

Diplomarbeit

Kaltmodellversuche und MSR-Konzept einer Zweibett-Wirbelschicht-Vergasungsanlage

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines
Diplom-Ingenieurs unter der Leitung von

Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Hermann Hofbauer

Dipl.-Ing.(FH) Johannes Schmid

am Institut für Verfahrenstechnik,
Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften
der Technischen Universität Wien

durch
Dalibor Martinovic
Lienfeldergasse 34/5
1160 Wien

Wien, 23.08.2013

.....

Dalibor Martinovic

Danksagung

Danken möchte ich zu allererst Herrn Prof. Hermann Hofbauer, dass ich die Möglichkeit hatte meine Diplomarbeit am Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften durchzuführen.

Ein besonderer Dank gilt Johannes Schmid, für seine stets entgegenkommende und fachliche Betreuung, der durch Diskussionen zur Erfassung und Konkretisierung meines Diplomarbeitsthemas beitrug.

Ebenfalls möchte ich mich bei meinen lieben Freunden bedanken, die mich mit unterstützenden Worten immer wieder motivierten: Alex Dellantonio, Claudia Müller, Laurin Franz Dellantonio, Marion Platzgummer, Markus Faitzhofer, Martina Homann-Dellantonio, Matteo Faitzhofer, Norman Höller, Olgu Bolum, Roman Lindner, Sonja Höller, Stephanie Homann.

Ein weiterer Dank gebührt dem „Team Boris“ das mich während des Studiums stets begleitet und unterstützt haben: Daniel Madner, Dominik Radler, Florian Benedikt, Markus Ecker, Matthias Wurm, Michael Schinninger, Julian Hinteregger, Jurand Grzadziela.

Von Herzen bedanke ich mich bei meiner Lebensgefährtin Annette Nußbaumer und meinem Sohn Vinzent. Durch deren Halt, Geduld und Vertrauen standen sie mir während des Studiums immer zur Seite.

Abschließend bedanke ich mich bei meinen Eltern und meiner ganzen Familie für deren Rückhalt.

Kurzfassung

Derzeit wird an der Technischen Universität Wien eine Vergasungsanlage mit 100kW Brennstoffleistung geplant und gebaut. Die Vergasung von biogenen festen Brennstoffen stellt eine Form der erneuerbaren und nachhaltigen Energieumwandlung dar. Ausgehend von der Grundmotivation, die Effektivität dieses Verfahrens zu erhöhen, wird nun in dieser Arbeit ein neues, innovatives Zweibett-Wirbelschichtkonzept vorgestellt und die Erstellung eines Mess-, Steuer-, und Regeltechnikkonzeptes vorgenommen. Ausgehend von Versuchen an einem spezifischen Kaltmodell zur in Bau befindlichen Anlage werden mögliche Variationsmöglichkeiten, die die Strömungszustände innerhalb der Wirbelschicht beeinflussen untersucht. Im weiteren Verlauf kann eine kompatible Mess-, Steuer-, und Regeltechnik für die neue 100 kW Heißanlage skizziert werden. Wichtige sicherheitstechnische Punkte werden ebenfalls in dieser Diplomarbeit betrachtet.

Abstract

Currently, a new gasifier with 100 kW fuel input is under construction at the Vienna University of Technology. Gasification of biogenic fuels is a form of renewable and sustainable energy conversion. Starting from the basic motivation to increase the effectiveness of this process, the work presents a new innovative dual fluidized bed concept. The creation of a measurement and control concept is outlined as well. Experiments with a specific cold flow model of the new reactor concept were made. Possible variations influencing the fluidized bed and the flow conditions within the cold flow model are examined, in order to outline a compatible measurement, control and regulation technology. At least suitable safety technology was developed.

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung und Motivation	11
1.1	Motivation	11
1.2	Einleitung.....	12
2	Aufgabenstellung und Methodik	13
3	Theorie	14
3.1	Vergasungstechnologie	14
3.1.1	Thermo-chemische Umwandlung	14
3.1.2	Vergaserarten	17
3.2	Wirbelschichttechnik.....	22
3.2.1	Charakterisierung von Partikel.....	22
3.2.2	Charakterisierung von Schüttungen	26
3.2.3	Fluidisierungsregime	33
3.3	Zweibett-Wirbelschichtvergasung – ein Rückblick	37
3.4	Das neue innovative Wirbelschichtkonzept	40
3.5	Weitere Anwendungen der Zweibett-Wirbelschichtsysteme.....	43
3.5.1	Sorption Enhanced Reforming (SER)	43
3.5.2	Chemical Looping Combustion (CLC).....	45
3.6	Rohrleitungs- Instrumentenfließschema	46
3.7	Sicherheits- und Risikokonzept (Technik).....	48
3.7.1	Risikomanagement.....	48
4	Kaltmodell der neuen Zweibett-Wirbelschichtvergasung	50
4.1	Beschreibung des Kaltmodells	50
4.2	Druckmessung	52
4.2.1	Auswertung des Druckgradienten im Vergasungsreaktor.....	57
4.3	Volumenstrommessung.....	57
4.4	Bettmaterial	58
5	Kaltmodell Versuchsergebnisse	62
5.1	Verlauf des Drucks und Druckgradientens	62
5.1.1	Verlauf des Druckes im Verbrennungsreaktor.....	63
5.1.2	Verlauf des Drucks im Vergasungsreaktor.....	65
5.1.3	Verlauf des Druckgradienten im Vergasungsreaktor.....	67

5.2	Feststoffumlaufmessungen	69
5.2.1	Globaler Umlauf in Abhängigkeit der Fluidisierung des unteren Siphons (LLS).	70
5.2.2	Globaler Umlauf in Abhängigkeit der Fluidisierung des Verbrennungsreaktors .	73
5.2.3	Interner Umlauf in Abhängigkeit der Fluidisierung des Vergasungsreaktors	74
5.3	Optimaler Betriebspunkt.....	76
5.4	Resümee der Kaltmodellversuche.....	79
6	Mess-, Steuerungs-, Regelungskonzept zur neuen Heißenlage.....	84
6.1	Brennstoffbeschickung.....	85
6.2	Vergasungsreaktor.....	88
6.3	Verbrennungsreaktor.....	91
6.4	Gaskühlung und Gasreinigung.....	95
6.5	Wasser-/Dampfkreislauf - Primär Kühlkreislauf	98
6.6	Kühlwasserversorgung.....	100
6.7	Wasserdampfversorgung.....	101
6.8	Druckluftversorgung.....	103
6.9	Stickstoffversorgung	105
6.10	Erdgasversorgung.....	106
6.11	Konzept zur speicherprogrammierbaren Steuerung (SPS)	107
7	FMEA (Failure Mode and Effect Analysis)	108
8	Gefahrenanalyse und Risikograph - gesundheitsgefährdende Aspekte für Personen.....	115
8.1	Gesundheitsgefährdende Gefahren	115
8.2	Risikograph.....	119
9	Resümee und Ausblick.....	121
10	Verzeichnisse	125
11	Anhang.....	131
11.1	Bettmaterialanalysen Mastersizer	131
11.2	Zusätzliche Diagramme zu Kaltmodellversuche	133

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 3.1: Thermo-chemischen Umwandlung [5]	14
Abbildung 3.2: Biomassevergasung [5]	16
Abbildung 3.3: Festbettvergaser (links Gegenstromvergaser und rechts Gleichstromvergaser).17	
Abbildung 3.4: Flugstromvergaser.....	18
Abbildung 3.5: Links stationäre Wirbelschicht und rechts zirkulierendes Wirbelschicht [10]	19
Abbildung 3.6: Grundprinzip einer Zweibett-Wirbelschicht mit umlaufendem Wärmeträger [6]	20
Abbildung 3.7: Widerstandsbeiwert für Kugeln [14]	24
Abbildung 3.8: Verteilungssumme und Verteilungsdichte vom größeren Bettmaterial (79 μm)	27
Abbildung 3.9: Druckverlust einer homogenen fluidisierenden Schüttung [18]	28
Abbildung 3.10: Geldart-Diagramm [16].....	31
Abbildung 3.11: Geldart Diagramm nach Yang [22]	32
Abbildung 3.12: Fluidisierungsregime mit steigender Fluidisierungsgeschwindigkeit [19]	33
Abbildung 3.13: Volumenfeststoffanteil der Wirbelschichtregime [26].....	35
Abbildung 3.14: Zustandsdiagramm der Fluidisierungsregime nach Grace [31].....	36
Abbildung 3.15: Schema 100KW [51].....	37
Abbildung 3.16: Links Generation Güssing – Rechts zukünftige Generation [6].....	41
Abbildung 3.17: Fluidodynamik in Kammern [7].....	42
Abbildung 3.18: Strömungsprofil in den Einschnürungen [7]	42
Abbildung 3.19: Schema Sorption Enhanced Reforming [6]	43
Abbildung 3.20: Schema Chemical Looping Combustion [6]	45
Abbildung 3.21: Darstellung des Orts für PCE-Aufgaben	47
Abbildung 4.1: Fließbild Kaltmodell.....	51
Abbildung 4.2: Wichtigsten Abmessungen des Kaltmodells für die Auswertungen.....	51
Abbildung 4.3: Eingangsspannung der Datenerfassungskarte	52
Abbildung 4.4: Messkoffer	52
Abbildung 4.5a: Elektroschema - Messkoffers A & B	55
Abbildung 4.6: Fiktiver Drucksensor.....	57
Abbildung 4.7: Summenverteilung der Partikelgrößenverteilung von Laserbeugungsverfahren sowie Abbildverfahren	59
Abbildung 4.8: Versuchsbedingungen im modifizierten Geldart-Diagramm nach Yang [22].....	61
Abbildung 5.1: Verlauf des Drucks über den Verbrennungsreaktor (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$).....	64
Abbildung 5.2: Druck im untern Siphon (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$)	65
Abbildung 5.3: Druckverlauf- Versuch VII-XI (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$)	65
Abbildung 5.4: Vergleich der Feststoffanteile (links: Versuch X, rechts: Versuch VII, Bronze d_p $= 79 \mu\text{m}$).....	66
Abbildung 5.5: Druckgradient- Versuch VII-XI (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$)	67
Abbildung 5.6: Schema: Globale und Interne Feststoffumlauf	69
Abbildung 5.7: Links der Kegel mit $d_p = 79 \mu\text{m}$ und rechts mit $d_p = 64 \mu\text{m}$	71
Abbildung 5.8: Umlaufmessung mit Variation des Siphon LLS.....	71
Abbildung 5.9: Umlaufmessung mit Variation der Fluidisierung von Verbrennungsreaktor.....	74

Abbildung 5.10: Interne Umlaufmessung mit Variation der Fluidisierung des Vergasungsreaktors	75
Abbildung 5.11: Modifiziertes Gracediagramm [28] mit eingezeichneten optimalen Betriebspunkten	77
Abbildung 5.12: Vergleich der beiden optimalen Betriebspunkte	78
Abbildung 5.13: Querschnitt einer Taillierung	81
Abbildung 6.1: Schematische Darstellung der neuen Zweibett-Wirbelschichtanlage inklusive Peripherie der TU-Wien.....	84
Abbildung 6.2: R&I Brennstoffbeschickung.....	85
Abbildung 6.3: Impulsdiagramm Bunker Flush-Stickstoffspülung	87
Abbildung 6.4: R&I Vergasungsreaktor.....	88
Abbildung 6.5: Sensoren in einer Kammer	89
Abbildung 6.6: R&I Verbrennungsreaktor.....	91
Abbildung 6.7: R&I Gasverwertung	96
Abbildung 6.8: R&I Dampftrommel und Kondensator	98
Abbildung 6.9: R&I Kühlwasserversorgung	100
Abbildung 6.10: R&I Dampfversorgung.....	102
Abbildung 6.11: R&I Druckluftversorgung und Stickstoffversorgung.....	103
Abbildung 6.12: R&I Erdgasversorgung	106
Abbildung 6.13: SPS Konzept.....	107
Abbildung 8.1: Risikomatrix	120
Abbildung 11.1: Vergasungsreaktor-Druckverlauf & Druckgradientenverlauf mit konstanten $AR= 20,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (Bronze $dp = 79 \text{ }\mu\text{m}$).....	133
Abbildung 11.2: Vergasungsreaktor-Druckverlauf & Druckgradientenverlauf mit konstanten $AR= 28,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (Bronze $dp = 79 \text{ }\mu\text{m}$).....	134
Abbildung 11.3: Kaltmodell – Vergasungsreaktor-Druckverlauf & Druckgradientenverlauf mit konstanten $VAR= 32,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (Bronze $dp = 79 \text{ }\mu\text{m}$)	135
Abbildung 11.4: Druckverlauf mit gleichen Volumenströme aber mit unterschiedlicher mittlere Bettmaterialdurchmessers	136
Abbildung 11.5: Vergasungsreaktor-Druckverlauf & Druckgradientenverlauf mit konstanten $FR= 12,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (Bronze $dp = 79 \text{ }\mu\text{m}$)	137
Abbildung 11.6: Vergasungsreaktor- Druckgradientenverlauf mit und ohne der Fluidisierung $FR3$, bei gleichbleibendem Gesamtvolumenstrom (Bronze $dp = 79 \text{ }\mu\text{m}$).....	138
Abbildung 11.7: Verbrennungsreaktor-Druckverlauf mit annähernd gleichen Druckverlauf bei unterschiedlicher Bettmaterialgröße	139

Tabellenverzeichnis

Tabelle 3-1: Homogene und heterogene Reaktion in der Vergasung.....	16
Tabelle 3-2: Gewöhnliche Produktgaszusammensetzung aus dem Brennstoff Weichholzpellets [29].....	38
Tabelle 3-3: Produktgasvergleich zwischen konventioneller Vergasung und Sorption Enhanced Reforming [29].....	44
Tabelle 3-4 Erstbuchstabe der PCE-Kategorie	46
Tabelle 3-5 Zweitbuchstabe der PCE-Kategorie.....	46
Tabelle 3-6: Symbolzeichen für Armaturen im R&I-Schema.....	47
Tabelle 3-7: Farbenkennzeichen für Stoffströme im R&I-Schema	47
Tabelle 4-1: Wichtigsten Abmessungen des Kaltmodells für die Auswertungen	51
Tabelle 4-3: Positionen der Drucksensoren	53
Tabelle 4-4: Verbindungsbezeichnungen zwischen Drucksensoren und Pneumatikschläuchen	54
Tabelle 4-5: Schwebekörper-Durchflussmessgeräte	58
Tabelle 4-2: Versuchsparameter und Stoffwerten im gesamten Kaltmodell für zwei Bronze-Partikeldurchmesser.....	59
Tabelle 4-6: Parameter einer Heißeinlage mit ähnlichen Strömungsbedingungen im Vergasungsreaktor wie im Kaltmodell	60
Tabelle 5-1: Versuchsreihen für die Ermittlung des Druckverlauf und Druckgradient mit Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$	62
Tabelle 5-2: Flutungspunkte bei Variation der Volumenströme.....	68
Tabelle 5-3: Parameter der Umlaufversuche (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$).....	70
Tabelle 5-4: Lockerungspunkt im Steigrohr des LLS; Versuch UI.....	71
Tabelle 5-5: Überschlagrechnung für den globalen Umlauf zwischen den optimalen Betriebspunkten -Versuch UI	73
Tabelle 5-6: Schwebegeschwindigkeit im Verbrennungsreaktor.....	73
Tabelle 5-7: ILS Umlaufmessung-Schwebegeschwindigkeiten	75
Tabelle 5-8: optimale Betriebsparameter	76
Tabelle 5-9: Variationsmöglichkeiten der Volumenströme bis zum letzten stationären Betrieb (Bronze, $d_p = 79 \mu\text{m}$).....	80
Tabelle 5-10: Variationsmöglichkeit der Volumenstrom bis zum letzten stationären Betrieb (Bronze, $d_p = 64 \mu\text{m}$).....	81
Tabelle 5-11: Berechnung zur Variationsmöglichkeiten der Taillierungen.....	81
Tabelle 5-12: Versuchsvergleich: Grobes und feines Bronze-Bettmaterial	83
Tabelle 6-1: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Beschickung	86
Tabelle 6-2: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Vergasungsreaktor.....	89
Tabelle 6-3: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Verbrennungsreaktor	93
Tabelle 6-4: Equipment-/Armaturenliste und Steuerungselemente: Gasverwertung.....	97
Tabelle 6-5: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Dampftrommel & Kondensator.....	99
Tabelle 6-6: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Kühlwasserversorgung ..	101
Tabelle 6-7: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Dampfversorgung	102
Tabelle 6-8: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Druckluftversorgung	104

Tabelle 6-9: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Stickstoffversorgung.....	105
Tabelle 6-10: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Erdgasversorgung	106
Tabelle 7-1: Ausfallanalyse FMEA - Failure Mode and Effect Analysis.....	109
Tabelle 8-1: Klassifizierung der Schadensausmaße [45].....	119
Tabelle 8-2 Klassifizierung der Eintrittswahrscheinlichkeit.....	119
Tabelle 9-1: Variationsmöglichkeiten.....	122
Tabelle 9-2: Auflistung der benötigter elektrischen Steuerungselemente	123

Abkürzungsverzeichnis

AR	Verbrennungsreaktor (Air Reactor)
bzw.	beziehungsweise
CLC	Chemical Looping Combustion
DFB	Zweibett-Wirbelschicht (Dual Fluidized Bed)
dp64	mittlere Bettmaterial-Partikeldurchmesser von 64 μm
dp79	mittlere Bettmaterial-Partikeldurchmesser von 79 μm
FR	Vergasungsreaktor (Fuel Reactor)
FMEA	Ausfalleffektanalyse (Failure Mode and Effect Analysis)
ggf.	gegebenenfalls
ILS	interne Siphon (Internal Loop Seal)
LLS	unterer Siphon (Low Loop Seal)
MSR	Mess-, Steuer-, Regeltechnik
PSA	persönliche Schutzausrüstung
SPS	speicherprogrammierbare Steuerung
SER	Sorption Enhanced Reforming
ULS	oberer Siphon (Up Loop Seal)
usw.	und so weiter
vlg.	vergleiche
z.B.	zum Beispiel

1 Einleitung und Motivation

1.1 Motivation

Das Interesse im Bereich der Umwelttechnik ist in den letzten 10 Jahren rasant gestiegen: Steigende Emissionen, das allgegenwärtige Thema „Klimawandel“, sowie das wachsende Bewusstsein um die Notwendigkeit erneuerbarer Energien haben an Bedeutung gewonnen und werden – zum Teil kontroversiell – diskutiert. Über allem steht der immer wieder diskutierte globale Temperaturanstieg - gleichsam ein Beispiel und ein Zeugnis laufender Umweltveränderungen. [1]

Zahlreiche Vertreter verschiedenster wissenschaftlicher Fachrichtungen sehen die Ursachen für diesen fortwährenden Klimawandel in der Zunahme an treibhausaktiven gasförmigen Emissionen, die zu einer Erhöhung der globalen Temperatur beitragen [2, 3]. Neben dem Klimawandel und dem damit verbundenen Temperaturanstieg gibt es auch weitere Motive, die die Forschungsarbeiten zu neuen Energieträgern vorantreiben. Zum Beispiel die aufgrund des weltweit steigenden Energiebedarfs knapper werdenden Energieressourcen, das Bevölkerungswachstum, die Frage nach der Versorgungssicherheit, sowie das Streben nach regionaler Energieautonomie. [4]

Eine Form der erneuerbaren, effizienten und nachhaltigen Energieumwandlung stellt die Vergasung biogener Stoffe dar. Die Realisierung von Vergasungsanlagen mit einem innovativen Zweibett-Wirbelschichtsystem birgt einige Vorteile in sich. Durch das Einsetzen von Biomasse findet eine klimaneutrale (CO₂-neutrale) Zirkulation statt. Sprich es wird kein zusätzliches CO₂ ausgestoßen. Gegenüber konventionellen Verbrennungsanlagen ermöglicht die Vergasung durch das erzeugte Produktgas eine direkte und einfache Speicherung der Energie. Das bedeutet gleichzeitig, dass die Bereitstellung von Produktgas zur Umwandlung in End- bzw. Nutzenergie unabhängig voneinander durchgeführt werden kann. [5]

Um den weltweit erhöhten Energiebedarf auf eine umweltbewusste Weise abzudecken, bietet sich die Anwendung der Biomasse-Vergasung für KWK-Verfahren an, da ein hoher Gesamtwirkungsgrad erzielt werden kann. Im Gegensatz zu anderen erneuerbaren Energiequellen (z.B. Wind, Sonne) kann die Vergasung für den Grundlastbedarf und auch zur Deckung von Spitzenlast eingesetzt werden. Neben der Verwendung von konventioneller Biomasse können in den verschiedenen Industriezweigen (z.B. in Sägewerken, Papierfabriken usw.) nicht verwertbare Reststoffe zur Vergasung verwendet werden. Mit dem erzeugten Produktgas ist es möglich einen Teil oder den gesamten eigenen Energiebedarf zu decken. Ein weiterer Umwelt- bzw. Nachhaltigkeitsaspekt kommt in der dezentralen Energieversorgung zum Tragen. Das durch die Vergasung entstandene Produktgas kann im industriellen Bereich ohne lange Transportwege genutzt werden. Je nach Bedarf können durch den Vergasungsprozess und anschließende Veredelungsschritte verschiedene Produkte wie z.B. Wasserstoff, Dimethylether, Methanol, Fischer-Tropsch-Diesel hergestellt werden. Als essentieller Vorteil der Vergasung als Grundlage von Synthesen erweisen sich somit die verschiedenen Anwendungsmöglichkeiten und ihre Produkte daraus. [5, 6]

Unter den beiden Aspekten der Umweltverträglichkeit und der Wirtschaftlichkeit, sowie mit der Intention eine große Bandbreite an Brennstoffen vergasen zu können, wurde eine innovative Vergasungsanlage an der Technische Universität Wien (im Weiteren als TU Wien bezeichnet) konzipiert und konstruiert. Derzeit befindet sie sich die Heianlage für das TU-Technikum in der Bauphase. Zuvor wurde in einem bestimmten Maßstab ein kleineres Kaltmodell gebaut, mit dem die Fluidodynamik der Wirbelschicht untersucht wurde. Ziel des neuen, innovativen Zweibett-Wirbelschichtvergasers ist die Minimierung der Nebenprodukte im Produktgas (z.B. Minimierung des Dampfbedarfs, Minimierung des Staubgehaltes, Sicherstellung eines geringeren Teergehaltes, etc.). Ebenfalls soll das Brennstoffspektrum erweitert werden, um so die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens zu steigern.

1.2 Einleitung

Ausgehend von der Grundmotivation, die Effektivität des Verfahrens zu erhöhen, wird in dieser Arbeit das neue, innovative Vergasungssystem vorgestellt. In Hinblick auf die Erstellung eines Mess-, Steuer-, und Regeltechnikkonzeptes, werden Versuche an einem bestehenden Kaltmodell durchgeführt. Fokus der Versuche sind die Variationsmöglichkeiten, die die Wirbelschicht- und Strömungszustände innerhalb des Kaltmodells beeinflussen. Zu Beginn dieser Arbeit wird der Stand der technische Stand zur Vergasungs- und Wirbelschichttechnologie dargestellt.

Zusammen mit der Forschungsfrage werden im zweiten Kapitel Aufgabenstellung und Methodik dargestellt. Im dritten Kapitel wird der wissenschaftlichen Theorie zur Beantwortung der Forschungsfrage nachgegangen. Dies beinhaltet einen Überblick zu den Grundlagen der Vergasungstechnologie und der Wirbelschichttechnik mit Blickpunkt auf die Zweibett-Wirbelschichtvergasung und das innovative Wirbelschichtkonzept. Ebenso werden mögliche weitere Anwendungen des Zweibett-Wirbelschichtsystems dargestellt. Eine Basis für das MSR-Konzept wird anhand des Rohrleitungs- und Instrumentenflieschemas dargelegt. Abschließend wird in diesem Kapitel das theoretische Fundament für das Sicherheits- und Risikokonzept angeführt.

Nach diesen theoretischen Ausführungen folgt im vierten Kapitel die Darstellung des modifizierten Wirbelschichtkonzeptes anhand des Kaltmodells der TU Wien. In Hinblick auf die Fluidisierungsdynamik des Heimodells, wurden am Kaltmodell Versuche zum Druckverlaufs, Druckgradientens und Feststoffumlaufmessungen vorgenommen. Die daraus resultierenden Versuchsergebnisse finden sich im Kapitel fünf.

In Kapitel sechs wird, basierend auf den theoretischen Ausführungen (siehe Kapitel 3), ein Mess, Steuerungs-, Regelungskonzept (MSR) für die neue Versuchsanlage ausgearbeitet. Das Sicherheits- und Risikokonzept in Kapitel sieben wurde anhand der sogenannten „Failure Mode and Effects Analysis“ (FMEA) umgesetzt. Um die gesundheitsgefhrenden Aspekte für Personen festzuhalten wurde im achten Kapitel eine Gefahrenanalyse vorgenommen.

Ein abschließendes Resümee, sowie einen Überblick der Versuchsergebnisse finden sich in Kapitel neun.

2 Aufgabenstellung und Methodik

An der TU Wien wird eine neue Generation des Biomasse-Dampfvergasers entwickelt. Das neue Vergaserdesign soll unter anderem eine Effizienzsteigerung der Technologie bewirken. Durch das neue Design einer zweifach zirkulierenden Wirbelschicht mit einem als Gegenstromreaktor ausgeführten Teil für Feststoffe und Gase, soll einerseits eine bessere Produktgasqualität, andererseits ein geringerer Reinigungsaufwand für das Produktgas, sowie eine höhere Brennstoffflexibilität erreicht werden.

Folgende Forschungsfragen gilt es im Rahmen dieser Arbeit zu beantworten:

Welche Variationsmöglichkeiten beeinflussen die Wirbelschicht-Strömungszustände innerhalb des Kaltmodells in Hinblick auf die Umsetzbarkeit der Mess-, Steuer-, und Regeltechnik (MSR) der zu planenden neuen Heianlage? Wie kann die Mess-, Steuer- und Regeltechnik inklusive der sicherheitstechnischen Einrichtungen optimalerweise für diese neue Heianlage festgelegt werden?

Zur Beantwortung der Forschungsfragen wird zuerst die Fluidodynamik des neuartigen Vergaserkonzepts mit einem Acrylglas-Kaltmodell untersucht. Das Kaltmodell und die Regeleinrichtung zu den Untersuchungen am Kaltmodell sind bereits vorhanden. Der Einbau entsprechender Messwertaufnehmer (Druckmessungen) und die Implementierung der Messdatenauswertung in ein Computerprogramm stellen einen (praktischen) Aufgabenbereich dar. Zu diesem Zweck wurden verschiedene Kaltmodell-Versuchsläufe durchgeführt, die als wichtige Informationsquellen für das MSR-Konzept der neuen Heianlage fungieren sollen. Im Basic Engineering wurde das Rohrleitung- und Instrumentenfließschema der neuen Heianlage entwickelt. Die Reaktoren und ihre Peripherien werden darin dargestellt. Anhand des entwickelten Rohrleitung- und Instrumentenflieschemas der neuen Heianlage wird das MSR-Konzept erläutert, dabei spielen die Steuerelemente eine zentrale Rolle. Des Weiteren wird auch anhand einer qualitativen Ausfalleffektanalyse FMEA ein Sicherheitskonzept erarbeitet. Dabei werden einerseits das Verhalten der Versuchsanlage bei Ausfall und Zustandsänderungen von Anlagenkomponenten dargestellt, andererseits werden die Gefahren für das anwesende Bedienungspersonal aufgelistet und in einer Risikomatrix bzw. einem Risikographen bewertet.

3 Theorie

Als Grundlage für die Versuche am Kaltmodell (siehe Kapitel 4 und 5) werden vorab einige wissenschaftliche Überlegungen zur Vergasungstechnologie (3.1), zur Wirbelschichttechnik (3.2) mit Augenmerk auf Zweibett-Wirbelschichtvergasung (3.3) und das innovative Wirbelschichtkonzept (3.4), angeführt, sowie weitere Anwendungen der Zweibett-Wirbelschichtsysteme (3.5) dargestellt. Das MSR-Konzept wird anhand des Rohrleitungs- und Instrumentenfließschema (3.6) dargelegt. Abschließend wird in diesem Kapitel das theoretische Fundament für ein Sicherheits- und Risikokonzept (3.7) betrachtet.

3.1 Vergasungstechnologie

Bereits seit den 1980er Jahren beschäftigt sich das Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und technischen Biowissenschaften der TU Wien mit der Erforschung und Entwicklung von Wirbelschichtsystemen, insbesondere dem Zweibett-Wirbelschichtensystem. Für ein besseres Verständnis der Vergasung im Allgemeinen werden nun kurz die Grundlagen der thermo-chemischen Umwandlung, sowie die Anwendungen der Wirbelschichtverfahren angeführt.

3.1.1 Thermo-chemische Umwandlung

Ziel einer Vergasung ist die Erzeugung eines Produktgases mit möglichst hohem Energieinhalt. Die Herstellung des Produktgases aus einem festen Brennstoff (Biomasse) kann in drei Phasen unterteilt werden: Trocknung, pyrolytische Zersetzung und Vergasung. Diese Phasen unterscheiden sich durch deren Temperaturbereiche, deren Sauerstoffüberschusszahl λ (Verhältnis der zugeführten Luftmenge zu der für die vollständige Verbrennung notwendigen Luftmenge) und deren chemische und physikalische Reaktionen (siehe Abbildung 3.1).

