die Lockerungsgeschwindigkeit sowie die Blasenauftiebggeschwindigkeit und Bildungsfrequenz ermittelt und mit den Ergebnissen der Berechnungen verglichen werden.

6.1.1 Experimentelle Bestimmung der Lockerungsgeschwindigkeit

Um die Lockerungsgeschwindigkeit experimentell bestimmen zu können, muss der Druckverlust des Gases durch die Schüttung in Abhängigkeit von der Gasgeschwindigkeit aufgezeichnet werden. Die Bestimmung des Druckverlustes ist einfach, da der Differenzdruckregler direkt den Wert für den Druckverlust liefert. Sämtliche Kaltversuche wurden ausschließlich mit Stickstoff durchgeführt.

Der erste Schritt zur Ermittlung solcher Kurven ist die Bestimmung des Druckverlustes der leeren Retorte. **Abbildung 6-1** zeigt den Druckverlust der leeren Retorte in Abhängigkeit der Gasgeschwindigkeit.

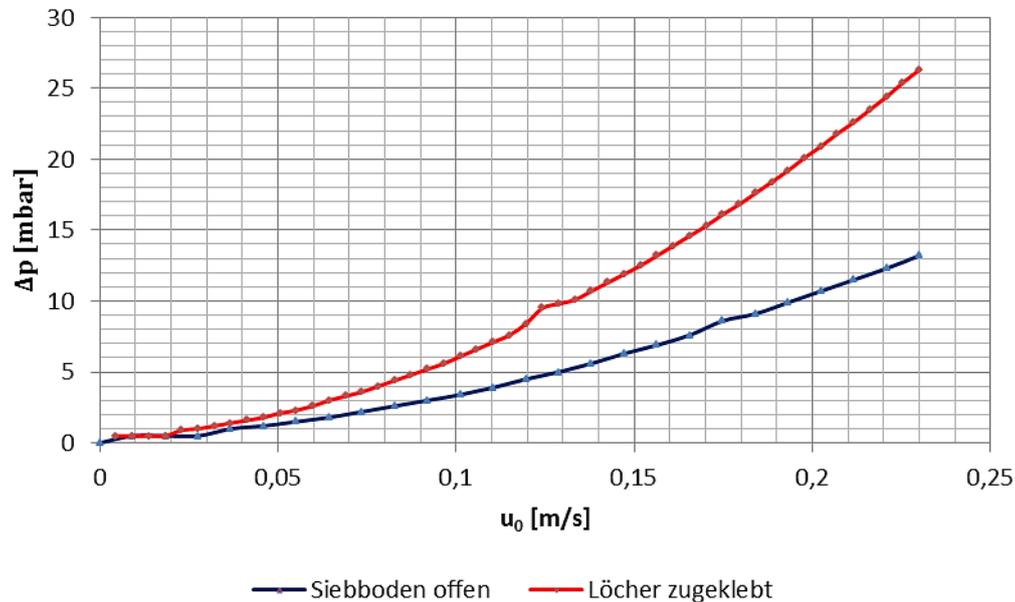


Abbildung 6-1: Änderung des Druckverlustes der leeren Retorte

Es sind zwei verschiedene Kurven zu sehen. Die blaue Kurve zeigt den Druckverlust der Retorte, wenn sämtliche Löcher im Siebboden offen sind. Für die Kaltversuche wurden ca. 30 % der Öffnungen (10 der 31 Löcher) zugeklebt, um einen höheren Druckabfall zu erreichen (rote Linie). Die ermittelten Werte für den Druckverlust der leeren Retorte müssen anschließend von den Werten für den Druckverlust einer Schüttung abgezogen werden, um eine entsprechende Druckverlustkurve zu erhalten. **Abbildung 6-2** zeigt den um den Druckverlust der leeren Retorte korrigierten Verlauf der Schüttung entsprechend **Tabelle 5-III**. Die schwarze Kurve entspricht dem Druckverlust bei steigender Gasgeschwindigkeit, die rote Linie bei fallender Gasgeschwindigkeit. Die schwarze Linie liefert dabei keinen eindeutigen Lockerungspunkt. Grund dafür sind die in der Schüttung vorhandenen unterschiedlichen Kornklassen. Jede Kornklasse besitzt einen anderen Lockerungspunkt, so fluidisieren die einzelnen Körner im Bett bei unterschiedlichen Gasgeschwindigkeiten und es stellt sich kein konstanter Druckverlust ein. Bei der roten Linie hingegen ist ein eindeutiger Übergangspunkt erkennbar. Hierbei setzt sich das bereits fluidisierte Material bei einer gewissen Gasgeschwindigkeit ab, was zu einem Absinken des Druckverlustes führt. Dieser Übergangspunkt, welcher auch Lockerungspunkt genannt wird, tritt hier bei einer Gasgeschwindigkeit von 0,08 m/s ein.

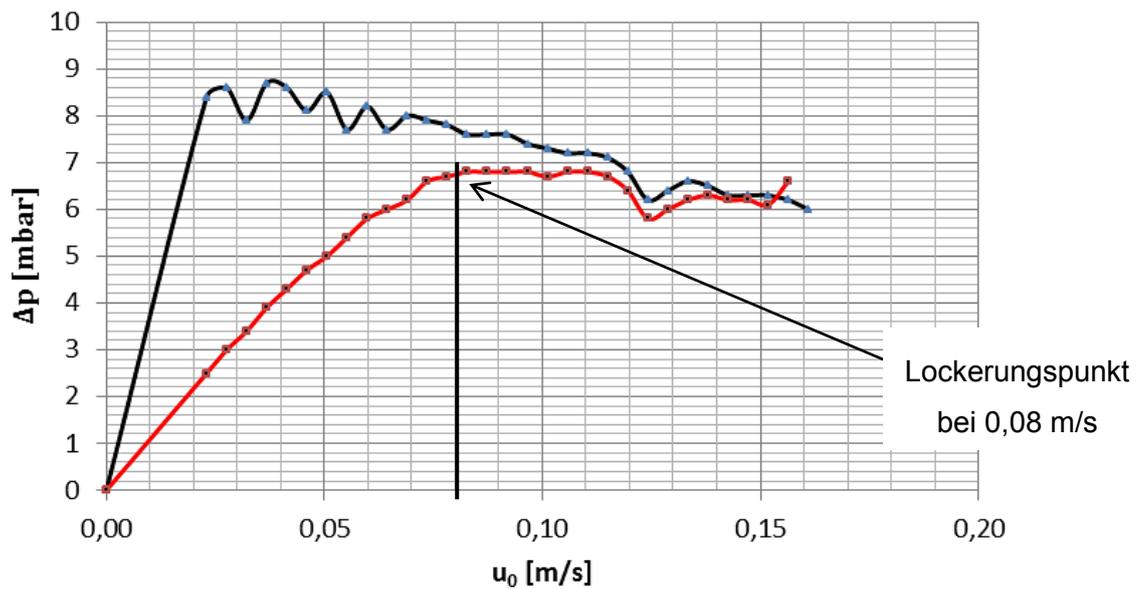


Abbildung 6-2: Verlauf des Druckverlustes der gesamten Schüttung

Die Lockerungsgeschwindigkeiten für diese Schüttungen liegen laut den Berechnungsergebnissen in **Tabelle 4-II** nach der Ergun-Gleichung zwischen 0,042 und 0,101 m/s bzw. nach Geldart zwischen 0,058 und 0,136 m/s. **Abbildung 6-3** zeigt die Abhängigkeit der berechneten Lockerungsgeschwindigkeiten vom Formfaktor.

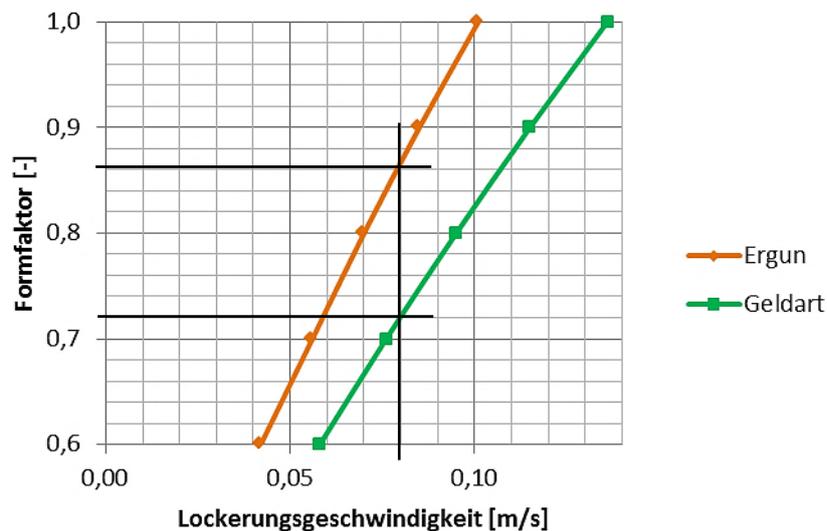


Abbildung 6-3: Abhängigkeit der Lockerungsgeschwindigkeit vom Formfaktor

Mithilfe der experimentell ermittelten Lockerungsgeschwindigkeit kann ein Formfaktor für die Schüttung ermittelt werden. Nach der Ergun-Gleichung ergibt sich ein Formfaktor von 0,86, nach Geldart einer von 0,72. Während des Versuches selbst zeigte das Bettmaterial

bestehend aus Quarz und Erz keine Tendenz zur Entmischung, auch eine gute Fluidisierung lässt sich während des Versuches beobachten.

Zur Kontrolle der Formeln wurde außerdem ein Versuch mit nur einer Kornklasse (0,25-0,5 mm) durchgeführt. **Abbildung 6-4** zeigt den Verlauf des Druckverlustes in einem Bett bestehend nur aus Partikeln der Größe 0,25 bis 0,5 mm. Die schwarze Linie entspricht wieder der Aufzeichnung bei steigender Gasgeschwindigkeit, die rote Linie bei abnehmender Gasgeschwindigkeit.

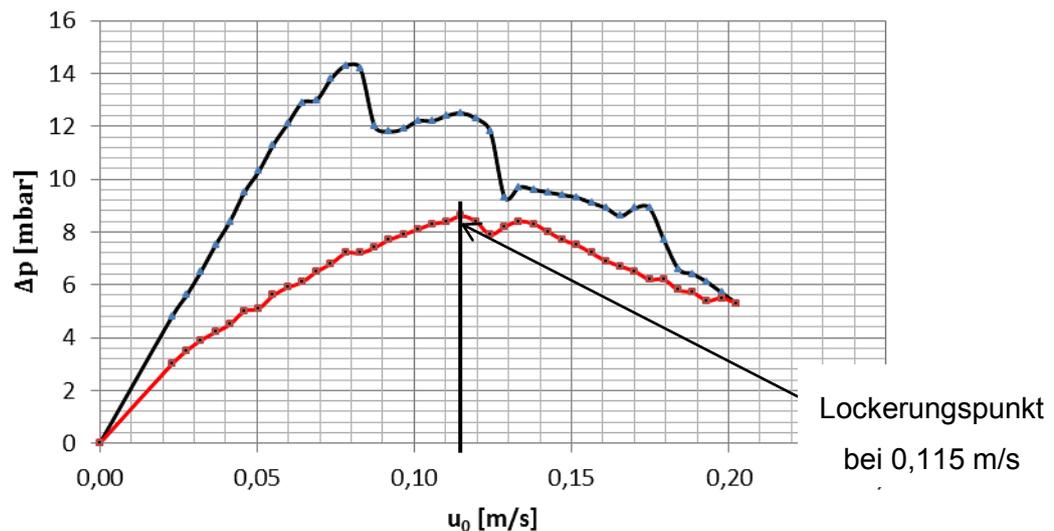


Abbildung 6-4: Verlauf des Druckverlustes (Kornklasse 0,25-0,5 mm)

Wiederrum ist bei steigender Gasgeschwindigkeit kein eindeutiger Lockerungspunkt definierbar. Bei fallender Gasgeschwindigkeit lässt sich dieser Punkt bei 0,115 m/s festlegen. Zum Vergleich, die Formel nach Ergun liefert für eine Partikelgröße von 0,5 mm und einen Formfaktor von 0,86 eine Lockerungsgeschwindigkeit von 0,118 m/s, jene nach Geldart für einen Formfaktor von 0,72 0,116 m/s. Auffällig ist, dass die Kurve rechts vom Lockerungspunkt einen ziemlich konstanten Abfall aufweist. Mögliche Ursachen für diesen Abfall können in der Form der Partikel bzw. in einer elektrostatischen Aufladung der Schüttung während des Versuches liegen. Weisen die Partikel eine blättchenartige Form auf, so besteht die Möglichkeit, dass sich diese während des Versuchs in der Strömung ausrichten, was einen Abfall des Druckes zur Folge hat.

6.1.2 Experimentelle Bestimmung der Blasenauftiegs geschwindigkeit

Die experimentelle Bestimmung der Blasenauftiegs geschwindigkeit erfolgte auf ganz einfache Weise. Es wurde dabei durch Videoanalyse des fluidisierten Materials die Zeit

ermittelt, welche eine Blase am Rand benötigt, um durch das Bett zu wandern. Anschließend kann über die Betthöhe die Aufstiegsgeschwindigkeit berechnet werden. **Tabelle 6-I** zeigt die ermittelten Werte für die Aufstiegszeit der Blasen.

Tabelle 6-I: Ergebnisse Ermittlung der Aufstiegszeit einer Blase im Bett

Gasgeschwindigkeit	Benötigte Zeit			Mittelwert
m/s	s			s
0,120	0,17	0,14	0,17	0,16
0,133	0,16	0,17	0,20	0,18
0,161	0,13	0,17	0,14	0,15
0,198	0,14	0,14	0,15	0,14
Gesamter Mittelwert s				0,16

Daraus ergibt sich eine durchschnittliche Aufstiegszeit für die Blasen von 0,16 s. Da die Blasen erst oberhalb des Flansches sichtbar werden, muss bei der Berechnung der Geschwindigkeit die Dicke des Flansches von der Betthöhe abgezogen werden. Es folgt daraus eine sichtbare Betthöhe von 36 mm. Dividiert man diesen Wert durch die ermittelten 0,16 s so ergibt sich eine Blasenauftiegs geschwindigkeit von 0,23 m/s. Zum Vergleich, die Berechnungen nach Kunii u. Levenspiel ergeben für die Aufstiegsgeschwindigkeit einer einzelnen Blase 0,22 m/s, die Berechnung nach Geldart liefert eine Geschwindigkeit von 0,23 m/s. Diese Werte stimmen exakt mit den gemessenen überein.

6.1.3 Experimentelle Bestimmung der Blasenbildungsfrequenz

Für die Ermittlung der Bildungsfrequenz von Blasen wurde mittels Videoanalyse die Anzahl an Blasen bestimmt, welche am oberen Ende des Bettes austritt. **Tabelle 6-II** zeigt die ermittelten Werte.

Tabelle 6-II: Ermittelte Werte Blasenbildungsfrequenz

	Zählung			Einheit
	1	2	3	
Frequenz	15	19	18	1/s
Mittelwert		17,3		1/s

Es ergibt sich eine durchschnittliche Frequenz von 17,3 1/s. Zum Vergleich, die Berechnung nach Kunii u. Levenspiel liefert eine Frequenz von 17,61 1/s, jene nach Geldart eine Frequenz von 25,48 1/s. Auch diese Werte passen gut mit den ermittelten überein.

6.2 Ergebnisse Heißversuche 68 mm (Versuchsbedingungen $z=H/2$)

Die in **Kapitel 4.4** berechneten Versuchsbedingungen sollen nun experimentell bestätigt werden. **Abbildung 6-5** zeigt die gesamten Versuchsbedingungen für den ersten Heißversuch (MWS 07). Diese entsprechen jenen Bedingungen welche von der industriellen Anlage für $z=H/2$ abgeleitet worden sind.

calculation of test parameter:		3-stage 480/750/760°C FINEX															
		concentration, temp. plant				concentration test rig				gas flow test rig							
gas composition		R1	R2	R3	R4	R1	R2	R3	R4	R1	heating	R2	heating	R3	heating	R4	
		[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[Nm ³ /min]							
species	H ₂	17,7%	15,0%	14,4%	0,0%	18,8%	15,4%	13,0%	0,0%	2,7		3,1		3,5		0,0	
	H ₂ O	3,9%	6,5%	7,5%	0,0%	3,0%	6,7%	6,8%	0,0%	0,6		1,3		1,8		0,0	
	CO	49,3%	39,7%	33,6%	0,0%	38,4%	40,7%	30,3%	0,0%	7,6		8,2		8,3		0,0	
	CO ₂	16,2%	24,6%	29,3%	0,0%	12,6%	25,2%	26,4%	0,0%	2,5		5,1		7,2		0,0	
	CH ₄	2,0%	2,0%	2,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0		0,0		0,0		0,0	
	N ₂	112%	12,5%	13,1%	0,0%	32,1%	12,1%	23,5%	0,0%	6,4		2,4		6,4		0,0	
	total dry	96,4%	93,8%	92,4%	0,0%	97,0%	93,3%	93,2%	0,0%	19,3		18,8		25,4		0,0	
	total wet	100,3%	100,3%	99,9%	0,0%	100,0%	100,0%	100,0%	0,0%	19,9		20,1		27,3		0,0	
	GOD	23,1%	36,2%	43,4%	0,0%	23,1%	36,2%	43,4%	0,0%	23,1%		36,2%		43,4%		0,0%	
	H ₂ /H ₂ O	4,54	2,31	192	0,00	4,54	2,31	192	0,00								
	CO/CO ₂	3,04	1,61	115	0,00	3,04	1,61	115	0,00								
	temperature [°C]	760	750	480	0					760	760	750	750	480	480	0	
	residence time [min]	49	30	30	0					49	5	30	35	30	0	0	
	spec. gas rate plant [Nm ³ /t]	810	810	810	0												
	supposed gas rate red. [Nm ³ /t]	4000	3200	3800	0												
	defined uL retort [m/s]	0,25	0,25	0,25	0												
	flow rate red. comp. [Ndm ³ /h]	808,163	1056	1254	0												
	flow rates [Ndm ³ /h]	194	1205	1638	0												
	entire flow rates [Ndm ³ /h]	931	1234	1477	0												
	SGR red. [Nm ³ /t] recalculate	4012	3210	3796	0												
	SGR total [Nm ³ /t]	5909	3653	4963	0												
	diameter retort [m]															0,068	
	cross section retort [m ²]																0,004
	absolute pressure [bar]																14
	atmospherical pressure [bar]																1013

Abbildung 6-5: Gesamte Versuchsbedingungen MWS 07

Die Einwaage beträgt 165 g Erz (Hamersly Erz) und 200 g Quarz zur Erreichung der benötigten Betthöhe. Bei einer vollständigen Reduktion von Hämatit zu Magnetit (R3) von 165 g Erz können maximal 5,54 g Sauerstoff abgebaut werden, bei der Reduktion von Magnetit zu Wüstit maximal 10,95 g (stöchiometrisch berechnet). **Abbildung 6-6** zeigt die während des ersten Versuchs (MWS 07) aufgezeichnete Gewichtsabbaukurve.

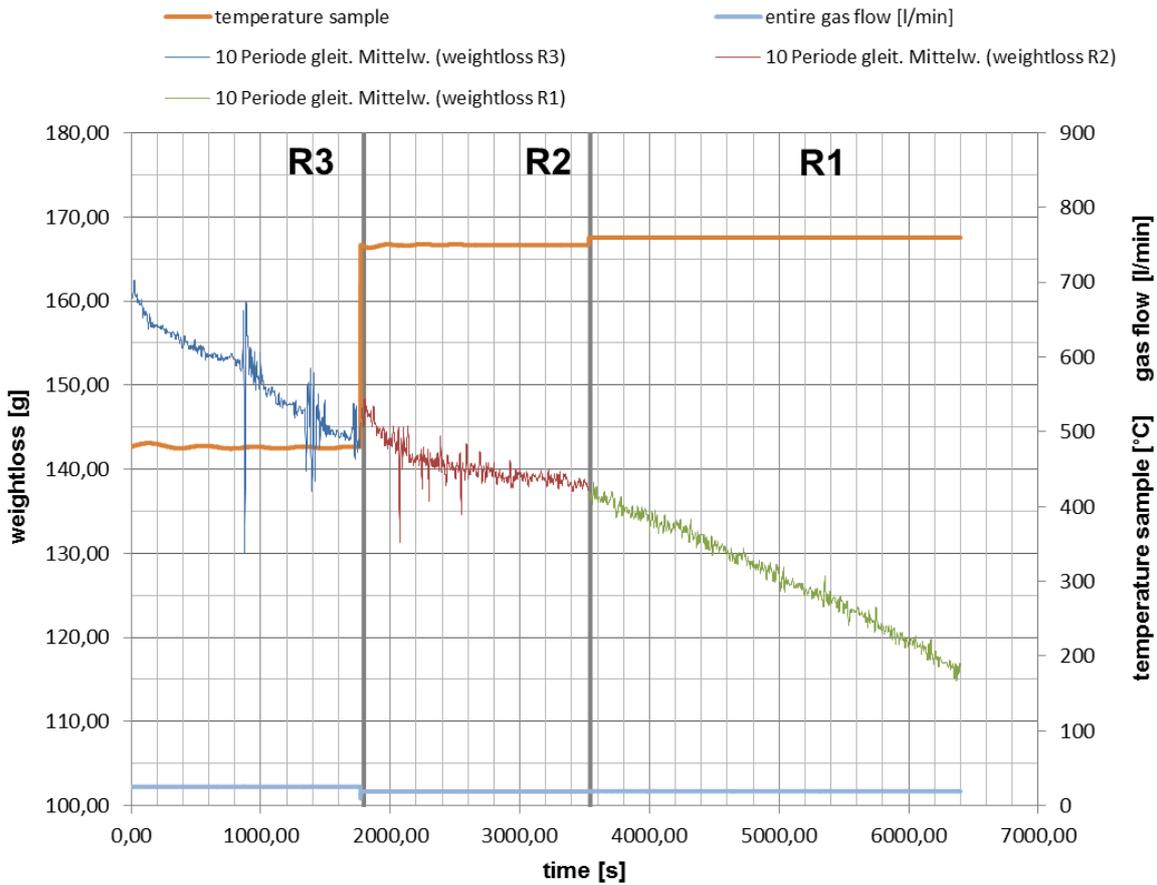


Abbildung 6-6: Gewichtsabbaukurve MWS 07

Aus der Kurve ist ersichtlich, dass in R3 ein wesentlich höherer Gewichtsabbau als die maximal möglichen 5,54 g stattfindet. Dieser beläuft sich auf über 15 g. Eine mögliche Erklärung dieses überhöhten Gewichtsabbaus liegt in der Verwendung von Lecksuchspray zur Dichtheitskontrolle vor dem Versuchsstart. Dieser Spray setzt sich zwischen den Flanschen fest und verdunstet während des Aufheizvorganges nicht vollständig. Es kommt daher auch noch während der Reduktionsstufe zu einer Verdampfung des Sprays und somit zu einer Verfälschung des Messergebnisses. In R2 hingegen zeigt sich ein optimaler Gewichtsabbau. Nach wenigen Minuten kommt es zur Erreichung des Gleichgewichts, d.h. der Magnetit ist (beinahe) vollständig zu Wüstit reduziert. In R1 erfolgt ein linearer Gewichtsabbau. Hier wird kein Gleichgewicht erreicht, da nicht der gesamte Wüstit zu Eisen reduziert wird. **Abbildung 6-7** zeigt die aus der Gewichtsabbaukurve ermittelte Reduktionsgradkurve.