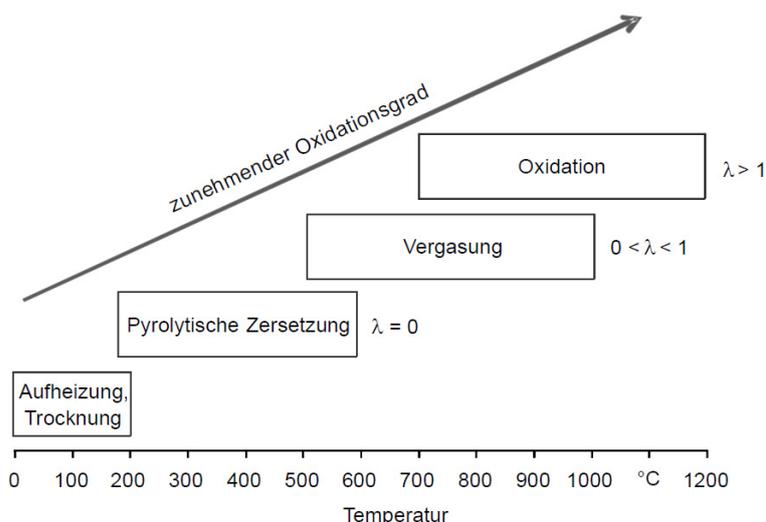


Abbildung 3.1: Thermo-chemischen Umwandlung [5]

Trocknung

Das in der porösen Struktur des festen Brennstoffs vorhandene, freie Wasser und das in der organischen Substanz gebundene Wasser, werden bis zirka 200°C verdampft. Die Temperaturgradienten in diesem Prozess sind gering. Für diesen niedrigen Temperaturgradienten ist die hohe Verdampfungsenthalpie von Wasser verantwortlich. Dadurch bleibt die Struktur der organischen Substanz des festen Brennstoffes während der Trockenphase weitgehend erhalten. Erst bei höheren Temperaturen, wenn der Brennstoff vollständig getrocknet ist, findet eine Zersetzung in einem signifikanten Ausmaß statt. [5]

Pyrolytische Zersetzung

Die pyrolytische Zersetzung nimmt eine wichtige Funktion bei der Erzeugung des Produktgases, sowie bei der Bildung von kondensierbaren, organischen Verbindungen ein. Derartige Umwandlungen beginnen nach der Trocknungsphase bei etwa 200°C und enden bei einer Temperatur von etwa 500 °C. Unter Ausschluss von Sauerstoff ($\lambda=0$) werden die ersten Makromoleküle durch die Wärmeeinwirkung nach dem Trocknungsprozess irreversibel zerstört. Nach der pyrolytischen Zersetzung sind etwa 80% bis 85% des ausgehenden festen, organischen Brennstoffes in gasförmige Produkte umgewandelt. Man spricht auch von Entgasung. Der übriggebliebene Feststoffanteil dieses Prozesses besteht größtenteils aus Kohlenstoff (Pyrolysekoks) und Asche. Die entstandenen Dämpfe aus Kohlenwasserstoffbindungen, die bei Raumtemperatur und Umgebungsdruck auskondensieren, sind bekannt als Pyrolyseöl. [5]

Vergasung

Den nächsten thermo-chemischen Umwandlungsprozess stellt die eigentliche Vergasung ($\lambda < 1$) dar, welche bei wesentlich höherer Temperatur stattfindet. Essentiell bei der Vergasung ist eine möglichst vollständige Umwandlung von Rückständen der pyrolytischen Zersetzung (Pyrolysekoks) in ein hochwertiges mittelkalorisches Produktgas. Im Gegensatz zu einer konventionellen Verbrennung kann hierbei die Umwandlung des Produktgases in End- bzw. Nutzenergie räumlich und zeitlich getrennt ausgeführt werden. Je nach Aufbereitung und anschließender Verwendung des Produktgases wird es auch als Erdgassubstitut oder Synthesegas bezeichnet. Im Vergasungsprozess werden temperatur- und druckabhängige Reaktionen umgesetzt. Diese können in Gas-Feststoff und Gas-Gas Reaktionen unterteilt werden (siehe Tabelle 3-1). Aus den Reaktionen sind die gängigen Vergasungsmittel ersichtlich, wie Luft (Sauerstoff), Wasserdampf, Kohlendioxid und Wasserstoff. [5]

Tabelle 3-1: Homogene und heterogene Reaktion in der Vergasung

Gas-Feststoff Reaktionen		
Kohlenstoffoxidation:	$C + \frac{1}{2} O_2 \leftrightarrow CO$	$\Delta H = -110,5 \text{ kJ/mol}$
	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	$\Delta H = -393,5 \text{ kJ/mol}$
Heterogene Wassergas-Reaktion:	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	$\Delta H = +118,5 \text{ kJ/mol}$
Boudouard-Reaktion:	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	$\Delta H = +159,9 \text{ kJ/mol}$
Hydrierende Vergasung:	$C + 2 H_2 \leftrightarrow CH_4$	$\Delta H = -87,5 \text{ kJ/mol}$
Gas-Gas Reaktionen		
Wassergas-Shiftreaktion:	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	$\Delta H = -40,9 \text{ kJ/mol}$
Methanierungs-Reaktion:	$CO + 3 H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	$\Delta H = -203,0 \text{ kJ/mol}$
Kohlenwasserstoff-Reformierung:	$C_m H_n + m H_2O \leftrightarrow m CO + \left(m + \frac{n}{2}\right) H_2$	

In Summe sind die parallel ablaufenden hochkomplexen Reaktionsabläufe und Zersetzungsprozesse von Stoffen innerhalb eines Vergasungsreaktors endotherm ($\Delta H > 0$). Tabelle 3-1 listet einige wichtige Reaktionswege davon auf. Die Vergasung benötigt dadurch Energie in Form von Wärme. Die Wärmeerbringung in den Vergasungsprozess wird in autotherme und allotherme Vergasung unterschieden. Bei der autothermen Vergasung erfolgt die Wärmeerbringung durch eine Teilverbrennung des Brennstoffes im selben Reaktionsbehälter. Bei der allothermen Vergasung wird eine indirekte Wärmezuführung gewährleistet, z.B. mittels Wärmeübertrager, oder über umlaufendes Bettmaterial wie in Zweibett-Wirbelschichten üblich.

Die Thermo-chemische Umwandlung von der Trocknung bis zur Vergasung bzw. Bereitstellung von Sekundärenergieträgern ist in Abbildung 3.2 schematisch dargestellt.

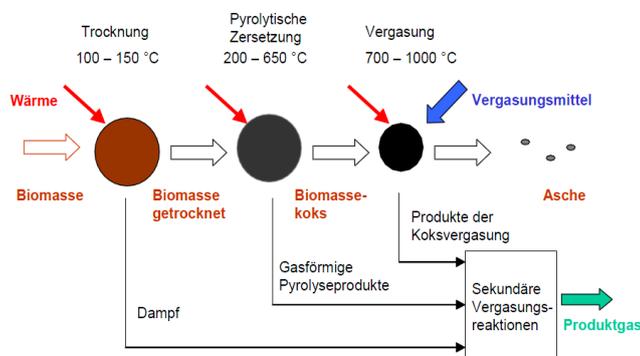


Abbildung 3.2: Biomassevergasung [5]

3.1.2 Vergaserarten

Bei der Vergasung kann zwischen folgenden Arten unterschieden werden:

- nach dem Reaktortyp: Festbettvergaser, Flugstromvergaser, Wirbelschichtvergaser
- nach der Art der Wärmebereitstellung: Allotherme Vergasung (externe Wärmezufuhr), oder autotherme Vergasung (interne Wärmezufuhr)
- nach dem Vergasungsmittel: z.B. Luft, Sauerstoff, Wasserdampf
- nach dem Druck im Vergasungsreaktor: Atmosphärischen Druck oder Überdruck.

In dieser Arbeit wird die Unterteilung nach dem Reaktortyp herangezogen: Festbettvergaser, Wirbelschichtvergaser und Flugstromvergaser, da sich dies in der Literatur und Praxis weitgehend durchgesetzt hat. [5]

3.1.2.1 Festbettvergaser

Bei Festbettvergasern werden meist großstückige Brennstoffe verwendet. Es treten geringe Gasströmungsgeschwindigkeit auf. Ein wesentliches Merkmal des Festbettvergasers ist, dass die Brennstoffpartikel nicht durch die Gasströme bewegt werden. Der Brennstoff für den Festbettvergaser wird in der Regel von oben zugeführt, wie in Abbildung 3.3 zu sehen ist. Bis zum Ascheausstrag gleitet der Brennstoff langsam nach unten. Dadurch bilden sich unterschiedliche Reaktionszonen charakteristisch für die thermo-chemische Umwandlung des festen Brennstoffes. Unterschieden wird beim Festbettvergaser zwischen Gegenstromvergaser und Gleichstromvergaser. Beim Gegenstromvergaser ist die Strömungsrichtung des Produktgases entgegengesetzt zur Brennstoffzuführung. Im Gegensatz zum Gleichstromvergaser, bei dem die Strömungsrichtung des Produktgases und der Brennstoffzuführung gleich sind. [5, 8, 9]

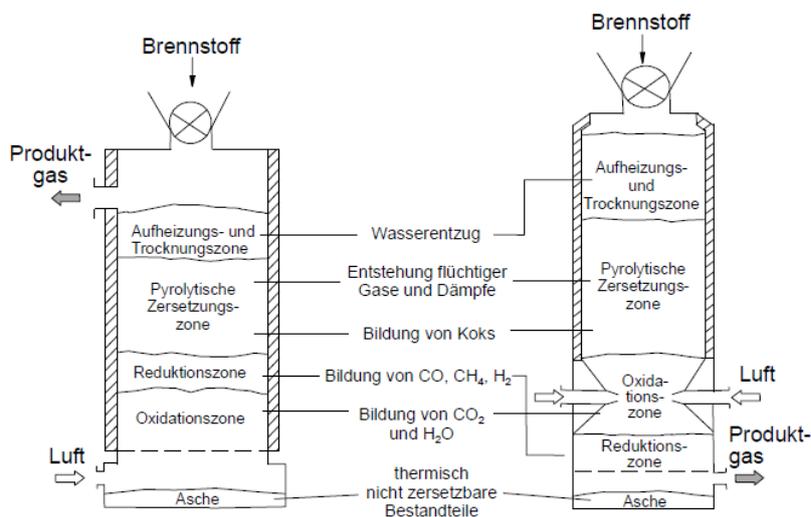


Abbildung 3.3: Festbettvergaser (links Gegenstromvergaser und rechts Gleichstromvergaser)

3.1.2.2 Flugstromvergaser

Standardmäßig wird in einem Flugstromvergaser der Brennstoff in Form von Staub oder pastös zugeführt. Daher ist vor der Vergasung eine Aufbereitung des Brennstoffes erforderlich. Im Flugstromvergaser vergast der Brennstoff bei sehr hohen Temperaturen zusammen mit dem Vergasungsmittel im Gleichstrom. Aufgrund der feinen Brennstoffpartikel und der hohen Temperatur im Reaktor wird nahezu eine vollständige Vergasung realisiert. Für die Handhabung dieser hohen Temperaturen bedarf es einen hohen technischen Aufwand. [5, 8, 9]

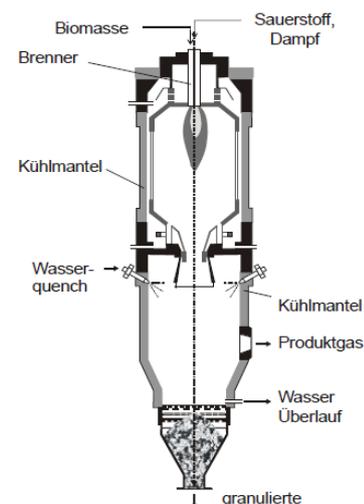


Abbildung 3.4: Flugstromvergaser

3.1.2.3 Wirbelschichtvergaser

Da sich die am Kaltmodell durchgeführten Versuche auf die Fluidodynamik einer Zweibett-Wirbelschichtvergasung beziehen, wird nachfolgend näher auf die stationäre, zirkulierende Wirbelschicht und Zweibett-Wirbelschicht eingegangen. Die verschiedenen Vergasungsprozesse der Wirbelschichtverfahren werden primär von dem fluidmechanischen Aspekt, dem Durchströmen von Gasen durch die Feststoffschicht im Reaktor, beeinflusst.

Durch die hervorragende Durchmischung der Brennstoffpartikel mit vorhandenem feinkörnigem Bettmaterial in der Wirbelschicht, bilden sich keine räumlich begrenzten Temperatur- und Reaktionszonen innerhalb des Wirbelbettes aus. Demzufolge finden die thermo-chemischen Umwandlungen nahezu parallel im gesamten Reaktor statt. Die Vorteile eines solchen Vergasers liegen in der gleichmäßigen Temperaturverteilung und in der leichten Temperaturregelbarkeit. Das Bettmaterial besitzt durch feinkörnige Teilchen eine große spezifische Oberfläche und fungiert als Wärmeträger. Die nötigen Verweilzeiten der biogenen Festbrennstoffe werden dadurch auf wenige Sekunden bzw. Minuten reduziert. [5, 10]

Stationäre Wirbelschichtvergasung

Die stationäre Wirbelschichtvergasung wird durch eine vergleichsweise geringe Gasgeschwindigkeit des Vergasungsmittels charakterisiert. Die Geschwindigkeit liegt im Wirbelbett zwischen der Lockerungsgeschwindigkeit und der Schwebegeschwindigkeit für ein einzelnes Partikel des Bettmaterials. Eine Bettmaterial-Oberkante ist anhand des darüber liegenden Freiraums (Freeboard) klar erkennbar (Abbildung 3.5 links). In diesem Freeboardbereich ist die Porosität nahezu 1, das heißt der Feststoffanteil ist verschwindend klein. Erfahrungswerte haben gezeigt, dass sich für den optimalen Betrieb von stationären Wirbelbetten das zirka 5 bis 15-fache der Lockerungsgeschwindigkeit bewährt [5]. Siehe dazu auch im Kapitel 3.2.2.

Zirkulierende Wirbelschichtvergasung

Bei der zirkulierenden Wirbelschichtvergasung wird ein erheblicher Anteil der Partikel mit dem Gas aus dem Reaktor ausgetragen (Abbildung 3.5 rechts). Anschließend müssen die Partikel mittels Zyklon vom Produktgas getrennt und wieder in den Reaktor zugeführt werden. Die dazu benötigte Gasgeschwindigkeit ist vergleichsweise hoch und liegt über der Schwebegeschwindigkeit der Partikel. Im Gegensatz zur stationären Wirbelschicht ist hier keine klar erkennbare Bettoberkante ersichtlich. Somit wird der Freiraum der stationären Wirbelschicht durch einen höheren Feststoffanteil ersetzt. Dadurch können die thermo-chemischen Umwandlungen in der stark expandierten und zirkulierenden Wirbelschicht stattfinden. Die Querschnittbelastung ist daher höher als bei der stationären Wirbelschicht und führt zu einer geringeren Querschnittfläche bei gleicher Leistung. [5]

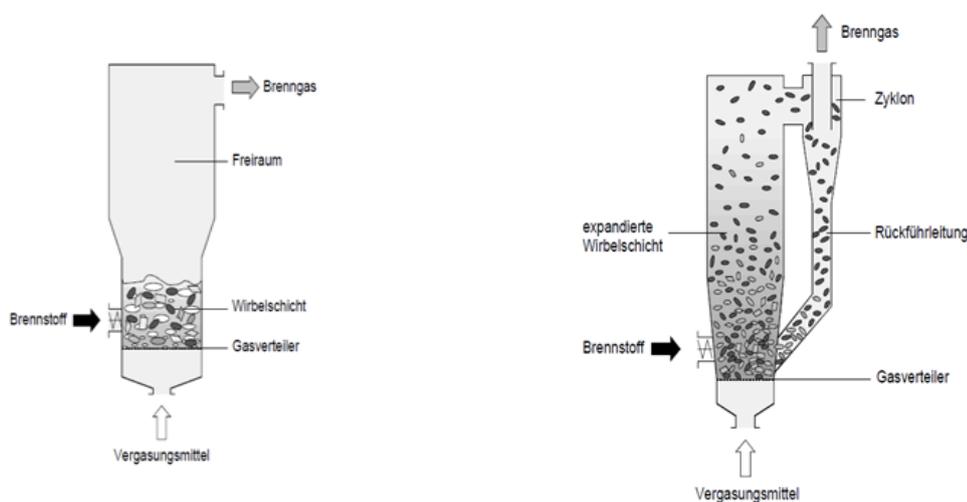


Abbildung 3.5: Links stationäre Wirbelschicht und rechts zirkulierende Wirbelschicht [10]

Zweibett-Wirbelschichtvergasung

Das Grundprinzip eines Zweibett-Wirbelschichtvergasers ist in Abbildung 3.6 dargestellt. Ein derartiger Zweibett-Wirbelschichtvergasers besteht aus zwei räumlich voneinander getrennten Wirbelschichten (stationär und/oder zirkulierend), einem Vergasungsteil und einem Verbrennungsteil.

Die allotherme Wärmeerbringung in einen Zweibett-Wirbelschichtvergasers kann unterschiedlich bereitgestellt werden: Erstens mit Hilfe eines umlaufenden Wärmeträgers oder zweitens mittels eines Hochtemperatur-Wärmeübertragers. Zentral für diese Arbeit ist die erste Methode, da die bereits bestehende und ebenso die neue Vergasungsanlage an der TU Wien ein Wirbelschicht-Reaktorsystem ist und über einen solchen umlaufenden Wärmeträger (Bettmaterial-Partikel) verfügen.

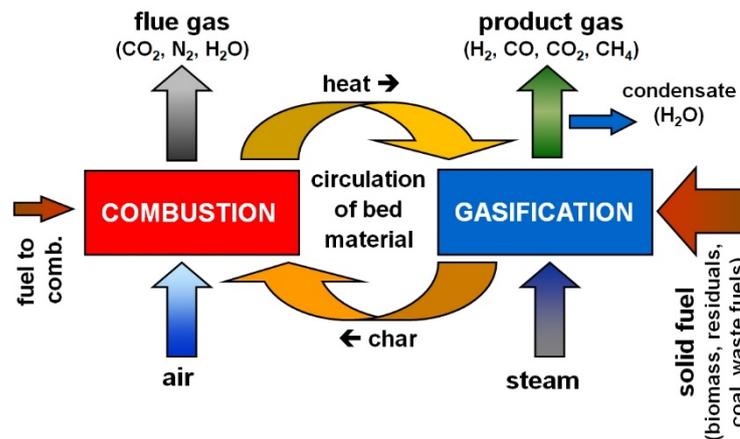


Abbildung 3.6: Grundprinzip einer Zweibett-Wirbelschicht mit umlaufendem Wärmeträger [6]

Das umlaufende Bettmaterial dient zur Wärmeübertragung zwischen den getrennten Reaktoren. Im Vergasungsreaktor wird die Biomasse durch die Zuführung von Vergasungsmittel (zum Beispiel mit Wasserdampf) vergast. Die dazu erforderliche Wärme wird vom Verbrennungsreaktor bereitgestellt. Bei der Vergasung von biogenem Brennstoff entsteht als fester Produktanteil Koks, das im weiteren Verlauf innerhalb des Vergasungsreaktors mit Wasserdampf vergast wird. Nicht vollständig umgesetzter Koks wandert vom Vergasungsreaktor in den Verbrennungsreaktor. Um z.B. bei kleinen Versuchsanlagen die spezifischen hohen Wärmeverluste ausgleichen zu können und je nach Verwendung niedrig kalorischer Brennstoffe muss ggf. auf einen Brennstoffeintrag in den Verbrennungsreaktor zurückgegriffen werden. Gegenüber dem Vergasungsreaktor ist die Temperatur im Verbrennungsreaktor typischerweise um etwa 50 °C bis 150 °C höher. Das Abgas der Verbrennung und das Produktgas der Vergasung werden getrennt voneinander abgeführt. Der damit verbundene erhöhte Aufwand eines Zweibett-Wirbelschichtvergasers wird dann gerechtfertigt, wenn ein hochwertiges, mittelkalorisches Produktgas erzeugt werden soll [1, 2]. In Kapitel 3.3 wird die Versuchsanlage der TU Wien, ein Zweibett-Wirbelschicht-Dampfvergasers der dritten Generation detailliert beschrieben. Vorteile einer derartigen Zweibett-Wirbelschicht sind [5]:

- konstante Temperatur in beiden Reaktoren, daher leicht regulierbar
- Vergasungsreaktor und Verbrennungsreaktor sind unabhängig voneinander optimierbar
- intensive Wärme- und Stoffübertragung durch das verwendete Bettmaterial (hohe spezifische Oberfläche), daher geringe Verweilzeit des Brennstoffs
- hervorragend geeignet für allotherme Vergasung aufgrund einer hohen Wärmeübertragung des Bettmaterials, ohne Investitionen für Hochtemperatur-Wärmeübertragungssysteme
- durch Wasserdampf-Vergasung entsteht ein hochwertiges mittelkalorisches Produktgas (10-14 MJ/Nm³) ohne Anwendung von reinem Sauerstoff
- praktische kein Stickstoff im Produktgas
- aufgrund der separaten Führung (des Produktgasstroms und Abgasstroms) werden die Anforderungen zur Reinigung des Produktgases (geringer Volumenstrom) verringert.

- verschiedene Anwendungsmöglichkeiten, Bereitstellung von gasförmigem (z.B. klimaneutralen Erdgasersatz SNG) sowie flüssigem Biokraftstoff (z.B. Fischer-Tropsch-Diesel)
- hohe Brennstoffvariation gegenüber anderen, konventionellen Energieerzeugungsanlagen
- hoher Wirkungsgrad für KWK-Prozesse
- das Einsetzen von Biomasse ermöglicht eine dezentrale Energieversorgung

Dem gegenüber stehen folgende Nachteile:

- höherer technischer Aufwand, durch die vorhandenen separaten Reaktoren und Stromführungen
- relativ hoher Partikelgehalt im Produktgas durch feinkörnige Brennstoffe, feine Asche und abgeriebenes Bettmaterial

3.2 Wirbelschichttechnik

Als Grundlage für die folgenden Berechnungen zur Wirbelschichttechnik ist eine Charakterisierung der Partikel und der Schüttung notwendig. Durch die Fluidisierungsregime wird der Wirbelschichtzustand eruiert.

Die charakteristischen Eigenschaften eines Partikels lassen sich anhand folgender Parameter beschreiben: Partikeldichte, Äquivalentdurchmesser, Sphärizität, Formfaktor, Schwebegeschwindigkeit bzw. Sinkgeschwindigkeit eines Partikels. Ein weiteres maßgebliches Kriterium für die Beschaffenheit einer Wirbelschicht ist die Schüttguteigenschaft, welche durch die Schüttdichte, Partikeldichte, Partikelgrößenverteilung, Lockerungsgeschwindigkeit und eine Klassifizierung der Schüttungen nach Geldart beschrieben wird. Die Fluidisierungsregime werden im Folgenden anhand eines Wirbelschicht-Zustandsdiagramms ersichtlich gemacht.

3.2.1 Charakterisierung von Partikel

Partikeldichte:

Die Dichte eines Partikels wird definiert aus dem Quotienten der Masse des Partikels und dessen Gesamtvolumen, einschließlich Hohlräumvolumen innerhalb des einzelnen Partikelkorns.

$$\rho_p = \frac{m_p}{V_p} \quad (3-1)$$

Äquivalentdurchmesser:

In der Mehrheit der Fälle weichen die einzelnen Partikel einer Schüttung von einer Kugelform ab. Deshalb ist als Berechnungsgrundlage eine charakteristische Partikelgröße (Durchmesser einer Kugel) anzugeben. Zur Beschreibung der Partikel wird der sogenannte Äquivalentdurchmesser eingeführt [11]. Der Äquivalentdurchmesser steht für den Durchmesser einer Kugel, die die gleiche spezifische Eigenschaft wie ein unregelmäßig geformtes Partikel besitzt. Nachfolgend finden sich die vier wichtigsten Äquivalentdurchmesser im Bereich der Wirbelschichttechnik [12].

- **d_p**: Durchmesser der projektionsflächengleichen Kreise oder Seitenlänge des Quadrates, durch das das Partikel durchgeht (Siebdurchmesser).

$$d_p = \sqrt{\frac{4 * A_o}{\pi}} \quad \text{oder} \quad d_p = \sqrt{A_{\square}} \quad (3-2)$$

- d_s : Durchmesser der Kugel mit gleicher Oberfläche

$$d_s = \sqrt{\frac{S}{\pi}} \quad (3-3)$$

- d_v : Durchmesser der Kugel mit gleichem Volumen

$$d_v = \sqrt[3]{\frac{6 * V}{\pi}} \quad (3-4)$$

- d_{sv} : Durchmesser der Kugel mit gleichem Oberflächen/Volumen-Verhältnis

$$d_{sv} = \frac{6 * V_p}{S_p} \quad (3-5)$$

Sphärizität und Formfaktor:

Das Verhältnis der Oberfläche der volumengleichen Kugel zur tatsächlichen Oberfläche wurde von Wadell als Sphärizität Ψ definiert. Sphärizität beschreibt die Abweichung eines Partikels von einer Kugel und ist immer $0 \leq \Psi \leq 1$.

$$\Psi = \frac{\text{Oberfläche der Volumengleichen Kugel}}{\text{tatsächliche Oberfläche}} = \frac{d_v^2 * \pi}{S} = \left(\frac{d_v}{d_s}\right)^2 \quad (3-6)$$

Als Kehrwert von der Sphärizität Ψ ist der Formfaktor Φ definiert.

Zusammenhang zwischen Sphärizität und Äquivalentdurchmesser:

Durch das Produkt von Sphärizität und Äquivalentdurchmesser führten Levenspiel und Kunii einen Äquivalentdurchmesser d_{eff} ein, der einen bessere Berücksichtigung von Partikeloberfläche und Porosität erlaubt [13].

$$d_{eff} = \Psi * d_v \quad (3-7)$$

Schwebegeschwindigkeit bzw. Sinkgeschwindigkeit eines Partikels

"Sinkgeschwindigkeit w_s heißt die stationäre Fallgeschwindigkeit eines einzelnen Partikel in einem unendlich ausgedehnten ruhenden Fluid unter der Wirkung einer Feldkraft (z.B. Schwerkraft oder Fliehkraft). Sie hängt von der Zähigkeit des Fluids, vom Dichteunterschied zwischen Partikel und Fluid, von der Partikelgröße und von der Partikelform ab." [11]. Ist die Anströmungsgeschwindigkeit (entgegengesetzt der Schwerkraft) gleich hoch wie die Sinkgeschwindigkeit, so ist der Partikel theoretisch in Schwebelage. Die Schwebegeschwindigkeit gibt somit Auskunft, ab welcher Anströmungsgeschwindigkeit ein Partikel nach oben, entgegengesetzt der Schwerkraft, strömt.

Hergeleitet wird die Sinkgeschwindigkeit anhand des Kräftegleichgewichts einer Kugel. Die Gewichtskraft F_G wirkt entgegen der Widerstandskraft F_W und Auftriebskraft F_A .

$$F_G - F_A = F_W \tag{3-8}$$

$$(\rho_p - \rho_g) * \frac{\pi}{6} * d_p^3 * g = \frac{\rho_g}{2} * u_t^2 * d_p^2 * \frac{\pi}{4} * c_w \tag{3-9}$$

Daraus ergibt sich eine Schwebegeschwindigkeit bzw. Sinkgeschwindigkeit.

$$u_t = \sqrt{\frac{4}{3} * \frac{d_p}{c_w} * \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} * g} \tag{3-10}$$

Der in der obigen Gleichung enthaltene Widerstandsbeiwert c_w ist eine Funktion der Reynoldszahl Re . Die Abhängigkeit für kugelförmige Partikel ist in der folgenden (Abbildung 3.7) aufgezeigt.

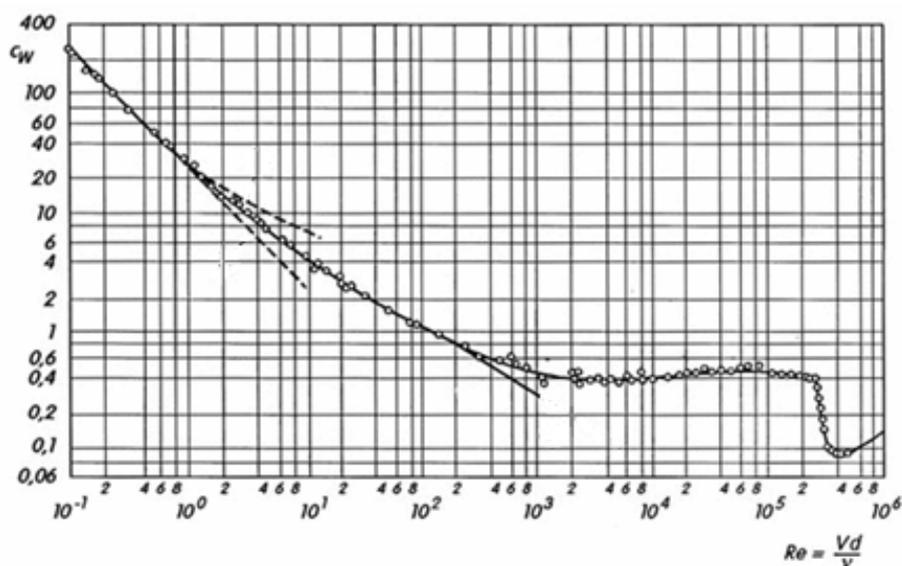


Abbildung 3.7: Widerstandsbeiwert für Kugeln [14]

Dieses Diagramm lässt sich in folgende drei Bereiche unterteilen:

- Stokesbereich für laminar Strömung $Re < 0,2$

$$c_W = \frac{24}{Re} \quad (3-11)$$

- Newtonbereich für turbulente Strömung $Re > 1000$

$$c_W = 0,44 \quad (3-12)$$

- Übergangsbereich für $0,2 < Re < 1000$

$$c_W = \frac{24}{Re} + \frac{4}{\sqrt{Re}} + 0,4 \quad (3-13)$$

In den Übergangsbereichen wird die Schwebegeschwindigkeit iterativ ermittelt.