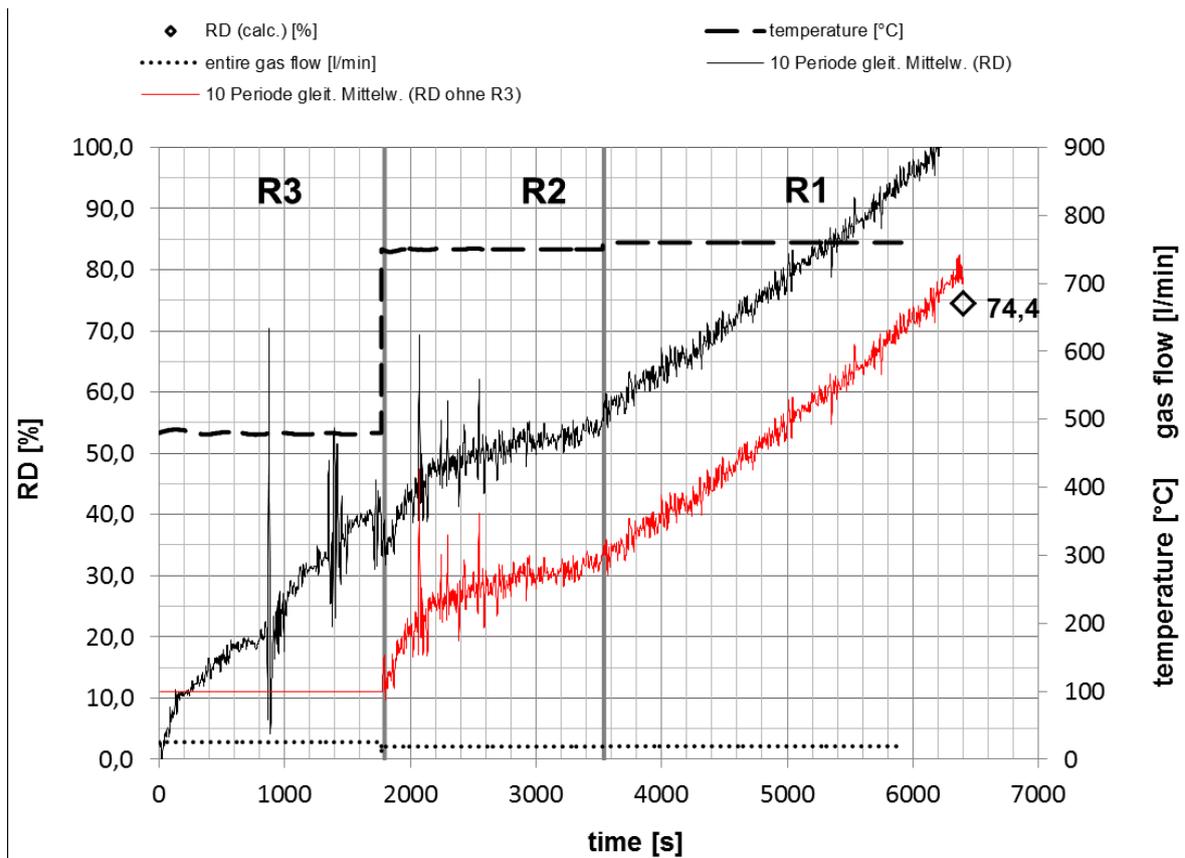


Abbildung 6-7: Reduktionsgradkurve MWS 07

Die schwarze Linie zeigt die Reduktionsgradkurve, welche direkt aus der Gewichtsabbaukurve ermittelt worden ist. Aufgrund des verfälschten Waagensignals ist diese Kurve allerdings unbrauchbar. Die rote Kurve zeigt nur den Reduktionsgrad in R2 und R1. Als Startpunkt wurde ein Reduktionsgrad von 11,1 % verwendet (vollständige Reduktion von Hämatit zu Magnetit), um das verfälschte Ergebnis von R3 zu umgehen. In R2 wird ein Reduktionsgrad von etwas über 30 % erreicht, in R1 von ca. 78 %. Die 78 % kommen aus der korrigierten Reduktionsgradkurve. Der aus der Rückwaage berechnete Reduktionsgrad beläuft sich auf 74,4 %. Da aufgrund der kleinen Mengen an eingewogenen Material bereits geringe Massenverluste beim Ausbau einen doch beträchtlichen Einfluss auf den berechneten Reduktionsgrad haben, kann man von einer guten Übereinstimmung zwischen den beiden ermittelten Reduktionsgraden sprechen. Um ein korrektes Ergebnis in R3 zu erhalten, wurde ein weiterer Reduktionsversuch mit den gleichen Bedingungen durchgeführt (MWS 09). Der Lecksuchspray wurde dabei mittels Druckluft vor dem Versuch aus den Flanschen entfernt. **Abbildung 6-8** zeigt die ermittelte Gewichtsabbaukurve des Wiederholungsversuches.

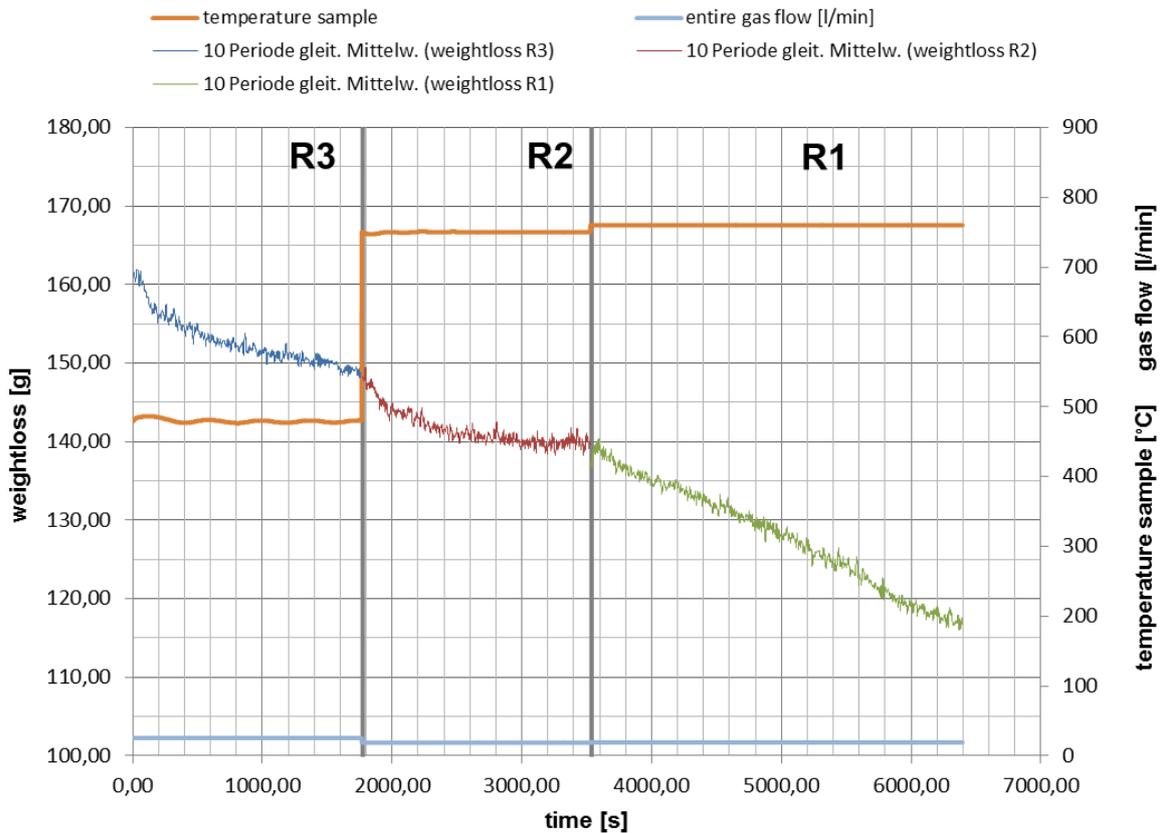


Abbildung 6-8: Gewichtsabbaukurve MWS 09

Aus der Gewichtsabbaukurve ist ersichtlich, dass noch immer ein zu hoher Gewichtsabbau in R3 erfolgt. Es werden noch immer über 10 g abgebaut. Eine Möglichkeit des zu hohen Abbaus ist der Glühverlust des Erzes. Zur Bestimmung des Glühverlustes in R3 ist das Erz-Quarz-Gemisch auf die gleiche Weise, wie beim Reduktionsversuch aufgeheizt worden (auf 480 °C) und anschließend unter Stickstoffbedingungen für 30 Minuten, entsprechend R3, gehalten worden. **Abbildung 6-9** zeigt die Gewichtsabnahme der Schüttung durch den Glühverlust. Es lässt sich ein linearer Gewichtsabbau von ca. 3 g feststellen, welcher mit der angeführten Gleichung beschrieben werden kann. **Abbildung 6-10** zeigt erneut die ermittelte Gewichtsabbaukurve des Versuches MWS 09. Die schwarze Linie in R3 ist der um den Glühverlust korrigierte Abbau. Allerdings überschreitet der Abbau noch immer den maximal möglichen Wert von 5,54 g. Ein Grund könnte sein, dass während R3 die Bedingungen zu knapp am Eisenstabilitätsfeld sind sodass sich metallisches Eisen bilden kann, welches sofort wieder mit dem Magnetit zu Wüstit zerfällt. Ein weiterer Versuch mit den alten Standardbedingungen soll abklären, ob der zu große Gewichtsabbau an den Versuchsbedingungen liegt. Allerdings kann dieses Phänomen durch die gute Übereinstimmung von berechnetem und gemessenem Reduktionsgrad nicht der Grund sein.

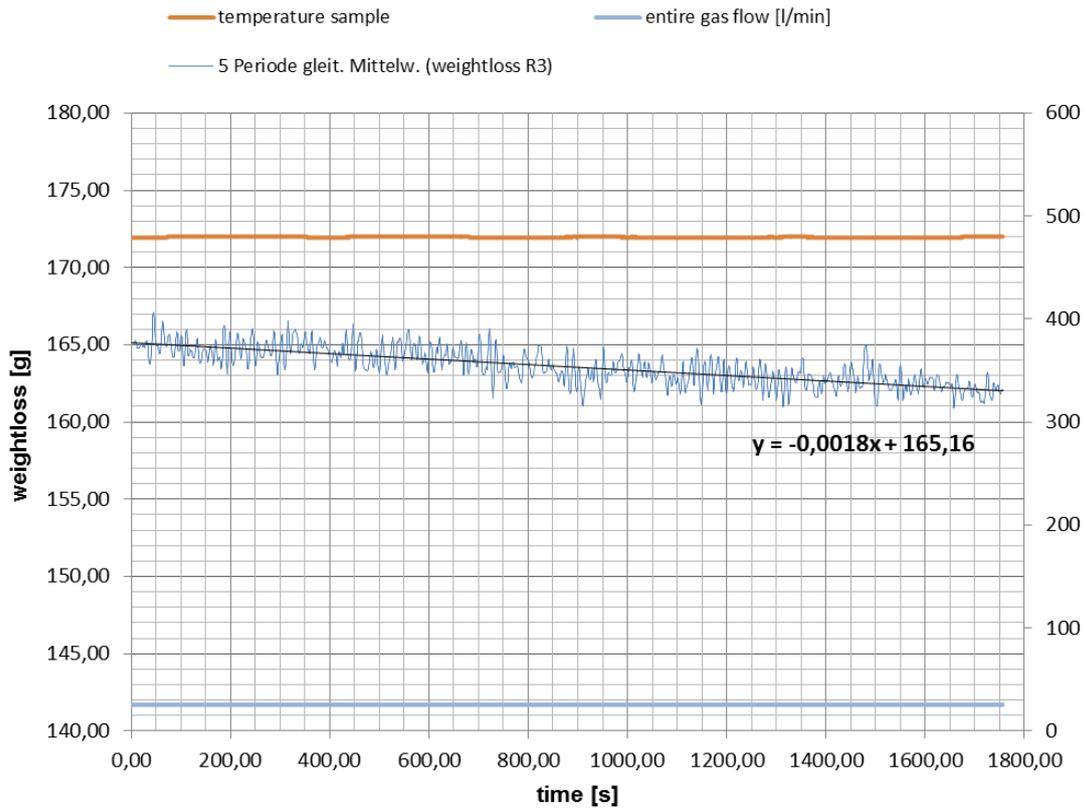


Abbildung 6-9: Gewichtsabbaukurve MWS 12 (Ermittlung Glühverlust in R3)

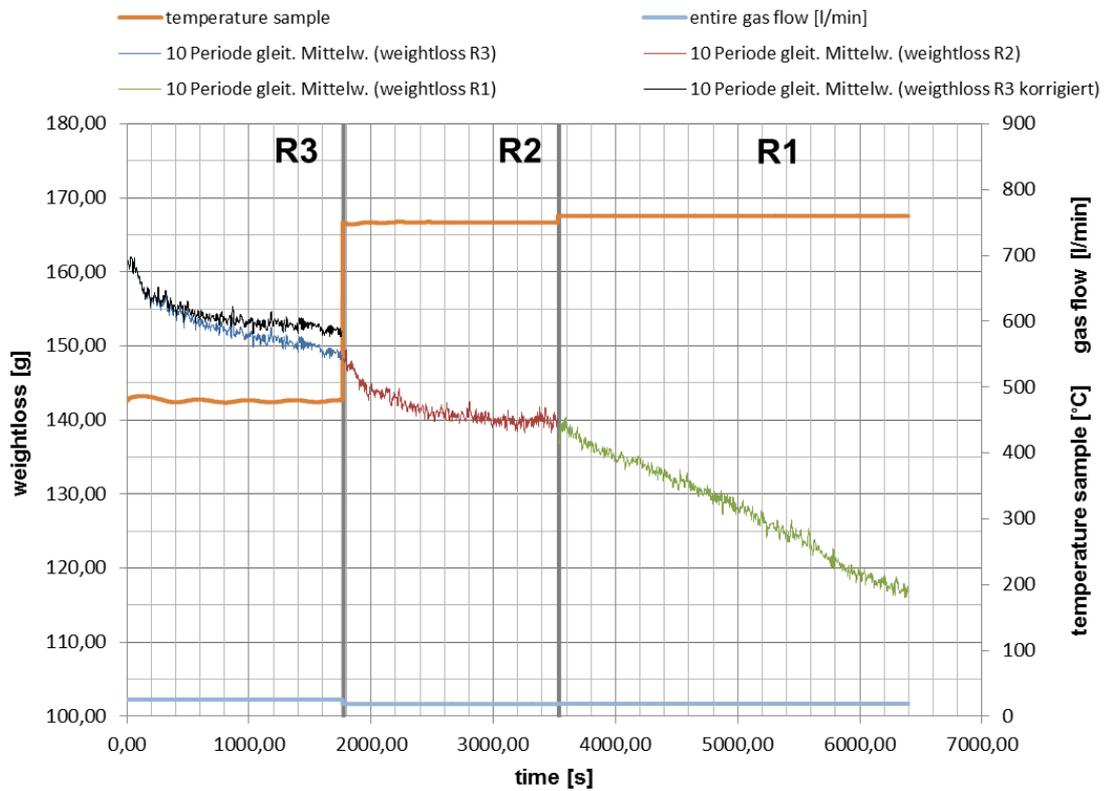


Abbildung 6-10: Gewichtsabbaukurve MWS 09 (R3 um Glühverlust korrigiert)

Abbildung 6-11 zeigt die Reduktionsgradkurve des Versuches MWS 09. Die schwarze Kurve ist abermals jene, welche direkt aus der Gewichtsabbaukurve ermittelt worden ist. Die rote Kurve ist wiederum korrigiert. In R3 wurde die die Reduktionsgradkurve um den Glühverlust korrigiert, R2 startet wieder bei 11,1 % Reduktionsgrad.

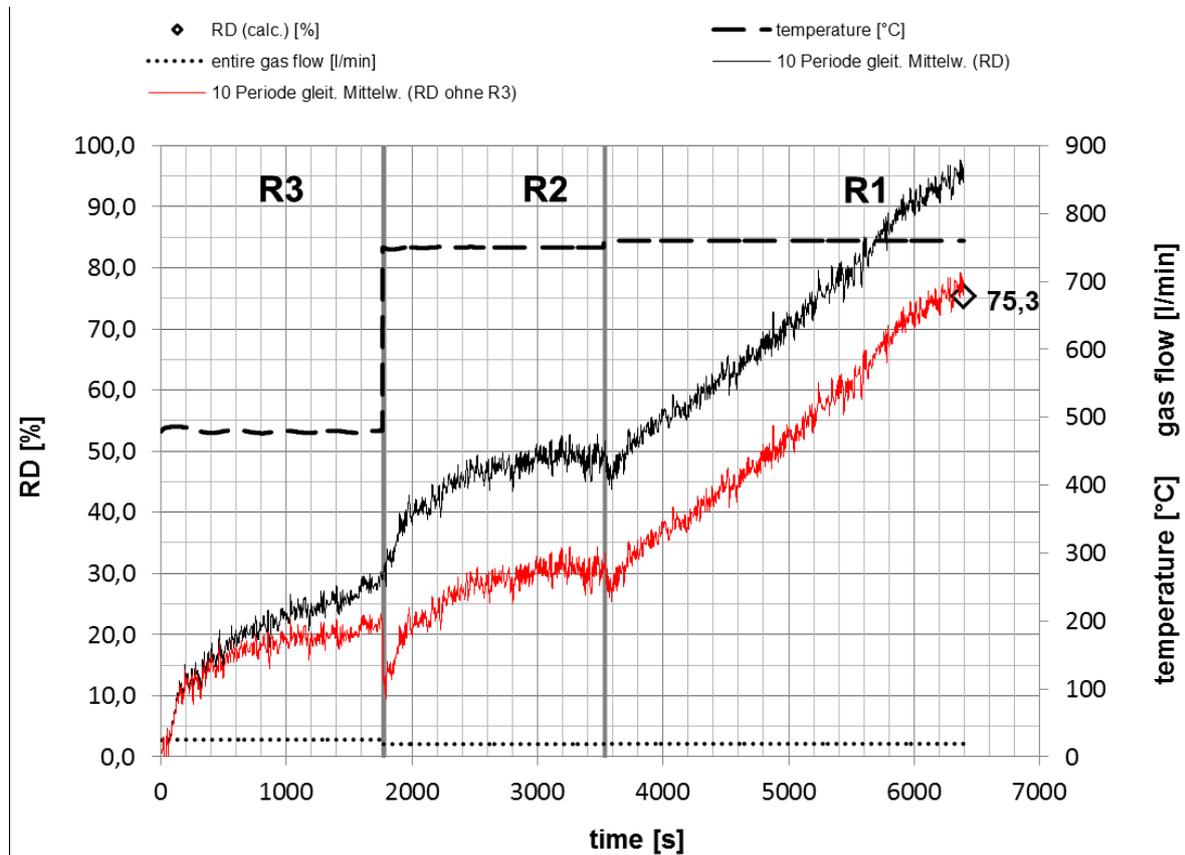


Abbildung 6-11: Reduktionsgradkurve MWS 09

Der erreichte Reduktionsgrad nach R1 liegt bei ca. 77 % (aus der Gewichtsabbaukurve), der aus der Gewichts Differenz berechnete Wert liegt bei 75,3 %. Diese Werte stimmen auch gut mit den Ergebnissen des vorigen Versuches (MWS 07) überein. Allerdings liegen die Ergebnisse weit über dem Zielreduktionsgrad von 62 %.

Weiteres wurde noch ein Versuch mit denselben Bedingungen durchgeführt und nach der ersten Reduktionstufe (R3) abgebrochen. Dieser Versuch dient in erster Linie dazu, um Schliffe des Materials nach dieser Reduktionstufe anfertigen zu können. **Abbildung 6-12** zeigt die Gewichtsabbaukurve dieses Versuches.