3.2.2 Charakterisierung von Schüttungen

Schüttdichte:

Die Schüttdichte ρ_{Sch} bzw. Bettmaterialdichte ρ_{Bett} ist definiert als Quotient der Masse m_{Sch} zum eingenommenen Volumen V_{Sch} der Schüttung.

$$\rho_{Sch} = \frac{m_{Sch}}{V_{Sch}} \quad (3-14)$$

Schüttporosität:

Allgemein ist die Porosität ε als das Verhältnis von Hohlraumvolumen zum Gesamtvolumen eines Systems definiert. Wird bei bekanntem Volumen die Masse eruiert so kann die Schüttporosität direkt anhand der Partikeldichte berechnet werden.

$$\varepsilon = \frac{V_{Hohlraum}}{V_{Gesamt}} = 1 - \frac{m_{Sch}}{\rho_p * V_{Sch}} \quad (3-15)$$

Partikelgrößenverteilung- Charakteristischen Durchmesser:

Fast alle Schüttungen basieren auf einem Partikelkollektiv mit verschiedenen Partikelgrößen. Die Beschreibung der Partikelgröße wird meist mit der Verteilungsdichtefunktion q bzw. Verteilungssummenfunktion Q dargestellt. In Abbildung 3.8 ist die Anzahlverteilungsdichte und Anzahlverteilungssumme des zu untersuchenden Bettmaterials dargestellt.

$$Q_{r,i} = Q_r(x_i) = \frac{\text{Teilmenge } x_{min} \dots x_i}{\text{Gesamtmenge } x_{min} \dots x_{max}} \quad (3-16)$$

$$q_{r,i} = \frac{\text{Teilmenge } x_{i-1} \dots x_i}{\text{Gesamtmenge} * \text{Interwallbreite } \Delta x} \quad (3-17)$$

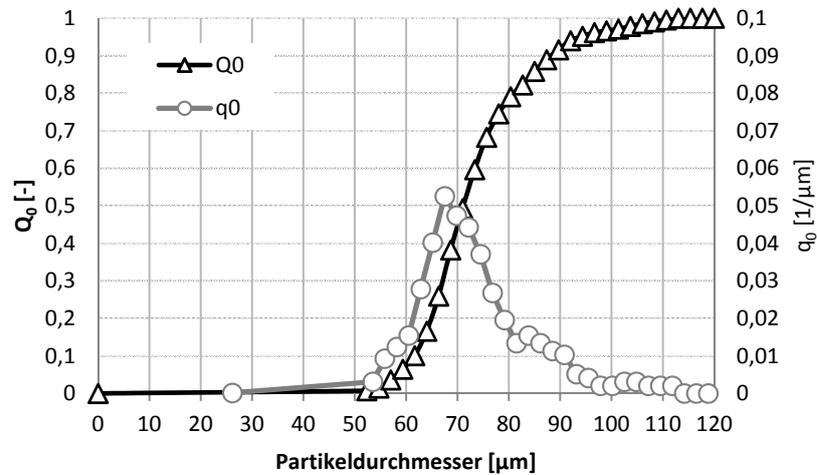


Abbildung 3.8: Verteilungssumme und Verteilungsdichte vom größeren Bettmaterial (79 µm)

Umrechnung einer Partikelgrößenverteilung in eine andere Mengenart

Um die Partikelgrößenverteilung zu charakterisieren wurden zwei unabhängige Verfahren verwendet. Anhand eines abbildenden Verfahrens (Mikroskop) kann eine Anzahlverteilung verschiedener Partikeldurchmesser und anhand des Laserbeugungsverfahrens der Firma Malvern (Mastersizer 2000 [15]) eine Volumenverteilung (Massenverteilung) vorgenommen werden. Durch die unterschiedliche Verteilung wird die Anzahlverteilung in Volumen- bzw. Massenverteilung umgerechnet.

$$Q_{3,i} = \frac{\bar{x}_i^3 * \Delta N_i / \Delta x_i}{\sum_{i=1}^n \bar{x}_i^3 * \Delta N_i} \qquad Q_{3,j} = \frac{\sum_{i=1}^j x_i^3 * \Delta N_i}{\sum_{i=1}^n x_i^3 * \Delta N_i} \qquad (3-18)$$

Charakteristischer Durchmesser:

Hierbei ist die Suche nach einem charakteristischen Durchmesser für das Partikelkollektiv vordergründig. In der Literatur zur Wirbelschichttechnik [16, 17] findet sich der charakteristische Durchmesser \bar{d}_p wie folgt:

$$\bar{d}_p = \left(\sum_{i=1}^n \frac{V_i}{V_{ges}} * \frac{1}{d_i} \right)^{-1} \qquad (3-19)$$

Dabei entspricht V_i/V_{ges} der Volumen-/Massenanteil dem i -ten Partikelgrößenverteilungsintervall und d_{p_i} dem mittleren Durchmesser in dieser Fraktion/Klasse.

Druckverlust über Schüttungen

In der folgenden Abbildung wird der Druckverlust bei der Fluidisierung einer Schüttung (des Bettmaterials), bei Erhöhung der Leerrohrgeschwindigkeit u_0 , dargestellt.

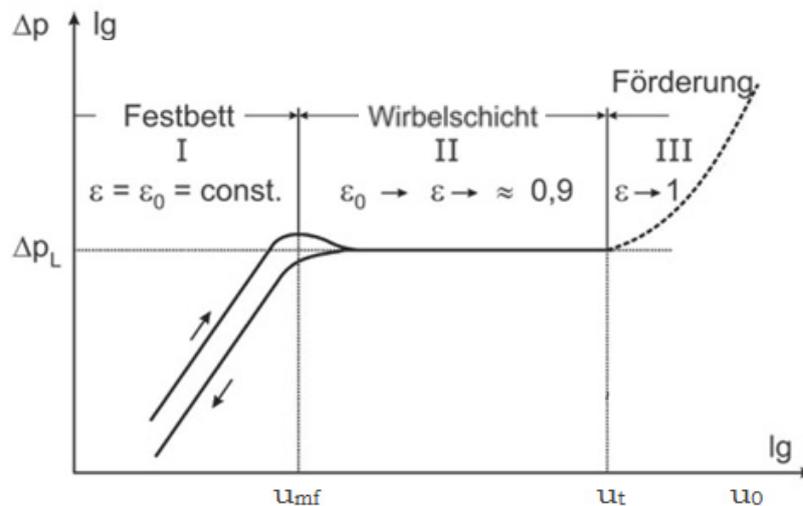


Abbildung 3.9: Druckverlust einer homogenen fluidisierenden Schüttung [18]

Es lassen sich drei Bereiche erkennen: Festbett, Wirbelschicht und Förderung.

Bereich I „Festbett“:

Der Druckverlust steigt hier proportional zur Leerrohrgeschwindigkeit u_0 . Die Porosität der Schüttung ε in diesem Bereich ist gleichbleibend. Der Festbettdruckverlust kann allgemein durch die Ergun-Gleichung dargestellt werden:

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\eta_g \cdot u_0}{d_{SV}^2} + 1,75 \cdot \frac{1 - \varepsilon_0}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_g \cdot u_0^2}{d_{SV}} \quad (3-20)$$

Der erste Term steht für laminare Strömungen (kleine Reynoldzahlen), der Zweite für turbulente Strömungen [16].

Bereich II „Wirbelschicht“:

Der Übergang vom Festbettbereich in den Wirbelschichtbereich ist dadurch gekennzeichnet, dass die Größe der Widerstandskraft des durchströmten Fluid gleich der Gewichtskraft der Schüttung- abzüglich der Auftriebskraft - ist. Eine prägnante Formulierung der Wirbelschicht findet sich bei Wirth: „Die Wirbelschicht ist dadurch gekennzeichnet, dass die in ihr befindlichen Feststoffpartikeln von den entgegen der Richtung der Erdschwere anströmenden Fluid in Schwebelage gehalten werden“ [16]. Durch die folgende Gleichung wird das Kräftegleichgewicht auf das betrachtete System/die betrachtete Schüttung aufgestellt.

$$\Delta p = (1 - \varepsilon) * (\rho_p - \rho_g) * g * H \quad (3-21)$$

Der annähernd gleiche Druckverlust kann dadurch erklärt werden, dass durch die Erhöhung der Leerrohrgeschwindigkeit die Porosität des Wirbelbetts steigt [18]. Nach oben begrenzt wird diese stationäre Wirbelschicht durch die Schwebegeschwindigkeit u_c .

Bereich III „Förderung“:

Hier werden die Feststoffe bzw. die einzelnen Partikel aus dem System ausgetragen und die Porosität geht gegen 1 ($\varepsilon \rightarrow 1$). Der Beginn dieses Bereichs wird durch die Schwebegeschwindigkeit charakterisiert.

Lockerungsgeschwindigkeit

Die Lockerungsgeschwindigkeit u_{mf} kennzeichnet den Beginn der Wirbelschicht. Ermittelt wird u_{mf} experimentell, anhand des obigen Diagramms (dem Schnittpunkt der beiden Geraden) oder rechnerisch durch die Gleichsetzung des Verlaufs des Druckverlustes. D.h. die Gleichungen, die den Druckverlust der Wirbelschicht und Festbett (Ergun-Gleichung) beschreiben werden gleichgesetzt und auf u_{mf} umgeformt. [16, 18]

$$u_{mf} = 42.8(1 - \varepsilon_{mf}) \frac{v}{d_{sv}} \left[\sqrt{1 - 3,11 \cdot 10^{-4} \frac{\varepsilon_{mf}^3 (\rho_p - \rho_g) * g * d_{sv}^3}{(1 - \varepsilon_{mf})^2 \rho_g * v^2}} - 1 \right] \quad (3-22)$$

In dieser Arbeit wird die Lockerungsgeschwindigkeit mit der praktischen Formel nach Grace bestimmt, der die Konstanten empirisch ermittelt hat [19].

$$u_{mf} = \frac{\eta}{d_{sv}} \sqrt{27.2^2 + 0,408 + Ar} - 27,2 \quad (3-23)$$

Archimedeszahl

Die Archimedeszahl (Ar) kann als aussagekräftige dimensionslose Kennzahl für das Gesamtsystem Wirbelschicht als Zwei-Phasen-Strömung gesehen werden. Sie ist z.B. eine wichtige Kennzahl bei Ähnlichkeitsbetrachtungen zwischen Heißenanlage und Kaltmodell:

$$Ar = \frac{d_{sv}^3 * \rho_g (\rho_p - \rho_g) * g}{\eta^2} \quad (3-24)$$

Anstelle der dynamischen Viskosität η kann die kinematische Viskosität ν durch die nachfolgende Beziehung angewendet werden.

$$\eta = \nu * \rho \quad (3-25)$$

Dimensionsloses Dichteverhältnis

Das dimensionslose Dichteverhältnis ist ein oft Teil von Gleichungen in der Wirbelschichttechnik. Es ist genauso wie die Archimedeszahl ein wichtiges Ähnlichkeitskriterium in der Wirbelschichttechnik:

$$\frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \quad (3-26)$$

Klassifizierung der Schüttungen nach Geldart

Die Gruppeneinteilung nach Geldart basiert auf experimentellen Untersuchungen und trifft Aussagen zur Fluidisierbarkeit von Schüttgütern. Es wird eine Unterteilung in vier Gruppen (A bis D) vorgenommen. Jede dieser Gruppe beschreibt ein charakteristisches Fluidisierungsverhalten. Durch das Auftragen des Partikeldurchmessers und der Dichtedifferenz zwischen Partikel und Fluid (siehe Abbildung 3.10) kann das Schüttgutverhalten abgeschätzt werden. Die Grenzen zwischen den Unterteilungen sind fließend. In der Wirbelschichttechnik besitzen die Gruppen A und B die größte praktische Bedeutung. [20, 21]

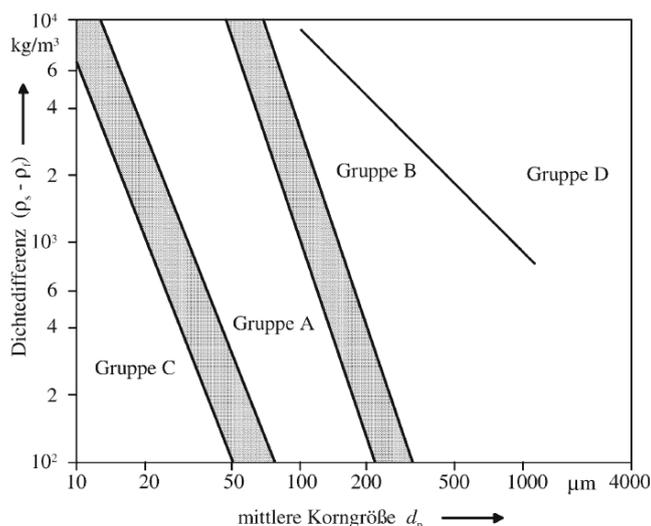


Abbildung 3.10: Geldart-Diagramm [16]

Gruppe A:

Schüttgüter der Gruppe A besitzen die Eigenschaft nach dem Überschreiten des Lockerungspunktes zunächst homogen zu expandieren. Die Blasenbildung beginnt erst ab einer bestimmten, höheren Gaseschwindigkeit, da die Schüttungen leicht kohäsiv sind. Nach der Abschaltung der Fluidisierung ist das langsame Kollabieren der Wirbelschicht ein weiteres Merkmal dieser Gruppe. Typische Materialien sind pulverförmige Katalysatoren.

Gruppe B:

In der Gruppe B sind die Haftkräfte zwischen den Partikeln zu vernachlässigen, da es zu keiner homogenen Expansion des Schüttgutes kommt, wie in der Gruppe A. Bei der Überschreitung des Lockerungspunktes setzt gleich die Blasenbildung ein. Dies führt zu einer relativ geringeren Ausdehnung des Schüttgutes und veranlasst eine gute Feststoffdurchmischung. Hier kollabiert das Fließbett schlagartig nach dem Abschalten der Fluidisierung.

Gruppe C:

Zu dieser Gruppe gehören kleine, feinkörnige, kohäsive Partikel die einen mittleren Durchmesser unterhalb von 20 - 30 μm aufweisen. Die Haftkräfte zwischen den Partikeln sind stärker als die Strömungskräfte auf ein einzelnes Partikel. Daher sind sie kaum zu fluidisieren und neigen zur Kanalbildung. Die Fluidisierbarkeit kann mit mechanischen Hilfsmitteln (z.B. Rührer oder Vibratoren) verbessert werden.

Gruppe D:

Schüttgüter mit großen Partikeln und/oder mit einer hohen Partikeldichte besitzen die Eigenschaft, dass unmittelbar oberhalb des Lockerungspunktes die Blasenbildung einsetzt. Beim Fluidisieren dieser Gruppen stellt sich keine übliche Fluidisation ein, sondern meist eine stoßende Wirbelschicht. Die erworbenen Versuchsdaten für die Gruppen-Einteilungen nach Geldart wurden unter Umgebungsbedingung (Umgebungsdruck, Umgebungstemperatur) und durch das Fluidisieren mit Luft ermittelt. Yang [22] verweist auf die Problematik der Anwendbarkeit der Gruppen-Einteilung nach Geldart, wenn Versuchsparameter wie Temperatur, Druck, Fluidisationsmedium verändert werden. So können z.B. Materialien die nach Geldart der Gruppe B zugeordnet werden, aufgrund einer Veränderung der Umgebungsbedingungen z.B. Erhöhung des Drucks, die Eigenschaften der Gruppe A vorweisen.

Dadurch modifizierte Yang das Geldart-Diagramm in ein Diagramm mit dimensionslosen Achsen [22]. Auf der Ordinate wird anstelle der Dichtedifferenz eine dimensionslose Dichte ($(\rho_p - \rho_f) / \rho_f$) und auf der Abszisse die Archimedeszahl statt des Partikeldurchmessers (siehe Abbildung 3.11) aufgetragen. Diese zwei dimensionslosen Parameter erlauben eine Einteilung nach Geldart für unterschiedliche Drücke, Temperaturen und Fluidisierungsmedien in einen Diagramm.

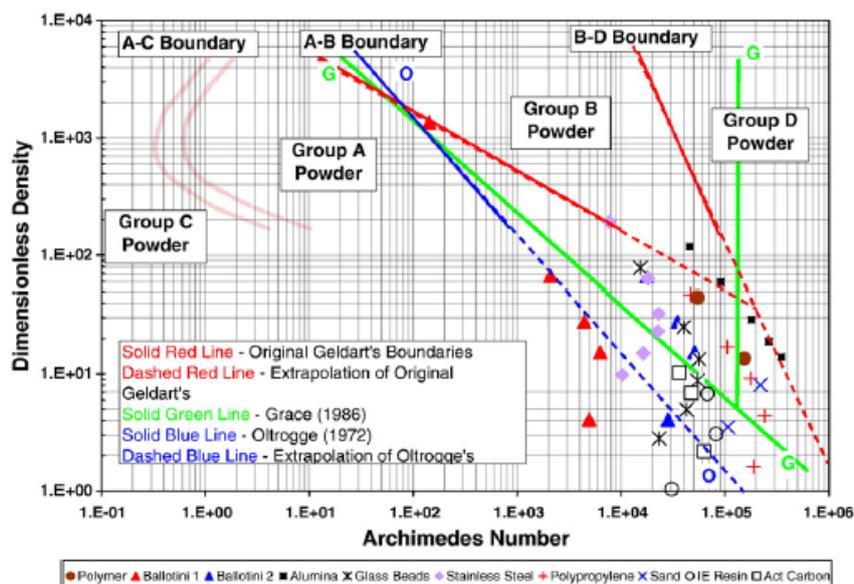


Abbildung 3.11: Geldart Diagramm nach Yang [22]

3.2.3 Fluidisierungsregime

Wird eine Schüttung (Bettmaterial) in einem Reaktor, so wie in der Abbildung 3.12 dargestellt, durch einen porösen Boden angeströmt (fluidisiert) erscheinen bei sukzessiver Erhöhung der Leerrohrgeschwindigkeit verschiedene Fluidisierungsregime:

- Festbett (Fixed Bed)
- Blasenbildende Wirbelschicht (Bubbling Regime)
- Stoßende Wirbelschicht durch „Wandeinfluss“ (Slugging Regime)
- Turbulente Wirbelschicht (Turbulent Regime)
- Schnelle Wirbelschicht (Fast Fluidisation)
- Pneumatischer Transport (Pneumatic Conveying).

Im Folgenden werden die jeweiligen Grenzen dieser Regime besprochen und die sich in der Literatur findenden Übergangsgeschwindigkeiten angeführt.

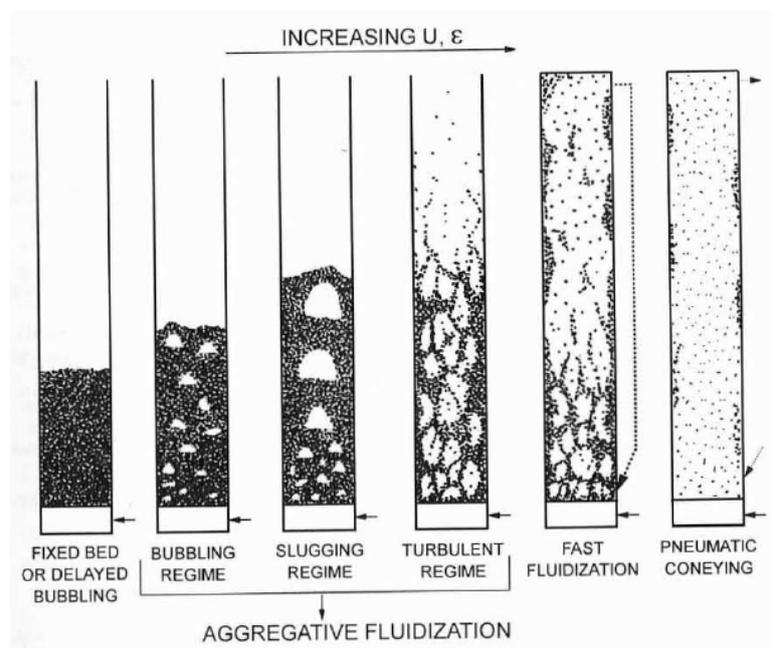


Abbildung 3.12: Fluidisierungsregime mit steigender Fluidisierungsgeschwindigkeit [19]

Die Lockerungsgeschwindigkeit oder auch minimale Fluidisierungsgeschwindigkeit u_{mf} beschreibt den Übergang vom Festbett zu Beginn der Wirbelschicht. Die folgende Gleichung beschreibt u_{mf} . Dabei wurden die Konstanten, der bekannten Korrelation nach Wu und Yen, von Grace und Bi angepasst [23].

$$u_{mf} = \frac{v}{d_{sv}} \sqrt{27,2^2 + 0,408 + Ar} - 27,2 \quad (3-27)$$

Nach dem Überschreiten von u_{mf} kann das Wirbelbett homogen expandieren oder direkt in eine blasenbildende Wirbelschicht übergehen,- je nach Partikeleigenschaften. Ausgehend von der Klassifizierung nach Geldart erfolgt in der Gruppe B und D die blasenbildende Wirbelschicht direkt nach u_{mf} . Bei Gruppe A kommt es zunächst zu einer homogenen Expansion. Der Beginn der blasenbildenden Wirbelschicht, für das Wirbelbett der Gruppe A, wird annähernd durch die folgende Gleichung nach Geldart und Abrahamsen ermittelt [24].

$$u_{mb} = 33 d_p \left(\frac{\rho_g}{\eta_g} \right)^{0.1} \quad (3-28)$$

Bei sukzessiver Erhöhung der Leerrohrgeschwindigkeit wird der Übergang zur stoßenden Wirbelschicht erreicht, wenn die Blasengröße im Wirbelbett annähernd dem Durchmesser D des Reaktors entspricht. Ein geometrisches Reaktor-Merkmal muss nun in einer Gleichung berücksichtigt werden. Die folgende Gleichung nach Steward und Davison beschreibt die Leerrohrgeschwindigkeit, um die stoßende Wirbelschicht u_{ms} zu erreichen [25].

$$u_{ms} = u_{mf} + 0.007 \sqrt{g D} \quad (3-29)$$

Die Leerrohrgeschwindigkeit zum Beginn einer turbulenten Wirbelschicht kann über den Punkt der maximalen Druckfluktuationen definiert werden. Für die Geschwindigkeit, die den Beginn der turbulenten Wirbelschicht u_c charakterisiert, lassen sich in der Literatur voneinander abweichende Ergebnisse ausfindig machen. Grace [19] führte dies auf die unterschiedlichen Messmethoden, sowie auf die Interpretation der Versuchsergebnisse zurück. Generell ist der Übergangsbereich zwischen blasenbildender und rein turbulenter Wirbelschicht breit angelegt und auch fließend. Die folgenden Gleichungen wurden experimentell anhand der maximalen Druckschwankung im Wirbelbett bestimmt. Dabei konnten Versuchsläufe mittels Differenzdruckmessung (DPF) und auch über Absolutdruckmessungen (DPF) ausgewertet werden [19]:

$$\begin{aligned} u_{c(DPF)} &= \frac{v}{dp} * 1.24 Ar^{0.45} & (2 < Ar < 10^8) \\ u_{c(APF)} &= \frac{v}{dp} * 0.74 Ar^{0.426} \end{aligned} \quad (3-30)$$

Als Indikator für eine schnelle Wirbelschicht gilt ein signifikanter Partikelaustrag aus dem Wirbelschichtreaktor. Bei sukzessiver Erhöhung der Gasgeschwindigkeit verlassen Bettmaterialpartikel somit den Reaktor am oberen Ende mit dem Gasstrom. Die schnelle Wirbelschicht kann stationär betrieben werden, sofern die ausgetragenen Partikel in den Reaktor zurückgeführt werden. Laut Grace und Bi [23] kann der Übergang zu einer schnellen Wirbelschicht mit folgender Gleichung beschrieben werden:

$$u_{se} = \frac{v}{dp} 1.53 Ar^{0.5} \quad (2 < Ar < 4 * 10^6) \quad (3-31)$$

Bei nochmals deutlich höheren Geschwindigkeiten und kleinen Partikelgrößen kann zudem das Fluidisierungsregime des pneumatischen Transportes erreicht werden, das jedoch einen deutlich geringeren Feststoffanteil im Reaktor aufweist.

Die Abbildung 3.13 zeigt den Volumenfeststoffanteil f zwischen den verschiedenen Regimen entlang der Reaktorhöhe. Die unterschiedliche Verteilung der Volumenfeststoffanteile bei den jeweiligen Wirbelschichtregimen wird hier deutlich. So befindet sich der Feststoffanteil bei der blasenbildenden Wirbelschicht (Bubbling Bed) im unteren Reaktorteil, während sich z.B. bei der schnellen Wirbelschicht (Fast Fluidization) der Feststoffanteil über die gesamte Reaktorhöhe verteilt.

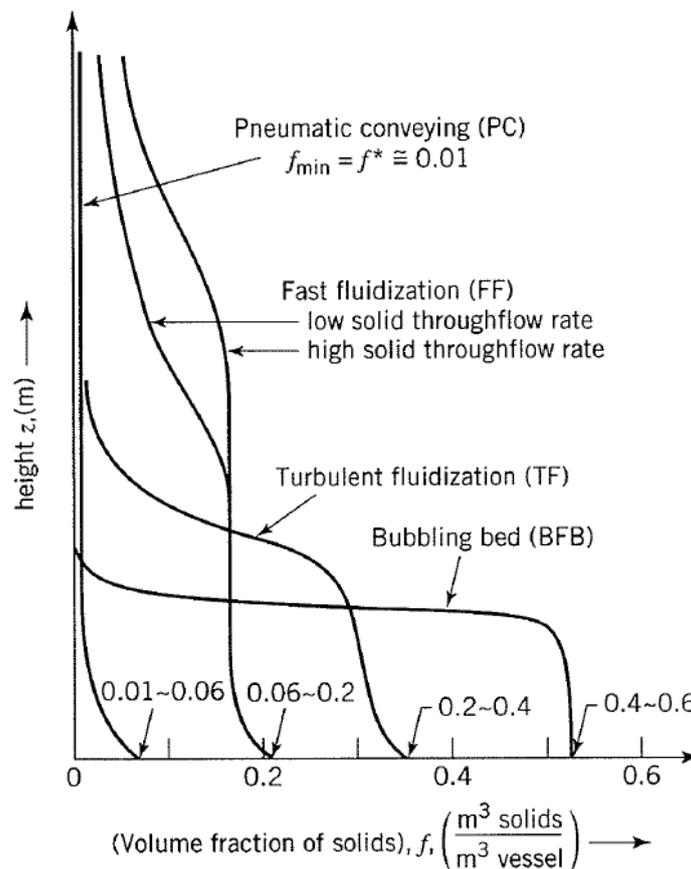


Abbildung 3.13: Volumenfeststoffanteil der Wirbelschichtregime [26]

Diagramm zur Darstellung der Fluidregime

Zur Darstellung der Fluidisierungsregime publizierte Grace ein Zustandsdiagramm. Auf der Ordinate ist die dimensionslose Geschwindigkeit U^* und auf der Abszisse der dimensionslose Durchmesser dp^* logarithmisch aufgetragen [27]. In Abbildung 3.14 sind typische Fluidisierungsregime in unterschiedlichen Farben dargestellt: schnelle Wirbelschichten rot, turbulente Wirbelschichten gelb und blasenbildende Wirbelschichten blau. Das Diagramm selbst mit den angegebenen schwarzen Linien und Übergangsbereichen basieren auf einer Literaturrecherche von Schmid et al. [28]. Die Kurven entsprechen den vorher angeführten Gleichungen.

$$U^* = U \left(\frac{\rho_g}{v^* g(\rho_p - \rho_g)} \right)^{1/3} = \frac{Re}{Ar^{1/3}} \quad dp^* = dp \left(\frac{g(\rho_p - \rho_g)}{v^{2*} \rho_g} \right)^{1/3} = Ar^{1/3} \quad (3-32)$$

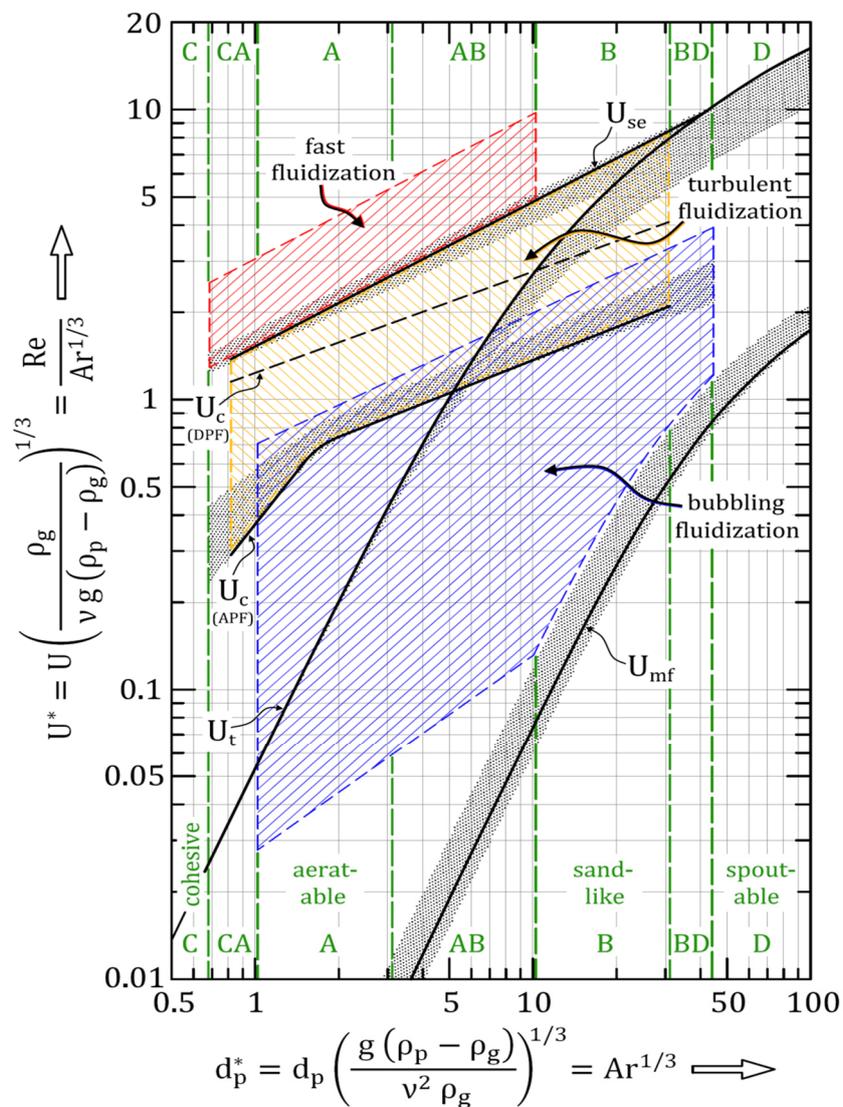


Abbildung 3.14: Zustandsdiagramm der Fluidisierungsregime nach Grace [31]

3.3 Zweibett-Wirbelschichtvergasung – ein Rückblick

Basierend auf den oben angeführten Grundlagen der Vergasungstechnologie, der Eigenschaften von Partikeln und der Schüttung, sowie einem kurzen Abriss zur Thematik der Fluidisierungsregime folgt nun die Darstellung der alten Zweibett-Wirbelschichtvergasungsanlage der TU Wien. Intention einer solchen Vergasungsanlage ist die Bereitstellung eines hochwertigen gasförmigen Sekundärenergieträgers, das sogenannte Produktgas. Das gereinigte Produktgas kann für vielzählige Verfahren verwendet werden, zum Beispiel als Synthesegas für die Herstellung von flüssigen und gasförmigen Produkten (Fischer Tropsch-Synthese, Methanolsynthese, Methansynthese) [5]. Ein verstärktes Interesse besteht auf Seiten der Industrie hinsichtlich einer Erdgassubstitution, sodass erneuerbare Energiequellen und die Vergasungstechnologie in deren Fokus rücken. Ebenso stellen derartige Systeme eine besonders effiziente Technologie für die Kraft-Wärme-Kopplung dar. Die Versuchsanlage laut Abbildung 3.6, ein Zweibett-Wirbelschichtvergasers mit einer Leistung von $100 \text{ kW}_{\text{th}}$, befand sich bis Anfang 2013 im Technikum der TU Wien.