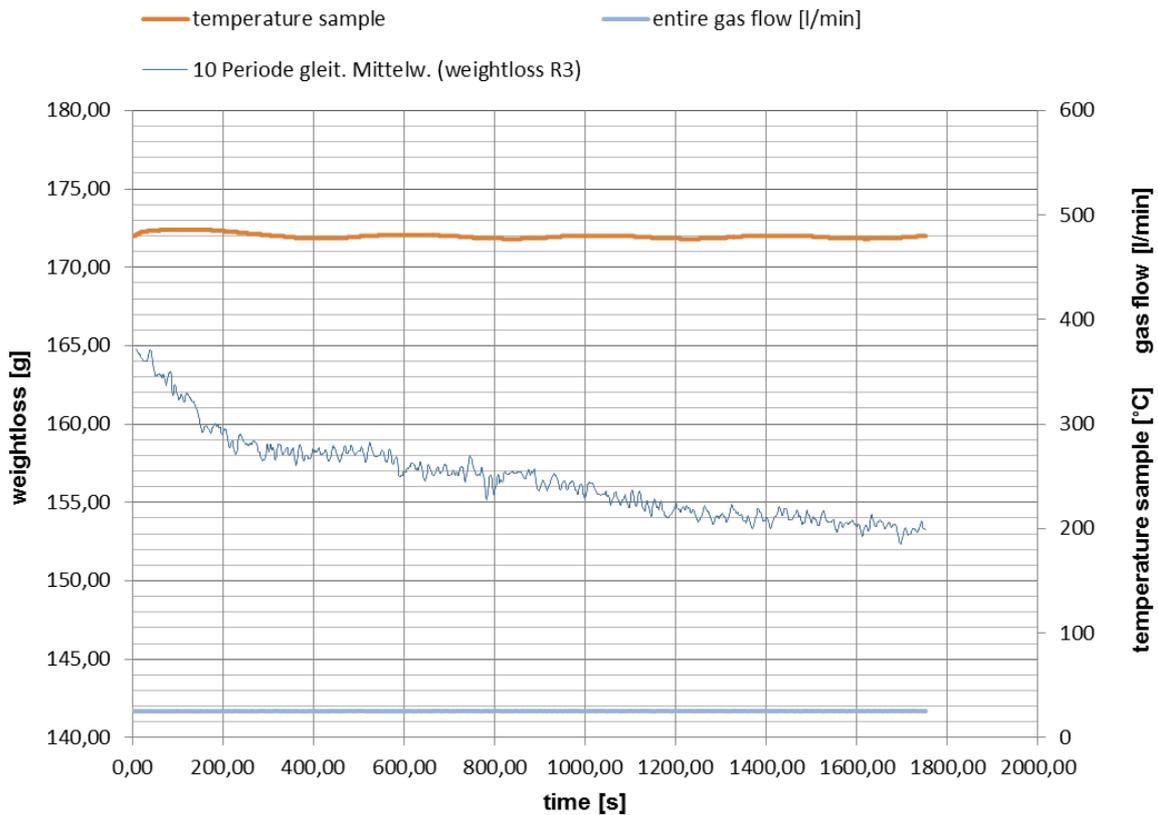


Abbildung 6-12: Gewichtsabbaukurve MWS 10 (nur R3)

Aus dieser Abbildung ist zu erkennen, dass am Anfang ein relativ schneller Gewichtsabbau bis etwa 250 s auftritt, danach erfolgt ab ca. 600 s ein nahezu linearer Abfall der Kurve. Der erste Anteil kommt von der Reduktion des Erzes, der zweite, lineare Anteil müsste eigentlich auf den Glühverlust des Erzes zurückzuführen sein. Allerdings stimmt die Größe der Beiträge nicht zusammen. Der vorher ermittelte Glühverlust ergibt ca. 3 g, hier werden insgesamt über 10 g abgebaut, wobei nur ca. 5,5 g von der Reduktion kommen können. Allerdings zeigt der in **Abbildung 6-9** ermittelte Glühverlust einen linearen Verlauf bis zum Ende der Reduktionsstufe, d.h. dass der Glühverlust noch nicht vollständig abgeschlossen ist. Ein weiterer Reduktionsversuch (MWS 13, nur R3) mit vorgeschalteter Glühstufe soll den Einfluss des Glühverlustes endgültig eliminieren. Die Dauer der Glühstufe beträgt 60 min, die Temperatur beläuft sich auf 480 °C. **Abbildung 6-13** zeigt die Gewichtsabbaukurve dieses Versuches. Es ist ersichtlich, dass die Kurve nach der Erreichung des Reduktionsgleichgewichtes waagrecht verläuft, d.h. es findet im Gegensatz zu vorherigen Versuchen kein zusätzlicher Gewichtsabbau mehr statt. Daraus lässt sich schließen, dass der überhöhte Abbau in den vorhergehenden Versuchen auf den während der Reduktion stattfindenden Glühverlust des Erzes zurückzuführen ist.

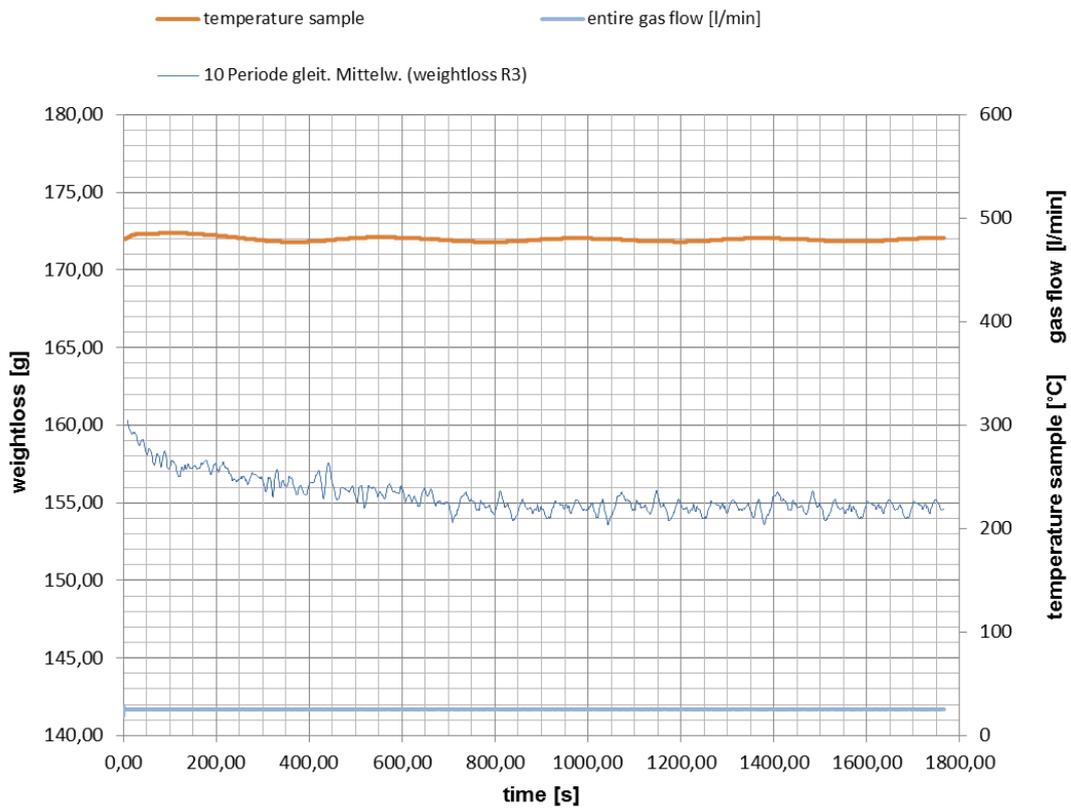


Abbildung 6-13: Gewichtsabbaukurve MWS 13 (nur R3)

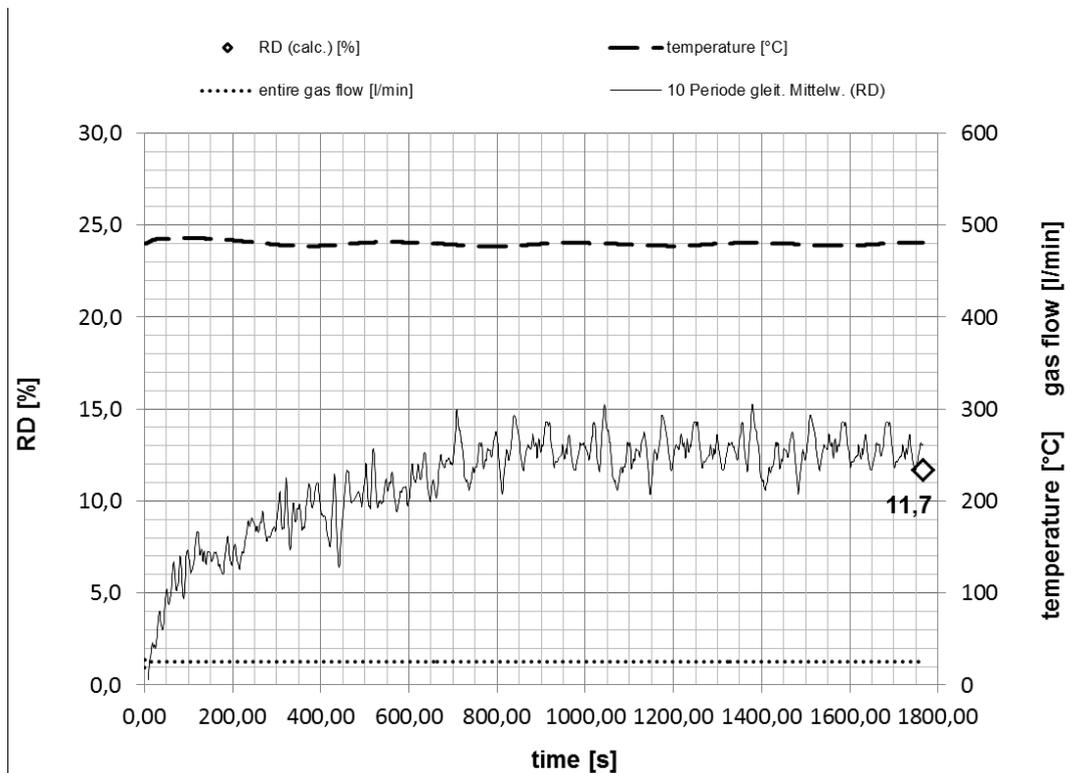


Abbildung 6-14: Reduktionsgradkurve MWS 13 (nur R3)

Abbildung 6-14 zeigt die Reduktionsgradkurve des Versuches MWS 13. Es ist ersichtlich, dass die erreichten Werte leicht über den maximalen Wert von ca. 11,1 % liegen. Bei der Gewichtsabbaukurve kann diese Abweichung von der Schwankung des Waagensignals kommen (Endwert abhängig vom Startwert bei Aufzeichnungsbeginn, kann durch Schwankung verfälscht werden), der leicht überhöhte Wert aus der Massenbilanz (11,7 %) kann auf den Massenverlust beim Ausbau zurückgeführt werden.

Aus den Ergebnissen folgt nun, dass vor jedem Versuch eine ausreichend lange Glühstufe erforderlich ist, um auch in R3 sinnvolle Ergebnisse zu erhalten. Wie die Versuche gezeigt haben, führt die verwendete Gaszusammensetzung in R1 zu einem wesentlich höheren Reduktionsgrad als erwünscht. Ein weiterer Versuch mit den „Standardbedingungen alt“ (**Tabelle 5-IV**) soll nun das gewünschte Ergebnis liefern.

6.3 Ergebnisse Heißversuche 68 mm (Standardversuch alt)

Dieser Versuch soll zeigen, wie sich eine Änderung der Gaszusammensetzung auf den Endreduktionsgrad auswirkt. Die Versuchsbedingungen sind, wie schon erwähnt in **Tabelle 5-IV** aufgelistet. Um Vergleiche mit vorhergehenden Versuchen zu ermöglichen, wird dieser Versuch (MWS 14) noch ohne Glühstufe gefahren. **Abbildung 6-15** zeigt die ermittelte Gewichtsabbaukurve des Versuches MWS 14. Aus dieser Kurve ist ersichtlich, dass in R3 wiederum ein zu hoher Gewichtsabbau erfolgt. Es kann nun ausgeschlossen werden, dass dies an den Versuchsbedingungen liegt. Dieses Ergebnis bestätigt somit das Resultat des vorigen Versuches, d.h. der überhöhte Gewichtsabbau ist ausschließlich auf den Glühverlust zurückzuführen, was bei den nächsten Versuchen eine vorgeschaltete Glühstufe unumgänglich macht. In R2 wird wiederum das Gleichgewicht d.h. ein Abbau von etwas mehr als 10 g. Die Erhöhung des GODs in R1 von ca. 23 auf 29 % führt hier zu einem wesentlich geringeren Gewichtsabbau. **Abbildung 6-16** zeigt die dazugehörige Reduktionsgradkurve. Die schwarze Kurve demonstriert dabei wiederum den Verlauf des Reduktionsgrades direkt aus der Gewichtsabbaukurve ermittelt, während die rote Linie bei 11,1 % Reduktionsgrad in R2 startet. Die erreichten Reduktionsgrade belaufen sich hier auf ca. 50 % aus der Gewichtsabbaukurve und 46,3 % ermittelt aus der Massenbilanz. Dieser Wert liegt deutlich unter dem gewünschten Ergebnis.

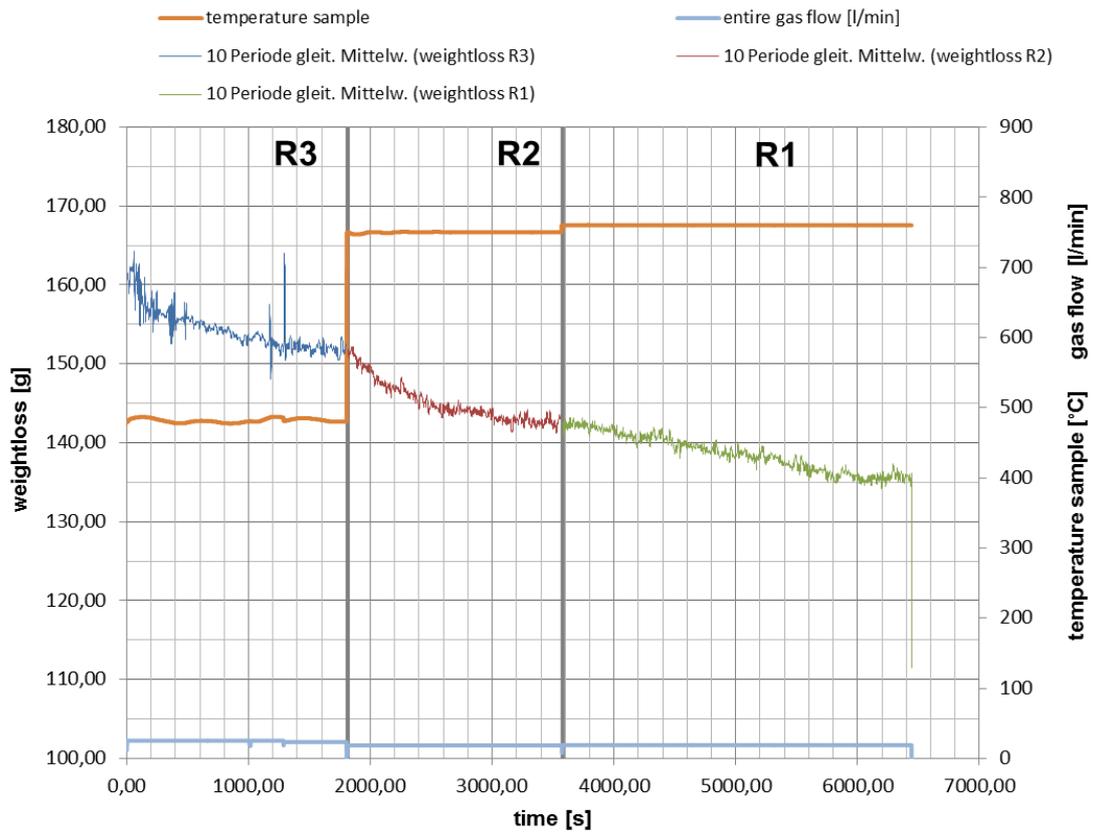


Abbildung 6-15: Gewichtsabbaukurve MWS 14

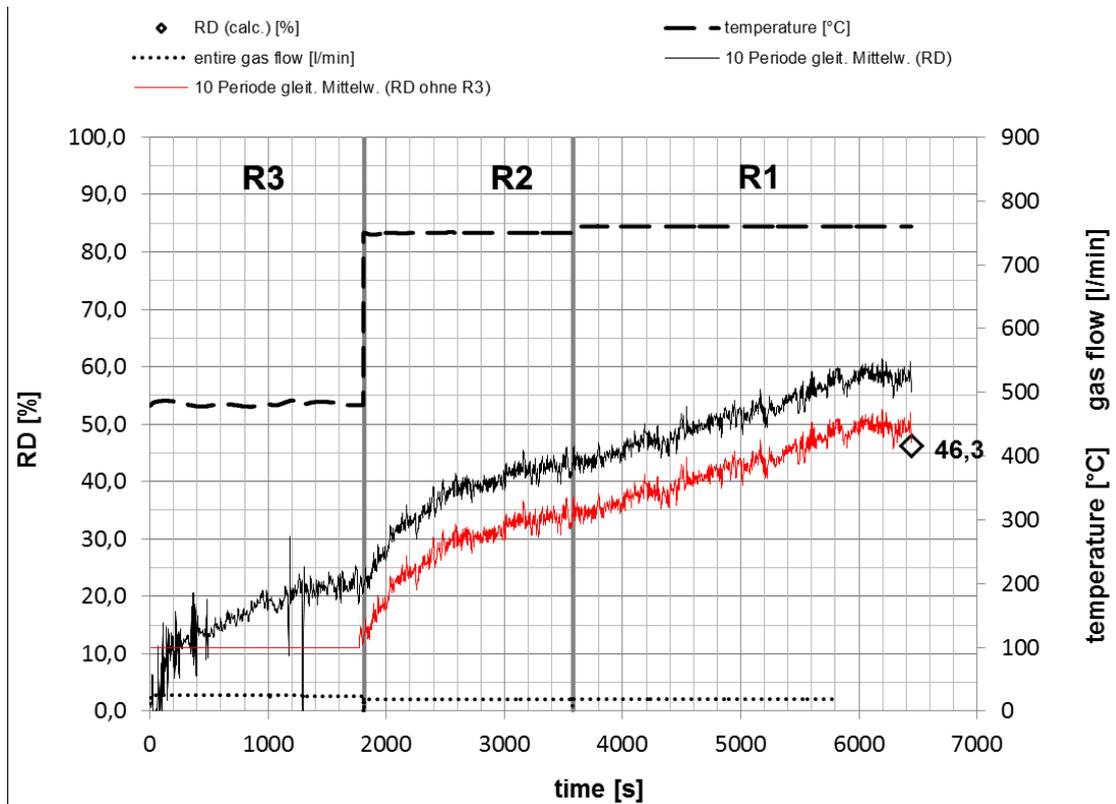


Abbildung 6-16: Reduktionsgradkurve MWS 14

6.4 Ergebnisse Heißversuche 68 mm (Optimierung Versuchsparameter für Zielreduktionsgrad)

Aus den bisher ermittelten Ergebnissen sollen nun Versuchsbedingungen zur Erreichung des gewünschten Zielreduktionsgrades festgelegt werden. Wichtig ist die Glühstufe zur Eliminierung des Glühverlustes. Da R3 und R2 wenig Einfluss auf den Endreduktionsgrad haben (da das Gleichgewicht immer erreicht worden ist), werden in R3 die Bedingungen der Versuche MWS 07 und MWS 09 verwendet. Um in R2 einen ausreichenden Abstand zur Gleichgewichtslinie zwischen FeO und Fe zu garantieren (siehe **Abbildung 5-7**) werden die Bedingungen des „Standardversuches alt“ angewendet. Für R1 werden neue Bedingungen aus dem Konzentrationsprofil der industriellen Anlage abgeleitet. Aus der Höhe $z=2/3 \cdot H$ ergibt sich ein GOD von 25,7 %, dieser müsste laut Ergebnissen der vorhergehenden Versuche zur Erreichung des Zielreduktionsgrades führen. **Tabelle 6-III** zeigt die neuen Versuchsbedingungen (MWS 15).

Tabelle 6-III: Versuchsbedingungen Standardversuch NEU

		R3	R2	R1
Spezies		%	%	%
Gaszusammensetzung	H ₂	14,4	16,5	17,2
	H ₂ O	7,5	7,1	4,4
	CO	33,6	38,9	47,5
	CO ₂	29,3	28,5	17,9
	CH ₄	2,0	1,6	2,0
	N ₂	13,1	7,4	11,2
GOD	%	43,4	39,1	25,6
Temperatur	°C	480	750	760
Absolutdruck	bar	1,4	1,4	1,4
Verweilzeit	min	30	30	49

Abbildung 6-17 zeigt die Gewichtsabbaukurve des Versuches MWS 15, **Abbildung 6-18** demonstriert die dazugehörige Reduktionsgradkurve.

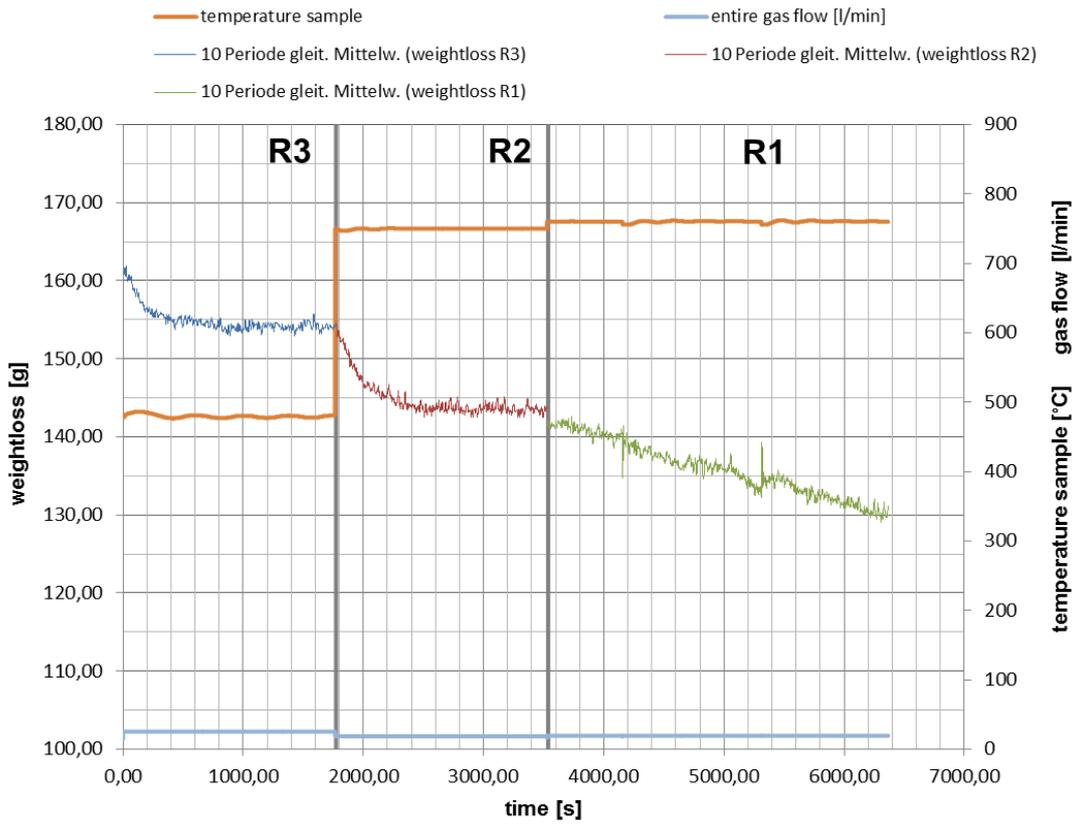


Abbildung 6-17: Gewichtsabbaukurve MWS 15

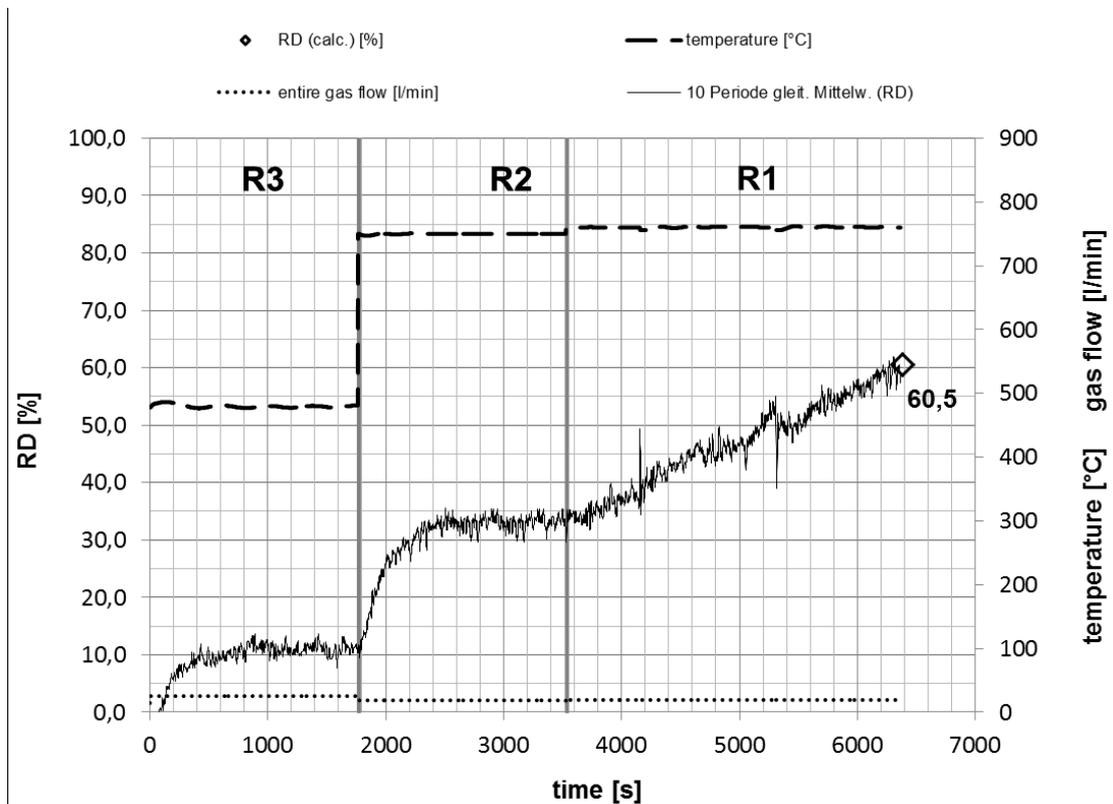


Abbildung 6-18: Reduktionsgradkurve MWS 15

Aus den Kurven ist ersichtlich, dass in R3 und in R2 jeweils das Gleichgewicht erreicht wird. Der GOD von 25,7 % in R1 führt zur Erreichung eines Reduktionsgrades von ca. 60,5 % (aus der Massenbilanz). Dieser Wert liegt sehr nahe am gewünschten Zielreduktionsgrad von 62 %. Die in diesem Versuch verwendeten Bedingungen können somit zukünftig für weitere Standardversuche verwendet werden.

6.5 Vergleich zwischen Wirbelschichtreaktor 68 mm und 160 mm

Um eine Verbindungen zwischen den beiden Wirbelschichtreaktoren in Laborgröße herstellen zu können, zeigt **Abbildung 6-19** eine ermittelte Reduktionsgradkurve für Hamersly Erz der 160 mm Anlage. Die Bedingungen für diesen Versuch entsprechen jenen des „Standardversuches alt“. Der erreichte Reduktionsgrad beläuft sich dabei auf ca. 50 %.

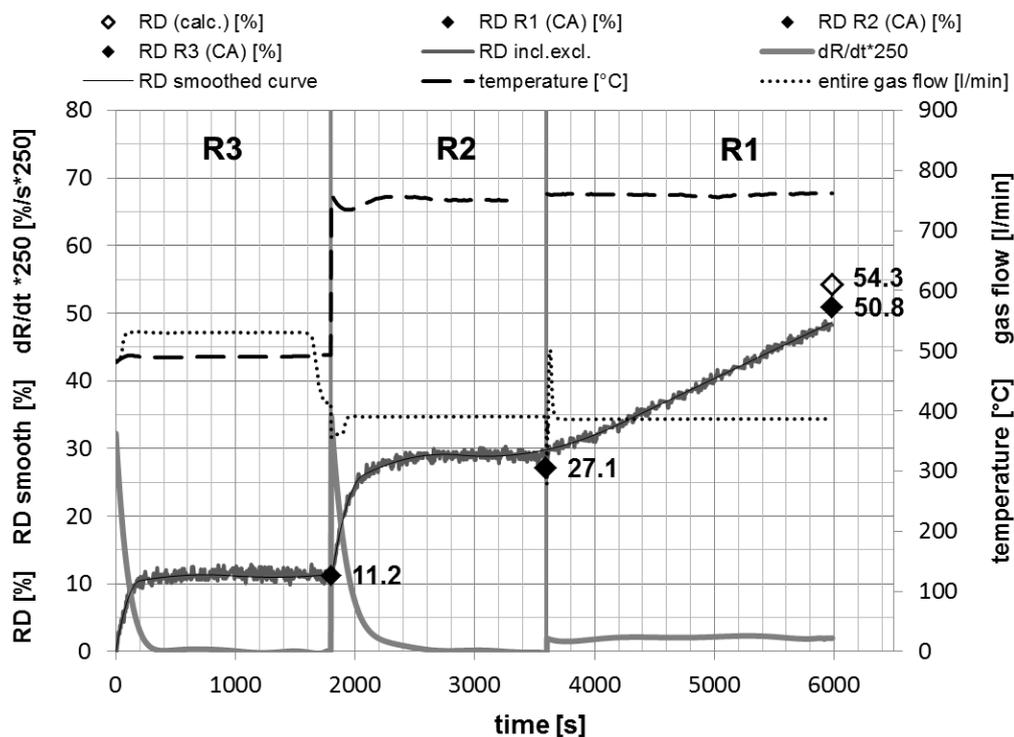


Abbildung 6-19: Reduktionsgradkurve Hamersly Erz WS 160 mm (WS 270) [36]

Zum Vergleich, der Wirbelschichtreaktor 68 mm erreicht bei denselben Versuchsbedingungen einen Reduktionsgrad von 46,3 % (siehe **Abbildung 6-16**). Daraus kann geschlossen werden, dass die 160 mm Anlage eine etwas bessere Kinetik aufweist. **Abbildung 6-20** vergleicht die Verläufe des Reduktionsgrades in R1. Der Versuch WS 270

(blaue Linie) ist jener der 160 mm Anlage, alle anderen Linien stehen für die unterschiedlichen Versuche der 68 mm Anlage. Da sich auf der 160 mm Anlage die Dauer der Reduktionsstufe R1 auf 40 min beläuft, wurde die Linie auf 49 min verlängert (hellblaue Linie). Es ist ersichtlich, dass mittels der beim MWS 15 verwendeten Bedingungen (orange Linie) der Zielreduktionsgrad ziemlich genau getroffen worden ist.

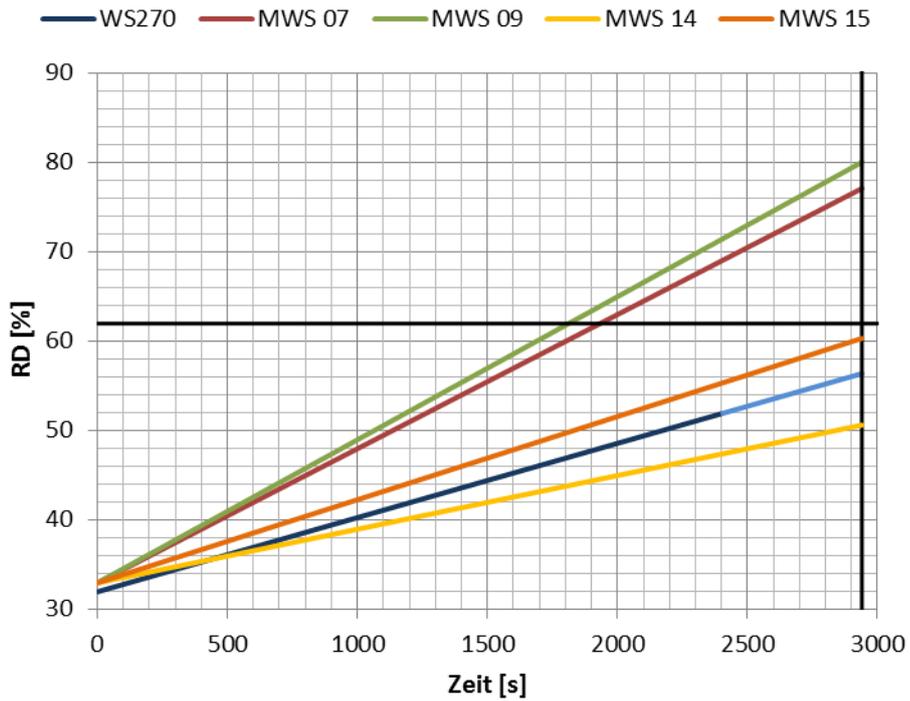


Abbildung 6-20: Vergleich der Steigungen in R1

6.6 Ergebnisse der morphologischen Untersuchungen

Mithilfe der morphologischen Untersuchung ist es möglich, die Homogenität der Metallisierung zu untersuchen. Es kann festgestellt werden, ob sich Unterschiede in der Metallisierung zwischen den einzelnen Fraktionen ergeben. Außerdem kann einfach ermittelt werden, ob sich nach der Trennung von Quarz und Erz noch Quarzteilchen im Bettmaterial befinden.

Abbildung 6-21 zeigt ein Schlibfbild vom Bettmaterial des Versuches MWS 07. Teilweise weisen die Partikel eine sehr starke Metallisierung auf. Bei manchen Partikeln fällt diese allerdings wesentlich schwächer aus. Natürlich hängt die erreichte Metallisierung auch von der Morphologie der einzelnen Partikel ab. Während ein limonitisches Ausgangskorn aufgrund seiner hohen Porosität relativ schnell und stark metallisiert wird, zeigt ein relativ dichtes Hämatitpartikel eine dementsprechend schlechtere Metallisierung. Prinzipiell zeigen aber alle Partikel eine Metallisierung, was darauf hinweist, dass es keine „toten Bereiche“ ohne Reduktionsgas in der Wirbelschicht gibt. Aus den Schlibfbildern lässt sich ein Metallisierungsgrad von ca. 50 % abschätzen.

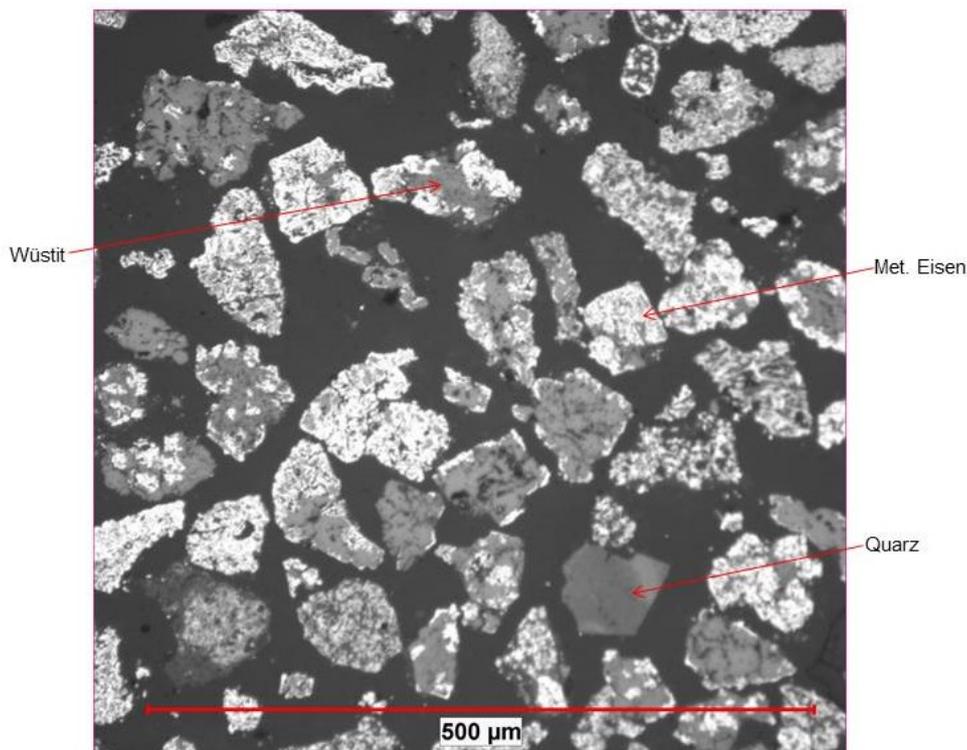


Abbildung 6-21: Schlibfbilder MWS 07 (1)

In den Schliffbildern können nur vereinzelt Quarzpartikel gefunden werden. Die Trennschärfe zwischen reduziertem Material und Quarz mittels Magneten kann daher als ausreichend beurteilt werden. **Abbildung 6-22** zeigt die Partikel mit einer höheren Vergrößerung. Dabei kann man sehr gut zwischen bereits gebildeten metallischen Eisen (metallischer Glanz) und noch nicht fertig reduzierten Wüstit unterscheiden. Es ist sehr gut zu erkennen, dass die Bereiche mit geringerer Porosität im Korn noch nicht vollständig reduziert sind, da die Diffusion des Gases in das Korn mehr Zeit benötigt.

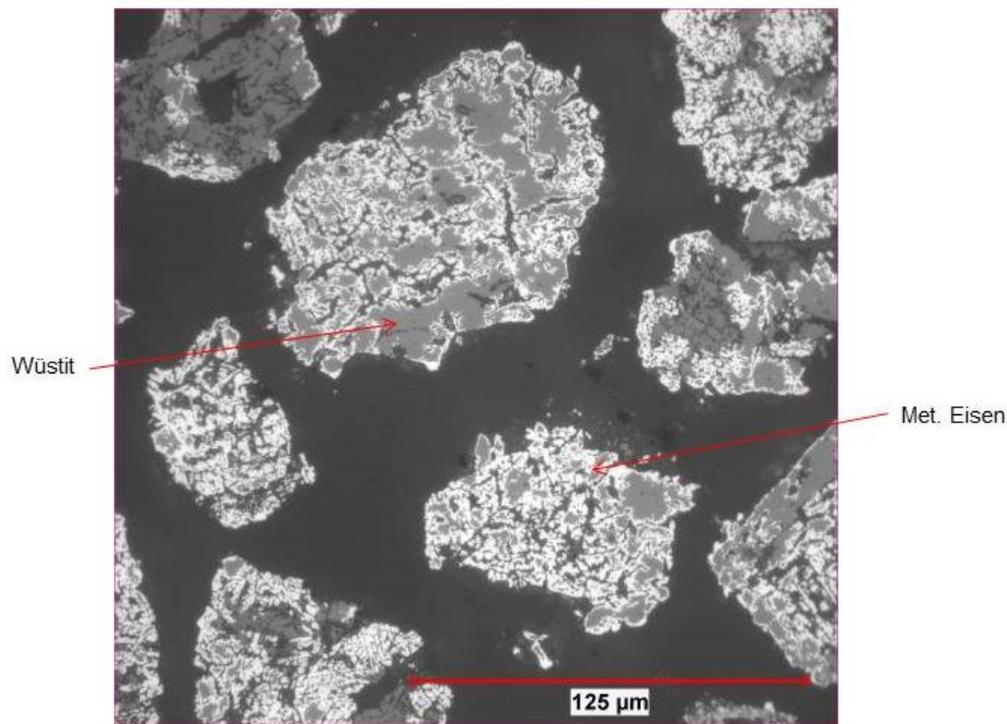


Abbildung 6-22: Schliffbilder MWS 07 (2)

Abbildung 6-23 zeigt ein Partikel mit einer Größe von ca. 0,5 mm, **Abbildung 6-24** ein wesentlich kleineres Korn. Prinzipiell zeigen beide Partikel eine Metallisierung wobei das Kleinere beinahe vollständig metallisiert ist. Diese Beobachtung schließt eine Entmischung der unterschiedlichen Kornklassen während des Versuches aus. Fände eine Entmischung statt, dann würden sich die kleineren Partikel im oberen Bereich der Wirbelschicht aufhalten und daher nur mehr mit bereits verbrauchten Reduktionsgas in Kontakt kommen, wodurch die größeren Partikel am Boden der Wirbelschicht eine bessere Metallisierung aufweisen müssten.