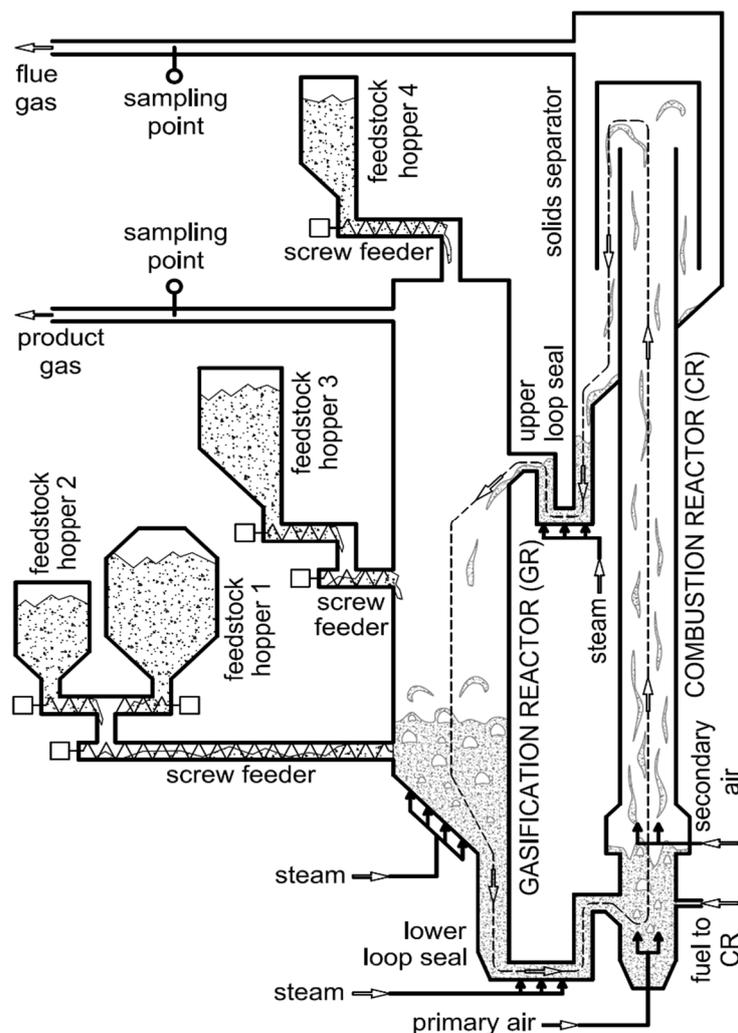


Abbildung 3.15: Schema 100KW [51]

In Abbildung 3.15 und Abbildung 3.6 wird der schematische Verlauf der bisherigen Pilotanlage an der TU Wien dargestellt. Die Anlage besteht aus zwei Reaktoren, dem Vergasungsreaktor und dem Verbrennungsreaktor. Diese sind hydraulisch durch zwei Siphone miteinander verbunden. Der Verbrennungsreaktor wird mit Luft (Sekundärluft und Primärluft), der Vergasungsreaktoren sowie die beiden Siphone mit Wasserdampf fluidisiert. Der Verbrennungsreaktor wird als „schnelle Wirbelschicht“, der Vergasungsreaktor als „blasenbildende Wirbelschicht“ betrieben. Die beiden Siphone verhindern, dass Luft vom Verbrennungsteil in den Vergasungsteil strömt. Des Weiteren gewährleisten sie den Umlauf des Bettmaterials (meist Olivin-Sand) zwischen dem Vergasungsreaktor und dem Verbrennungsreaktor. Im Vergasungsreaktor wird der Brennstoff (meist Biomasse) direkt in die blasenbildende Wirbelschicht zugeführt, dabei finden mehrere Prozesse parallel statt: Trocknung, Pyrolyse, Vergasung (siehe Kapitel 3.1.1), die schlussendlich einen Produktgasstrom entstehen lassen. Die Produktgaszusammensetzung wird nach dem Abscheider erfasst und aufgezeichnet. In Tabelle 3-2 findet sich die typischen Bereiche für die Produktgaszusammensetzung aus dem Brennstoff Weichholzpellets.

Tabelle 3-2: Gewöhnliche Produktgaszusammensetzung aus dem Brennstoff Weichholzpellets [29]

Produktgaszusammensetzung				Betriebsparameter	
Wasserstoff	H ₂	vol.-% _{db}	36-42	Brennstoff:	Weichholzpellets
Kohlenmonoxid	CO	vol.-% _{db}	19-24	Vergasertemperatur:	850-900°C
Kohlendioxid	CO ₂	vol.-% _{db}	20-25	Betriebsdruck:	atmosphärisch
Methan	CH ₄	vol.-% _{db}	9-12	Vergasungsmittel:	Wasserdampf
Ethen	C ₂ H ₄	vol.-% _{db}	2.0-2.6	Bettmaterial:	Olivin
Ethan	C ₂ H ₆	vol.-% _{db}	1.3-1.8		
C ₃ -Fraktionen	C ₃ H _y	vol.-% _{db}	0,37-0,6		
Teer		g/Nm ³ _{db}	4-8		
H ₂ O		vol.-%	30-45		

Gemeinsam mit dem Bettmaterial werden zurückgebliebene Asche und Koks über den unteren Siphon vom Vergasungsreaktor in den Verbrennungsreaktor geleitet. Die benötigte Wärme im Vergasungsreaktor wird durch das Erwärmen des Bettmaterials im Verbrennungsreaktor bereitgestellt. Das aufgeheizte Bettmaterial gelangt über den Abscheider zum oberen Siphon und anschließend in den Vergasungsreaktor [29]. Die dafür benötigte Wärme wird durch das Verbrennen des zurückgebliebenen Koks im Verbrennungsreaktor bereitgestellt. Je nach Brennstoff wird im Verbrennungsreaktor ein Hilfsbrennstoff zugeführt (Heizöl EL). Das ist z.B. nötig, wenn der Brennstoff einen zu geringen Koksanteil besitzt, aber auch die Vergasungstemperatur der Versuchsanlage kann so einfach eingestellt werden. Zu guter Letzt muss erwähnt werden, dass die spezifischen Wärmeverluste einer relativ kleinen Versuchsanlage, im Vergleich zu einer industriellen Anlage, sehr hoch sind und kompensiert werden müssen. Damit wird die Vergasungstemperatur indirekt vom Verbrennungsreaktor geregelt. Das Abgas aus dem Verbrennungsteil und das Produktgas aus dem Vergasungsteil werden nach der Analysestrecke in einer Zyklon-Brennkammer zusammengeführt und überstöchiometrisch oxidiert. Dieser Abgasstrom wird vom Verbrennungsreaktor über einen Kamin abgeführt.

Systeme mit derartigen Zweibett-Wirbelschichten, mit einem umlaufenden Wärmeträger, sind bereits am Weg zur Kommerzialisierung. Die Anlage in Güssing/Österreich, die nach diesem Prinzip konzipiert ist und seit Jahren erfolgreich betrieben wird, kann als ein erfolgreiches Beispiel auf dem Gebiet der Biomassevergasung angesehen werden. Derzeit sind folgende Anlagen in Betrieb bzw. in Bau:

- Demonstrationsanlage (8MWth) Güssing, Österreich (seit 2001)
- in Betrieb (8MWth), Oberwart, Österreich
- Anlage in Betrieb (15 MWth), Villach, Österreich
- Anlage Inbetriebnahme (14 MWth), Senden/Neu-Ulm, Deutschland
- Anlage in Bau(32 MWth), Göteborg, Schweden

Für die Umsetzung der neuen Anlage an der TU Wien gilt es, sich die möglichen Limitierung der bestehenden Anlagen bewusst zu machen und somit weitere Anforderungen an die geplante Versuchsanlage herauszuarbeiten [7, 29]. Verbesserungspotentiale ergeben sich bei folgenden Punkten:

- Höhere Flexibilität beim zu vergasenden Brennstoff
- Höherer Gas-Feststoff-Kontakt im Wirbelschichtreaktor
- Längere Verweilzeit des Brennstoffes im Vergasungsreaktor
- Längere Verweilzeit des Produktgases im Wirbelbett
- Geringerer Teergehalt im Produktgas
- Verringerter Anteil der Staubpartikel im Produktgas
- Geringerer Wassergehalt im Produktgas

Im Folgenden wird nun die in Bau befindliche neue Zweibett-Wirbelschichtanlage (die neue Generation) der TU Wien vorgestellt.

3.4 Das neue innovative Wirbelschichtkonzept

Die in Kapitel 3.3 beschriebene Zweibett-Wirbelschichtvergasungsanlage soll durch eine neue modifizierte Generation ersetzt werden. Die Grundlagen des neuen Wirbelschichtkonzeptes basieren auf den Kenntnissen der vorhergehenden Generationen. Für das neue Wirbelschichtkonzept wurden Versuche durchgeführt, die den Einfluss der Geometrieänderung im Vergasungsreaktor sowie Einfluss der Brennstoffvariation untersuchen [30-34].

Haupt-Intention des neuen Vergasungssystems ist eine verbesserte Gas/Feststoff Interaktion im Vergasungsreaktor zu gewährleisten. Pröll postulierte: *“It is shown from fuel power variations that a turbulent/fast fluidized bed regime in the fuel reactor is advantageous”* [35]. Vorteile sieht Pröll vor allem in einer besseren Feststoffverteilung in den Reaktor. Durch die Erhöhung der Fluidisierung in Richtung turbulenterer/schnellerer Regime wurde eine bessere Ausbeute erzielt, trotz dadurch verkürzter Verweilzeit im Reaktor. Ziel ist es diese und andere Anforderungen an die künftige Generation zu übertragen, die nachfolgend aufgelistet werden [7, 29]:

- Verwendung von Bettmaterialien mit kleinerer Partikelgröße:
 - Höhere spezifische Oberfläche der Partikel, dadurch eine höhere Austauschfläche zwischen Gas- und Feststoff
 - Geringere Fluidisierungsgeschwindigkeit bei gleichem Wirbelschichtzustand, dadurch geringerer Wasserdampfbedarf (Dampfvergasung)
 - Geringere Abreibungserscheinungen durch die kleinere Masse pro Partikel
- Verwendung eines vorteilhaften Partikel-Abscheidesystems:
 - Integration eines schonenden Grobabscheiders bei jedem Reaktorausgang. Für die feinsten Partikelfractionen wird ein Zyklon nachgeschaltet, dadurch soll der Staubgehalt im Produktgas vermindert werden, sowie die Abreibungs- und Erosionserscheinungen von Partikeln und Anlagekomponenten.
 - Gezielter Austrag oder Rückführungen der Partikelfractionen. Dadurch wird das Einsetzen von feinen Additiven, die die Produktgasqualität erhöhen, ermöglicht.
- Gute Feststoffverteilung über das gesamte Volumen des Vergasungsreaktors bei möglichst geringer Fluidisierung
 - Ersetzen des Freiraums der blasenbildenden Vergaser-Wirbelschicht durch eine feststoffreiche Zone. Dadurch verringert sich die Möglichkeit, dass die feinsten Brennstoffpartikel direkt nach oben transportiert werden, ohne wesentlich mit dem Bettmaterial in Kontakt zu treten. Flüchtige Substanzen werden gezwungen mit dem meist katalytischen Bettmaterial zu reagieren, bevor sie aus dem Reaktor ausströmen.
 - Die Verweilzeit des entstanden Produktgas soll im Vergasungsreaktor möglichst hoch sein.

Durch die Berücksichtigung dieser Ziele und Anforderungen soll bei der Konzeption der neuen Vergasungsanlage, hochwertiges mittleres kalorisches Produktgas mit wesentlich geringerem Teergehalt, niedrige Staubbelastung und verringertem Wasseranteil erzeugt werden. Und dies auch bei bis jetzt schwierig zu vergasenden Brennstoffen. Auch eine unproblematische Einbringung von homogenen und inhomogenen Brennstoffen soll gewährleistet werden. Des Weiteren soll das Anwendungsspektrum der Produktgasverwertung gesteigert und die Lebensdauer der vor allem nachgeschalteten Anlageperipherien verlängert werden.

Umsetzung der neuen Zweibett-Wirbelschichtvergasungsanlage

Anhand der Erfahrungswerte der bestehenden Vergasungsanlage wurden deren Einschränkungen aufgezeigt (siehe Kapitel 3.3), um die Anforderungen an die zukünftige Generation zu formulieren. Im weiteren Verlauf steht nun die Umsetzung der neu konzipierten Zweibett-Wirbelschichtvergasung im Mittelpunkt. Um eine möglichst lange Verweilzeit für bereits entgaste Brennstoffpartikel gewährleisten zu können, ist im unteren Bereich des Vergasungsreaktors eine blasenbildende Wirbelschicht vorgesehen. Bei der Konstruktion der neuen Anlage wird das darüber liegende Freeboard durch einen feststoffreichen Reaktorteil ersetzt.

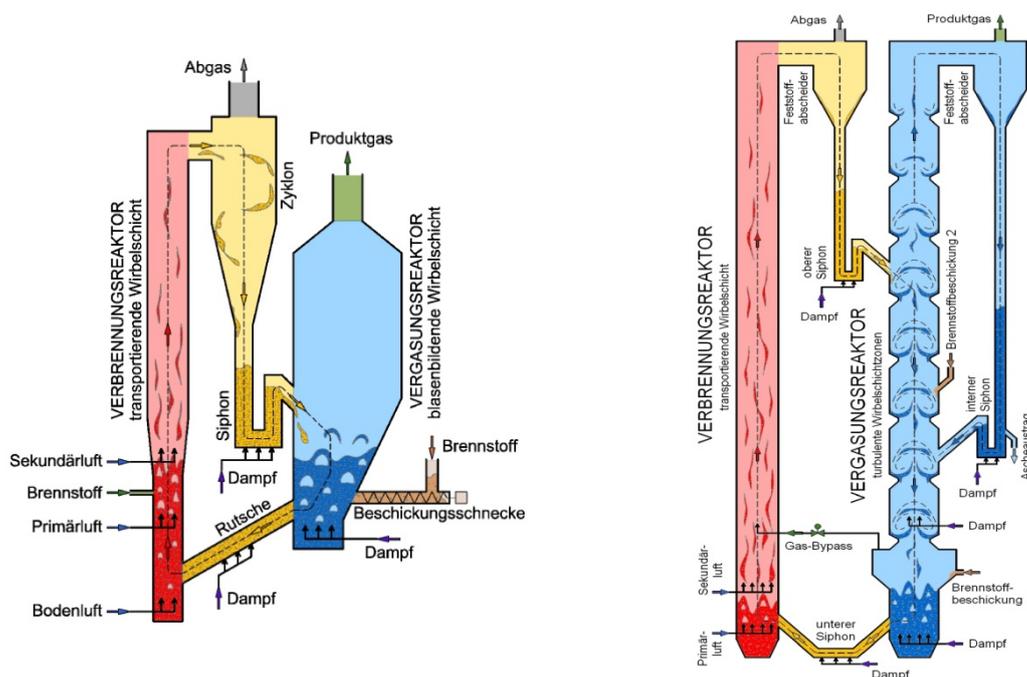


Abbildung 3.16: Links Generation Güssing – Rechts zukünftige Generation [6]

Die Gegenüberstellung der beiden Reaktorgenerationen (Abbildung 3.16) veranschaulicht die vorgenommenen Änderungen im Design. Das Konstruktionsprinzip zum neuartigen Reaktordesign beruht auf Querschnittverengungen im oberen Teil des Vergasungsreaktors. Durch diese Taillierung bilden sich charakteristische Zonen bzw. Kammern aus. Dadurch kommt es im Reaktor zu einem oszillierenden Leerrohrgeschwindigkeitsprofil. Die

Querschnittreduzierung bzw. -erweiterung bewirkt immer wieder eine erhöhte bzw. verringerte Leerrohrgeschwindigkeit. Zielführend ist, wie vorhin erwähnt, eine immer wiederkehrende turbulente Wirbelschichtzone die der Produktgasstrom zwangsgeführt passieren muss. Die Abbildung 3.17 (linke Seite) beschreibt die Aufteilung des Feststoffanteils in den Kammern mit zunehmender Geschwindigkeit. Zu beobachten ist, dass mit steigender Leerrohrgeschwindigkeit der Feststoffanteil in den einzelnen Kammern bzw. der Austrag des Bettmaterials steigt. Das rechte Abbild (Abbildung 3.17) beschreibt den Zusammenhang zwischen dem Feststoffanteil und dem Verlauf des Drucks. Das heißt mit Erfassung des Druckes, bzw. durch den Druckgradienten, kann der Feststoffanteil ermittelt werden [7].

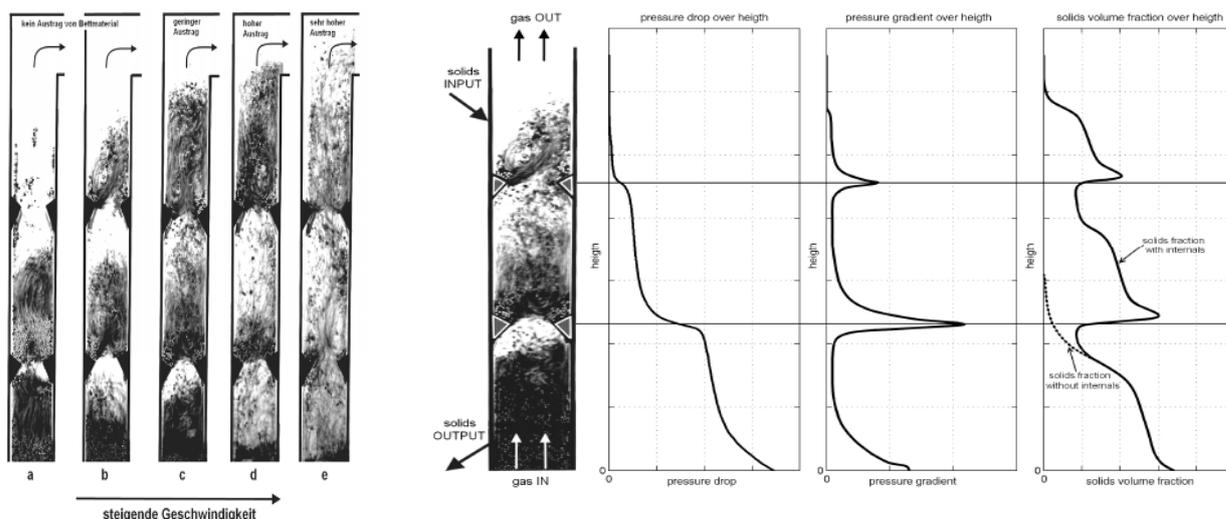


Abbildung 3.17: Fluidynamik in Kammern [7]

Die Strömungsbewegungen der Partikel des Bettmaterials in den Kammern sind in Abbildung 3.18 zu sehen. Schmid interpretiert den Verlauf wie folgt: „Above each flow obstacle, a mushroom-shaped dense solids phase is observed carried by the gas jet out of the obstacle region“ [30, S.8]. Das Entstehen der pilzförmigen Bewegungsstruktur begründet er durch die erhöhte Geschwindigkeit in den Taillierungen. Demnach werden die Partikel nach oben hin beschleunigt und es kommt zur Anhäufung oberhalb der Taillierung. Die Partikel werden sodann entlang der Wand wieder zur Taillierungen geführt. Die benötigte kinetische Energie zur Beschleunigung der Partikel wird durch einen Druckabfall bereit gestellt, siehe Abbildung 3.17. Daher kann der Feststoffgehalt in den einzelnen Kammern über den Druckverlauf, beziehungsweise über den Druckgradientenverlauf, abgeleitet werden. Des Weiteren wird durch die zirkulierende pilzförmige Bewegung die Verweilzeit des Bettmaterials und von Brennstoffpartikel in diesem Vergasungsabschnitt erhöht.



Abbildung 3.18: Strömungsprofil in den Einschnürungen [7]

3.5 Weitere Anwendungen der Zweitbett-Wirbelschichtsysteme

Mit der vorgestellten Zweitbett-Wirbelschichtanlage kann nicht nur ein Vergasungsprozess, sondern auch andere chemische Prozesseanwendungen durchgeführt werden. Bei der Konzeption der neuen Anlage werden deshalb weitere Prozesse berücksichtigt. Einerseits Chemical Looping Combustion und andererseits Sorption Enhanced Reforming. Nachfolgend werden die Prinzipie dieser Prozesse erläutert.

3.5.1 Sorption Enhanced Reforming (SER)

Ziel von Sorption Enhanced Reforming ist es, ein Produktgas herzustellen das einen hohen Wasserstoffgehalt aufweist. Das gewünschte, ideale Produktgas besteht hier ausschließlich aus Wasserstoff und Kohlenmonoxid. Dieser Prozess wird als bedeutend für die Weiterentwicklung der Vergasung von Biomasse gesehen. Grundprinzip des Sorption Enhanced Reforming Verfahren ist das selektive Absorbieren von Kohlendioxid durch festes Calciumoxid im Vergasungsteil. Durch eine geschickte Prozessführung kann der Wasserstoff zu Kohlenmonoxid Verhältnis eingestellt werden. Das ist wiederum eine wichtige Effizienzvoraussetzung für spätere Syntheseschritte. Die Anwendung von Sorption Enhanced Reforming im Bereich der Vergasung ist bereits seit langem bekannt [36, 37].

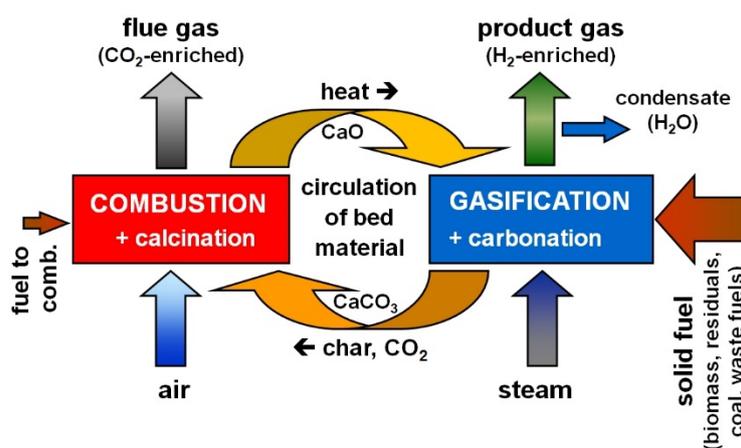


Abbildung 3.19: Schema Sorption Enhanced Reforming [6]

Die Abbildung 3.19 zeigt den SER-Prozess. Grundsätzlich basiert das Prinzip auf der bereits beschriebenen Zweitbett-Wirbelschichtanlage. Beim Sorption Enhanced Reforming wird lediglich ein unterschiedliches Bettmaterial (Kalk, Dolomit, Calcit) verwendet und es herrscht eine niedrigere Temperatur im Vergasungsreaktor. Diese beiden Punkte sind die groben Unterschiede zur konventionellen Vergasung.

Im Verbrennungsreaktor kommt es bei etwa 800-900°C zur Kalzination und dementsprechend zu einer endothermen Zersetzung vom Calciumcarbonat zu Calciumoxid, unter Freisetzung von Kohlendioxid:



Die Karbonisierung im Vergasungsreaktor kann bei etwa 600-750°C erfolgen. Das Calciumoxid reagiert exotherm mit Kohlendioxid zu Calciumcarbonat (Bettmaterial absorbiert das Kohlendioxid):



Dies führt zu einem reduzierten CO₂-Gehalt im Produktgas. Der Prozess wurde bereits mit Biomasse in industriellem Maßstab (8MW) angewandt [38]. Durch das Einsetzen von festem Calciumcarbonat, als katalytisches aktives Bettmaterial zur Bereitstellung von Wasserstoff, kommt es zusätzlich zur Verschiebung der Produktgaszusammensetzung (siehe Tabelle 3-3).

Tabelle 3-3: Produktgasvergleich zwischen konventioneller Vergasung und Sorption Enhanced Reforming [29]

Produktgaszusammensetzung				
Brennstoff			Holzpellets	
Bettmaterial			Olivin	Calciumcarbonat
Vergasungstemperatur			850-900°C	600-750°C
Betriebsdruck			atomsphärisch	atomsphärisch
Vergasungsmittel			Wasserdampf	Wasserdampf
Wasserstoff	H ₂	vol.-% _{db}	36-42	55-70
Kohlenmonoxid	CO	vol.-% _{db}	19-24	5-11
Kohlendioxid	CO ₂	vol.-% _{db}	20-25	7-20
Methan	CH ₄	vol.-% _{db}	9-12	8-13
Ethen	C ₂ H ₄	vol.-% _{db}	2,0-2,6	1,4-1,8
Ethan	C ₂ H ₆	vol.-% _{db}	1,3-1,8	0,3-0,6
C ₃ -Fraktionen	C ₃ H _y	vol.-% _{db}	0,37-0,6	0,3-1,0
Teer		g/Nm ³ _{db}	4-8	0,3-0,9
H ₂ O		vol.-%	30-45	50-60

Anhand der Tabelle wird ersichtlich, dass zusätzlich zum hohen Wasserstoffgehalt auch der Teergehalt des Produktgases signifikant reduziert wird. Dieser positive Effekt des geringen Teergehaltes erhöht die Verfügbarkeit der Anlage und vermindert den Aufwand für Sekundärmaßnahmen die vor der Gasnutzung ergriffen werden müssen.

3.5.2 Chemical Looping Combustion (CLC)

Chemical Looping Combustion ist ein Energieerzeugungsprozess mit kostengünstiger interner CO_2 -Abtrennung, der ebenfalls in einer Zweibett-Wirbelschichtanlage betrieben wird. Ziel ist es direkt im Wirbelschichtsystem zwei getrennte Abgasströme zu erzeugen, wobei einer davon aus reinem CO_2 besteht. Eine aufwändige und energieintensive Gas-Gas Trennung als Folgeschritt ist somit nicht mehr nötig. An der TU Wien konnte gezeigt werden, dass ein einwandfreier Betrieb zu diesem neuartigen Prozess und mit einer Anlage mit signifikanter Größe möglich ist [40 - 42].