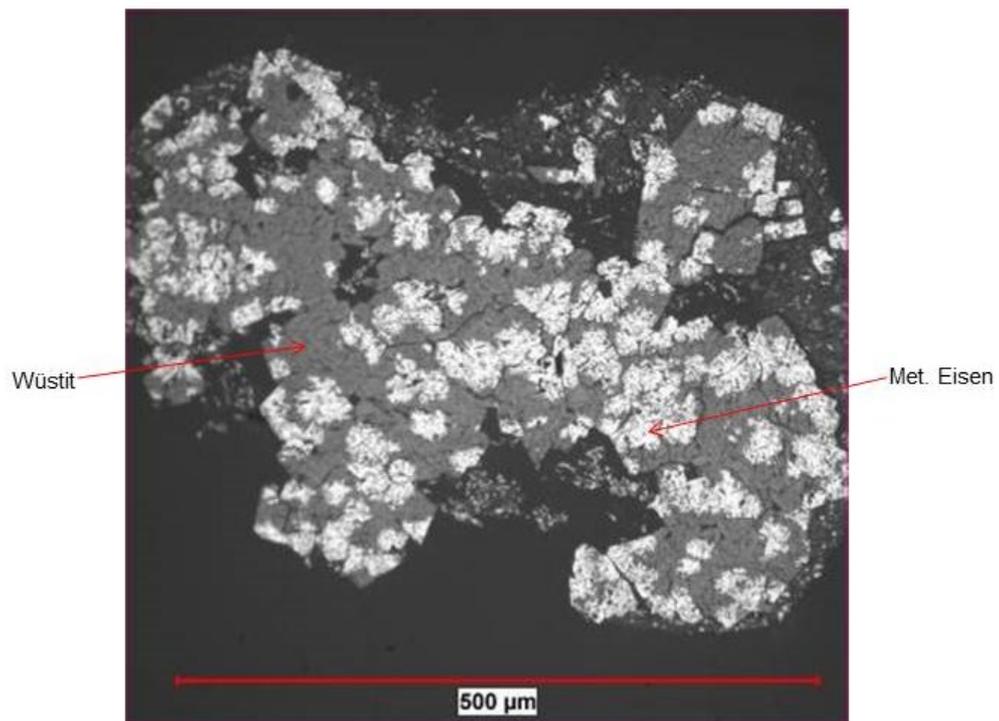


Abbildung 6-23: Schliffbilder MWS 07 (3)

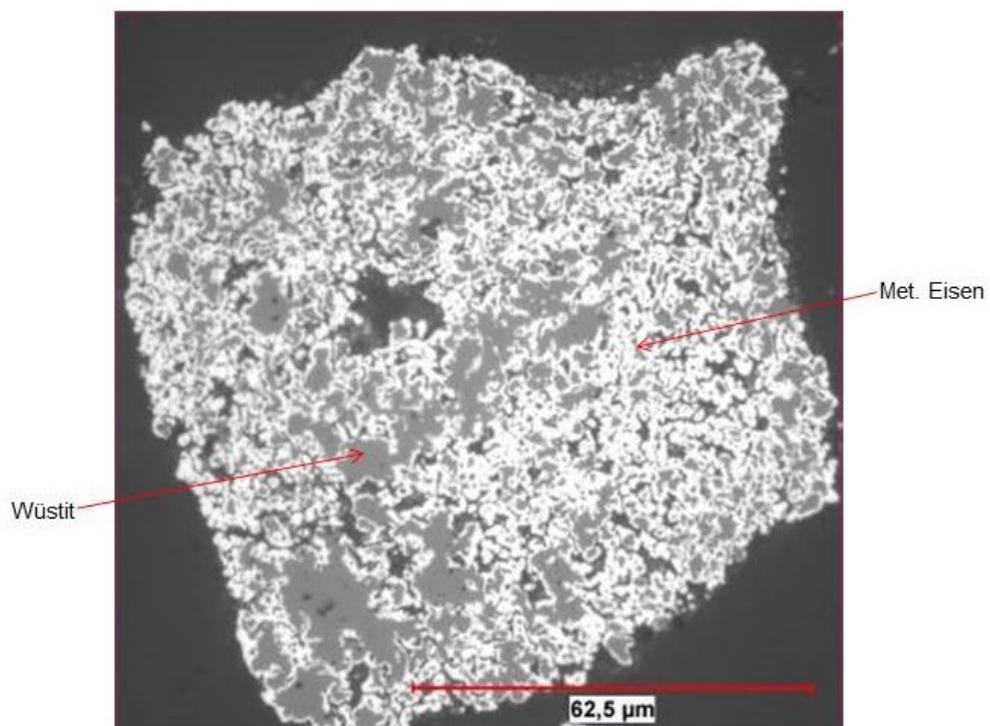


Abbildung 6-24: Schliffbilder MWS 07 (4)

Abbildung 6-25 zeigt ein Schliffbild des Versuches MWS 09. Es handelt sich dabei um einen Wiederholungsversuch des MWS 07 und soll daher die gleichen Ergebnisse liefern. Auch hier zeigt sich eine gleichmäßige Metallisierung in Abhängigkeit der Morphologie der Partikel.

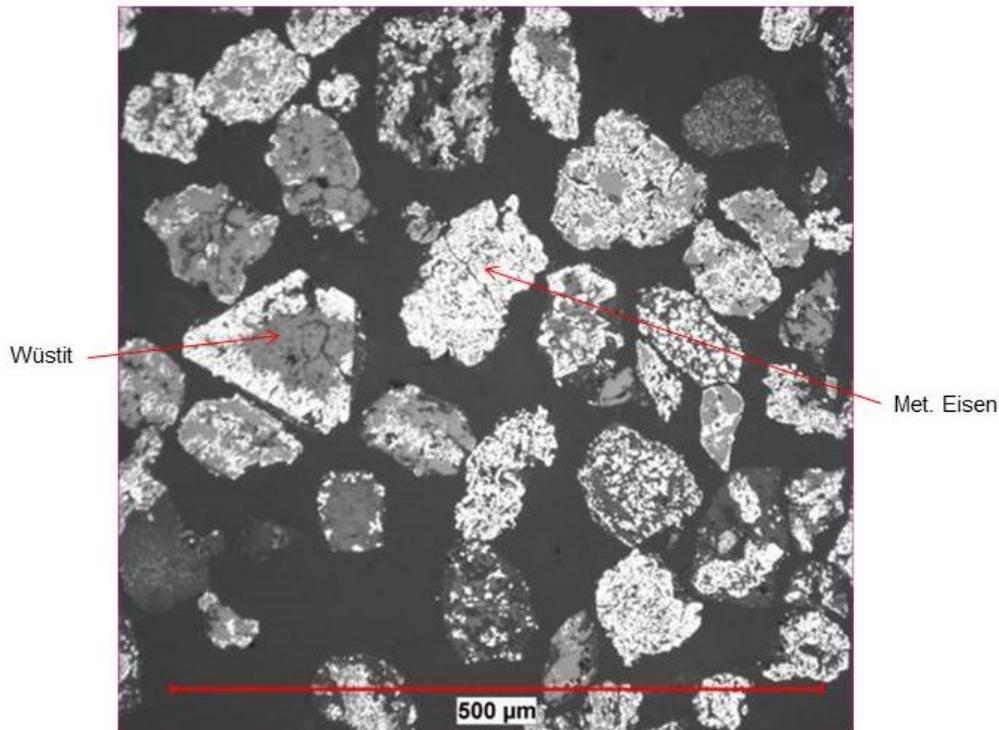


Abbildung 6-25: Schliffbilder MWS 09 (1)

Ein Unterschied zwischen feineren und gröberen Partikeln hinsichtlich der Metallisierung ist auch bei diesem Versuch nicht festzustellen, wie die Bilder in **Abbildung 6-26** und **Abbildung 6-27** zeigen. Im Vergleich zwischen MWS 07 und MWS 09 sind also keine gravierenden Unterschiede festzustellen, was auf eine Reproduzierbarkeit der Versuche schließen lässt.

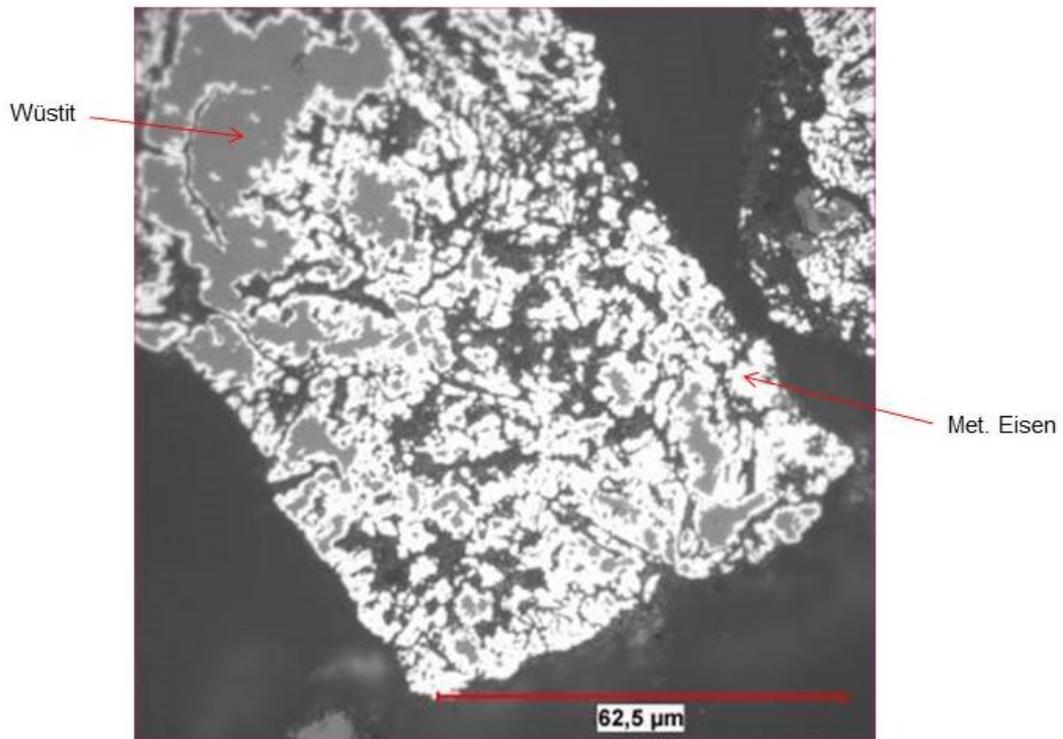


Abbildung 6-26: Schliffbilder MWS 09 (2)

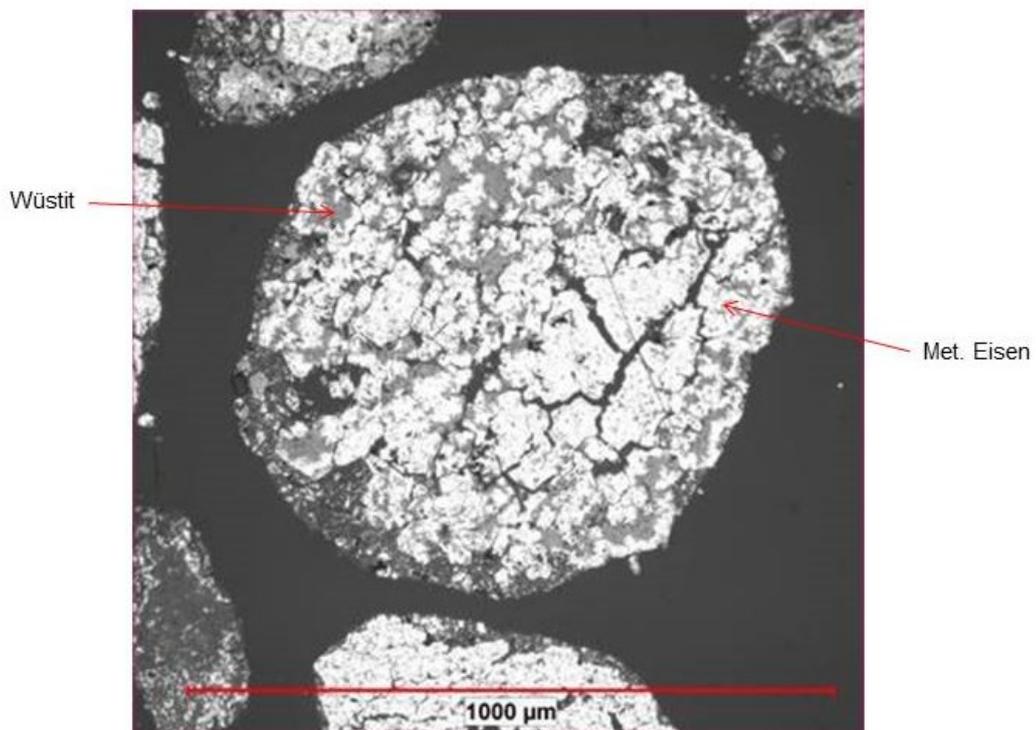


Abbildung 6-27: Schliffbilder MWS 09 (3)

Abbildung 6-28 zeigt ein Schliffbild des Versuches MWS 10 (Abbruch nach R3). Es ist ersichtlich, dass eine beinahe vollständige Reduktion des Hämatits zu Magnetit vorliegt. Nur im Zentrum von sehr dichten Partikeln finden sich vereinzelt noch Spuren von Hämatit. Bildung von metallischen Eisen in R3 (Gaszusammensetzung zu nahe am Gleichgewicht) kann anhand der Schliffbilder nicht festgestellt werden. Teilweise kann eine Schicht von extrem feinem Material rund um die Partikel beobachtet werden. In den Schliffbildern der Versuche MWS 07 und MWS 09 ist diese Schicht allerdings nicht mehr zu sehen, da sich diese während des Versuches infolge von Abrasion der Partikel verflüchtigt und als Staub im Filter landet.

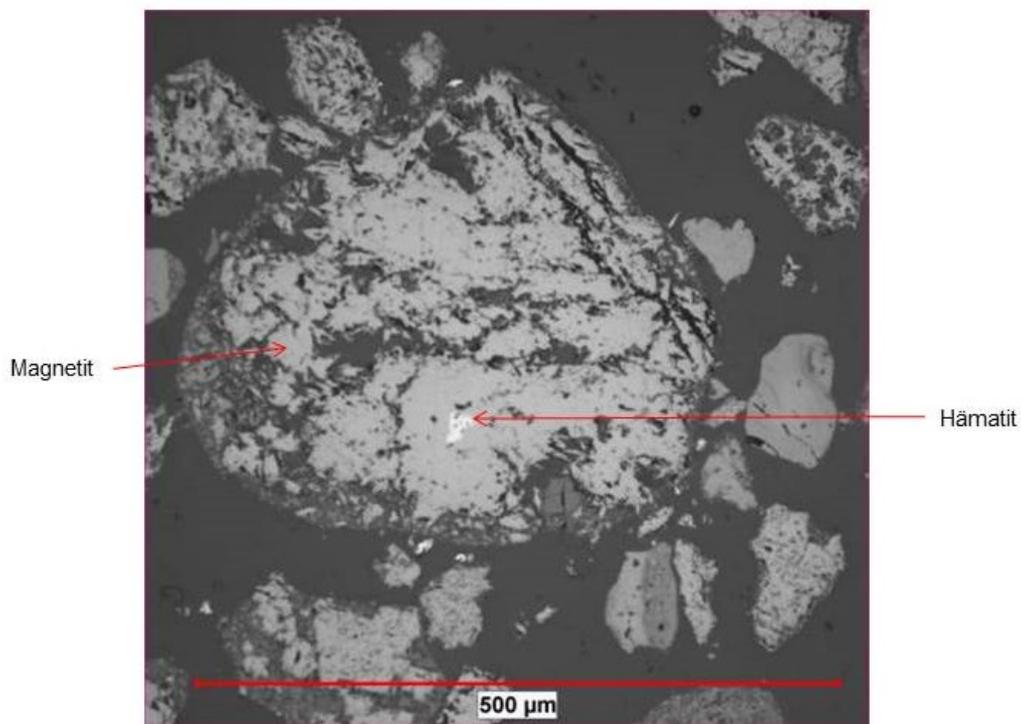


Abbildung 6-28: Schliffbilder MWS 10

Abbildung 6-29 zeigt ein Schliffbild des Versuches MWS 11 (Abbruch in R3). Im Vergleich zu den Bildern des Versuches MWS 10 sind hier noch wesentlich größere Bereiche von Hämatit zu finden. Der Grund dafür liegt einfach in der verkürzten Reduktionszeit im Vergleich zum MWS 10. Auch hier ist wieder, diese Schicht aus extrem feinem Material rund um das Partikel zu erkennen.

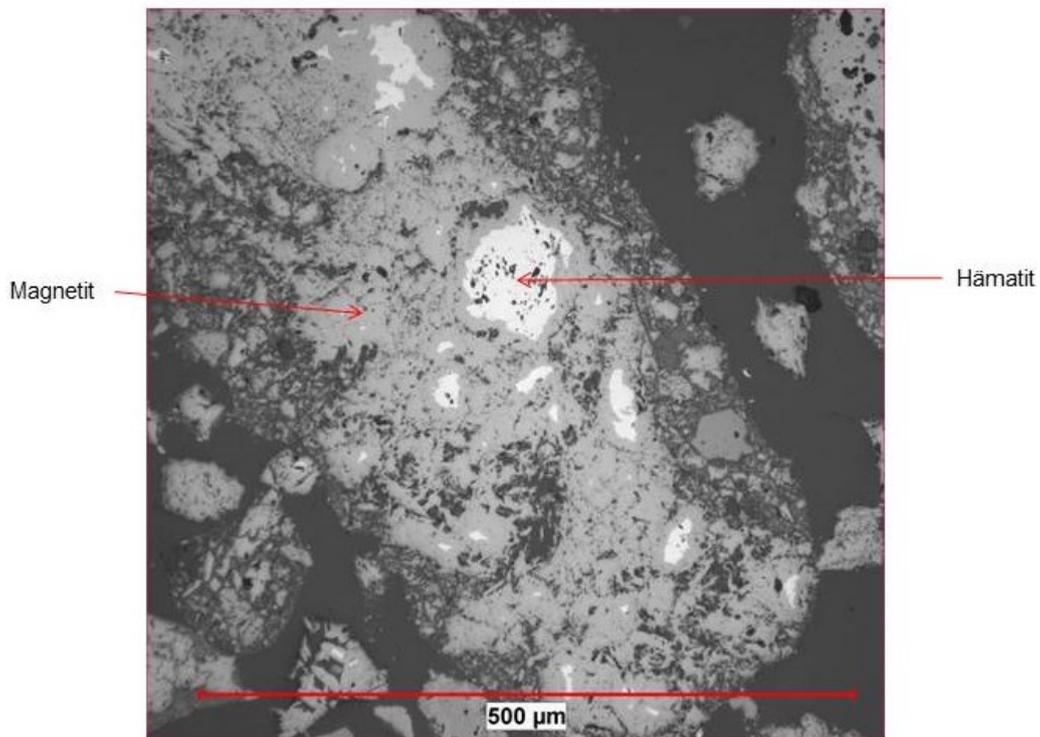


Abbildung 6-29: Schliffbilder MWS 11

6.7 Ergebnisse der chemischen Analyse

Die chemische Analyse dient vor allem zur Bestätigung der Bestimmung des Reduktionsgrades aus der Gewichtsabbaukurve bzw. der Massenbilanz. **Tabelle 6-IV** zeigt die Ergebnisse der chem. Analyse des Versuches MWS 07.

Tabelle 6-IV: Ergebnisse chem. Analyse MWS 07

Komponente	Symbol	Wert	Einheit
Eisen 2-wertig	Fe ²⁺	26,88	Gew. %
Eisen gesamt	Fe _{tot}	78,05	Gew. %
Eisen metallisch	Fe _{met}	43,60	Gew. %
Kohlenstoff ges.	C	0,144	%
Siliziumdioxid	SiO ₂	6,65	Gew. %

Aus den Ergebnissen lässt sich einfach die Metallisierung der Probe berechnen:

$$MG = \frac{Fe_{met}}{Fe_{tot}} * 100\% = \frac{43,60}{78,05} * 100\% = 55,9\%$$

Auch der Reduktionsgrad kann berechnet werden:

$$RD = \frac{Fe_{met} * RD(= 100\%) + Fe^{2+} * RD(= 33,3 \%) }{Fe_{tot}} * 100 \% = \frac{43,6 * 1 + 26,88 * 0,333}{78,05} * 100\% = 67,3 \%$$

Aus der chem. Analyse ergibt sich dadurch ein Reduktionsgrad von 67,3 %. Zu dem berechneten Wert müssen allerdings noch 3 % Reduktionsgrad hinzugezählt werden (Ergebnis von Berechnungen vorangegangener Versuche [36]). Dadurch ergibt sich ein Reduktionsgrad aus der chemischen Analyse von 70,3 %. **Tabelle 6-V** zeigt die durch unterschiedliche Methoden ermittelten Reduktionsgrade des Versuches MWS 07.

Tabelle 6-V: Vergleich der ermittelten Reduktionsgrade MWS 07

Methode	Reduktionsgrad	Einheit
Gewichtsabbaukurve	ca. 77,0	%
Massenbilanz	74,4	%
chem. Analyse	70,3	%

Es ist ersichtlich, dass der Reduktionsgrad aus der Gewichtsabbaukurve deutlich über jenem der chem. Analyse liegt. Auch jener der Massenbilanz ist deutlich höher. Grund dafür könnte sein, dass es beim Ausbau des Materials aus der Retorte und/oder bei der Abtrennung des Quarzanteils zu Verlusten kommt. Aufgrund der geringen Menge an eingewogenem Material wirken sich schon wenige Zehntelgramm stark auf den ermittelten Reduktionsgrad aus.

Tabelle 6-VI zeigt die Ergebnisse der chemischen Analyse des Versuches MWS 10 (Abbruch nach R3). Entsprechend den Versuchsbedingungen wird hier kein metallisches Eisen gebildet.

Tabelle 6-VI: Ergebnisse chem. Analyse MWS 10

Komponente	Symbol	Wert	Einheit
Eisen 2-wertig	Fe^{2+}	20,82	Gew. %
Eisen gesamt	Fe_{tot}	65,92	Gew. %
Eisen metallisch	Fe_{met}	0,10	Gew. %
Kohlenstoff ges.	C	0,061	%
Siliziumdioxid	SiO_2	4,30	Gew. %

Berechnung des Reduktionsgrades:

$$RD = \frac{Fe_{met} * RD(= 100 \%) + Fe^{2+} * RD(= 33,3 \%)}{Fe_{tot}} * 100 \% = \frac{0,1 * 1 + 20,82 * 0,333}{65,92} * 100\% = 10,7 \%$$

Eine vollständige Reduktion von Hämatit zu Magnetit entspricht einem Reduktionsgrad von ca. 11,1 %. Mit dem erreichten RD von 10,7 % liegt man daher schon sehr nahe am Gleichgewicht.