Die zwei separaten Reaktoren beim CLC Konzept werden „Fuel Reaktor“ und „Air-Reaktor“ genannt, siehe Abbildung 3.20. Diese Bezeichnungen der Reaktoren können übrigens auch für die Zweibettwirbelschichtvergasung verwendet werden. Ein entscheidender Bestandteil beim CLC-Prozess ist das Bettmaterial. Das Bettmaterial besteht aus Metalloxid und dient nicht nur als Wärmeträger, sondern auch als Sauerstoffträger. Der nötige Sauerstoff für die Verbrennung des Brennstoffes im Fuel Reaktor wird nicht wie bei konventionellen Verbrennungsanlagen direkt aus der atmosphärischen Luft zugeführt sondern über das Bettmaterial bereitgestellt.

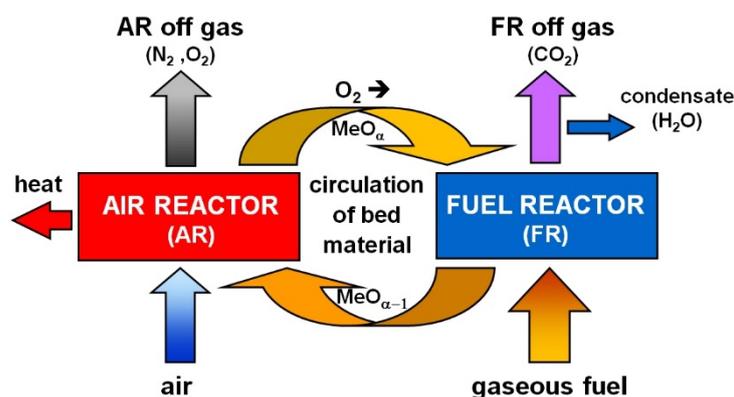
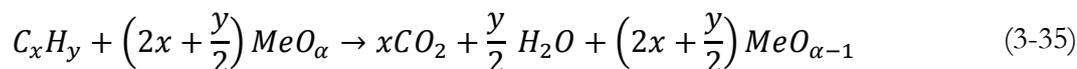


Abbildung 3.20: Schema Chemical Looping Combustion [6]

Im Reaktor wird mittels Metalloxid der Brennstoff oxidiert. Die Reaktion im Fuel-Reaktor reagiert nach folgender Reaktionsgleichung:



Da die Oxidation des Brennstoffs im Fuel-Reaktor nicht mit atmosphärischer Luft durchgeführt wird sondern mittels Metalloxid ist im gegebenen Abgasstrom kein Stickstoff vorhanden. Somit erhält man durch das einfache Auskondensieren von H_2O reines CO_2 . Das reduzierte Metalloxid wird wiederum im Air-Reaktor mittels Umgebungsluft zu einem Metalloxid höherer Oxidationsstufe oxidiert.



Dieses Metalloxid wird dann wiederum über den globalen Bettmaterial Kreislauf dem Fuel-Reaktor zugeführt.

3.6 Rohrleitungs- Instrumentenfließschema

Für eine möglichst einfache und übersichtliche Darstellung verfahrenstechnischer Anlagensysteme werden sogenannte Rohrleitungs- und Instrumentenfließschemata (R&I-Schema) verwendet. Solche Schemata zeigen die Funktion und den Aufbau von Anlagen und bilden eine technische Dokumentation über Planung, Montage und Betrieb [48]. Nach der Norm DIN EN ISO 10628-2 werden die graphischen Symbole hinsichtlich ihrer Anwendung und Referenzkennzeichnung eingeteilt. Dadurch können Anlagenteile wie z.B. Reaktoren, Apparate, Armaturen und Rohrleitungen, sowie verfahrensrelevante Bauteile durch grafische Symbole und Kennzeichnungen eindeutig gezeigt werden. Die Mess-, Steuerungs-, Regelungsstellen im R&I-Schema werden durch die sogenannten PCE (Process Control Engineering) Aufgaben nach der Norm EN ISO 64424 dargestellt [50]. Die PCE-Aufgaben sollen Oval sein und mit Daten über die Anforderungen der Aufgaben ausgerüstet sein und grafisch in dem R&I-Schema dargestellt werden. Die Bedeutungen der Erstbuchstaben bzw. Zweitbuchstaben der PCE-Aufgaben sind in Tabelle 3-4 bzw. Tabelle 3-5 aufgelistet.

Tabelle 3-4 Erstbuchstabe der PCE-Kategorie

Erstbuchstabe der PCE-Kategorien	
A	Analyse
B	Flammenüberwachung
D	Dichte
F	Durchfluss
G	Abstand, Länge, Stellung
L	Füllstand
M	Feuchte
N	Motor
P	Druck
Q	Menge, Anzahl
S	Geschwindigkeit, Drehzahl, Frequenz
W	Gewicht, Masse, Kraft
Y	Stellventil

Tabelle 3-5 Zweitbuchstabe der PCE-Kategorie

Zweitbuchstabe der PCE-Kategorien	
A	Alarm, Meldung
C	Regelung
D	Differenz
H	Obere Grenzwerte
I	Analoganzeige
L	Untere Grenzwerte
R	Aufgezeichneter Werte

Die Darstellung des Orts der Bedienoberfläche der PCE- Aufgaben werden in Abbildung 3.21 dargestellt. In der Norm EN 64424 wird unterschieden zwischen lokale Bedienoberfläche, lokaler Schaltpult und in einen zentralen Leitstand.

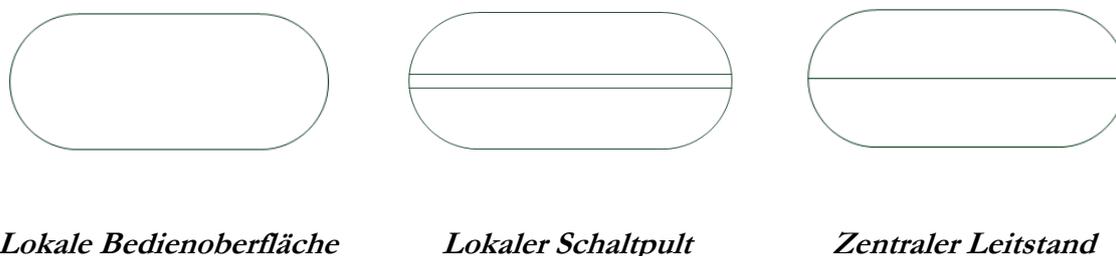


Abbildung 3.21: Darstellung des Orts für PCE-Aufgaben

Eine detaillierte Beschreibung zur Anwendung von PCE-Aufgaben im R&I-Schema ist in der Norm EN 64424 zu finden. Die Verwendung der Armaturensymbole in dieser Arbeit ist in Tabelle 3-6 aufgelistet. Es muss erwähnt werden, dass für diese Arbeit sinnvolle Vereinfachungen zur Norm angewendet wurden. In

Tabelle 3-7 werden die Stoffströme/Kreisläufe einer Farbe zugeteilt, um eine übersichtliche Darstellung im R&I-Fließschema zu gewährleisten.

Tabelle 3-6: Symbolzeichen für Armaturen im R&I-Schema

Armaturenliste		
Schrägsitzventil	Kondensatabscheider	Gebläse/Verdichter
Regelventil	Berstscheibe	Pumpe
Nadelventil	Schmutzfänger	Wägeeinrichtung
Magnetventil	Kompensator	Elektroheizsystem
Kugelhahn	Differenzdruckblende	Förderschnecke
Absperrklappe	Kardangelenk	Brenner
Absperrschieber	Entlüfter	
Rückschlagventil	Antriebsmotor	
Rückschlagklappe	Flanschenpaar	
Sicherheitsventil	Kupplungspaar	
Druckminderer	Klemmflansch	

Tabelle 3-7: Farbenkennzeichen für Stoffströme im R&I-Schema

Rohrleitungsliste	
Stickstoff	Brenngas
Druckluft	Kühlwasserkreis
Abgas	Kaltwasser BIG
Prozessdampf	Wasser enthärtet
Kühl/Abdampf	Abwasser
Produktgas	

3.7 Sicherheits- und Risikokonzept (Technik)

Um das Eintreten eines nicht erwünschten Ereignisses, dessen Eintrittswahrscheinlichkeit und den eventuell daraus entstehenden Schaden, bei der Konstruktion und folglich bei der Umsetzung der Versuchsanlage an der TU Wien erfassen zu können, besteht der Bedarf eines Sicherheits- und Risikokonzeptes. Als Grundlage dafür dient eine Risikoanalyse, die Bestandteil des Risikomanagements eines Unternehmens darstellt. Auch wenn die Arbeitsgruppe die die Versuchsanlage nach Fertigstellung bedienen soll nicht als eigenständiges Unternehmen handelt, ist das Andenken eines Sicherheits- und Risikokonzeptes trotzdem notwendig.

3.7.1 Risikomanagement

Der Terminus Risikomanagement impliziert die beiden Begriffe „Risiko“ und „Management“, welche auf diese Art und Weise auf einer Ebene zusammengeführt werden. Eine gängige Erklärung von Risikomanagement sieht dieses "als eine Methode zur versicherungstechnischen Abdeckung von negativen Abweichungen vom erwarteten Wert" [47]. Der Begriff "Management" wird im weitesten Sinne als Unternehmensführung verstanden. Folglich kann Risikomanagement als ein Führungsprozess betrachtet werden, um die anstehenden Risiken in einem Unternehmen zu bewältigen. Risikomanagement soll unvorhergesehene Risiken erkennen, analysieren, bewerten und kontrollieren und ist somit ein kontinuierlicher (Führungs-) Prozess. Als Instrument für dieses Vorgehen wird die Risikoanalyse herangezogen, mit Hilfe derer Risiken erkannt, verarbeitet und ggf. Gegenmaßnahmen gesetzt werden. [47]

Begriff Risiko

Zum Begriff "Risiko" finden sich in der Literatur ganz unterschiedliche Verwendungen, je nach wissenschaftlichem Feld. Beispielsweise kann der Begriff Risiko im Rahmen einer wirtschaftlichen Begriffsdefinition als die Möglichkeit eines nicht erwünschten Ausgangs planender Unternehmer in der Marktwirtschaft verstanden werden [46]. Im Sinne einer ganzheitlichen Sichtweise des Begriffs Risiko wird auch eine positive Abweichung des zu erwartenden Wertes mit einbezogen und kann somit auch auf mögliche Chancen hinweisen (z.B.: bei Aktien eine höhere Wertausschöpfung). Im alltäglichen Gebrauch wird Risiko meist mit dem Begriff der Gefahr gleichgestellt. Damit ist meist eine "negative Abweichung von einem erwarteten Wert eines Ereignisses." [47, S. 18] gemeint.

Gerade in den technischen Wissenschaftsfeldern wird eine "statistisch-mathematische Risikodefinition" bevorzugt verwendet, bei der sich aus der "Eintrittswahrscheinlichkeit eines Ereignisses und dem Ausmaß des Ereignisses" das Risiko ableiten lässt [47]. Daraus ergibt sich folgende Formel:

$$\mathbf{R} \text{ (Risiko)} = \mathbf{P} \text{ (Eintrittswahrscheinlichkeit)} \times \mathbf{A} \text{ (Ausmaß des Ereignisses)}$$

Technisches Risikomanagement

Der Begriff des Risikomanagements bezieht sich in dieser Arbeit auf eine technische Auslegung, bei der es darum geht, "möglichst alle Technischen Risiken im Rahmen einer ganzheitlichen Technischen Risikoanalyse (...) zu erkennen und anschließend zu bewerten." Dabei soll eine realistische und detaillierte Einschätzung der Risikosituation vorgenommen werden, um so mögliche Präventiv- und Schutzmaßnahmen auszuarbeiten und eine Reduzierung der Risiken zu gewährleisten [47].

Technische Risikoanalyse

Bei der technischen Risikoanalyse der geplanten, universitären Versuchsanlage werden die möglichen Risiken aufgezeigt (Risiko-Identifikation und Kategorisierung), folglich bewertet (Risiko-Bewertung) und Maßnahmen für die Gefahrensteuerung gesetzt um das Risiko einer möglicherweise eintretenden Gefahr zu vermeiden.

Angesichts dessen, dass es sich an der TU Wien um eine Versuchsanlage handelt, werden bei der folgenden technischen Risikoanalyse nach Hagenbölling (2009) die "Gefahren beim Herstellungsprozess (Prozessgefahren)" sowie die "Risikomindernden Maßnahmen" [47] genauer betrachtet. Folglich wird von einer ganzheitliche Analyse und Bewertung (Risikoparamenter), wie Organisation/Management, Standort, Naturgefahren, Risiken von Seiten des Lieferanten/Kunden usw. (vgl. Hagenbölling, 2009, S. 51), wie dies bei (internationalen) Konzernen umgesetzt wird, abgesehen. Des Weiteren werden in dieser Arbeit ausschließlich anlagenspezifischen Punkte bearbeitet. Hinsichtlich allgemeiner Punkte, für den geregelten und sicheren Versuchsbetrieb, wird auf die Technikums- und Laborordnung des Institutes für Verfahrenstechnik verwiesen.

Identifizierung der Risiken - Was sind die Gefahren?

Ziel ist es alle Risiken, Störpotenziale und Schadensursachen zu identifizieren und eine Gefahrenliste zu erstellen, die es immer wieder zu aktualisieren gilt. Die Identifizierung der möglichen Risiken wurde anhand der subjektiven Einschätzung der Arbeitsgruppe vorgenommen. Zur Identifikation der Risiken erwies sich das Brainstorming („Was passiert wenn?“) als ausgiebig. Die Eintrittswahrscheinlichkeit, die Auswirkungen und mögliche Bewältigungsstrategien eines Risikos lassen sich so überblicksmäßig ableiten.

Die eruierten Risiken wurden übersichtshalber in zwei Bereiche aufgeteilt. Einerseits in das Verhalten der Versuchsanlage bei Ausfall oder Zustandsänderungen von Anlagenkomponenten (Prozessgrößen) und andererseits in die Gefahren für das anwesende Bedienungspersonal, der Umwelt. Diese beiden verknüpften Bereiche wurden anhand zwei getrennter Gefahrenanalysen durchgeführt. Das Erstere wurde anhand einer qualitativen Ausfalleffektanalyse FMEA (Failure Mode and Effect Analysis) vorgenommen. Diese Form der Sicherheitsanalyse veranschaulicht anhand einer Tabelle die Einzelkomponenten der Versuchsanlage (des Systems) und untersucht deren mögliche Ausfallmöglichkeiten und Auswirkungen [4]. Bei Letzterem stehen die gesundheitsgefährdenden Aspekte, die von der Anlage ausgehen, im Vordergrund. Die Gefahren werden aufgelistet und durch eine(n) Risikomatrix/-graph bewertet.

4 Kaltmodell der neuen Zweibett-Wirbelschichtvergasung

Zur Vorhersagen von fluiddynamischen Gegebenheiten in der neuen Heianlage wurde zuerst ein kleineres Acrylglas-Kaltmodell angefertigt. Versuche zeigen die strömungstechnischen Betriebsbereiche, die auch in der zu planenden und zu bauenden Heianlage angestrebt werden. Die wichtigsten Funktionen dieses Kaltmodelles, der Aufbau, die Datenauswertung, das Fließbild, usw. werden nun in den folgenden Kapiteln dargestellt. Des Weiteren wird eine Analyse des verwendeten Bettmaterials gezeigt und eine Klassifizierung anhand des Diagramms von Yang vorgenommen,- siehe dazu Kapitel 3.2.2.

4.1 Beschreibung des Kaltmodells

Bei Versuchen mit dem Kaltmodell im typischen Betriebsfeld (zirkulierende Wirbelschicht) wird das Bettmaterial durch das Fluidisierungsgas (Luft) aus dem Verbrennungsreaktor befördert, der auch Air Reactor (AR) genannt werden kann. ber den AR-Grobabscheider, gelangen die Partikel zum oberen Siphon (Upper Loop Seal - ULS). Im weiteren Verlauf fallen die Partikel in den Vergasungsreaktor, der auch Fuel Reactor (FR) genannt werden kann. Durch eine geschickte Fluidisierung im oberen Teil des FR wird der Großteil der Partikeln in einer Wirbelschichtkaskade nach unten strömen. Die Partikel, die nach oben bis zum Austrag vom Vergasungsreaktor beschleunigt werden, werden über den FR-Grobabscheider und den internen Siphon (Internal Loop Seal - ILS) wieder zurück in den Vergasungsreaktor befördert. Der untere Siphon (Lower Loop Seal – LLS) schließt den globalen Bettmaterial Umlauf wieder.

Der Vergasungsreaktor ist derart konzipiert, dass drei unterschiedliche Fluidisierungsregime auftreten können. Im unteren Bereich des FR ist eine blasenbildende Wirbelschicht vorhanden. Während sich im oberen Bereich des FR, durch die kleineren Querschnitte sowie den Taillierungen üblicherweise turbulente Wirbelschichtzonen einstellt. Die Taillierungen ermöglichen eine erhöhte Feststoffverteilung in definierter Weise für den oberen FR-Reaktorbereich. Durch die Fluidisierung des unteren Siphons (LLS) wird der Kreislauf geschlossen und die Partikel wandern vom Vergasungsreaktor in den Verbrennungsreaktor. Des Weiteren kann man wichtige Reaktorteile austauschen und verschieden konstruierte Taillierungen in den oberen Teil des FR einbauen. Diese Punkte werden ausführlich bei Fuchs [43] beschrieben, ebenso findet sich dort eine detaillierte Beschreibung des Kaltmodells.

Für eine übersichtliche Darstellung des Kaltmodell-Fließbildes (Abbildung 4.1) werden in dieser Arbeit die Apparaturen nach den jeweiligen Grobabscheidern nicht dargestellt. Der Fokus liegt auf dem eigentlichen Wirbelschichtsystem und den umlaufenden Bettmaterialstrmen. Zu erwähnen ist, dass alle vorgestellten Versuche mit einem im Querschnitt quadratischen FR und einem runden AR durchgeführt wurden.

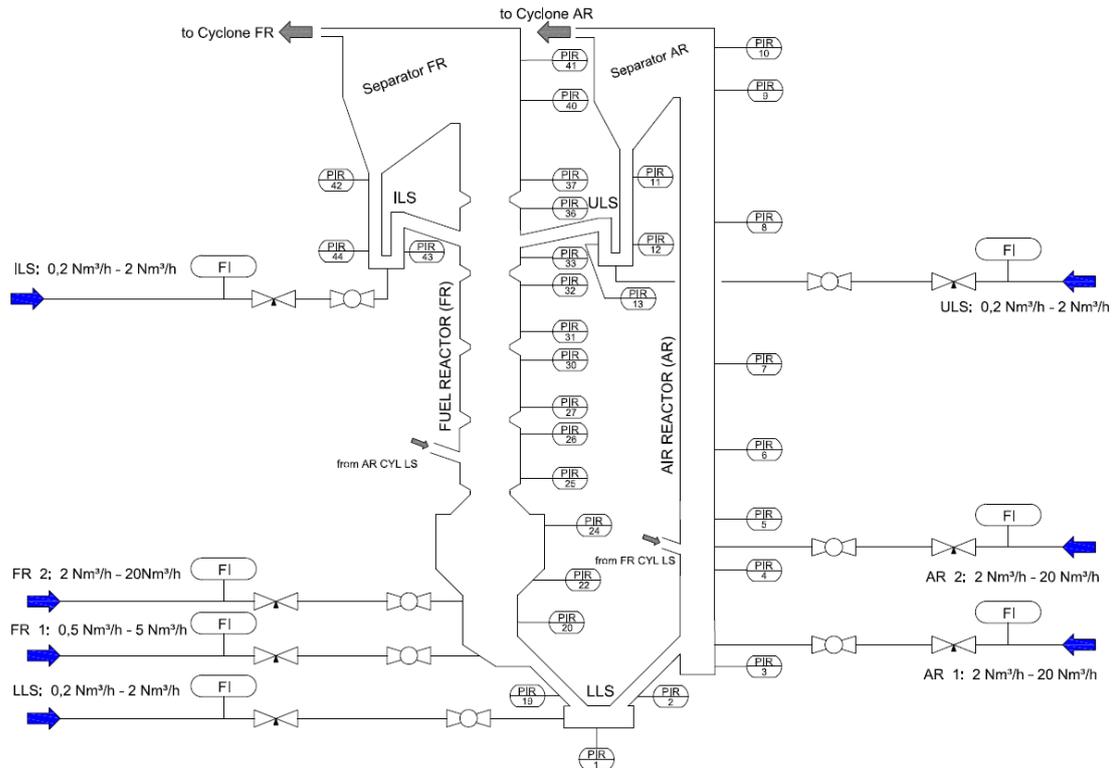


Abbildung 4.1: Fließbild Kaltmodell

In der folgenden Tabelle finden sich die zentralen Abmessungen für die Berechnung zur Bestimmung des Fluidisierungsregimes, sowie für die Auswertung der Umlaufmessungen.

Tabelle 4-1: Wichtigsten Abmessungen des Kaltmodells für die Auswertungen

Obere Vergasungsreaktorteil	
Kammer	□ 62 mm
Taillierung	16 mm x 62 mm
Untere Vergasungsreaktorteil	
oberhalb	150 mm x 250 mm
unterhalb	50 mm x 200 mm
Verbrennungsreaktor	
	∅ 52 mm
Siphone	
LLS	2 x ∅ 32 mm
ULS	2 x ∅ 32 mm
ILS	2 x ∅ 32 mm

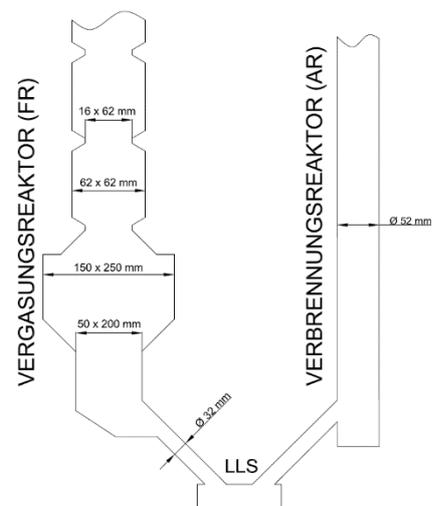


Abbildung 4.2: Wichtigsten Abmessungen des Kaltmodells für die Auswertungen

4.2 Druckmessung

Für die Ermittlung der Druckdifferenz vom Kaltmodell zum Umgebungsdruck werden piezoresistive Messzellen der Firma Kalinsky Sensoren Elektronik GmbH verwendet. Implementiert wurde die D2-Serie mit einem Stromausgangssignal von 4-20 mA (24 V). Verfügbar sind Drucksensoren mit verschiedenen Messbereichen von 0 - 50 mbar, 0-100 mbar, 0-250 mbar und 0-500 mbar. Für die Signalverarbeitung werden Datenerfassungskarten der Firma National Instrument NI PCIe-6323 verwendet.

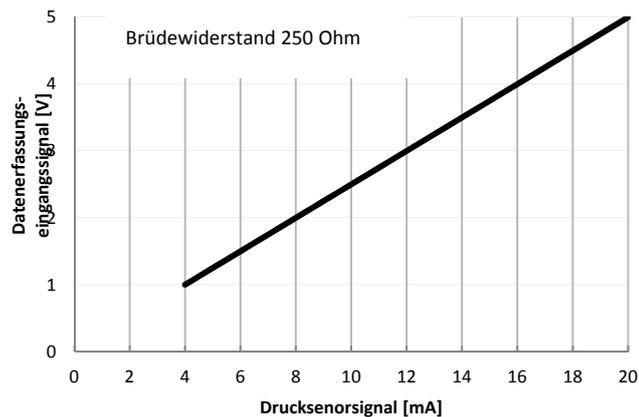


Abbildung 4.3: Eingangsspannung der Datenerfassungskarte

Die Eingänge der Datenerfassungskarte benötigen ein Spannungssignal von 0-10V. Dadurch muss ein Brüdwiderstand von 250 Ω verbaut werden, um eine Eingangsspannung von 1-5 V zu erhalten, siehe Abbildung 4.3 (Ohmsches-Gesetz). Die 50 Drucksensoren wurden in 2 PC Racks verbaut. Zusätzlich ist ein Computer-Rack inklusive der Messkarten vorhanden. Die Racks sind mit Datenkabel untereinander verbunden. Über einen Multi-Stecker sind die Drucksensoren an die Rohrleitungen (Pneumatikschläuche) für die jeweiligen Drucksensoren angeschlossen, siehe Abbildung 4.4.



Abbildung 4.4: Messkoffer

Die Position der Drucksensoren sind im Fließbild und in der Tabelle 4-2 dargestellt. Wobei im Fließbild nur die verwendeten Drucksensoren aufgezeigt werden. In der folgenden Tabelle finden sich alle prinzipiell verfügbaren Drucksensoren. Die Bezugsebene (Nullpunkt) zu den angegebenen Höhen ist die Unterkante des untern Siphons (LLS).

Tabelle 4-2: Positionen der Drucksensoren

Drucksensor	Höhe (H _i)	Bereich	Drucksensor	Höhe (H _i)	Bereich	Drucksensor	Höhe (H _i)	Bereich
	[mm]			[mm]			[mm]	
1	40	LLS	15	1091	AR ZKL	32	1105	FR
2	117	LLS	16	630	AR ZKL LS	33	1158	FR
3	74	AR	17	630	AR ZKL LS	36	1345	FR
4	228	AR	18	1685	AR ZKL	37	1398	FR
5	389	AR	19	117	LLS	40	1616	FR
6	532	AR	20	170	FR	41	1722	FR
7	772	AR	21	301	FR	42	1458	FR SEP
8	1151	AR	22	383	FR	43	1142	ILS
9	1599	AR	Fiktiver	389	FR	44	1142	ILS
10	1748	AR	25	442	FR	45	1662	FR ZKL
11	1437	AR SEP	26	625	FR	46	1193	FR ZKL
12	1142	ULS	27	678	FR	47	635	FR ZKL LS
13	1142	ULS	30	865	FR	48	635	FR ZKL LS
14	1659	AR ZKL	31	918	FR	49	1652	FR ZKL

In Abbildungen 4.5a und 4.5b ist das Verdrahtungsschema zwischen den Datenerfassungskarten und deren Drucksensoren für ein einzelnes Computer-Rack dargestellt. Des Weiteren sind die Verbindungen zwischen den Drucksensoren und den dazugehörigen Pneumatikschläuchen in der folgenden Tabelle 4-4 dargestellt. Die elektrischen Bezeichnungen kennzeichnen den höchstmöglichen Differenzdruck zur Umgebung in mbar. So ist zum Beispiel S500.4 für eine Messung bis maximal 500 mbar überdruck geeignet.