7 Zusammenfassung

Im Zuge dieser Arbeit wurden diverse Modelle zur Darstellung von Wirbelschichtreaktoren untersucht. Aus den gewonnenen Erkenntnissen wurde anschließend Versuchsbedingungen für den Wirbelschichtreaktor in Laborgröße abgeleitet. Ziel ist die Erreichung eines gewünschten Endreduktionsgrades (62 %). Die Ergebnisse aus den Berechnungen und den experimentellen Versuchen lieferten folgende Ergebnisse:

- Die durchgeführte Erhöhung der Betthöhe mittels Quarzes zeigt eine positive Auswirkung auf das Fluidisierungsverhalten. Die neue Betthöhe beträgt 55 mm und der Bettinhalt setzt sich aus 165 g Erz und 200 g Quarz zusammen. Der Zyklon taucht dabei ausreichend in das Bett ein und kann so seine Funktion erfüllen.
- Die experimentell bestimmte Lockerungsgeschwindigkeit der gesamten Schüttung beläuft sich auf 0,08 m/s. Zur Erreichung dieses Wertes in den Berechnungen ergibt sich bei der Ergun-Gleichung ein Formfaktor von 0,86 und bei den Berechnungen nach Geldart ein Faktor von 0,72.
- Aus den Berechnungen ergibt sich nach Kuni u. Levenspiel eine Blasenauftiegschwindigkeit von 0,22 m/s, nach Geldart 0,23 m/s. Die experimentell bestimmte Geschwindigkeit beläuft sich auf 0,23 m/s und ergibt somit eine exakte Übereinstimmung.
- Die mittels Videoanalyse im Kaltversuch bestimmte Blasenfrequenz beläuft sich auf 17,3 1/s und liefert ebenfalls eine gute Übereinstimmung mit den berechneten Werten (Kuni u. Levenspiel: 17,61 1/s, Geldart: 25,48 1/s).
- Die Berechnungen der Jetlängen ergeben bei der 68 mm Anlage nach Merry 1975 10,83 mm was zu einem Verhältnis der Jetlänge zur Betthöhe von ca. 0,2 führt. Bei

der industriellen Anlage ergibt sich eine Länge von 1051 mm, was ein Verhältnis von ca. 0,3 ergibt.

- Die ermittelten Konzentrationsprofile über die Höhe des Betts zeigen bei der industriellen Anlage einen exponentiellen Verlauf. Aufgrund der kleinen Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten, der geringen Betthöhe und des enormen Gasüberschusses ergeben sich bei der Laboranlage annähernd lineare Verläufe (Eingangskonzentration \sim Ausgangskonzentration).
- Aus dem Konzentrationsprofil der Großanlage können unterschiedliche Versuchsbedingungen für die Laboranlage abgeleitet werden (Angleichung der Gaszusammensetzungen in unterschiedlichen Höhen der Reaktoren). Ein Abgleich in der Mitte der Reaktoren ergibt für den Laborreaktor einen GOD von 23,0 % in der letzten Reduktionsstufe (R1).
- Erste Reduktionsversuche zeigen einen überhöhten Gewichtsabbau in der ersten Reduktionsstufe (R3). Die Gründe dafür sind auf das eingesetzte Material bzw. auf die Versuchsdurchführung zurückzuführen. Das eingesetzte Hamersly Erz weist einen LOI von 3,3 % auf. Während des Aufheizens wird nicht der gesamte Glühverlust beseitigt. Daraus folgt, dass vor dem Start der Reduktion eine Glühstufe erforderlich ist. Dabei wird das Erz mittels Stickstoff fluidisiert und bei 480 °C eine Stunde lang geglüht.
- Die Reduktionsversuche MWS 07 und MWS 09 (Versuchsbedingungen entsprechen den Bedingungen der industriellen Anlage bei $z=H/2$, abgeleitet aus den Konzentrationsprofilen) wurden mit einem GOD von 23,0 % in R1 durchgeführt und ergeben Reduktionsgrade von deutlich über 70 %. Dieser Wert liegt über dem Zielreduktionsgrad von 62 %. Die Annahme, dass die abgeleiteten Bedingungen aus der Mitte des Konzentrationsprofils zum gewünschten Reduktionsgrad führen ist daher nicht berechtigt.
- Der Versuch (MWS 14) mit den alten Standardbedingungen (GOD in R1 von 29,2 %) führt zu einem Reduktionsgrad von unter 50 %. Es sind daher Bedingungen zu wählen, welche zwischen den bisher verwendeten GODs liegen.
- Aus den Erkenntnissen der ersten Reduktionsversuche wurden nun Versuchsbedingungen zur Erreichung des Zielwertes abgeleitet. In R1 werden Bedingungen verwendet, welche aus der Höhe $z=2/3*H$ des Konzentrationsprofils der industriellen Anlage abgeleitet worden sind. Wichtig ist auch die Einhaltung der Glühstufe vor dem Start der Reduktion. **Tabelle 7-I** fasst die neuen Versuchsbedingungen zusammen. Der GOD in R1 beläuft sich dabei auf 25,7 %.

Tabelle 7-I: Versuchsbedingungen Standardtest neu

		R3	R2	R1
Spezies		%	%	%
Gaszusammensetzung	H ₂	14,4	16,5	17,2
	H ₂ O	7,5	7,1	4,4
	CO	33,6	38,9	47,5
	CO ₂	29,3	28,5	17,9
	CH ₄	2,0	1,6	2,0
	N ₂	13,1	7,4	11,2
GOD	%	43,4	39,1	25,6
Temperatur	°C	480	750	760
Absolutdruck	bar	1,4	1,4	1,4
Verweilzeit	min	30	30	49

- Der durchgeführte Reduktionsversuch mit den Versuchsbedingungen „Standardtest neu“ (MWS 15) ergibt einen Reduktionsgrad von ca. 60 % und liegt damit sehr nahe am gewünschten Zielwert. Daraus folgt, dass diese Bedingungen, mit vorgeschalteter Glühstufe, für zukünftige Reduktionsversuche verwendet werden können.
- Die morphologischen Untersuchungen zeigen, dass die einzelnen Partikel, abhängig von der Morphologie des Ausgangskornes, eine gute Metallisierung aufweisen. Teilweise zeigen kleinere Partikel eine bessere Metallisierung als größere, ein eindeutiger Trend kann aber nicht festgestellt werden. Auch bei der Untersuchung verschiedener Kornklassen ist kein eindeutiger Unterschied in der Metallisierung feststellbar. Nicht reduzierte Partikel können nur vereinzelt gefunden werden, was auf eine gute Fluidisierung des Materials schließen lässt.

Die Ergebnisse aus dieser Arbeit sollen im Weiteren für die Modifizierung von Standardtests an weiteren Versuchsreaktoren (Wirbelschichtreaktor 160 mm) herangezogen werden.

Literaturverzeichnis

- [1] www.stahl-online.de, aufgerufen am 3.12.2015.
- [2] Schenk J., Spezielle metallurgische Prozesstechnik, Vorlesungsskriptum, Leoben, 2015.
- [3] Schenk J., Recent status of fluidized bed technologies for producing iron input materials for steelmaking, *Particuology* 9 (2011), 1, 14–23.
- [4] Lopez S., Wirbelschichttechnik.
- [5] Luckos A., G. Denton, P. den Hoed, Current and potential applications of fluid-bed technology in the ferroalloy industry, *Mintek*, 124–136.
- [6] Baerns M., H. Hofmann, A. Renken, *Chemische Reaktionstechnik*, 3., durchges. Aufl, Wiley-VCH, Weinheim, 2002.
- [7] von Bogdandy L., H.J. Engell, *Die Reduktion der Eisenerze, Stahleisen*, Düsseldorf, 1974.
- [8] Kraume, M., *Transportvorgänge in der Verfahrenstechnik*, 2., bearb. Aufl, Springer Vieweg, Berlin [u.a.], 2012.
- [9] Schubert H., *Handbuch der Mechanischen Verfahrenstechnik*, Wiley-VCH, Weinheim, 2003.
- [10] Reh L., *Vorlesungsskriptum zu mechanischer Verfahrenstechnik 1*, ETH Zürich, 1998.

- [11] www.chemgapedia.de, Bestimmung des Wirbelpunktes mittels dimensionsloser Kennzahlen, aufgerufen am 29.11.2015.
- [12] Levenspiel, O., Chemical reaction engineering, 2d ed, Wiley, New York, 1972.
- [13] Yang, W.-c., Handbook of fluidization and fluid-particle systems, Marcel Dekker, New York, 2003.
- [14] Kunii, D. und O. Levenspiel, Fluidization engineering, 2nd ed, Butterworth-Heinemann, Boston, 1991.
- [15] Degner M. (Ed.), Stahlfibel, Verl. Stahleisen, Düsseldorf, 2007.
- [16] Schenk J., Eisen- und Stahlmetallurgie 1, Vorlesungsskriptum, Leoben, 2012.
- [17] Antrekowitsch H., Metallhüttenkunde 1, Vorlesungsskriptum, Montanuniversität, Leoben, 2011.
- [18] Schenck H., W. Wenzel, H. D. Kluger, Über das Reduktionsverhalten eisenoxydhaltiger Schlacken, Westdeutscher Verlag, Köln, 1964.
- [19] www.oregonstate.edu, aufgerufen am 30.11.2015.
- [20] Oeters F., R. Steffen (Ed.), Metallurgie: Teil 1: Eisenerzeugung, Stahleisen, Düsseldorf.
- [21] Almpanis-Lekkas, O., B. Weiss und W. Wukovits, Modelling of an ironmaking melter gasifier unit operation with multicomponent/multiphase equilibrium calculations, Journal of Cleaner Production (2015).
- [22] Thaler C., Entwicklung eines Modells zur Bilanzierung der Massen- und Energieströme für den FINEX®-Prozess zur Optimierung des Energieeinsatzes und Minimierung der Treibhausgasemissionen, Masterarbeit, Leoben, 2010.
- [23] Tappeiner T., Ganzheitliche Betrachtung des Einsatzes von LRI (low reduced iron) im Hochofen zur CO₂-Minimierung, Dissertation, Leoben, 2011.
- [24] Buergler Th., Challenges in Ironmaking in the next Decade, Leoben, 2015.
- [25] www.downstreamconsulting.com.au, FIOR, FINMET-process, aufgerufen am 03.12.2015.
- [26] Gudenau H.W., J. Hochhaus, Alternative Stahlerzeugung-Spezielle Reduktionsverfahren außerhalb des Hochofens-Direktreduktion, Druck- und Verlagshaus Mainz GmbH, Aachen, 1997.
- [27] Lockheed M., Ironmaking Process: Alternative Screening Study 2000.

-
- [28] Grill W., COREX_FINEX-SVAI_ MetalsSymposium, Siemens VAI Symposium (2009).
- [29] Joo S., H.G. Kim, I.O. Lee, J.L. Schenk, U.R. Gennari, F. Hauzenberger, FINEX: A new process for production of hot metal from fine ore and coal, *Scandinavian Journal of Metallurgy* (1999), 28, 178–183.
- [30] Thaler C., T. Tappeiner, J. Schenk, W. Kepplinger, J. Plaul, S. Schuster, Integration of the Blast Furnace Route and the FINEX®-Process for Low CO₂ Hot Metal Production, *steel research int.* 83 (2012), 2, 181–188.
- [31] Ahn S.G., J. Schenk, C. Thaler, Influence of Auxiliary Fuel Injection to Tuyeres on Flame Temperature and Flooding Limits in the FINEX Process: A theoretical Investigation, *BHM* (2010), Vol. 155, 518–522.
- [32] Primetals, Betriebsdaten FINEX Anlage Posco.
- [33] Jeong S.J., System dynamics approach for the impacts of FINEX technology and carbon taxes on steel demand: Case study of the POSCO, *Int. J. of Precis. Eng. and Manuf.-Green Tech.* 2 (2015), 1, 85–93.
- [34] www.primetals.com, Ironmaking, aufgerufen am 03.12.2015.
- [35] Geldart, D., *Gas fluidization technology*, Wiley, Chichester, New York, 1986.
- [36] Skoranz M., *Bewertung von Eisenerzen hinsichtlich ihres Reduktionsverhaltens in Wirbelschichttechnologien*, Dissertation, Leoben, 2012.

A Berechnungen WS 68 mm

Im Folgenden wird der Berechnungsweg des Wirbelschichtreaktors 68 mm gezeigt.

Erz							
Klasse	[%]	[%]	m [g]	mm	d _{pi} mm	x _i [-]	(x/d _p) ⁱ [1/mm]
0,5-1,0	22,8	100	37,62	1	0,75	0,228	0,304
0,25-0,5	28,6	77,2	47,19	0,5	0,375	0,286	0,762667
0,125-0,25	33,2	48,6	54,78	0,25	0,1875	0,332	1,770667
0,063-0,125	15,4	15,4	25,41	0,125	0,094	0,154	1,638298
0-0,063	0	0	0	0,063	0,0315	0	0
Summe	100		165	0			4,475631

$$d_p = \frac{1}{\sum \frac{x}{d_p}} \longrightarrow dp_{-} \text{ 223,4322 } \mu\text{m}$$

Quarzsand							
Kornklasse [mm]	m [g]	d(mi) [mm]	Q(3i)=(mi/mges)	Q(3i)	Q3i/dmi	Q3i	
0,063-0,125	0	0,094	0	0	0	0	0
0,125-0,25	92,1	0,1875	0,322	0,461	2,4568431	0,461	
0,25-0,5	107,9	0,375	0,377	0,539	1,4382451	1,000	
0,5-1	0,0	0,75	0	0,000	0	1,000	
Summe	200		0,699	1	3,895088		

$$d_p = \frac{1}{\sum \frac{x}{d_p}} \longrightarrow dp_{-} \text{ 256,7335945 } \mu\text{m}$$

Calculation of minimum fluidization velocity						
Gas	Viscosity	0,0000178	kg/m*s	temperature-dependent		Nitrogen at 20
	Density	1,58	kg/m³	temperature-dependent		
Solid	Density	2840	kg/m³	temperature-dependent		
	dp_1	9,40E-05	m			
	dp_2	1,88E-04	m			
	dp_3	3,75E-04	m			
	dp_4	7,50E-04	m			
	Φ_s	0,86	-			
	ϵ_{mf}	0,35	-			
Superficial velocity	u_0	0,25	m/s			

Minimum fluidization velocity (Geldart S.24)

		dp_1	dp_2	dp_3	dp_4	
Archimedes number	Ar	7,34E+01	5,82E+02	4,66E+03	3,73E+04	-
Minimum fluidization velocity	u_{mf}	0,0062	0,02	0,095	0,31	m/s
	u_{mf}	0,107				m/s

$$Ar = \frac{\rho_g * d_v^3 * (\rho_p - \rho_g) * g}{\mu^2}$$

$$umf = \frac{\mu}{\rho_f * dv} * \{(33,7^2 + 0,0408 * Ar)^{0,5} - 33,7\}$$

$$d_v = \theta * d_p$$

Lockergeschwindigkeiten
multipliziert mit dem
entsprechenden Anteil der
Kornklasse in der Schüttung und
aufsummiert

Minimum fluidization velocity (Ergun)

		dp ₁	dp ₂	dp ₃	dp ₄	
Minimum fluidization velocity	u _{mf}	4,49E-03	1,78E-02	6,91E-02	2,31E-01	m/s
	u _{mf}	0,004	0,018	0,069	0,231	m/s
	u _{mf}	0,079				m/s
	Zielwert	1,26541E-06	-2,9E-06	-0,00033	-0,024271	

Ergun-Gleichung gelöst mittels Solver-Funktion in Excel, umformen der Gleichung auf =0; Zielwert = 0 soll durch ändern von u_{mf} erreicht werden

Lockerungsgeschwindigkeiten multipliziert mit dem entsprechenden Anteil der Kornklasse in der Schüttung und aufsummiert

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 * \phi_s} * \left(\frac{d_p * u_{mf} * \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150 * (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 * \phi_s^2} * \left(\frac{d_p * u_{mf} * \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 * \rho_g * (\rho_s - \rho_g) * g}{\mu^2}$$

Aus Geldart und Ergun

Mittelwert	u _{mf}	0,093	m/s
ewählt für weitere Berechnung	u _{mf}	0,100	m/s

Bubblesize Kunii und Levenspiel

Distributor	l_{or}	0,011	m
	N_{or}	9542,98	1/m ²
superficial gas velocity	u_0	0,25	m/s
Minmum fluidization velocity	u_{mf}	0,10	m/s
Bubblediameter	d_{p0}	0,010	m
	d_{p0}	9,87	mm
Number orifices	N	31,00	-
Size of bubbles	A_{p0}	76,46	mm ²
Area of fluidized bed	A_R	3631,68	mm ²
Ratio	V	0,65	-
Area of emulsion	A_E	1261,42	mm ²

$$N_{or} = \frac{2}{\sqrt{3} * l_{or}^2}$$

$$d_{b0} = \frac{1,30}{g^{0,2}} * \left[\frac{u_0 - u_{mf}}{N_{or}} \right]^{0,4}$$

Bubblesize Geldart

Volumetric gas flow rate per hole	Q_{or}	1,76E-05	m ³ /s
Area of distributor per orifice	A_0	1,17E-04	m ²
	u_0	0,25	m/s
	u_{mf}	0,10	m/s
	$d_{eq,0}$	0,01	m
	$d_{eq,0}$	10,95	mm

$$Q_{or} = A_0 * (u_0 - u_{mf})$$

$$A_0 = \frac{A_{Ret}}{N}$$

$$d_{eq,0} = 1,38 * Q_{or}^{0,4} * g^{-0,2}$$

Bubble- frequency Kunii u. Levenspiel

initial bubble frequency	f	17,61	1/s
Area of a single orifice	A _o	7,85E-07	m ²
Velocity of gas through an orifice	u _o	11,28	m/s
Volumetric gas flow rate per hole	Q _{or}	8,86E-06	m ³ /s
bubble volume	V _b	5,03E-07	m ³

$$f = \frac{Q_{or}}{V_b}$$

← Siehe Berechnung Jet

$$Q_{or} = A_o * u_o$$

Bubble- frequency Geldart

initial bubble volume	V _o	6,90E-07	m ³
initial bubble frequency	f _{b,0}	25,48	1/s

$$V_o = 1,38 * Q_{or}^{1,2} * g^{-0,6}$$

$$f_{b,0} = \frac{Q_{or}}{V_o}$$

Bubble rise velocity (Kuni und Levenspiel)

rise velocity of single bubbles	u _{br}	0,22	m/s
velocity of a bubble rising through a bed	u _b	0,37	m/s
	u _b	0,22	m/s

$$u_{br} = 0,711 * (g * d_b)^{0,5}$$

$$u_b = u_o - u_{mf} + u_{br}$$

$$u_b = 1,6 * \{(u_o - u_{mf}) + 1,13 * d_b^{0,5}\} * d_t^{1,35} + u_{br}$$

Bubble rise velocity (Geldart)

velocity of a bubble rising through a bed	u _b	0,23	m/s
---	----------------	------	-----

$$u_b = 0,71 * (g * d_b)^{0,5}$$

Jet penetration length Kuni und Levenspiel				
pressure drop across the bed	Δp_b	930,12	Pa	$\frac{\Delta p_b}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf}) * (\rho_s - \rho_g) * \frac{g}{g_c}$
	Δp_b	9,30E-03	bar	
	Δp_b	9,30	mbar	
Voidage	ε_{mf}	0,35	-	Mittlere Dichte der Schüttung (Erz und Quarz)
Density solid fraction	ρ_s	2653,70	kg/m ³	
Density ore	ρ_{Erz}	2840	kg/m ³	
Density silica	ρ_{Quarz}	2500	kg/m ³	
Mass ore	m_{Erz}	0,165	kg	
Mass silica	m_{Quarz}	0,2	kg	
Density gas	ρ_g	1,58	kg/m ³	
Conversion factor	g_c	1	kg*m/N*s ²	
Height of bed	L_{mf}	0,055	m	
Pressure drop across distributor	Δp_d	279,04	Pa	$\Delta p_d = (0,2 - 0,4) * \Delta p_b$
	Δp_d	0,002790354	bar	
	Δp_d	2,79	mbar	
Vessel Reynolds number	Re	1508,99	-	$Re = \frac{d_{Ret} * u_0 * \rho_g}{\mu_g}$
	C_{dor}	0,6	-	
Superficial velocity	u_0	0,25	m/s	
Viscosity gas	μ_{Gas}	0,0000178	kg/m*s	
Velocity of gas through an orifice	u_{or}	11,28	m/s	$u_{or} = C_{dor} * \left(\frac{2 * \Delta p_d}{\rho_g} \right)^{0,5}$
Jet penetration length	L_j	0,007753917	m	
	L_j	7,75	mm	
Orifice diameter	d_{or}	0,001	m	

$$\frac{L_j}{d_{or}} = 21,2 * \left(\frac{u_{or}^2}{g * d_p} \right)^{0,37} * \left(\frac{d_{or} * u_{or} * \rho_g}{\mu} \right)^{0,05} * \left(\frac{\rho_g}{\rho_s} \right)^{0,68} * \left(\frac{d_p}{d_{or}} \right)^{0,24}$$

Jet penetration length Merry (1975)

Jet penetration length	L_j	0,0108	m
	L_j	10,83	mm

$$\frac{L_j}{d_{or}} = 5,2 * \left(\frac{\rho_g * d_{or}}{\rho_p * d_p} \right)^{0,3} * \left\{ 1,3 * \left(\frac{u_{or}^2}{g * d_{or}} \right)^{0,2} - 1 \right\}$$