Tabelle 4-3: Verbindungsbezeichnungen zwischen Drucksensoren und Pneumatikschläuchen

<i>Elektrische Bezeichnung</i>	<i>Multi-Stecker A</i>	<i>Drucksensor-nummer des Kaltmodells</i>	<i>Elektrische Bezeichnung</i>	<i>Multi-Stecker B</i>	<i>Drucksensor-nummer des Kaltmodells</i>
Messkofer A			Messkofer B		
S50.1	A1	18	S50.1	B1	49
S50.2	A2	15	S50.2	B2	46
S50.3	A3	14	S50.3	B3	45
S50.4	A4	11	S50.4	B4	42
S100.1	A5	-	S100.1	B5	-
S100.2	A6	-	S100.2	B6	-
S100.3	A7	10	S100.3	B7	41
S100.4	A8	9	S100.4	B8	40
S100.5	A9	8	S100.5	B9	37
S100.6	A10	7	S100.6	B10	16
S250.1	A11	47	S250.1	B11	43
S250.2	A12	-	S250.2	B12	33
S250.3	A13	44	S250.3	B13	32
S250.4	A14	17	S250.4	B14	31
S250.5	A15	16	S250.5	B15	15
S250.6	A16	13	S250.6	B16	27
S250.7	A17	12	S250.7	B17	26
S250.8	A18	6	S250.8	B18	25
S250.9	A19	5	S250.9	B19	22
S250.10	A20	-	S250.10	B20	21
S250.11	A21	4	S250.11	B21	20
S500.1	A22	-	S500.1	B22	-
S500.2	A23	3	S500.2	B23	-
S500.3	A24	2	S500.3	B24	48
S500.4	A25	1	S500.4	B25	19

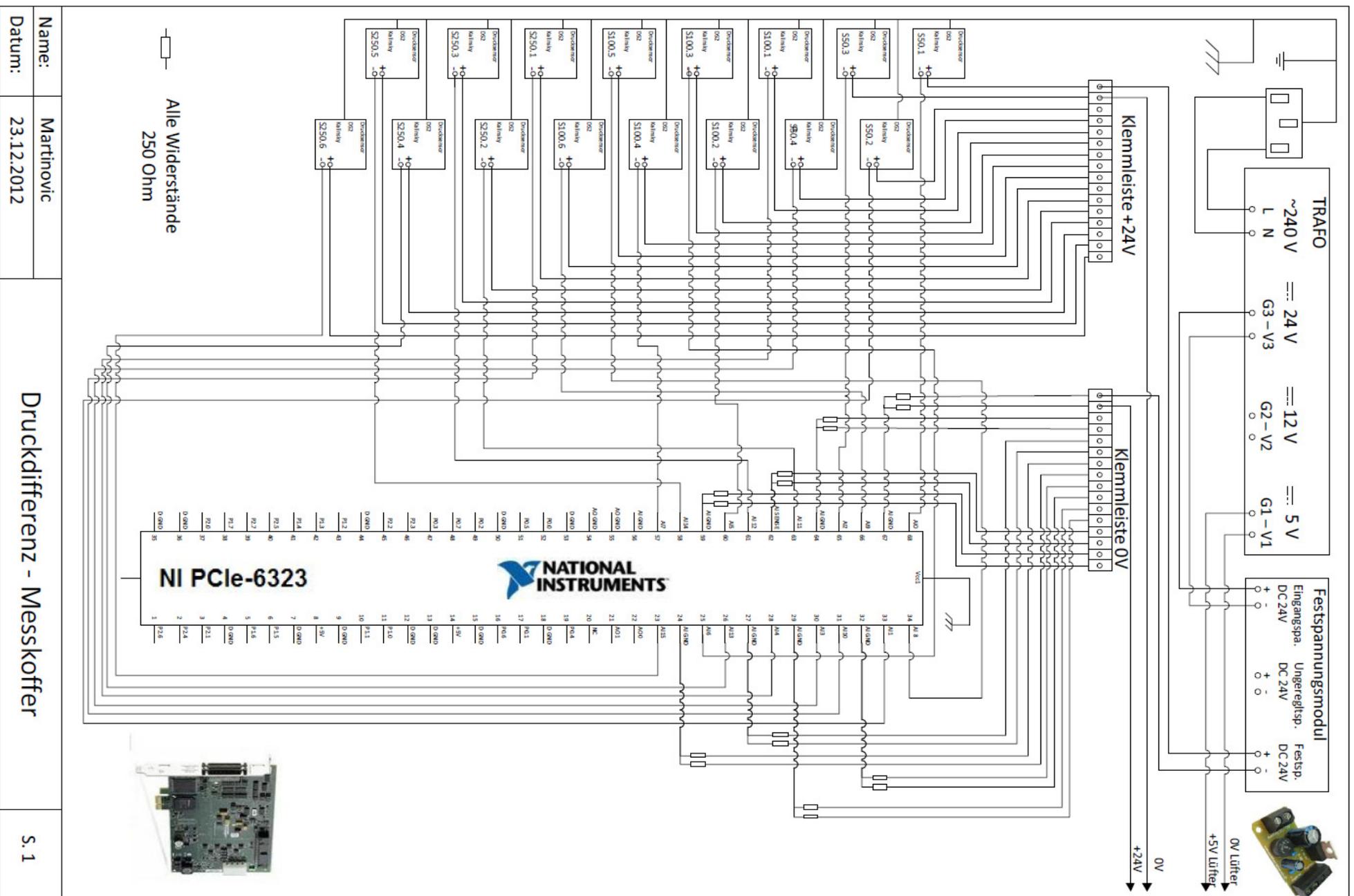
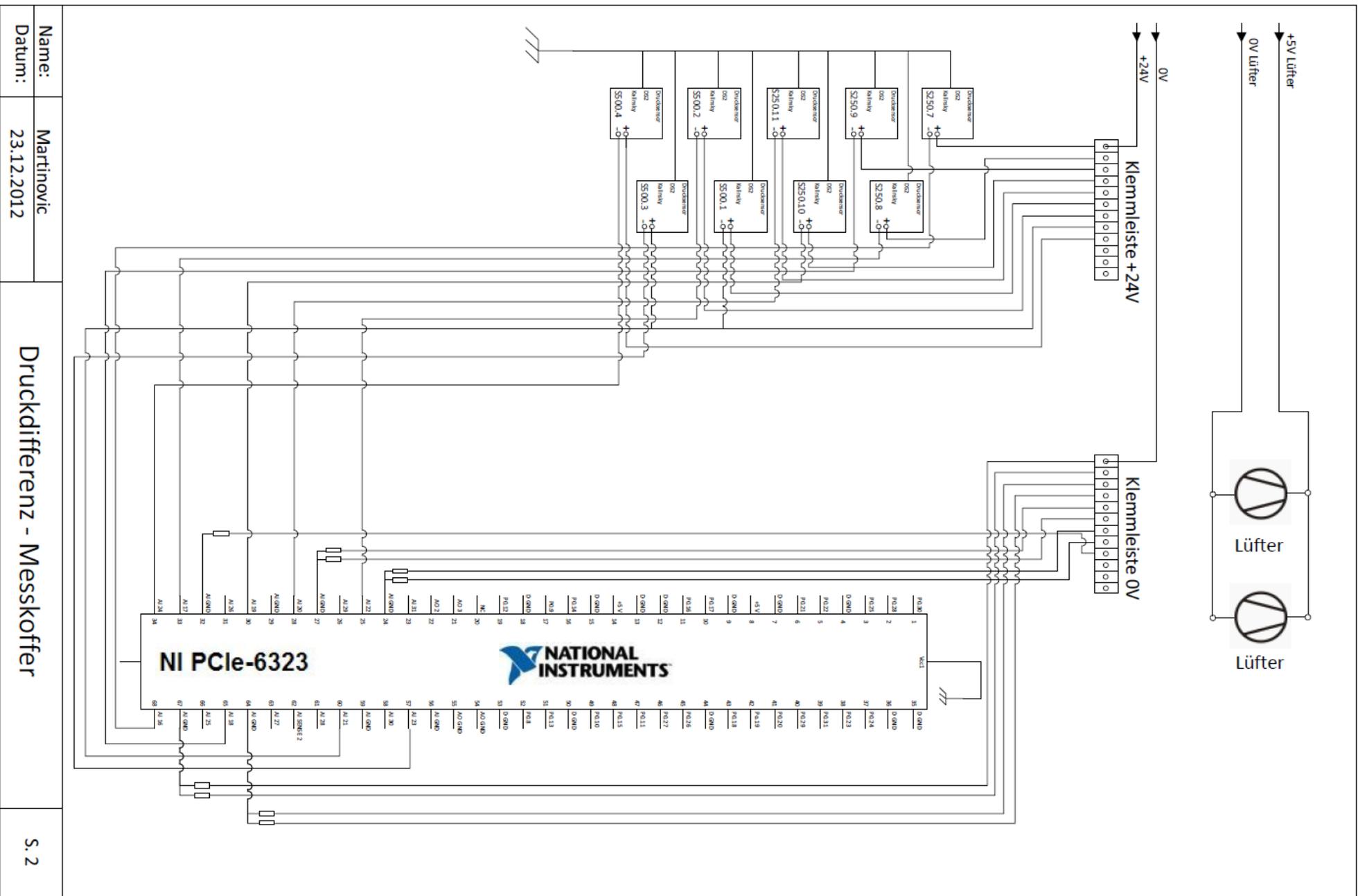


Abbildung 4.5a: Elektroschema - Messkoffers A & B



Name:	Martinovic	Druckdifferenz - Messkoffer
Datum:	23.12.2012	
		S. 2

Abbildung 4.5 b: Elektrischeschema - Messkoffers A & B

4.2.1 Auswertung des Druckgradienten im Vergasungsreaktor

Während der Druckverlauf über die Reaktoren direkt auf die Diagramme übertragen werden kann, wird der Druckgradient des Vergasungsreaktors über den Differenzenquotient bzw. die Sekante berechnet. Hierzu siehe die nachfolgenden Gleichungen:

$$p(H_\alpha)dH = \lim_{H_i \rightarrow H_\alpha} \left(\frac{p(H_\alpha) - p(H_i)}{H_\alpha - H_i} \right) \cong \frac{p(H_j) - p(H_i)}{H_j - H_i} \quad (4-1)$$

$$H_\alpha = H_i + \frac{H_i - H_j}{2}$$

Diese Ableitung wird akzeptiert, wenn der Druckverlauf immer mit dem selbigen Abstand (ΔH) aufgenommen wird. Der Druckgradient dient als Repräsentative des Feststoffgehaltes und nicht als genaue Berechnungsgrundlage der Verteilung in den jeweiligen Kammern. Dazu ist die Auflösung zu wenig genau. Des Weiteren muss vor der ersten Kammer ein fiktiver Drucksensor angenommen werden, der genau 53 mm (gleicher Abstand wie bei den anderen darüber liegenden Taillierungen) unterhalb vom Drucksensor 25 liegt, siehe Abbildung 4.6. Dies ist zulässig da der Druck im Freiraumbereich der unteren blasenbildenden Wirbelschicht überall gleich ist. Der Druckverlauf dieses fiktiven Drucksensors entspricht somit dem Drucksensor 22. Damit werden alle „Druckgradientenspitzen“ im oberen Teil des FR vergleichbar.

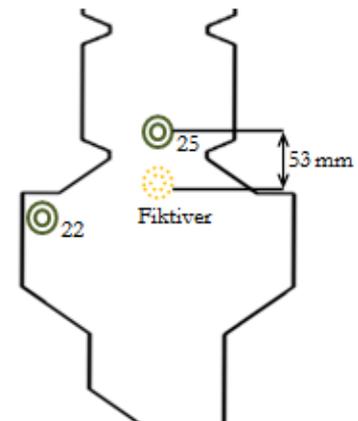


Abbildung 4.6: Fiktiver Drucksensor

4.3 Volumenstrommessung

Mittels Schwebekörper-Durchflussmessgeräte der Firma Krohne Messtechnik GmbH werden die einzelnen Volumenströme erfasst bzw. eingestellt. An der Oberkante des Schwebekörpers wird der Volumenstrom abgelesen. Bei einem definierten Zustand innerhalb des Messgerätes (Druck, Temperatur) können die Durchflusswerte in Normvolumen pro Zeiteinheit abgelesen werden. Die Umrechnung von Normbedingung auf die Betriebsbedingung innerhalb der jeweiligen Reaktoren wird anhand der Zustandsgleichung für ideale Gase durchgeführt.

$$\dot{V}_{\text{Betriebsbed.}} = \dot{V}_{\text{Normalbed.}} \cdot \frac{p_{\text{Normalbed.}} \cdot T_{\text{Betriebsbed.}}}{p_{\text{Betriebsbed.}} \cdot T_{\text{Normalbed.}}} \quad (4-2)$$

Die verschiedenen, eingesetzten Schwebekörper-Durchflussmessgeräte (Rotameter) sind in der folgenden Tabelle angeführt.

Tabelle 4-4: Schwebekörper-Durchflussmessgeräte

Schwebekörper-Durchflussmessgerät	Volumenstrom [Nm ³ /h]	Betriebsbedingungen im Messgerät		
		Medium	Temperatur [°C]	Abs. Druck [bar]
Primärluftzufuhr Vergasungsreaktor (FR1)	0,5-5	Luft	20	6
Sekundärluftzufuhr Vergasungsreaktor (FR2)	2-20	Luft	20	6
Tertiärluftzufuhr Vergasungsreaktor (FR3)	0,5-5	Luft	20	6
Luftaustritt Vergasungsreaktor (FR OUT)	2-20	Luft	20	1
Primärluftzufuhr Verbrennungsreaktor (AR1)	2-20	Luft	20	6
Sekundärluftzufuhr Verbrennungsreaktor (AR2)	2-20	Luft	20	6
Luftaustritt Verbrennungsreaktor (AR OUT)	4,2-42	Luft	20	1
Siphon unten (LLS)	0,2-2	Luft	20	6
Siphon oben (ULS)	0,2-2	Luft	20	6
Siphon innen Vergasungsreaktor (ILS)	0,2-2	Luft	20	6
Siphon Zyklon Verbrennungsreaktor (AR CYL L S)	0,11-1,1	Luft	20	6
Siphon Zyklon Vergasungsreaktor (FR CYL L S)	0,11-1,1	Luft	20	6
Bypass Vergasungsreaktor zum Verbrennungsreaktor (BYPASS)	0,42-4.2	Luft	20	1

4.4 Bettmaterial

Die benötigte Masse des Bronze-Bettmaterials für die Kaltmodellversuche wurde mit ca. 25 kg ermittelt. Dafür wurde das zu füllende Volumen berechnet und mit der Schüttdichte multipliziert. Die Partikelgrößenverteilung des verwendeten Bettmaterials wurde mit zwei verschiedenen Verfahren ermittelt. Einerseits wurde mit einem Mastersizer der Firma Malvern (siehe Anhang), ein Sauterdurchmesser von 81,7 µm ermittelt (D[3,2]). Mit Hilfe des Abbildverfahrens (Mikroskop) wurde ein Durchmesser von 76,2 µm ermittelt, der anhand der Formel des charakteristischen Durchmessers (siehe Kapitel 3.2.1) berechnet wurde. Zuvor wurde die Anzahlverteilung in eine Volumen- bzw. Massenverteilung umgerechnet. Für die Arbeit wird der arithmetische Mittelwert dieser beiden verwendet, $d_p=79 \mu\text{m}$. In Abbildung 4.7 sind die Verteilungssummen der beiden Verfahren verdeutlicht. Generell ist zu sagen, dass die beiden unterschiedlichen Messverfahren zu sehr gut übereinstimmenden mittleren Partikelgrößenwerte kommen.

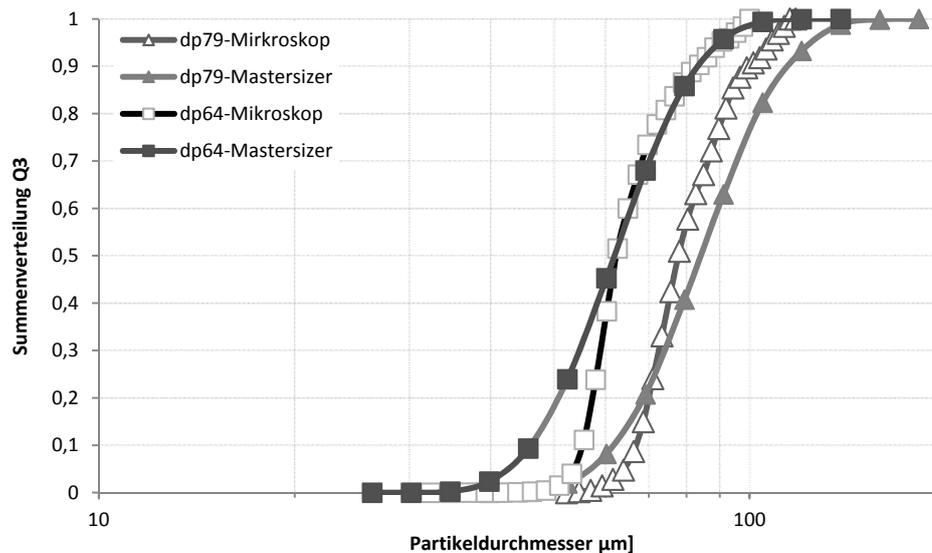


Abbildung 4.7: Summenverteilung der Partikelgrößenverteilung von Laserbeugungsverfahren sowie Abbildverfahren

Die Stoffwerte und andere Parameter für die Kaltmodellversuche sind in Tabelle 4-5 dargestellt. Die Archimedeszahl und die Geschwindigkeit sind wie im Kapitel 3.2 beschrieben berechnet worden. Damit die Dichteverhältnisse den Verhältnissen in der zukünftigen Heianlage entsprechen wurde Bronze als Bettmaterial verwendet (Scaling-Kriterien). Leicht verfügbare (Druck-)Luft dient als Fluidisierungsmedium im Kaltmodell. In Tabelle 4-5 sind Werte für Versuche mit zwei verschiedenen Korngrößen angegeben. Die Versuche mit 64 µm Bronzepartikeln wurden von Fuchs [43] durchgeführt, wohingegen die Versuchsdaten mit 79 µm Bronzepartikeln im Rahmen dieser Arbeit gewonnen wurden.

Tabelle 4-5: Versuchsparameter und Stoffwerten im gesamten Kaltmodell für zwei Bronze-Partikeldurchmesser

Versuchsparameter Kaltmodell			Bronze/Luft dp=64 µm	Bronze/Luft dp= 79 µm
Durchschnittlicher Druck im Reaktor	p	bar	1,063	1,063
Temperatur	T	°C	20	20
Gasdichte (Luft)	ρ_g	kg/m ³	1,25	1,25
Partikeldichte	ρ_p	kg/m ³	8800	8800
Schüttdichte	ρ_{Sch}	kg/m ³	5400	5100
dimensionsloses Dichteverhältnis	$(\rho_g - \rho_f) / \rho_f$	-	7040	7040
kinematische Viskosität Luft	ν	m ² /s	0,000015	0,000015
dynamische Viskosität Luft	η	kg /m ⁻¹ s ⁻¹	0,00001875	0,00001875
Archimedeszahl	Ar	-	80	151
charakteristische Durchmesser	dp	µm	64	79
Sphärizität	Ψ	-	~1	~1
Lockerungsgeschwindigkeit	u_{mf}	m/s	0,014	0,022
Schwebegeschwindigkeit	u_t	m/s	0,77	1,07

Das Fluidisierungsverhalten des Bronze-Bettmaterials im Kaltmodell wird nach dem Diagramm von Geldart der Gruppe B zugewiesen. Aufgrund des schlagartigen Kollabierens des Wirbelbetts nach dem Abschalten der Fluidisierung, ist eine Zuordnung der Gruppe B gegeben. Da die Grenzen zwischen den Geldart-Gruppen fließend sind, kann auch davon ausgegangen werden, dass sich vor allem die kleineren Bronzepartikel in der Nähe des Übergangsbereiches von B nach A befinden. Die Stoffwerte für die Kaltmodellversuche wurden aus der Tabelle 4-5 entnommen. Für die Klassifizierung der Strömungszustände in der Heißenlage wurden die Stoffwerte aus der

Tabelle 4-6 verwendet. Das in der Heißenlage verwendete Bettmaterial Olivin wird ebenfalls der Gruppe B zugeordnet. Wird die Klassifizierung nach Yang herangezogen (Abbildung 4.8), so wird das Fluidisierungsverhalten des Kaltmodells und der Heißenlage ebenfalls der Gruppe B zugeordnet.

Im Kaltmodell herrschen sowohl im Verbrennungsteil als auch im Vergasungsteil exakt dieselben Stoffbedingungen vor. In der Heißenlage ist dies jedoch anders. Die Stoffwerte für das jeweilige Fluidisierungsmedium sind im Vergasungsreaktor anders als im Verbrennungsreaktor. Ersichtlich wird dies an einer anderen Archimedeszahl bei gleichbleibender Partikelgröße. Die Bettmaterialpartikel durchströmen ja beide Reaktoren gleichermaßen und sind für das Gesamtsystem immer einheitlich. Da der Versuchs-Fokus der Arbeit auf das strömungstechnische Verhalten der Wirbelschicht im Vergasungsreaktor FR abzielt ist die Archimedeszahl für denselben die Grundlage der Ähnlichkeitsbetrachtung. Mit Bronze als Bettmaterial des Kaltmodells wird ein möglichst hohes Dichteverhältnis erreicht um auch mit diesem Ähnlichkeitskriterium in den Bereich der Heißenlage zu kommen. Tabelle 4-6 kann somit mit den vorherig angegebenen strömungstechnischen Werten des Kaltmodells verglichen werden:

Tabelle 4-6: Parameter einer Heißenlage mit ähnlichen Strömungsbedingungen im Vergasungsreaktor wie im Kaltmodell

Parameter Heißenlage			Vergasungsreaktor		Verbrennungsreaktor	
Druck im Reaktor			~atm.		~atm.	
Temperatur	T	°C	850°C		930°C	
Gasdichte	ρ_g	kg/m ³	0,21		0,30	
Partikeldichte	ρ_p	kg/m ³	2800		2800	
Schüttdichte	ρ_{sch}	kg/m ³	~1300		~1300	
dimensionsloses Dichteverhältnis	$(\rho_p - \rho_g)/\rho_g$	-	13330		9330	
kinematische Viskosität Gas	ν	m ² /s	0,00017		0,00016	
dynamische Viskosität Luft	η	kg /m ⁻¹ s ⁻¹	0,000036		0,000048	
Archimedeszahl	Ar	-	80	151	63	120
charakt. Durchmesser* dp	dp	µm	260	320	260	320
Lockerungsgeschwindigkeit	u_{mf}	m/s	0,039	0,060	0,029	0,044
Schwebegeschwindigkeit	u_t	m/s	2,13	2,94	1,63	2,27

*Partikeldurchmesser für gleiche Archimedeszahl zwischen Kaltmodell und Heißenlage im Vergasungsreaktor

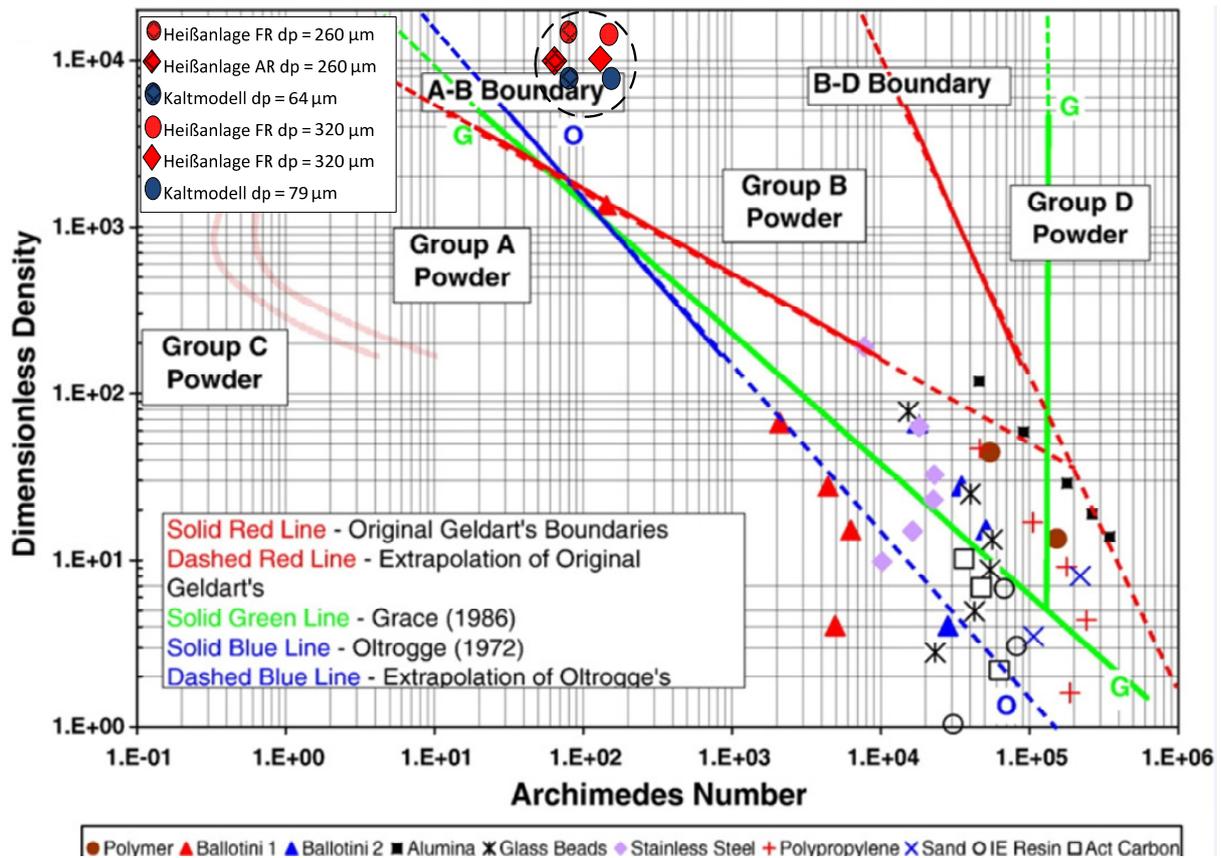


Abbildung 4.8: Versuchsbedingungen im modifizierten Geldart-Diagramm nach Yang [22]

Zusammenfassend ist im modifizierten Geldart-Diagramm von Yang [22] der fluiddynamische Betriebsbereich der Kaltmodellversuche sehr nahe am angestrebten Betriebsbereich für die Heisanlage. Somit kann davon ausgegangen werden, dass das Fluidisierungsverhalten zwischen dem Kaltmodell und der Heisanlage starke Ähnlichkeit besitzt und fluiddynamisch vergleichbar ist. Belastbare Aussagen mittels Kaltmodellversuchen, die auf das Verhalten der Heisanlagen-Wirbelschicht schließen lassen sind dadurch möglich. In den letzten Zeilen der Tabelle 4-6 kann auch das Betriebsfenster zwischen zwei Bettmaterial-Partikelgrößen vorausgesagt werden. Die nötigen Gasgeschwindigkeiten für das Erreichen eines gewünschten Betriebszustandes sind so berechenbar und in der Tabelle angegeben.

5 Kaltmodell Versuchsergebnisse

Dieses Kapitel stellt die Versuchsergebnisse des Kaltmodells dar, welche mit dem analysierten Bettmaterial durchgeführt worden sind. Dabei wird die Ermittlung der Verläufe von Druckverlauf und Druckgradient über die Reaktorhöhe unter verschiedenen Einstellungsparametern (Volumenströmen), vorgenommen. Ebenso wird der Einfluss des globalen und internen Umlaufs anhand der Variationsmöglichkeit der Volumenströme, sowie anhand der Variation der Partikelgröße ($dp = 64 \mu\text{m}$ & $dp = 79 \mu\text{m}$) untersucht. Die Versuche mit einem kleineren charakteristischen Bettmaterialdurchmesser ($dp = 64 \mu\text{m}$) sind bereits von Fuchs [43] im Zuge dessen Masterarbeit vorgenommen worden. Diese Untersuchungen werden für einen Vergleich herangezogen. In der Tabelle 5-1 und Tabelle 5-3 sind die Versuche des größeren Bettmaterial ($dp = 79 \mu\text{m}$) sowie dessen Versuchsparameter angegeben.

5.1 Verlauf des Drucks und Druckgradientens

Die Versuchsreihen zur Variation des Vergasungsreaktors wurden jeweils mit konstantem Volumenstrom ($20,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$; $24,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$; $28,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$; $32,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$) im Verbrennungsreaktor durchgeführt. Die Höhe der Volumenströme sind in der Tabelle 5-1 angeführt. Die Positionen der Lufteinbringung und der Messstellen wurden bereits im Kapitel 4 dargestellt.

Tabelle 5-1: Versuchsreihen für die Ermittlung des Druckverlauf und Druckgradient mit Bronze $dp = 79 \mu\text{m}$

Versuch		I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X	XI	XII	XIII	XIV	XV	XVI	XVII	XVIII	XIX	
Volumenstrom	AR 1 [Nm ³ /h]	10	10	10	10	10	10	12	12	12	12	12	14	14	14	14	16	16	16	16	
	AR 2 [Nm ³ /h]	10	10	10	10	10	10	12	12	12	12	12	14	14	14	14	16	16	16	16	
	AR BA [Nm ³ /h]	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FR 1 [Nm ³ /h]	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
	FR 2 [Nm ³ /h]	8	10	12	13	14	15	8	10	12	12,5	13	8	10	11	11,5	8	9	10	10,5	
	FR 3 [Nm ³ /h]	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	AR ULS [Nm ³ /h]	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
	AR CYL [Nm ³ /h]	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FR ILS [Nm ³ /h]	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6
	FR CYL [Nm ³ /h]	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	LLS [Nm ³ /h]	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
	AR _{Gesamt} [Nm ³ /h]	20,4	20,4	20,4	20,4	20,4	20,4	24,4	24,4	24,4	24,4	24,4	24,4	28,4	28,4	28,4	28,4	32,4	32,4	32,4	32,4
	FR _{Gesamt} [Nm ³ /h]	10,4	12,4	14,4	15,4	16,4	16,9	10,4	12,4	14,4	14,9	15,4	10,4	12,4	13,4	13,9	10,4	11,4	12,4	12,9	
	AR/FR [Nm ³ /h]	2,0	1,6	1,4	1,3	1,2	1,2	2,3	2,0	1,7	1,6	1,6	2,7	2,3	2,1	2,0	3,1	2,8	2,6	2,5	

Rote Spalten markieren Fluidisierungszustände im FR die bereits zu instabilen Prozessverhalten bzw. auch zur Flutung des Reaktors führen. Nachfolgend wird dieser Umstand noch genauer beschrieben werden. Die grüne Spalte stellt den definierten, optimalen Betriebspunkt für diese Versuchsserie dar (siehe Kapitel 5.3) [43].

Für das Bestimmen des fluidmechanischen Prozessverhaltens sind die Verläufe des Drucks und des Druckgradientens über die Reaktorhöhe äußerst aussagekräftig. Die Höhe des Druckgradientens (abgeleitet aus dem Druckverlauf) beschreibt die Interaktion zwischen der Gas- und Feststoffphase in den Kammern des oberen Vergasungsreaktors. Je höher der Druckgradient in der jeweiligen Kammer ist, desto höher ist die Akkumulation bzw. die Anzahl des Feststoffes (Bettmaterials). Durch die Höhe der Druckgradienten in den Kammern wird die gewünschte, höhere Interaktion zwischen der Gas- und Feststoffphase auch für die Heißenlage überprüfbar. Die sinnvolle Akkumulation von Bettmaterial-Partikel in einer Kammer ist jedoch durch den Flutungspunkt begrenzt. Eine Flutung einer oder mehrerer Kammern tritt dann auf, wenn die Gasgeschwindigkeit in den Taillierungen zu hoch gewählt wurde und zu wenig Partikel nach unten fallen können. Die Gegenstromführung zwischen Bettmaterialpartikel und Gas (Luft) im oberen Vergasungsreaktor (FR) ist dann nicht mehr gegeben. Für einen optimalen Betriebspunkt sind ein stabiles und leicht regulierbares Prozessverhalten, sowie möglichst hohe Feststoffanteile in den Kammern gesucht. Beim optimalen Betriebspunkt ist zudem der globale Feststoffumlauf samt Gegenstromführung im FR nicht gestört.