Determination concentration profiles

Void fraction	ϵ_{mf}	0,35	-
superficial gas velocity	u_0	0,25	m/s
minimum fluidization velocity	u_{mf}	0,1	m/s
bubble rise velocity	u_b	0,37	m/s
	u_{br}	0,22	m/s
bubble fraction in a fluidized bed	δ	0,32	-
Bed fraction in clouds	β	3,19	-
Molecular diffusion coefficient	D	5,0E-05	m ² /s
bubble size	d_b	0,0099	m
Exchange coefficients	K_{bc}	69,15	1/s
	K_{ce}	17,63	1/s
	K_{be}	14,05	1/s
height of bed	L_{mf}	0,055	m
time of bubble in bed	t	0,15	s
volume of bubble	V_b	5,03E-07	m ³
volume of gas going from bubble to cloud	$V_{gas\ b,c}$	5,15E-06	m ³
volume of gas going from bubble to emulsion	$V_{gas\ b,e}$	1,05E-06	m ³
Ratio wake to bubble (diameter)	α	0,13	-
volume fraction of wake per bubble	fw	0,12	-
volume of solids dispersed in bubbles (b), in the cloud- wake regions (c) and in the emulsion phase (e)	γ_b	0,005	-
	γ_c	0,300	-
	γ_e	1,087	-
	γ_c	-8,50631622	-

$$\delta = \frac{(u_0 - umf)}{(u_b + umf)}$$

$$t = \frac{L_{mf}}{u_b}$$

← Typische Werte
 ← (angenommen)
 ← Berechneter Wert
 → kein sinnvolles Ergebnis

$$K_{bc} = 4,5 * \left(\frac{umf}{db} \right) + 5,85 * \left(\frac{D^{1/2} * g^{1/4}}{db^{5/4}} \right)$$

$$\alpha = \frac{f_w}{(1 - f_w)}$$

$$K_{ce} = 6,78 * \left(\frac{\epsilon_{mf} * D * ub}{d_b^3} \right)^{1/2}$$

$$f_w = \left[(0,78 + 7600 * Dp) + 0,09396 * \frac{dp}{Dp^{1,103}} \right] / 100$$

$$\frac{1}{K_{be}} = \frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{K_{ce}}$$

$$\gamma_c = (1 - \epsilon_{mf}) * \left[\frac{3}{u_{br} * \frac{\epsilon_{mf}}{u_{mf}} - 1} + f_w \right]$$

$$\gamma_e = \frac{(1 - \epsilon_{mf}) * (1 - \delta)}{\delta} - \gamma_b - \gamma_c$$

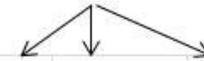
Rate constant			
R3			
CO	$K_{r,3,CO}$	0,03	1/s
H ₂	$K_{r,3,H2}$	0,03	1/s
R2			
CO	$K_{r,2,CO}$	0,065	1/s
H ₂	$K_{r,2,H2}$	0,015	1/s
R1			
CO	$K_{r,1,CO}$	0,095	1/s
H ₂	$K_{r,1,H2}$	0,07	1/s
Overall rate constant			
R3			
CO	$K_{f,3,CO}$	0,04	1/s
H ₂	$K_{f,3,H2}$	0,04	1/s
R2			
CO	$K_{f,2,CO}$	0,09	1/s
H ₂	$K_{f,2,H2}$	0,02	1/s
R1			
CO	$K_{f,1,CO}$	0,13	1/s
H ₂	$K_{f,1,H2}$	0,10	1/s

$$K_f = Kr * \gamma_b + \frac{1}{\frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{\gamma_c * Kr + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{\gamma_e * Kr}}}}$$

	R3	R2	R1	
Temperature	753,15	1023,15	1033,15	[K]
Pressure	1,4E+05	1,4E+05	1,4E+05	[Pa]
Gas-constant	8,314	8,314	8,314	[J/molK]

$$p * V = n * R * T$$

$$n = \frac{p * V}{R * T}$$



Species concentration	R3	R2	R1		R3	R2	R1
	[%]	[%]	[%]	*	[mol/m³]	[mol/m³]	[mol/m³]
H ₂	0,141	0,148	0,160	*	3,16	2,44	2,62
H ₂ O	0,077	0,064	0,051		1,72	1,05	0,83
CO	0,322	0,350	0,423		7,20	5,75	6,90
CO ₂	0,263	0,256	0,190		5,88	4,22	3,10
CH ₄	0,014	0,014	0,014		0,32	0,24	0,22
N ₂	0,183	0,168	0,161		4,09	2,76	2,63

Concentration profile bubble

$$\frac{c_{Abz}}{c_{Ai}} = \exp \left[-K_f \frac{z}{u_b} \right]$$

c_{Ab} → Konzentration der Spezies in der Blase, abhängig von der Höhe
 c_{Ai} → den Eingangskonzentrationen*
 z → Laufvariable über die Höhe (0 bis 0,055 m)
 K_f → wie vorher berechnet (für jede Spezies unterschiedlich)
 u_b → Blasenauftiegs geschwindigkeit

Concentration profile cloud

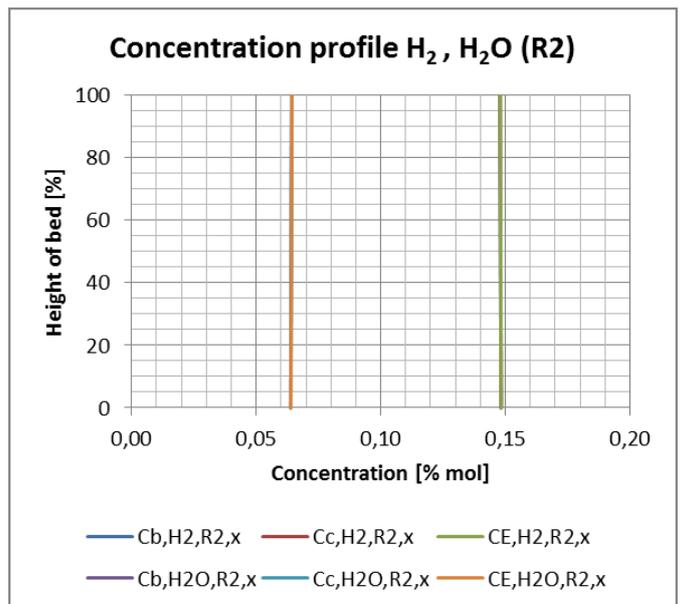
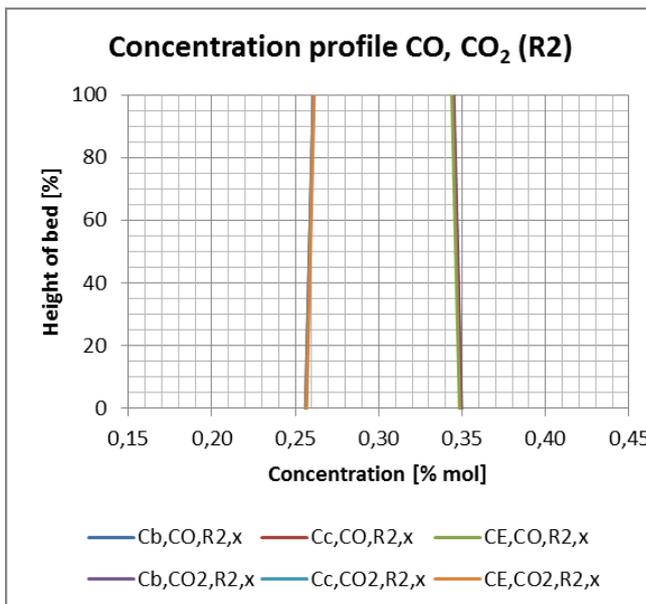
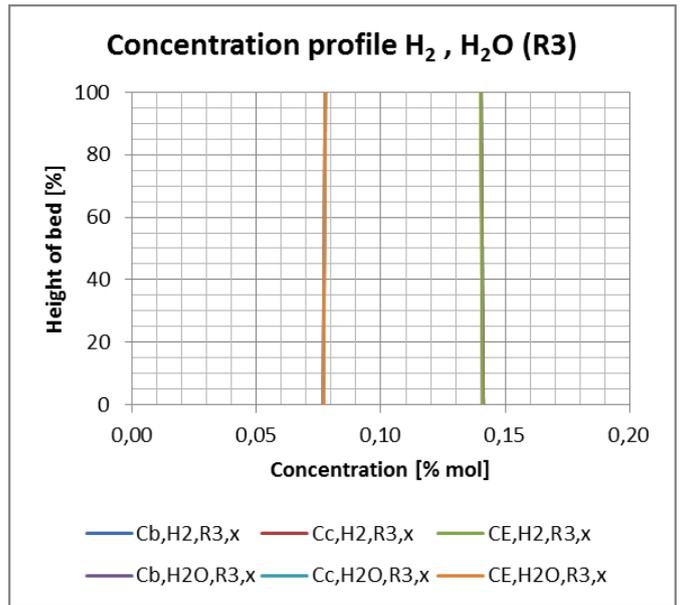
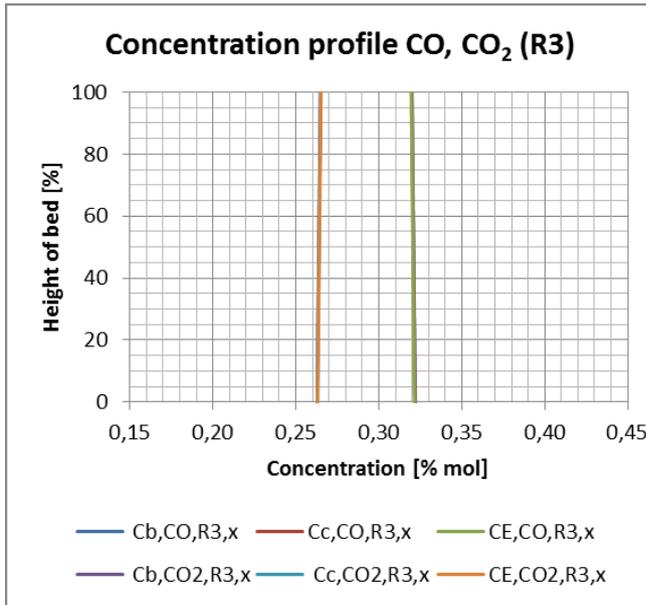
$$c_{Ac} = \frac{K_{bc} * c_{Ab}}{\gamma_c * K_r + K_{ce} - \frac{K_{ce}^2}{(\gamma_e * K_r + K_{ce})} + K_{bc}}$$

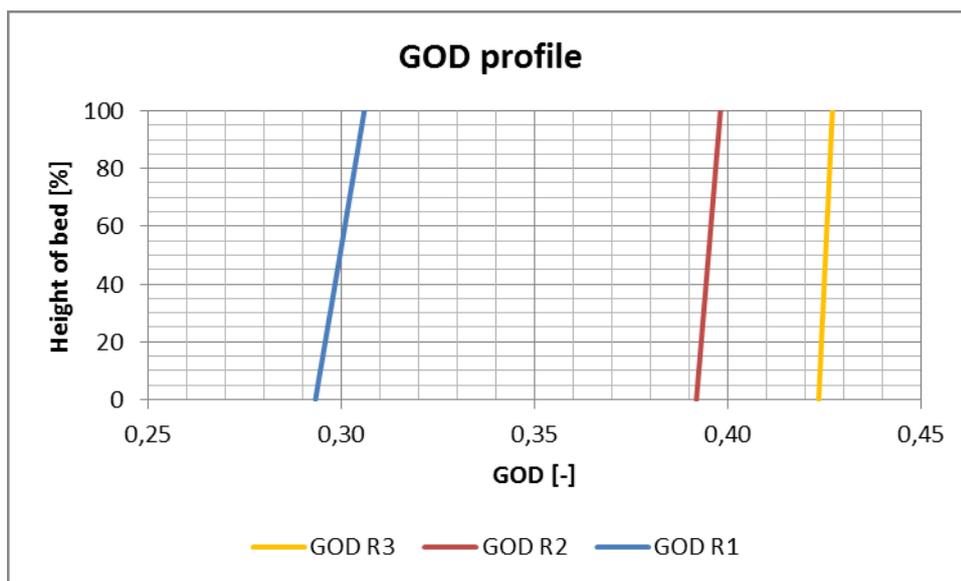
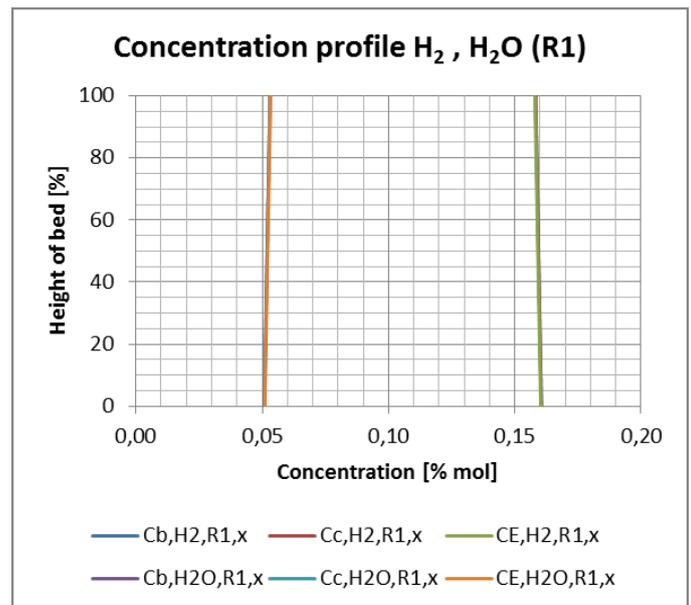
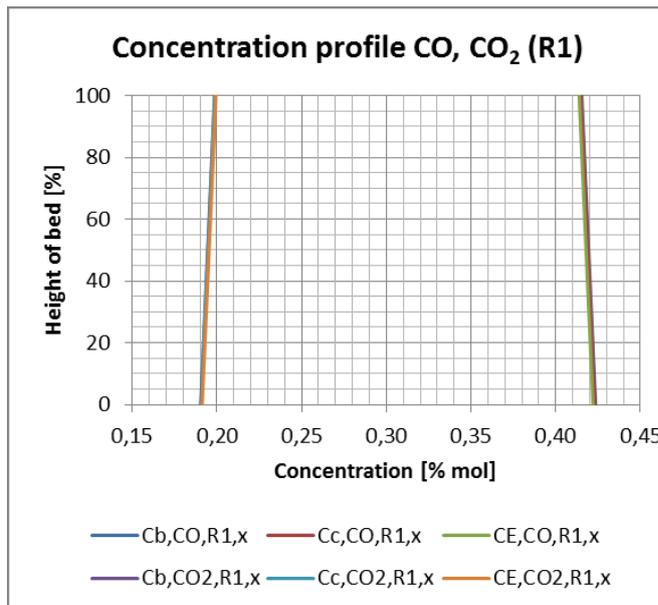
c_{Ac} → Konzentration der Spezies in der Cloud, abhängig von der Höhe, wird aus der Blasenkonzentration errechnet

Concentration profile emulsion

$$c_{Ae} = \frac{K_{ce} * c_{Ac}}{(\gamma_e * K_r + K_{ce})}$$

c_{Ae} → Konzentration der Spezies in der Emulsion, abhängig von der Höhe, wird aus der Cloudkonzentration errechnet





Calculation of minimum fluidization velocity				
Gas	Viscosity	0,0000178	kg/m*s	temperature-dependent
	Density	1,58	kg/m ³	temperature-dependent
Solid	Density	2840	kg/m ³	temperature-dependent
	dp ₁	3,15E-05	m	
	dp ₂	9,40E-05	m	
	dp ₃	1,88E-04	m	
	dp ₄	3,75E-04	m	
	dp ₅	7,50E-04	m	
	dp ₆	1,90E-03	m	
	dp ₇	3,78E-03	m	
	dp ₈	6,38E-03	m	
	dp ₉	1,00E-02	m	
		Φ _s	0,86	-
	ε _{mf}	0,3	-	
Superficial velocity	u ₀	0,9	m/s	

Minimum fluidization velocity (Geldart S.24)

	dp ₁	dp ₂	dp ₃	dp ₄	dp ₅	dp ₆	dp ₇	dp ₈	dp ₉	
Ar	2,76E+00	7,34E+01	5,82E+02	4,66E+03	3,73E+04	6,06E+05	4,75E+06	2,29E+07	8,83E+07	-
u _{mf}	6,95E-04	6,18E-03	2,45E-02	9,47E-02	3,12E-01	8,76E-01	1,42E+00	1,92E+00	2,44E+00	m/s
u _{mf}	0,338									m/s

$$Ar = \frac{\rho_g * d_v^3 * (\rho_p - \rho_g) * g}{\mu^2}$$

$$umf = \frac{\mu}{\rho_f * d_v} * \{(33,7^2 + 0,0408 * Ar)^{0,5} - 33,7\}$$

$$d_v = \theta * d_p$$

Lockerungsgeschwindigkeiten multipliziert mit dem entsprechenden Anteil der Kornklasse in der Schüttung und aufsummiert

Minimum fluidization velocity (Ergun)

	dp ₁	dp ₂	dp ₃	dp ₄	dp ₅	dp ₆	dp ₇	dp ₈	dp ₉	
u _{mf}	2,95E-04	2,63E-03	1,04E-02	4,10E-02	0,1467875	0,4910666	0,8411849	1,1608553	1,4903775	m/s
u _{mf}	0,00030	0,003	0,010	0,041	0,147	0,491	0,841	1,161	1,490	m/s
u _{mf}	0,191									m/s
Zielwert	5,38904E-07	3,6502E-07	0,000188	-0,00168516	-0,0228327	-0,25425	2,4208382	3,9957156	-26,94035	

Ergun-Gleichung gelöst mittels Solver-Funktion in Excel, umformen der Gleichung auf =0; Zielwert = 0 soll durch ändern von u_{mf} erreicht werden

Lockerungsgeschwindigkeiten multipliziert mit dem entsprechenden Anteil der Kornklasse in der Schüttung und aufsummiert

$$\frac{1,75}{\epsilon_{mf}^3 * \phi_s} * \left(\frac{d_p * u_{mf} * \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150 * (1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 * \phi_s^2} * \left(\frac{d_p * u_{mf} * \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 * \rho_g * (\rho_s - \rho_g) * g}{\mu^2}$$

Aus Geldart und Ergun

Mittelwert	u _{mf}	0,265	m/s
gewählt für weitere Berechnung	u _{mf}	0,300	m/s

Bubblesize Kunii und Levenspiel

Distributor	l_{or}		m
	N_{or}	6,63-13,26	1/m ²
superficial gas velocity	u_0	0,90	m/s
Minmum fluidization velocity	u_{mf}	0,30	m/s
Bubblediameter	d_{p0}	0,277	m
	d_{p0}	277,24	mm
Number orifices	N	500-1000	-
Area of bubbles	A_{p0}	60366,06	mm ²
Area of fluidized bed	A_R		mm ²
Relation	V		-
Area of emulsion	A_E	33897787,66	mm ²

$$N_{or} = \frac{N}{\frac{d_{Ret}^2 * \pi}{4}}$$

$$d_{b0} = \frac{1,30}{g^{0,2}} * \left[\frac{u_0 - u_{mf}}{N_{or}} \right]^{0,4}$$

Bubblesize Geldart

Volumetric gas flow rate per hole	Q_{or}	6,58E-02	m ³ /s
Area of distributor per orifice	A_0	1,10E-01	m ²
	u_0	0,90	m/s
	u_{mf}	0,30	m/s
	$d_{eq,0}$	0,29430	m
	$d_{eq,0}$	294,30	mm

$$Q_{or} = A_0 * (u_0 - u_{mf})$$

$$A_0 = \frac{A_{Ret}}{N}$$

$$d_{eq,0} = 1,38 * Q_{or}^{0,4} * g^{-0,2}$$

Bubble- frequency Kunii u. Levenspiel

initial bubble frequency	f	9,82	1/s
Area of a single orifice	A _o	(7,07-19,6)*10 ⁻⁴	m ²
Velocity of gas through an orifice	u _o	96,57	m/s
Volumetric gas flow rate per hole	Q _{or}	1,10E-01	m ³ /s
bubble volume	V _b	1,12E-02	m ³

$$f = \frac{Q_{or}}{V_b}$$

← Siehe Berechnung Jet

$$Q_{or} = A_o * u_o$$

Bubble- frequency Geldart

initial bubble volume	V _o	1,34E-02	m ³
initial bubble frequency	f _{b,0}	4,91	1/s

$$V_o = 1,38 * Q_{or}^{1,2} * g^{-0,6}$$

$$f_{b,0} = \frac{Q_{or}}{V_o}$$

Bubble rise velocity (Kuni und Levenspiel)

rise velocity of single bubbles	u _{br}	1,17	m/s
velocity of a bubble rising through a bed	u _b	1,77	m/s
	u _b	42,82	m/s

$$u_{br} = 0,711 * (g * d_b)^{0,5}$$

$$u_b = u_o - u_{mf} + u_{br}$$

$$u_b = 1,6 * \{ (u_o - u_{mf}) + 1,13 * d_b^{0,5} \} * d_t^{1,35} + u_{br}$$

Bubble rise velocity (Geldart)

velocity of a bubble rising through a bed	u _b	1,21	m/s
---	----------------	------	-----

$$u_b = 0,71 * (g * d_b)^{0,5}$$

Jet penetration length Kuni und Levenspiel

pressure drop across the bed	Δp_b	68220,01	Pa
	Δp_b	0,682200055	bar
	Δp_b	682,20	mbar
Voidage	ϵ_{mf}	0,3	-
Density solid fraction	ρ_s	2840,00	kg/m ³
Density ore	ρ_{Erz}	2840	kg/m ³
Density silica	ρ_{Quarz}	2500	kg/m ³
Mass ore	m_{Erz}	250000	kg
Mass silica	m_{Quarz}	0	kg
Density gas	ρ_g	1,58	kg/m ³
Conversion factor	g_c	1	kg*m/N*s ²
Height of bed	L_{mf}	2-5	m
Pressure drop across distributor	Δp_d	20466,00	Pa
	Δp_d	0,204660016	bar
	Δp_d	204,66	mbar
Vessel Reynolds number	Re	(6,3-9,5)*10 ⁻⁵	-
	c_{dor}	0,6	-
Superficial velocity	u_0	0,9	m/s
Viscosity gas	μ_{Gas}	0,0000178	kg/m*s
Velocity of gas through an orifice	u_{or}	96,57	m/s
Jet penetration length	L_j	0,854998706	m
	L_j	855,00	mm
Orifice diameter	d_{or}	0,03-0,05	m

$$\frac{\Delta p_b}{L_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf}) * (\rho_s - \rho_g) * \frac{g}{g_c}$$