Alle Versuche werden mit einer Luft-Trimmung von $\dot{V}_{AR1}/\dot{V}_{AR2} = 1$ im Verbrennungsreaktor durchgeführt, siehe Tabelle 5-1. Angesichts der Vielzahl der Versuche werden in diesem Kapitel nur ausgewählte Versuchsergebnisse, die für die Auslegung der Heißenlage von hoher Relevanz sind, dargestellt. Die kompletten Diagramme zur Versuchsreihe finden sich im Anhang.

5.1.1 Verlauf des Druckes im Verbrennungsreaktor

Die Druckverläufe bei Variation der Fluidisierung im Verbrennungsreaktor werden in Abbildung 5.1 gezeigt. Für die Auswertung wird, bei einem stationären Betrieb über einen bestimmten Zeitraum, das arithmetische Mittel der sekundlichen Druckmesswerte gebildet. Die Druckverläufe in Abbildung 5.1 werden als Variation des Volumenstroms im Vergasungsreaktor von 10,4 bis 16,4 Nm³/h gezeigt. Nach Untersuchungen von Fuchs [43] wird der Druck im Verbrennungsreaktor kaum bzw. nur gering von der Fluidisierung im Vergasungsreaktor beeinflusst.

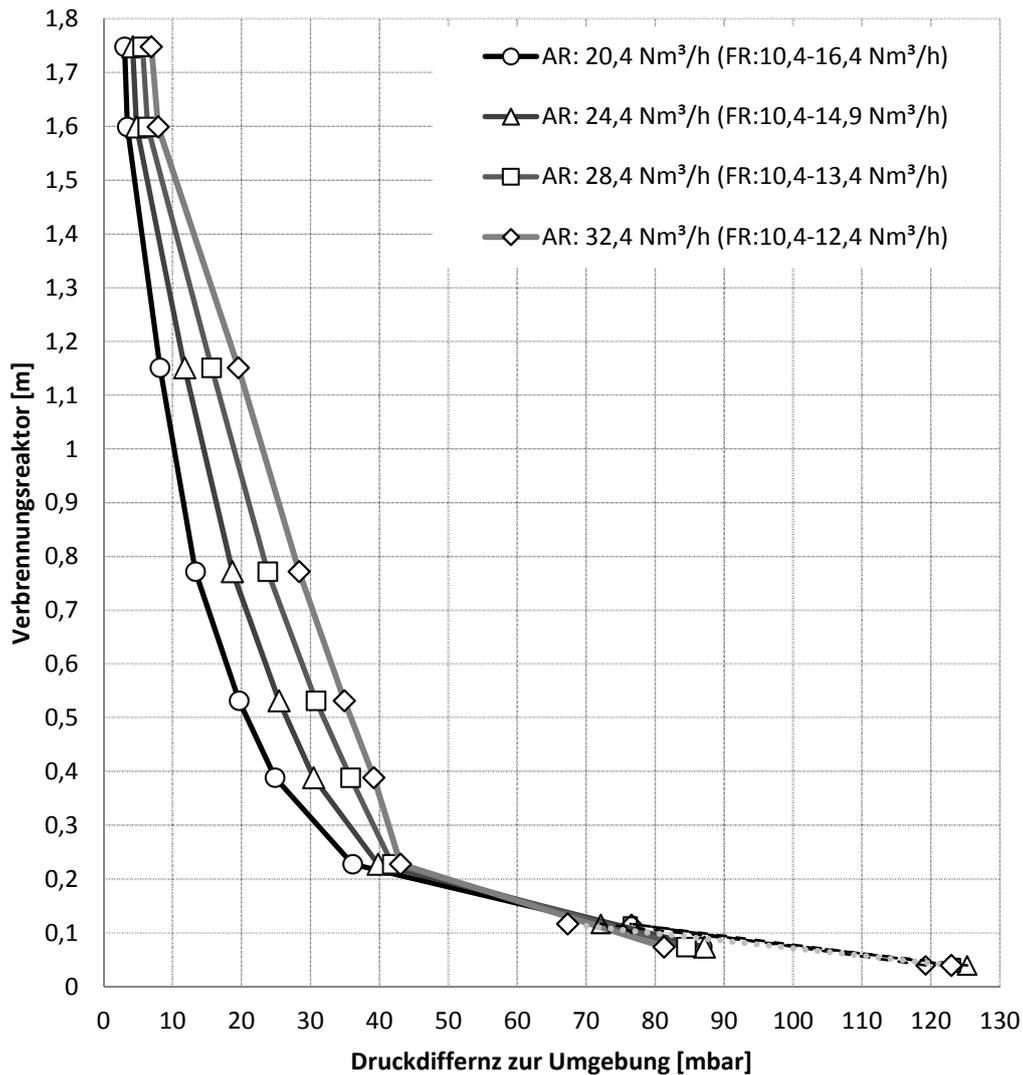


Abbildung 5.1: Verlauf des Drucks über den Verbrennungsreaktor (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$)

Ein Vergleich des Verlaufs des Drucks der Abbildung 5.1 mit dem der Abbildung 3.13 zeigt, dass es sich im Verbrennungsreaktor um den Zustand einer schnellen Wirbelschicht handelt. Des Weiteren ist beobachtet worden, dass sich bei der Erhöhung des Volumenstroms der Druck entlang der Reaktorhöhe vergrößert. Zurückzuführen ist dies überwiegend auf die höheren Zirkulationsrate der zu transportierenden Feststoffmasse (vgl. Abbildung 5.9). Die strichlinierten Linien in Abbildung 5.1 sind die jeweiligen Verläufe des Druckes für den unteren Siphon (LLS). Die drei erfassten Drücke im unteren Siphon weisen auf die einwandfreie Verhinderung der Gaskurzschlussströme zwischen den beiden Reaktoren hin (Abbildung 5.2.). Dies kann einfach erklärt werden, da der Druck an der untersten Stelle am höchsten ist. Das ist ein Vorteil des neuen Designs im Vergleich zur Ausführung der unteren Verbindung mit einer Rutsche, die in Abbildung 3.16 dargestellt ist.

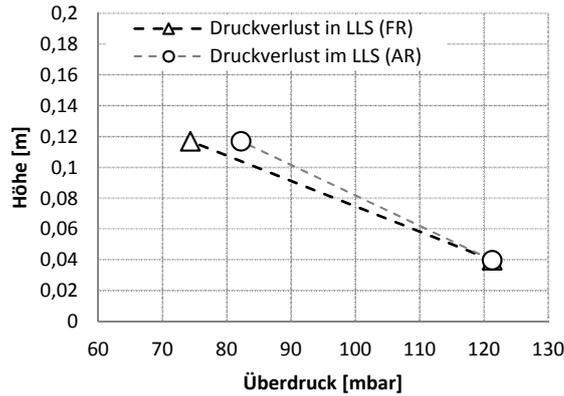


Abbildung 5.2: Druck im untern Siphon (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$)

5.1.2 Verlauf des Drucks im Vergasungsreaktor

In dieser Versuchsserie wird die Fluidisierung des Verbrennungsreaktors konstant gehalten. Die Fluidisierung des Vergasungsreaktors wird bis zum Erreichen des Flutungspunktes (rote Linien) erhöht. Die strichlinierte Linie beschreibt ebenfalls den Druck im untern Siphon (LLS). Außerdem ist aufgrund der im unteren Bereich vorliegenden, stationären (blasenbildenden) Wirbelschicht die Abszisse mit unterschiedlichen Intervallen aufgetragen, da in diesem Bereich deutlich höhere Drücke vorliegen.

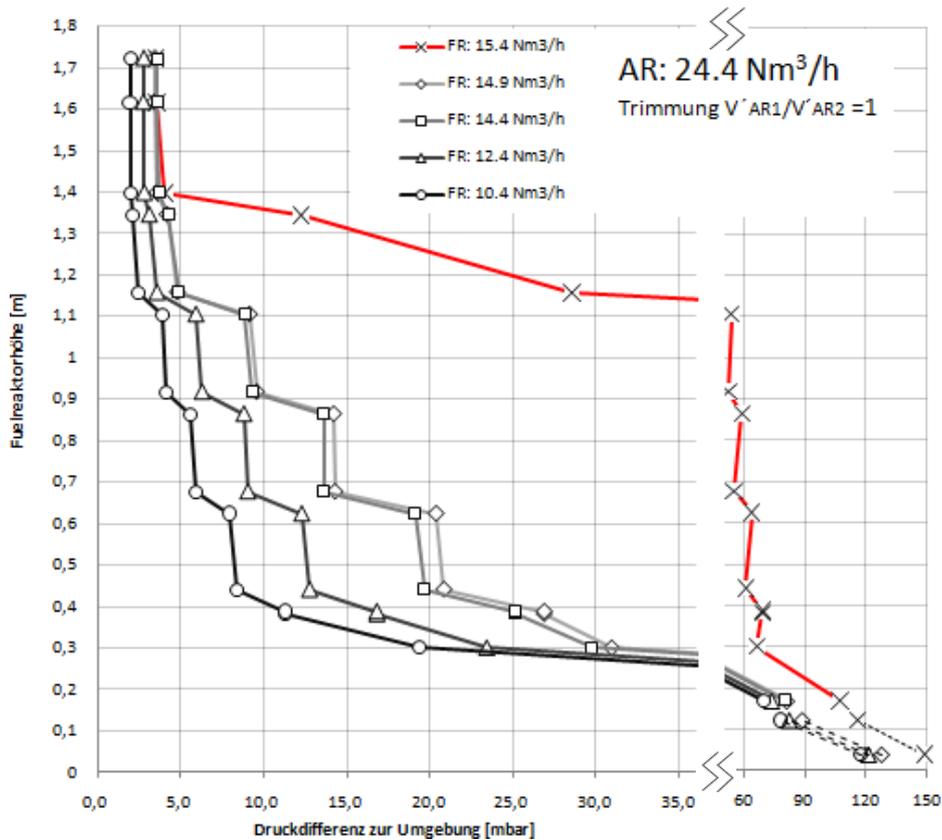


Abbildung 5.3: Druckverlauf- Versuch VII-XI (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$)

In Abbildung 5.3 sind die Versuchsreihen VII bis XI dargestellt. Die Drucksensoren sind direkt vor und nach einer Taillierung positioniert und liegen auf der Ordinatenachse (Reaktorhöhe) nahe beieinander (Abstand: 53 mm).

Im Gegensatz zum Druckverlauf im Verbrennungsreaktor ist der Verlauf des Druckes im Vergasungsreaktor im oberen Bereich (Gegenstromreaktorteil) treppenförmig. Im unteren Teil des Reaktors herrscht ein charakteristischer Verlauf für eine stationäre, blasenbildende Wirbelschicht. Der treppenförmige Verlauf wird durch die Taillierungen, die eine wiederkehrende örtliche begrenzte Erhöhung der Geschwindigkeit bewirken, hervorgerufen. Die Partikel (das umlaufende Bettmaterial) werden nach oben geschleudert und wandern entlang der Wand wieder nach unten. Dadurch wird ein hoher Druck über eine jeweilige Taillierung aufgezeichnet. In diesem Bereich wird der Energieverlust des Druckes zur Beschleunigung eines bestimmten Partikelanteils nach oben verwendet, siehe Kapitel 3.4. Daher ist der Druck (flache Steigung) über die Taillierungen höher, hingegen ist in den Kammern ein erheblich geringerer Verlust (steile Steigung) zu beobachten.

Die Abbildung 5.4 zeigt einen Vergleich der Feststoffanteile, eine Momentaufnahme des Versuchs Versuch X (FR:14,9 Nm³/h, links) und des Versuchs VII (FR: 10,4 Nm³/h, rechts). Zu erkennen ist, dass im linken Bild die der Partikelanteil in der darüber liegenden Kammer deutlich höher ist als im rechten Bild bei geringeren Strömungsgeschwindigkeiten des Gases (Luft). Dieser Vergleich verdeutlicht, dass es möglich sein muss aus dem Druckverlauf den Feststoffanteil ableiten zu können. Demgemäß kann der Zusammenhang des Feststoffanteils in der Kammer über den Taillierungen mit dem Verlauf von Druckgradienten ersichtlich gemacht werden.

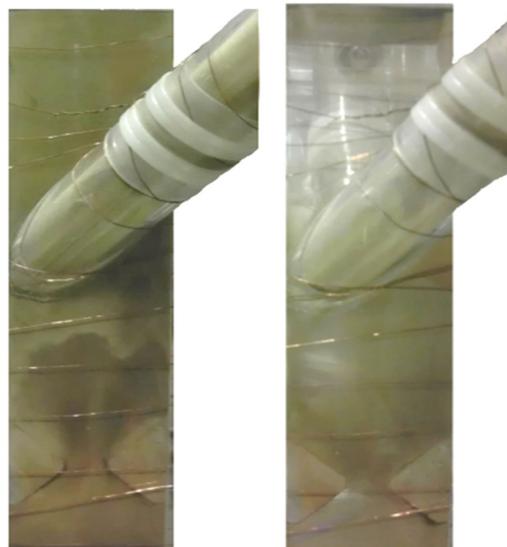


Abbildung 5.4: Vergleich der Feststoffanteile (links: Versuch X, rechts: Versuch VII, Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$)

5.1.3 Verlauf des Druckgradienten im Vergasungsreaktor

Der Verlauf des Druckgradienten wird vom Druckverlauf über die Höhe des Reaktors abgeleitet (siehe Kapitel 4.2.1). Der Zickzackverlauf in Abbildung 5.5 (Versuch VII und XI) kommt zustande, weil der Druckgradient (Änderung des Drucks) über die Taillierungen immer höher ist als in den Kammern, wo er praktisch null ist.

Dadurch repräsentiert jede Spitzen des Druckgradientenverlaufs den Feststoffanteil über einer Taillierung, also in der darüber liegenden Kammer. Je höher die Druckgradientenspitze, desto höher der Anteil des Feststoffes (Masse) in der betreffenden Kammer. Daher ist durch die Erhöhung der Fluidisierung ein höherer Feststoffanteil im oberen Gegenstromteil des Vergasungsreaktors zu beobachten. Des Weiteren ist ein geringer Feststoffanteil in der obersten Kammer zu erkennen. Diese Kammer liegt oberhalb der Bettmaterialzufuhr vom oberen Siphon ULS in den Vergasungsteil. Dadurch ist die Kammer nicht direkt am globalen Umlauf beteiligt und wird nicht als Gegenstromkammer betrieben.

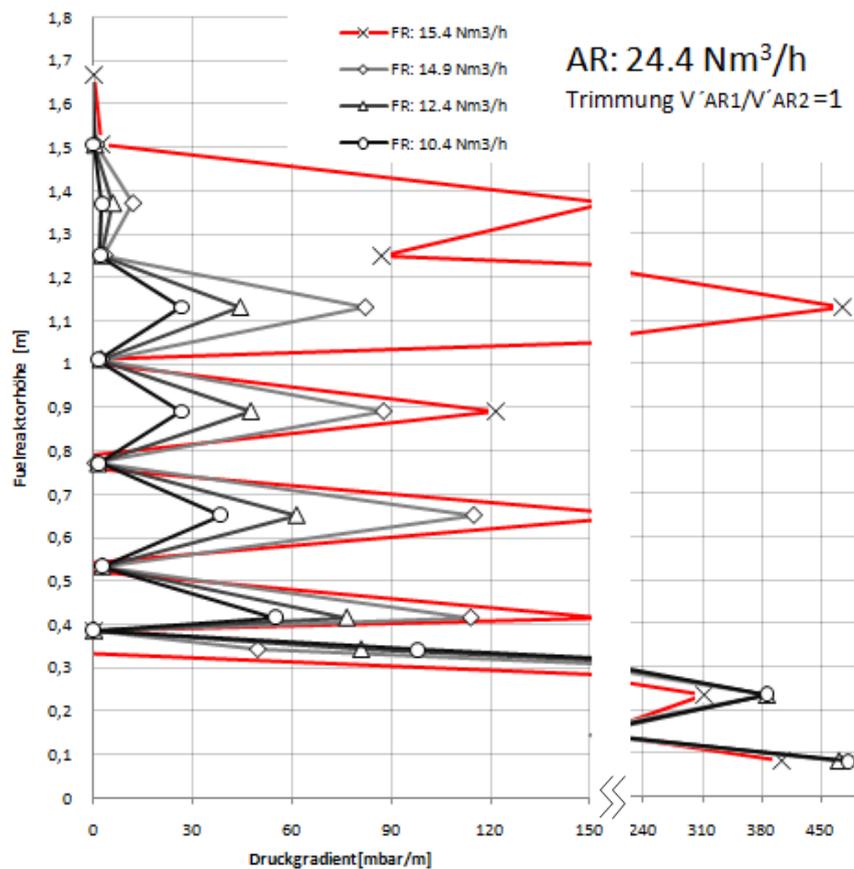


Abbildung 5.5: Druckgradient- Versuch VII-XI (Bronze dp = 79 μm)

Die rote Linie beschreibt eine Momentaufnahme des Verlaufs der Flutung. Ist der Flutungspunkt erreicht, werden die Partikel, die über den oberen Siphon (ULS) in den Vergasungsreaktor gelangen, aufgrund der hohen Fluidisierung im Vergasungsreaktors \dot{V}_{FR} in den oberen Kammern zurückgehalten bzw. unzulässig angehäuft (akkumuliert). Dies führt zu einem signifikanten Druckanstieg und zu einem instationären Verhalten das für den einwandfreien Betrieb unerwünscht ist.

Je höher die Fluidisierung im Verbrennungsreaktor \dot{V}_{AR} bzw. je höher der globale Umlauf und desto früher wird der Flutungspunkt erreicht (siehe Tabelle 5-2). Des Weiteren kann festgestellt werden, dass die Partikelgröße den Flutungspunkt beeinflusst: ein größerer Partikeldurchmesser bewirkt eine spätere Flutung (bzw. einen späteren Flutungspunkt). Dies kann sehr einfach über die höheren Schwebegeschwindigkeiten für größere Partikeldurchmesser erklärt werden. Um einen problemlosen stationären Betriebszustand gewährleisten zu können muss der optimale Betriebspunkt (in Tabelle 5-2 grün eingezeichnet) mit einem genügend großen Abstand zur Flutgrenze (in Tabelle 5-2 rot eingezeichnet) gewählt werden. Auch die möglichen Verhältnisse der Gas-Volumenströme von AR und FR zueinander spielen für die Heißeanlage eine wichtige Rolle.

Tabelle 5-2: Flutungspunkte bei Variation der Volumenströme

Versuchsreihe		dp= 79 μm				dp= 64 μm			
\dot{V}_{AR}	[Nm ³ /h]	20,4	24,4	28,4	32,4	16,4	20,4	24,4	
\dot{V}_{FR}	[Nm ³ /h]	10,4	10,4	10,4	10,4	10,4	10,4	10,4	
		12,4	12,4	12,4	12,4	12,4	11,9	10,9	
		13,4	13,4	13,4	12,9	13,4	12,4		
		14,4	14,4	13,9		13,9			
		16,4	14,9						
		16,9							
Im Flutungspunkt $\dot{V}_{AR} / \dot{V}_{FL}$		[-]	1,21	1,64	2,04	2,5	1,18	1,64	2,24

5.2 Feststoffumlaufmessungen

Für die Ulaufmessungen des zirkulierenden Bettmaterials im Kaltmodell werden der globale Umlauf und der interne Umlauf des Vergasungsreaktors ermittelt. Der globale Umlauf verläuft durch den unteren Siphon (LLS) vom Vergasungsreaktor in den Verbrennungsreaktor und wieder zurück über den oberen Siphon (ULS). Der interne Umlauf erfolgt durch den Austrag von Partikel aus dem oberen Ende des Vergasungsreaktors. Diese Partikel werden dann über den internen Siphon (ILS) zurückgeführt. (Siehe Abbildung 5.6.)

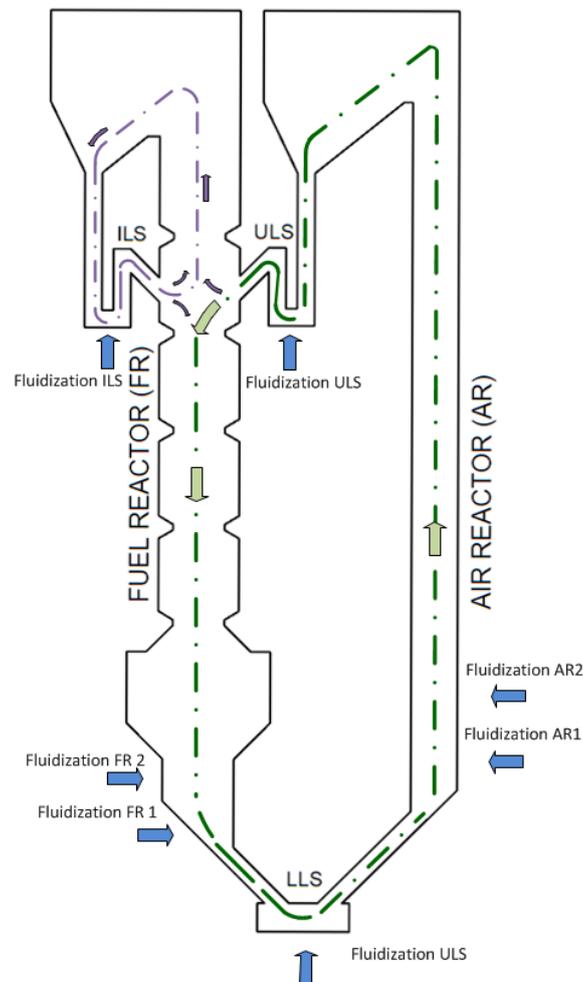


Abbildung 5.6: Schema: Globale und Interne Feststoffumlauf

Durch die in vorangegangenen Versuchen gesammelten Erfahrungen kann davon ausgegangen werden, dass die jeweiligen Grobabscheider, bei den verwendeten schweren Bronzepartikeln, einen Abscheidegrad von 100% erreichen. Ausgangspunkt der Versuchsreihen (UI, UII, UIII) ist der im Kapitel 5.3 ermittelte „optimale Betriebspunkt“, siehe Tabelle 5-3.

Tabelle 5-3: Parameter der Umlaufversuche (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$)

Versuch		UI	UII	UIII
Volumenstrom	AR 1 [Nm ³ /h]	12	Variabel	12
	AR 2 [Nm ³ /h]	12	Variabel	12
	AR BA [Nm ³ /h]	0	0	0
	FR 1 [Nm ³ /h]	2	2	2
	FR 2 [Nm ³ /h]	10	10	Variabel
	FR 3 [Nm ³ /h]	0	0	0
	AR ULS [Nm ³ /h]	0,8, 0*	0,8, 0*	0,8
	AR CYL [Nm ³ /h]	0	0	0
	FR ILS [Nm ³ /h]	0,6	0,6	0,6, 0*
	FR CYL [Nm ³ /h]	0	0	0
	LLS [Nm ³ /h]	Variabel	0,8	0,8

* keine Fluidisierung – kurz, während der Umlaufmessung

Für die Bestimmung des globalen bzw. internen Umlaufs wird nach der Einstellung der Volumenströme zugewartet, bis sich ein stationärer Betriebszustand in den Wirbelschichtreaktoren eingestellt hat. Nach Erreichen eines stationären Druckgradientens wird die Fluidisierung des oberen Siphons (ULS) bzw. internen Siphons (ILS) abgestellt. Dadurch wird die Zirkulation kurzzeitig gestoppt und das jeweilige Rohr, kommend vom Grobabscheider, füllt sich mit dem Bettmaterial. Ermittelt wird das Füllvolumen pro Zeiteinheit (5 Messungen pro Einstellung -> Arithmetischen Mittel). Die Umlaufmessungen werden möglichst kurz gehalten. Das Volumen in diesem Rohr ist im Vergleich zum Gesamtvolumen der Bronzepartikel sehr klein. Zudem ist im unteren Bereich des Vergasungsreaktors (FR) mit der blasenbildenden Wirbelschicht ein großes Partikelreservoir vorhanden. Dadurch steht dem Verbrennungsreaktor (AR) über den unteren Siphon immer genügend Partikel für einen einwandfreien stationären Betrieb während der Umlaufmessung zur Verfügung. Somit kann eine unzulässige Beeinflussung der Wirbelschicht durch die Umlaufmessung ausgeschlossen werden.

5.2.1 Globaler Umlauf in Abhängigkeit der Fluidisierung des unteren Siphons (LLS)

Im Versuch UI wird untersucht, wie sich der globale Umlauf durch die Variation der Fluidisierung des unteren Siphons beeinflussen lässt. Diese Fluidisierung ist notwendig für das Überführen der Partikel (des Bettmaterials) vom Vergasungsreaktor in den Verbrennungsreaktor.

Die roten Punkte in Abbildung 5.8 stellen die jeweils berechneten Volumenströme im unteren Siphon (LLS) dar bei denen der Lockerungspunkt erreicht wird. Das gröbere Bettmaterial $d_p = 79 \mu\text{m}$ weist aufgrund des höheren charakteristischen Partikeldurchmessers eine höhere Lockerungsgeschwindigkeit auf. In der

Tabelle 5-4 sind die Lockerungspunkte über die nötigen Normvolumenströme gegeben, die anhand der Kapitel 3.2.2 und Kapitel 4.3 errechneten worden sind. Die grünen Markierungen sind die jeweiligen, in Kapitel 5.3 angeführten, optimalen Betriebspunkte.

Tabelle 5-4: Lockerungspunkt im Steigrohr des LLS; Versuch UI

Versuch UI	dp [μm]	\dot{u}_{mf} [m/s]	\dot{V}_{mf} [Nm^3/h]
Feinen Bettmaterial	64	0,0141	0,08
Grobes Bestmaterial	79	0,0215	0,121

Ausgehend vom berechneten Lockungspunkt zeigt sich in Abbildung 5.8 bei der Betrachtung der beiden Kurven ein unterschiedlicher Verlauf bis zu $0,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Der Verlauf des feinen Bettmaterials ($dp=64\mu\text{m}$) besitzt im Bereich des beginnenden globalen Umlaufs eine geringere Steigung. Dies ist vermutlich auf die merklich kohäsiveren Partikeln des feinen Bettmaterials zurückzuführen. In Abbildung 5.7 werden diese Kohäsionskräfte durch die Abbruchkante des feineren Bettmaterials sichtbar. Das bedeutet, dass die Haftkräfte zwischen den einzelnen Partikelclustern des $64\mu\text{m}$ -Bettmaterials vergleichsweise stark sind, die anfangs noch den niedrigen Strömungskräften der Fluidisierung entgegenwirken.



Abbildung 5.7: Links der Kegel mit $dp = 79\mu\text{m}$ und rechts mit $dp = 64\mu\text{m}$

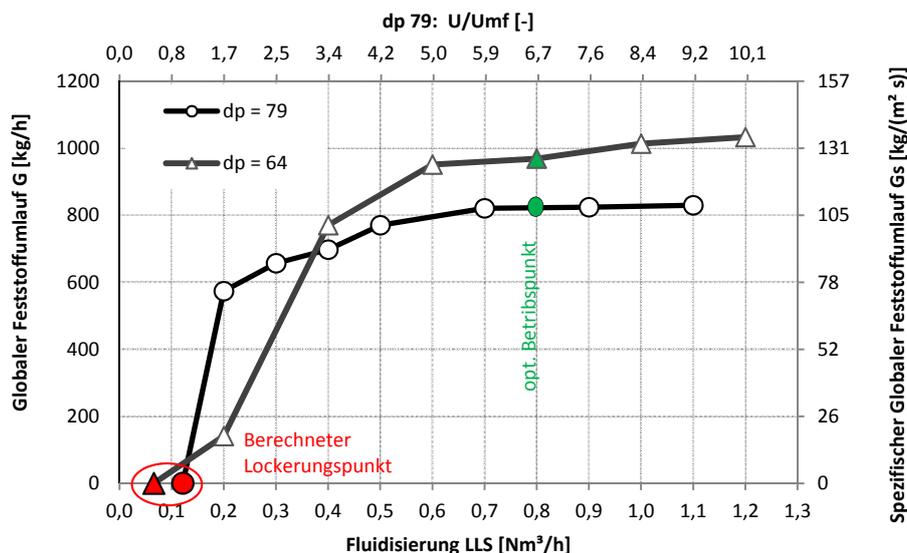


Abbildung 5.8: Umlaufmessung mit Variation des Siphon LLS

Bei einer höheren Fluidisierungen ist ersichtlich, dass die beiden Kurven nach einer gewissen Fluidisierung (ca. $U/U_{mf} > 5$) keinen bzw. nur einen geringen Einfluss auf den globalen Umlauf haben. Der trotzdem stetige, aber geringe Anstieg kann damit erklärt werden, dass natürlich auch die Fluidisierung des unteren Siphons zur Fluidisierung des Verbrennungsreaktors beiträgt. Im „optimalen Betriebspunkt“ ist der prozentuelle Anteil bei ca. 1,6% ($[(0,8/2)/24] = 0,016$ siehe Tabelle 5-1). Bei hoher Fluidisierung weisen die beiden Kurven unterschiedliche Umlaufraten auf. Begründet kann dies durch den geringeren Druck werden, der sich im Verbrennungsreaktor bei den Versuchen mit dem gröberen Bettmaterial und dem festgelegten optimalen Betriebspunkt einstellt. Vergleiche dazu auch Abbildung 5.12. Höhere Drücke über die Höhe des Verbrennungsreaktors bedeutet demnach eine höhere zu transportierende Masse, siehe Abbildung 5.9.