Mittlere Dichte der Schüttung (Erz und Quarz)

$$\Delta p_d = (0,2 - 0,4) * \Delta p_b$$

$$Re = \frac{d_{Ret} * u_0 * \rho_g}{\mu_g}$$

Tabellenwert (S.105)

$$u_{or} = c_{dor} * \left(\frac{2 * \Delta p_d}{\rho_g} \right)^{0,5}$$

$$\frac{L_j}{d_{or}} = 21,2 * \left(\frac{u_{or}^2}{g * d_p} \right)^{0,37} * \left(\frac{d_{or} * u_{or} * \rho_g}{\mu} \right)^{0,05} * \left(\frac{\rho_g}{\rho_s} \right)^{0,68} * \left(\frac{d_p}{d_{or}} \right)^{0,24}$$

Jet penetration length Merry (1975)

Jet penetration length	L_j	1,0513	m
	L_j	1051,26	mm

$$\frac{L_j}{d_{or}} = 5,2 * \left(\frac{\rho_g * d_{or}}{\rho_p * d_p} \right)^{0,3} * \left\{ 1,3 * \left(\frac{u_{or}^2}{g * d_{or}} \right)^{0,2} - 1 \right\}$$

Determination concentration profiles

Void fraction	ϵ_{mf}	0,35	-
superficial gas velocity	u_0	0,9	m/s
minimum fluidization velocity	u_{mf}	0,3	m/s
bubble rise velocity	u_b	1,77	m/s
	u_{br}	1,17	m/s
bubble fraction in a fluidized bed	$\hat{\alpha}$	0,29	-
Bed fraction in clouds	β	0,81	-
Molecular diffusion coefficient	D	5,0E-05	m ² /s
bubble size	d_b	0,2772	m
Exchange coefficients	K_{bc}	5,23	1/s
	K_{ce}	0,26	1/s
	K_{be}	0,25	1/s
height of bed	L_{mf}	2-5	m
time of bubble in bed	t	1,13-2,82	s
volume of bubble	V_b	1,12E-02	m ³
volume of gas going from bubble to cloud	$V_{gas\ b,c}$	1,15E-01	m ³
volume of gas going from bubble to emulsion	$V_{gas\ b,e}$	5,43E-03	m ³
Ratio wake to bubble (diameter)	α	0,00	-
volume fraction of wake per bubble	fw		-
volume of solids dispersed in bubbles (b), in the cloud- wake regions (c) and in the emulsion phase (e)	γ_b	0,005	-
	γ_c	0,350	-
	γ_e	1,240	-
	γ_c	5,4293421	-

$$\delta = \frac{(u_0 - umf)}{(u_b + umf)}$$

$$t = \frac{L_{mf}}{u_b}$$

← Typische Werte
← (angenommen)

Berechneter Wert
← → kein sinnvolles Ergebnis

$$K_{bc} = 4,5 * \left(\frac{umf}{db} \right) + 5,85 * \left(\frac{D^{1/2} * g^{1/4}}{db^{5/4}} \right)$$

$$\alpha = \frac{f_w}{(1 - f_w)}$$

$$K_{ce} = 6,78 * \left(\frac{\epsilon_{mf} * D * ub}{d_b^3} \right)^{1/2}$$

$$f_w = \left[(0,78 + 7600 * Dp) + 0,09396 * \frac{dp}{Dp^{1,103}} \right] / 100$$

$$\frac{1}{K_{be}} = \frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{K_{ce}}$$

$$\gamma_c = (1 - \epsilon_{mf}) * \left[\frac{3}{u_{br} * \frac{\epsilon_{mf}}{u_{mf}} - 1} + f_w \right]$$

$$\gamma_e = \frac{(1 - \epsilon_{mf}) * (1 - \delta)}{\delta} - \gamma_b - \gamma_c$$

Rate constant			
R3			
CO	$K_{r,3,CO}$	0,03	1/s
H ₂	$K_{r,3,H2}$	0,03	1/s
R2			
CO	$K_{r,2,CO}$	0,065	1/s
H ₂	$K_{r,2,H2}$	0,015	1/s
R1			
CO	$K_{r,1,CO}$	0,095	1/s
H ₂	$K_{r,1,H2}$	0,07	1/s
Overall rate constant			
R3			
CO	$K_{f,3,CO}$	0,043	1/s
H ₂	$K_{f,3,H2}$	0,043	1/s
R2			
CO	$K_{f,2,CO}$	0,083	1/s
H ₂	$K_{f,2,H2}$	0,023	1/s
R1			
CO	$K_{f,1,CO}$	0,112	1/s
H ₂	$K_{f,1,H2}$	0,088	1/s

$$K_f = Kr * \gamma_b + \frac{1}{\frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{\gamma_c * Kr + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{\gamma_e * Kr}}}}$$

	R3	R2	R1	
Temperature	729,15	993,15	1033,15	[K]
Pressure	4,4E+05	4,9E+05	5,4E+05	[Pa]
Gas-constant	8,314	8,314	8,314	[J/molK]

$$p * V = n * R * T$$

$$n = \frac{p * V}{R * T}$$

Species concentration	R3	R2	R1		R3	R2	R1
	[%]	[%]	[%]		[mol/m ³]	[mol/m ³]	[mol/m ³]
H ₂	0,151	0,153	0,193		* 10,84	9,08	12,16
H ₂ O	0,069	0,061	0,023		4,95	3,62	1,45
CO	0,352	0,432	0,551		25,26	25,64	34,70
CO ₂	0,278	0,210	0,103		19,95	12,46	6,49
CH ₄	0,015	0,016	0,016		1,08	0,95	1,01
N ₂	0,136	0,129	0,114		9,76	7,66	7,18

Concentration profile bubble

$$\frac{c_{Abz}}{c_{Ai}} = \exp \left[-K_f \frac{z}{u_b} \right]$$

c_{Ab} → Konzentration der Spezies in der Blase, abhängig von der Höhe
 c_{Ai} → Eingangskonzentrationen*
 z → Laufvariable über die Höhe (0 bis 3,5 m)
 K_f → wie vorher berechnet (für jede Spezies unterschiedlich)
 u_b → Blasenauftiegs geschwindigkeit

Concentration profile cloud

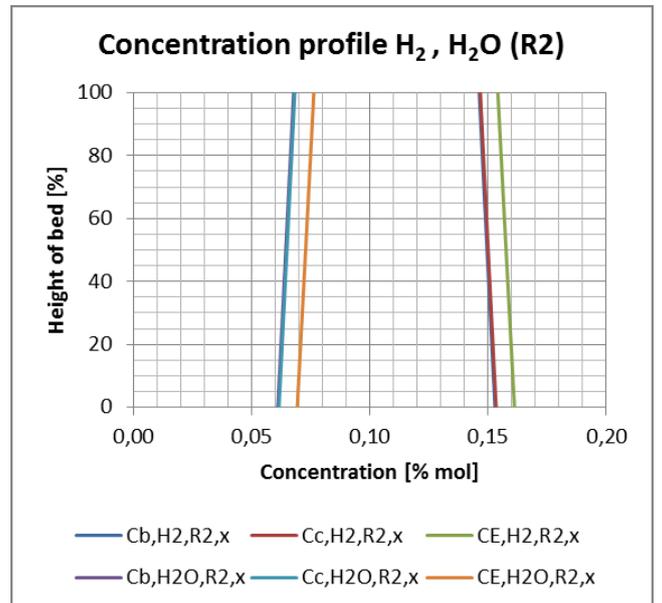
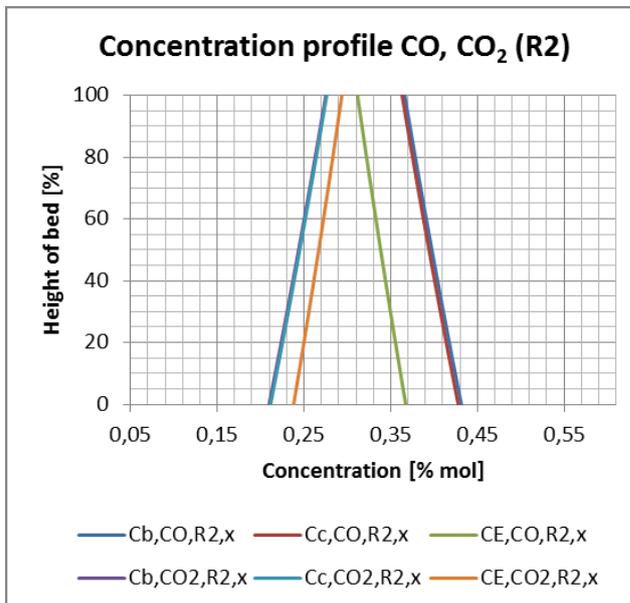
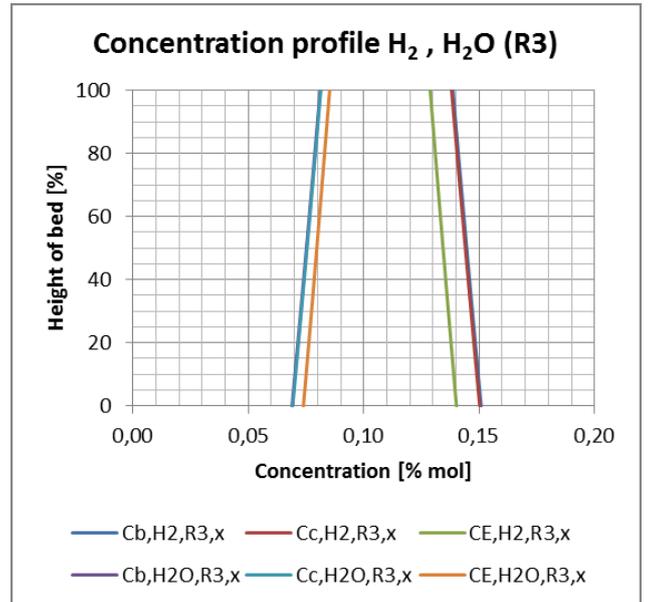
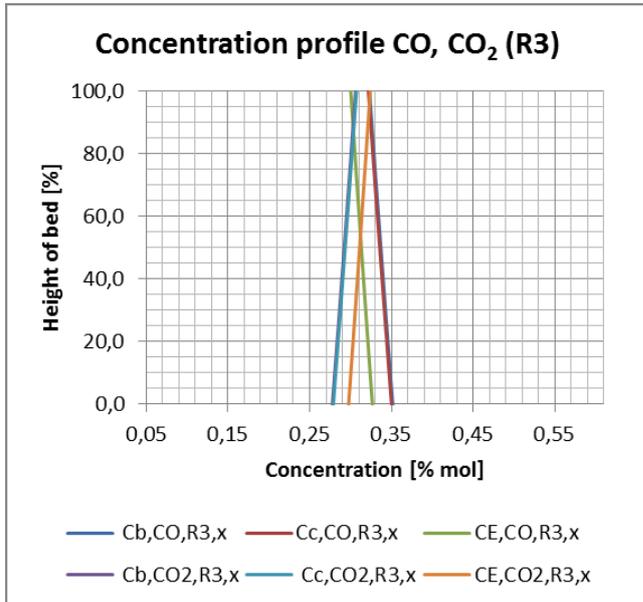
$$c_{Ac} = \frac{K_{bc} * c_{Ab}}{\gamma_c * K_r + K_{ce} - \frac{K_{ce}^2}{(\gamma_e * K_r + K_{ce})} + K_{bc}}$$

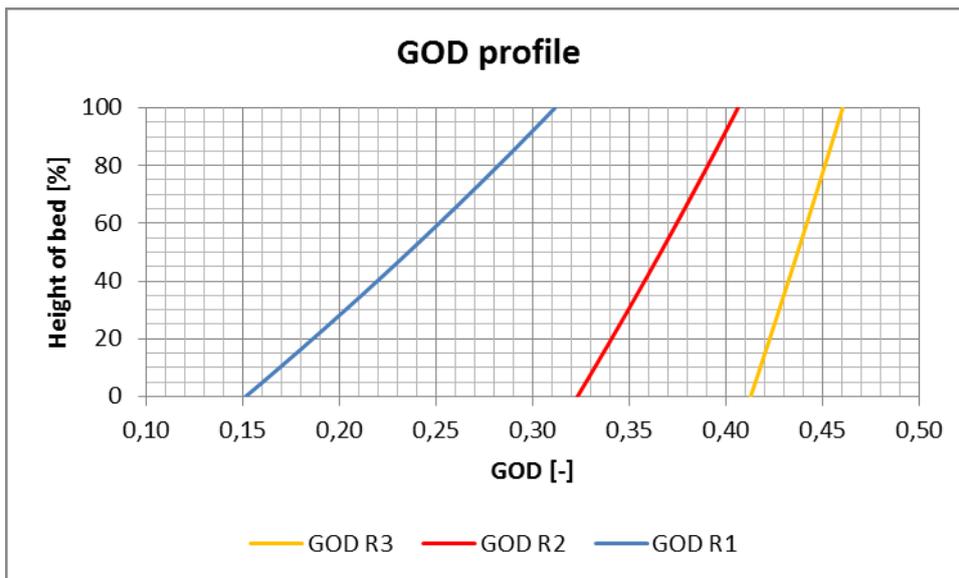
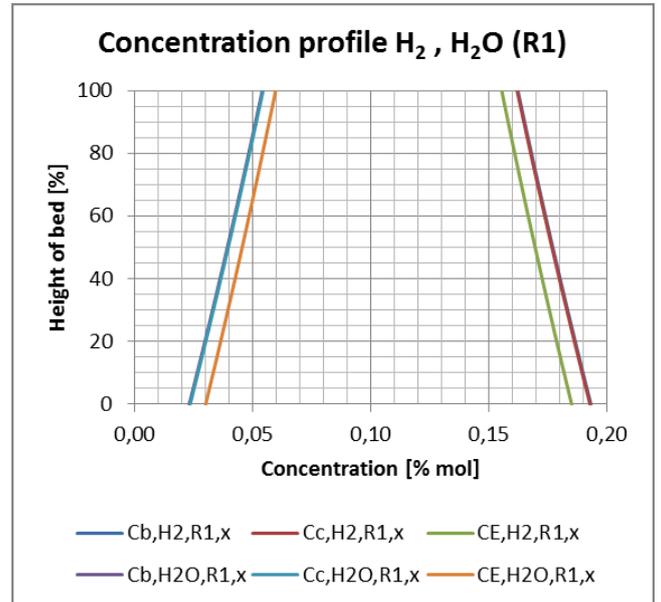
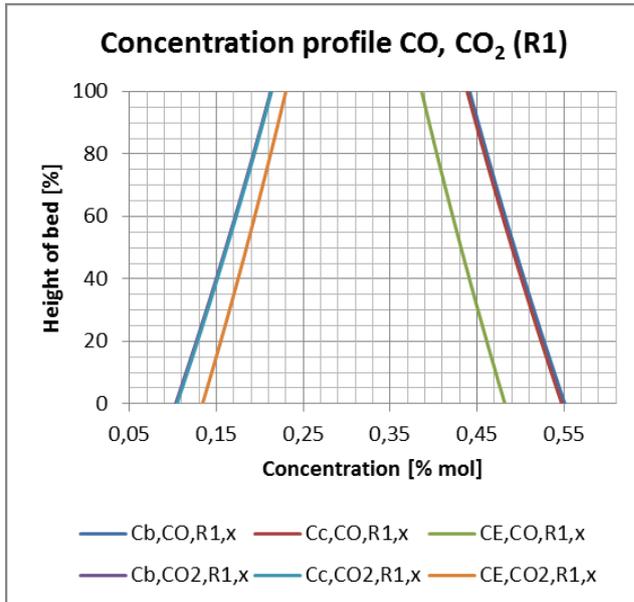
c_{Ac} → Konzentration der Spezies in der Cloud, abhängig von der Höhe, wird aus der Blasenkonzentration errechnet

Concentration profile emulsion

$$c_{Ae} = \frac{K_{ce} * c_{Ac}}{(\gamma_e * K_r + K_{ce})}$$

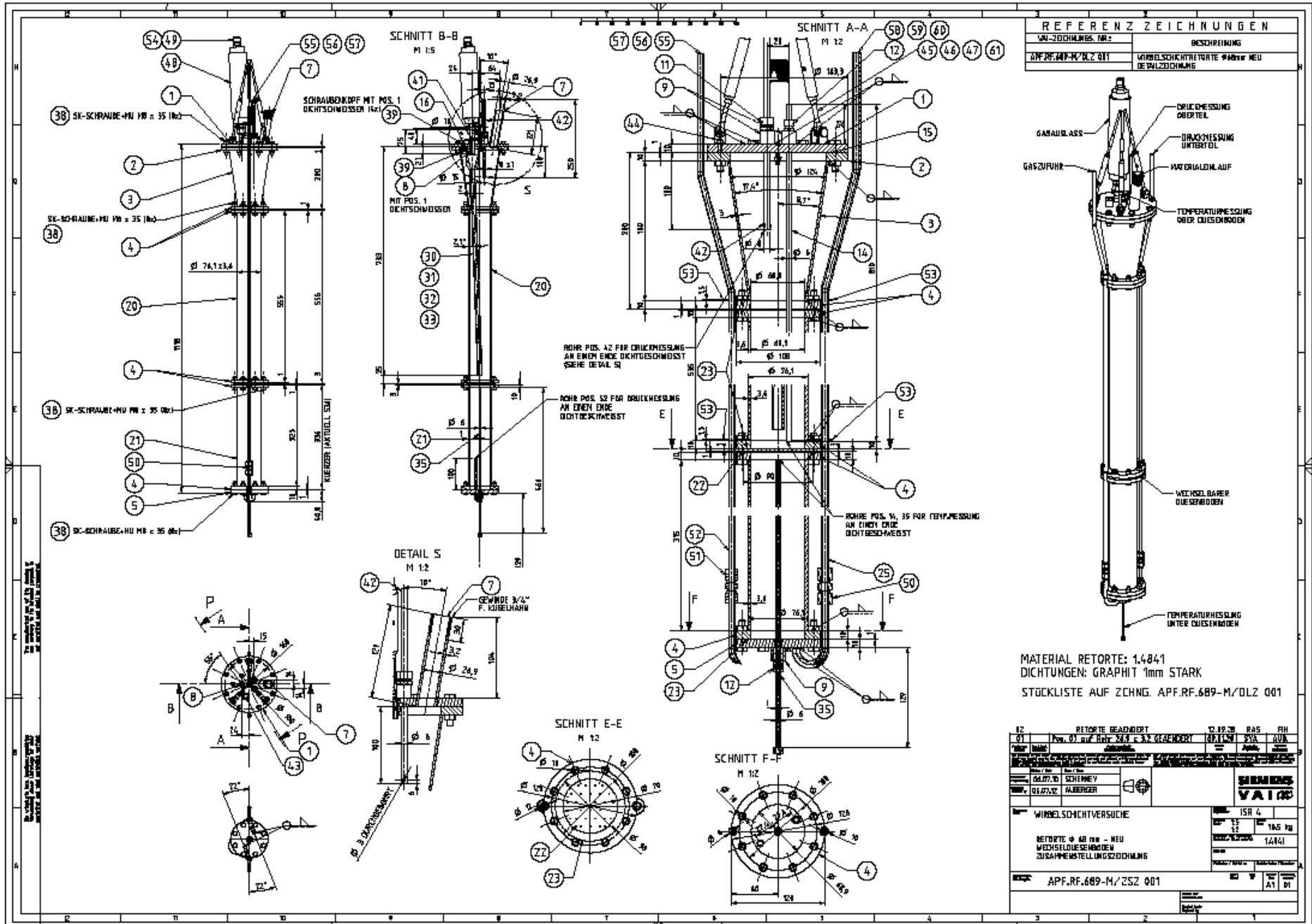
c_{Ae} → Konzentration der Spezies in der Emulsion, abhängig von der Höhe, wird aus der Cloudkonzentration errechnet





C Zeichnungen von Retorte und Zyklon

Die folgenden Abbildungen zeigen die technischen Zeichnungen der 68 mm Retorte und des internen Zyklons.



Lebenslauf

Daniel Spreitzer

Kärntnerstraße 158/3
8700 Leoben

Geboren am: 03.07.1991
Staatsbürgerschaft: Österreich
Tel.: 0664/2379989
E-Mail: Daniel.Spreitzer@gmx.at



Ausbildung:

09/1997 – 07/2001	Musikvolksschule St. Georgen ob Murau
09/2001 – 07/2005	Sporthauptschule Murau
09/2005 – 07/2010	Höhere Technische Leeranstalt Zeltweg Richtung: Maschinenbau Schwerpunkt: Anlagentechnik
10/2010 – 03/2016	Montanuniversität Leoben Richtung: Metallurgie

Praktische Erfahrungen:

- 4 Praktiken bei der Brauerei Murau (logistische Tätigkeiten, 2006-2009)
- Praktikum bei der KLH Massivholz GmbH (Produktion, 2011)
- Praktikum bei der Stahl Judenburg GmbH (Produktion, 2012)
- Praktikum bei der KLH Massivholz GmbH (Produktion, 2013)
- Praktikum bei der voestalpine Stahl Donawitz GmbH (Stahlwerk, Pfannenofen, 2014)
- Seit 2014 (Dez.) studentischer Mitarbeiter am Lehrstuhl für Eisen- und Stahlmetallurgie (Primärmetallurgie), MU Leoben
- Praktikum bei der voestalpine Stahl Donawitz GmbH (Stahlwerk, Pfannenofen, 2015)

Besondere Kenntnisse:

- PC-Kenntnisse in sämtlichen Bereichen (Microsoft Office, Pro Engineer, ...)
- Führerschein in den Klassen A,B,C,E
- Rettungssanitäterausbildung beim österreichischen Bundesheer
- Sprachen: Deutsch (Muttersprache), Englisch

Interessen:

- Motocross
- Ski fahren

Leoben am 15.02.2016