Zur Darstellung eines einfachen, linearen Zusammenhangs zwischen dem Integral des Drucks (Überdrucks zur Umgebung) über die Verbrennungsreaktorhöhe (Fläche) und dem zirkulierenden Bettmaterial (Umlauf) wird folgende Berechnung als Abschätzungsgrundlage vorgeschlagen:

$$\dot{G} = \frac{\int_{A_{irr}} H(\Delta p) d\Delta p}{\int_{A_{irr}} H(\Delta p) d\Delta p_{\text{Bezugspunkt}}} * \dot{G}_{\text{Bezugspunkt}} \quad (5-1)$$

Für die Überschlagrechnung nach Formel 5-1 wird ein Druckverlauf eines Versuchs über den Verbrennungsreaktor benötigt. Von diesem Versuch (Bezugspunkt) wird das Integral des Druckverlaufes und der zusammenhängenden globalen Feststoffumlauf bestimmt. So kann bei bekanntem Druck eines anderen Versuchs der unbekannte globale Feststoffumlauf abgeschätzt werden. Dieser einfache Zusammenhang kann für geringe Änderungen der Fluidisierung sowie für geringe Änderungen der mittleren Partikelgrößen des gleichen Bettmaterials verwendet werden. In der Tabelle 5-5 findet sich ein Beispiel einer derartigen Überschlagrechnung für die beiden optimalen Betriebspunkte (grüne Punkte in Abbildung 5.8). In dieser Überschlagsrechnung wird angenommen, dass der globale Umlauf des feineren Bettmaterials im optimalen Betriebspunkt nicht bekannt ist. Für die Berechnung gilt als Bezugspunkt das Integral des Drucks über den Verbrennungsreaktor ($\int_{A_{irr}} H(\Delta p) d\Delta p_{\text{Bezugspunkt}}$) und der dazugehörige experimentelle, globale Umlauf des gröberen Bettmaterials. Wird nun der Druckverlauf über den Verbrennungsreaktor des feineren Bettmaterials aufgezeichnet und das Integral $\int_{A_{irr}} H(\Delta p) d\Delta p$ bestimmt, kann anhand der obigen Formel ein Umlauf von 955 kg/h ermittelt werden. Wird dieser errechnete Wert mit dem experimentell ermittelten Wert (963 kg/h) verglichen, so zeigt sich eine gute Übereinstimmung. Dies gilt vorerst nur für Bettmaterial mit derselben Partikeldichte. Anders betrachtet wäre nach diesen Berechnungen der globale Umlauf für die beiden Bettmaterialgrößen nahezu deckungsgleich wenn derselbe Druckverlauf im Verbrennungsreaktor herrschen würde.

Tabelle 5-5: Überschlagrechnung für den globalen Umlauf zwischen den optimalen Betriebspunkten -Versuch UI

Versuch		„opt. Betriebsp. Fuchs“	„opt. Betriebsp. Martinovic“
dp	[μm]	64	79
$\dot{G}_{\text{gemessen}}$	[kg/h]	968	823
$\int_{A_{\text{irr}}} H(\Delta p) d\Delta p$	[m ³ *mbar]	39,7	34,2
$\dot{G}_{\text{Berechneter}}$	[kg/h]	955	833

Nach den damit gewonnenen Erkenntnissen wurde noch ein Versuch durchgeführt, dessen Druckverlauf möglichst einen deckungsgleichen Verlauf hatte, wie der Versuch im optimalen Betriebspunkt von Josef Fuchs aufweist. Die Umlaufmessung des neuen Versuchs mit 79 μm Bettmaterials ergab 970 kg/h. Wie erwartet einen annähernd gleichen Umlauf wie in Tabelle 5-5 mit 968 kg/h für das 64 μm Bettmaterial. Die dazugehörigen Verläufe des Druckverlaufs dieses Versuchs finden sich im Anhang. Um diese einfache Korrelation zu bestätigen bzw. zu erweitern, bedarf es noch ausführlichere Versuche.

5.2.2 Globaler Umlauf in Abhängigkeit der Fluidisierung des Verbrennungsreaktors

Nach der Versuchsreihe zur globalen Umlaufmessung mit Variation der Fluidisierung vom unteren Siphon LLS rücken nun die Strömungszustände des Verbrennungsreaktors in den Mittelpunkt. Bei diesem Umlaufversuch werden die Messdaten auf dieselbe Weise erfasst wie im vorherigen Umlaufversuch. Lediglich die Fluidisierung des Verbrennungsreaktors wird variiert während der LLS konstant mit 0,8 Nm^3/h fluidisiert wird. Die Trimmung der zwei Lufteinlässe in den Verbrennungsreaktor wurde in der vorgestellten Arbeit immer mit $\dot{V}_{AR1}/\dot{V}_{AR2} = 1$ festgelegt. Versuche mit unterschiedlichen Fluidisierungstrimmungen sind bereits von Fuchs [43] durchgeführt worden. Die Parameter der Volumenströme des Versuchs UII sind in der Tabelle 5-3 ersichtlich. Die theoretische Schwebegeschwindigkeit einzelner Partikel beschreibt in diesem Versuch den Beginn des globalen Feststoffumlaufes. Die Schwebegeschwindigkeit u_t wird nach Kapitel 3.2.1 berechnet. Die Schwebegeschwindigkeit wird in Normvolumenstrom umgerechnet und in Abbildung 5.9 rot eingezeichnet.

Tabelle 5-6: Schwebegeschwindigkeit im Verbrennungsreaktor

Versuch UII	dp [μm]	u_t [m/s]	\dot{V}_t [Nm^3/h]
Feines Bettmaterial	64	0,77	5,8
Grobes Bettmaterial	79	1,07	8

Wie zu erwarten ist ersichtlich, dass der globale Feststoffumlauf mit Erhöhung der AR-Fluidisierung steigt. Bei einer vergleichenden Betrachtung der beiden Kurven ist eine ähnliche Charakteristik zu beobachten. Für eine Fluidisierung unterhalb von ca. 13 Nm^3/h des Verbrennungsreaktor ist ein polynomischer und oberhalb ein linearer Zusammenhang zu erkennen.

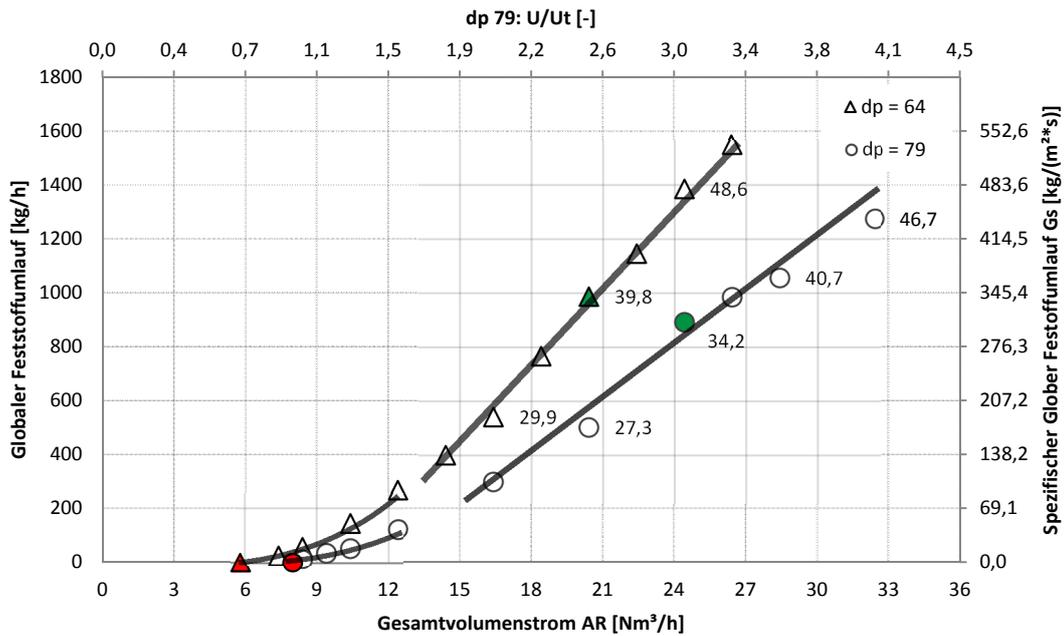


Abbildung 5.9: Umlaufmessung mit Variation der Fluidisierung von Verbrennungsreaktor

Des Weiteren ist zu beobachten, dass der lineare Verlauf der beiden Versuche unterschiedliche Steigungen aufweist. Die Steigung des linearen Abschnittes des Umlaufes des größeren Bettmaterials ist kleiner. Das bedeutet, dass die Fluidisierung für das größere Bettmaterial höher gewählt werden muss, um denselben globalen Umlauf erzielen zu können. Anhand der Größe der Flächen, also dem Integral des Druckverlaufes im Verbrennungsreaktor (siehe Gleichung 5-1) ist zusehen, dass unabhängig vom Versuch der globale Umlauf proportional zur Fläche steigt.

5.2.3 Interner Umlauf in Abhängigkeit der Fluidisierung des Vergasungsreaktors

Nach den Ausführungen zum globalen Umlauf (siehe oben) wird nun der interne Umlauf des Vergasungsreaktors ermittelt. Zu Beginn der Messung wird nach der Einstellung der Parameter die Fluidisierung des internen Siphons (ILS) abgedreht und die Steighöhe (Volumen) pro Zeiteinheit im Rohr vom FR-Grobabscheider ermittelt. Durch Variation der Fluidisierung des Vergasungsreaktors wird das folgende Diagramm in Abbildung 5.10 dargestellt. Die Messdaten mit dem feineren Bettmaterial wurden aus einer noch nicht veröffentlichten Messreihe von Josef Fuchs übernommen.

Die im nachfolgenden Diagramm gekennzeichneten roten Punkte stellen den nötigen Volumenstrom dar, um die Schwebeschwindigkeit der Partikelgröße zu erreichen. Zwei Punkte werden pro Partikelgröße berechnet, da im oberen Teil des Vergasungsreaktors aufgrund der Konstruktion der Taillierungen eine Querschnittverengung bzw. –erweiterung vorhanden ist. Das bedeutet, dass bei konstantem Volumenstrom unterschiedliche Strömungsgeschwindigkeiten herrschen. Dadurch wird die Schwebeschwindigkeit bei einer Verengung zu einem früheren Zeitpunkt erreicht als bei einer größeren Querschnittfläche. In Tabelle 5-7 sind die berechneten

Schwebegeschwindigkeit für den kleinsten bzw. größten Querschnittflächen dargestellt und in Abbildung 5.10 rot eingezeichnet.

Tabelle 5-7: ILS Umlaufmessung-Schwebegeschwindigkeiten

Versuch UII	d_p [μm]	u_t [m/s]	$\dot{V}_{t,Taillierung}$ [Nm^3/h]	$\dot{V}_{t,Kammer}$ [Nm^3/h]
Feinen Bettmaterial	64	1,07	3,7	14,5
Grobes Bestmaterial	79	0,77	2,7	10,6

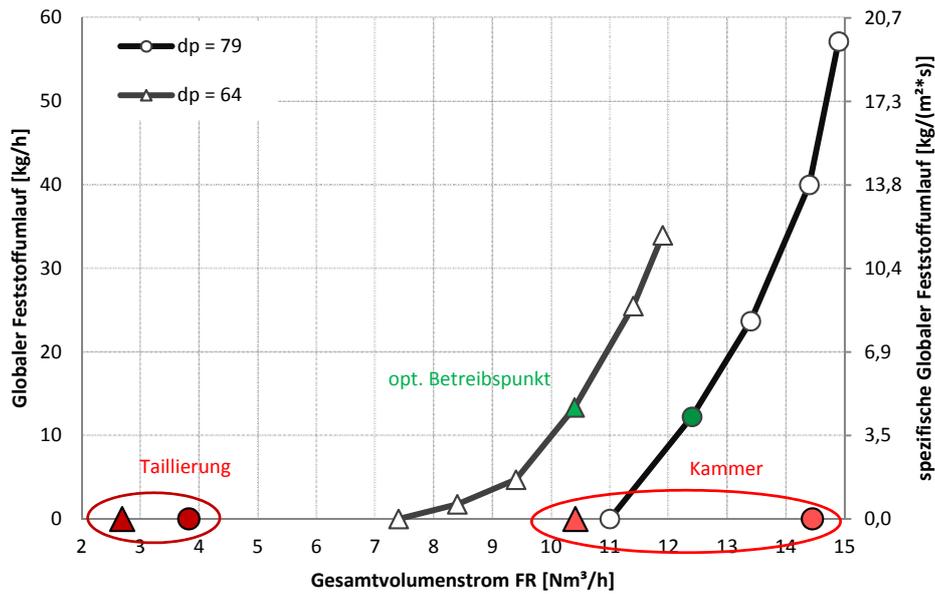


Abbildung 5.10: Interne Umlaufmessung mit Variation der Fluidisierung des Vergasungsreaktors

Der interne Feststoffumlauf des Vergasungsreaktors, der über den internen Siphon (ILS) führt, ist gegenüber dem globalen Feststoffumlauf im optimalen Betriebsfenster signifikant geringer (vgl. Abbildung 5.9 mit Abbildung 5.10). Das ist auch so gewollt, da eine vorwiegende Gegenstromführung im oberen Vergasungsreaktor angestrebt wird, in dem das Bettmaterial mit kontrollierten Verweilzeiten dem Gasstrom entgegen nach unten fällt. Im optimalen Betriebspunkt ist der globale Feststoffumlauf um das 70-fache höher als der interne Feststoffumlauf (900 kg/h zu 13 kg/h). Beide Umlaufkurven weisen einen nicht linearen Verlauf auf. Wie erwartet war der Feststoffumlauf des größeren Bettmaterials ($d_p = 79 \mu\text{m}$) auf der Seite der höheren Fluidisierung. Dies kann auf die höhere Schwebegeschwindigkeit der größeren und somit schwereren Partikel zurückgeführt werden. Durch die stetige Erhöhung der Fluidisierung liegen Strömungszustände vor, bei denen ein Teil des Bettmaterials aufgrund der Partikelverteilung (Abbildung 4.7) ihre Schwebegeschwindigkeit überschreiten. Bevor jedoch mit dem getesteten Bettmaterialien ein signifikanter Anstieg des internen Umlaufes eintritt, wird der Flutungspunkt erreicht. Bei breiteren Partikelverteilungen wären signifikante interne Umläufe zu erwarten. Bei höherem Anteil an feinen Materialien, wie es voraussichtlich in der Heißenanlage durch Abriebseffekte und Asche zu erwarten

ist, birgt die festgelegte Zirkulationsführung des FR den Nachteil, dass sich diese feinen Feststoffströme stetig im oberen Bereich akkumulieren beginnen. Deshalb wird vorgeschlagen, dass die Rückführung des Bettmaterials aus dem oberen Siphon in untere Bereiche des Vergasungsreaktors zielführender ist. Beim Vergleich der beiden optimalen Betriebspunkte ist ein minimal geringerer Umlauf beim größeren Bettmaterial zu beobachten. Analog zu vorhin kann wiederum ein geringerer Druck über die Höhe im Vergasungsreaktor gemessen werden (vgl. Abbildung 5-12).

5.3 Optimaler Betriebspunkt

Bei der Ermittlung des optimalen Betriebspunktes müssen zwei wesentliche Effekte betrachtet werden. Einerseits die Höhe der Druckgradienten im Vergasungsreaktor (Kammern), welche die Interaktion zwischen der Gas- und Feststoffphase beschreibt. Eine hohe Interaktion ist erwünscht, ist jedoch durch den Flutungspunkt (instationäres Prozessverhalten) begrenzt. Der optimale Betriebspunkt soll ein stationäres und leicht zu regelndes Prozessverhalten mit genügend „Spiel nach oben“, sowie einen möglichst hohen Feststoffanteil in den Kammern aufweisen. Dieser Zustand wird im Vergasungsreaktor laut Definition von Fuchs [43] bei einer Fluidisierung von ca. 80% des Flutungspunktes erreicht. Bei der Auslegung des Kaltmodells, mit $\dot{V}_{AR_{gesamt}}/\dot{V}_{FR_{gesamt}} = 2$ für den üblichen Vergasungsbetrieb, sind die Versuchsparameter der ermittelten optimalen Betriebspunkte in der Tabelle 5-8 gegeben.

Tabelle 5-8: optimale Betriebsparameter

Einstellungsparameter		opt. Betriebsbedingungen Martinovic (VIII)	opt. Betriebsbedingungen Fuchs [43]
Durchmesser	d_p [μm]	79 μm	64 μm
Gesamter Volumenstrom in AR	\dot{V}_{AR} [Nm ³ /h]	24,4 Nm ³ /h	20,4 Nm ³ /h
Gesamter Volumenstrom in FR	\dot{V}_{FR} [Nm ³ /h]	12,4 Nm ³ /h	10,4 Nm ³ /h
$\dot{V}_{AR}/\dot{V}_{FR}$	[-]	2	2
Flutungspunkt	\dot{V}_{FL} [Nm ³ /h]	15,4 Nm ³ /h	12,4 Nm ³ /h
Flutungsverhältnis $\dot{V}_{AR}/\dot{V}_{FL}$	[-]	1,58	1,68

Basierend auf dem Zustandsdiagramm nach Grace finden sich in der Abbildung 5.11 die optimalen Betriebspunkte. Bei der Darstellung der Strömungszustände im Diagramm finden sich die drei verschiedenen Reaktorbauteile wieder. Die blasenbildende Wirbelschicht (in der Abbildung blau markiert) steht für den unteren Teil des Vergasungsreaktors. Die Wirbelschichten in den Taillierungen des Vergasungsreaktors (oberer Teil) und im Verbrennungsreaktor befinden sich in Übergangsbereich zur schnellen Wirbelschicht (rot markiert). Das Fluidisierungsregime in den Kammern (mit vollem Querschnitt) befindet sich in der Nähe der turbulenten Wirbelschicht (gelb markiert). Beim Vergleich der beiden optimalen Betriebspunkte ist zu sehen, dass jeweilig ähnliche Fluidisierungsregime vorherrschen. Das liegt an den vorher gut ausgewählten Versuchsparametern mit dem charakteristischen Druckverläufen in den Reaktoren, siehe Abbildung 5.12. Des Weiteren ist im doppelt logarithmischen Diagramm zu beobachten, dass mit steigender Partikelgröße ein proportionaler Anstieg der Partikelaustragungsgeschwindigkeit U_{se} erfolgt.

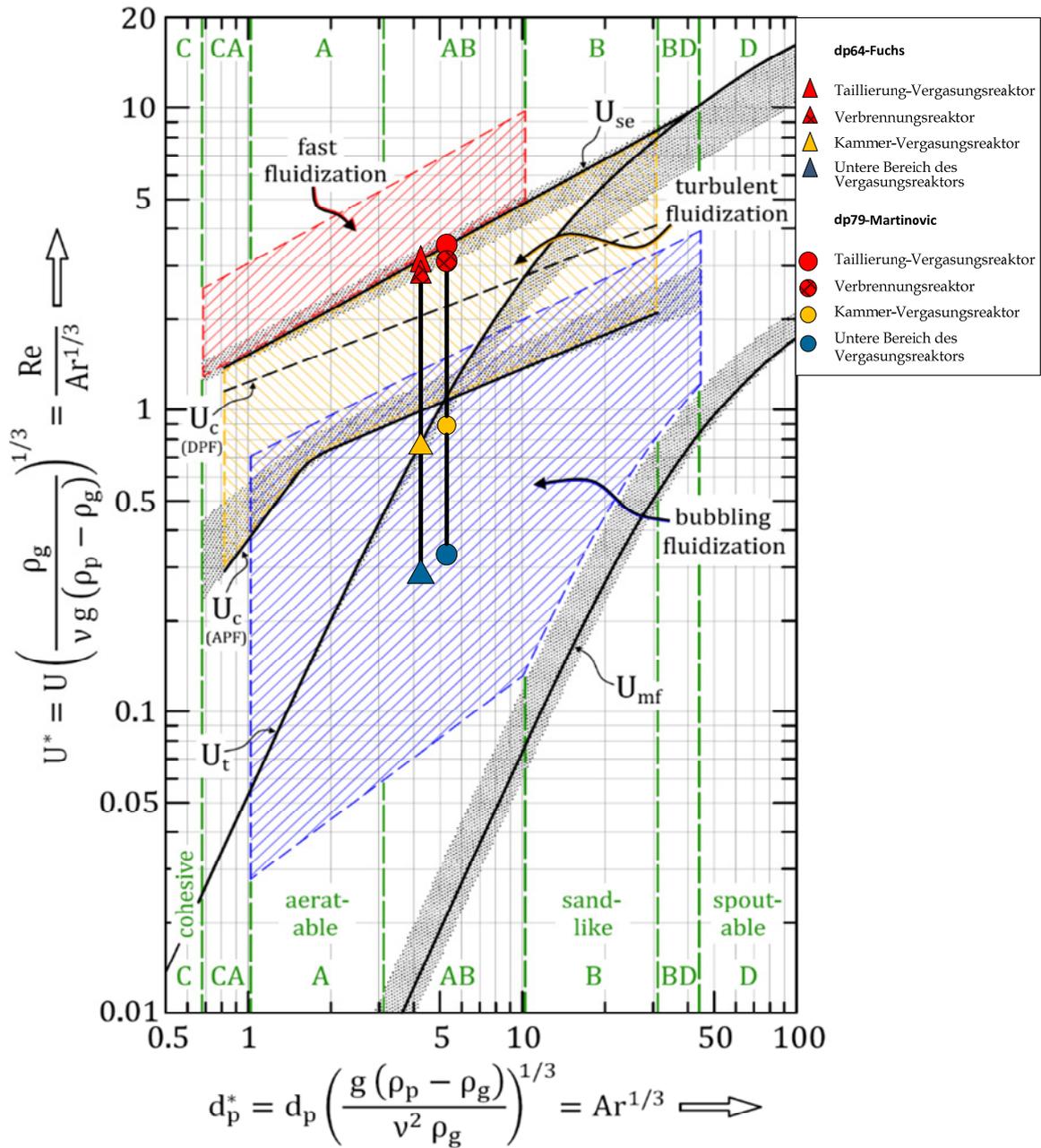


Abbildung 5.11: Modifiziertes Gracediagramm [31] mit eingezeichneten optimalen Betriebspunkten

In der folgenden Abbildung 5.12 sind die Druckverläufe und die Druckgradienten des Vergasungsreaktors bzw. Verbrennungsreaktors der beiden optimalen Betriebspunkte dargestellt. Ersichtlich ist, dass der Druckverlauf des optimalen Betriebspunktes beim feineren Bettmaterial in beiden Reaktoren höher ist. Dadurch beeinflusst der unterschiedliche Druckverlauf die Versuchsergebnisse (z.B. höherer globaler Umlauf bei $d_p = 64 \mu\text{m}$).

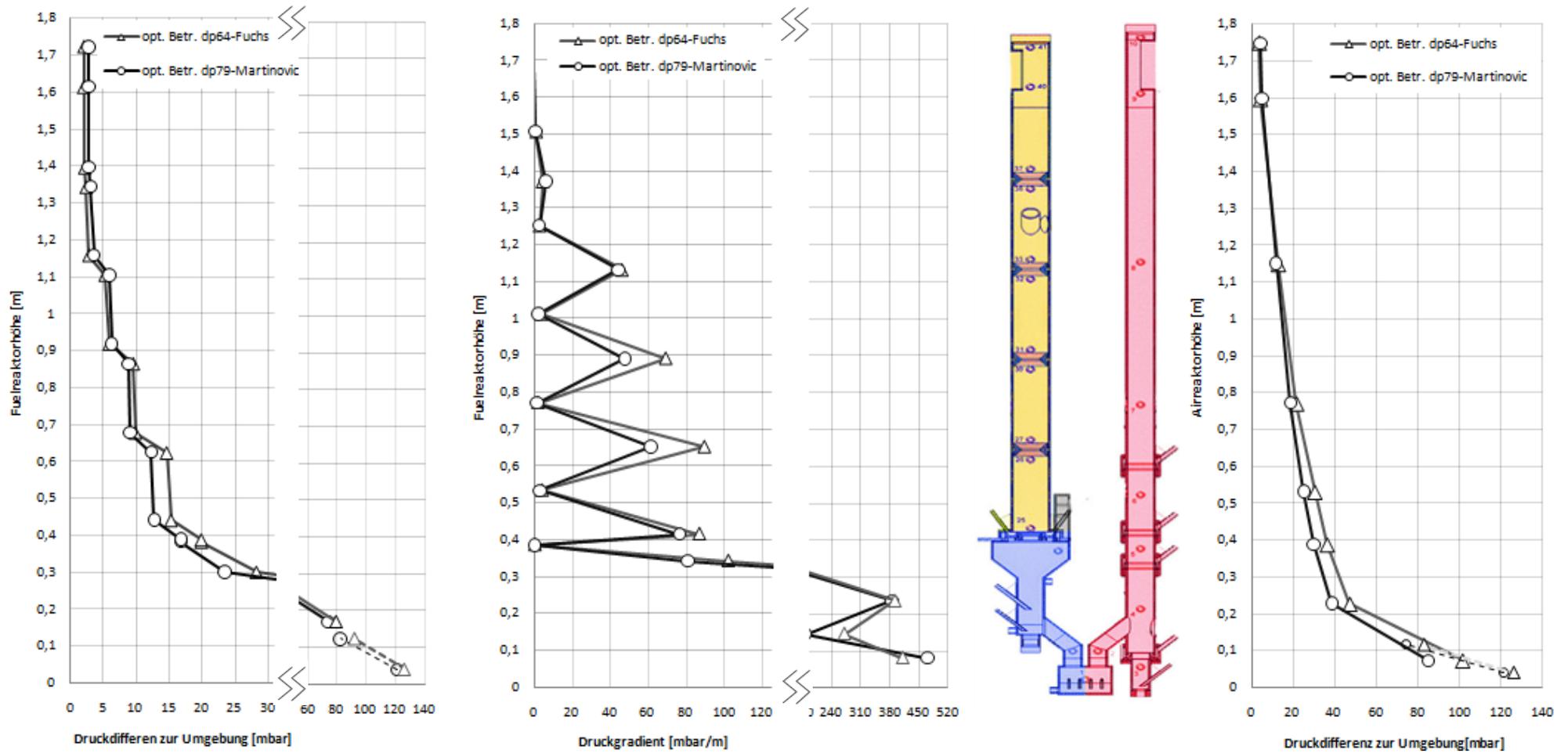


Abbildung 5.12: Vergleich der beiden optimalen Betriebspunkte

5.4 Resümee der Kaltmodellversuche

Die Versuchsergebnisse zur Beschreibung der Fluidodynamik der Gas-Feststoff-Strömungen im Kaltmodell werden nachfolgend zusammengefasst. Die Funktionstüchtigkeit des innovativen Konzeptes für die neue Zweibett-Wirbelschichtvergasung konnte mit dem Kaltmodell ein weiteres Mal einwandfrei nachgewiesen werden. Die nachfolgende Diskussion und deren Interpretationen beziehen sich auf beide Bettmaterialien mit unterschiedlichen mittleren Partikelgrößen, den Einfluss und die Auswirkungen durch die Variation der Volumenströme, sowie die daraus resultierenden Erkenntnisse zur Steuerung und Regelung.

Fluidisierungsregime

Beim Eintragen der beiden optimalen Betriebspunkte in Abbildung 5.11 (Diagramm nach Grace) ist ersichtlich, dass folgende Fluidisierungsregime erreicht werden:

- Vergasungsreaktor, unterer Bereich - blasenbildende Wirbelschicht
- Vergasungsreaktor, Kammern – in der Nähe turbulente Wirbelschicht
- Vergasungsreaktor, Taillierung - Im Übergangsbereich zur schnellen Wirbelschicht
- Entlang des oberen Vergasungsreaktors oszilliert der Strömungszustand somit in jeder Kammer samt Taillierung um das turbulente Regime.
- Verbrennungsreaktor - Im Übergangsbereich zur schnellen Wirbelschicht

Aufgezeigt wird auch, dass die Fluidisierungsregime sich mit der kleinen Änderung der Partikelgröße (des Bettmaterials) ungefähr proportional mit der Partikelaustragsgeschwindigkeit U_{se} verschieben.

Optimaler Betriebspunkt

In dieser Arbeit wird, analog zu Fuchs [43], der optimale Betriebspunkt folgendermaßen definiert: Bei einem gewählten konstanten Volumenstrom im Verbrennungsreaktor (in der Nähe von U_{se}) wird der Volumenstrom des Vergasungsreaktors \dot{V}_{FR} bis zum Erreichen des Flutungspunkt \dot{V}_{FL} variiert. Der Volumenstrom \dot{V}_{FR} wird im sogenannten optimalen Betriebspunkt mit 80% vom \dot{V}_{FL} definiert. Gleichzeitig soll das Volumenstromverhältnis $\dot{V}_{AR}/\dot{V}_{FR}$ einen Wert von ca. 2 aufweisen (vgl. Tabelle 5-8). Bei diesem Betriebsparameter wird noch ein signifikant hoher Feststoffgehalt in den Kammern, sowie ein stabiles Prozessverhalten beobachtet. Ein genügend großer Abstand bis zur kritischen Flutgrenze ist ebenfalls gegeben. Während des Betriebes kann der optimale Betriebsverlauf durch die Druckverläufe in den Reaktoren kontrolliert oder eingestellt werden, siehe Abbildung 5.3 und Abbildung 5.12. Durch das Erfassen der Volumenströme können die Fluidisierungsregime in den Reaktoren berechnet werden.

Flutungspunkt

Wird ein Zustand im Prozess verändert, der eine Annäherung zum Flutungspunkt bewirkt, ist dies durch den steigenden Druckgradient und instationäre Druckanstiege ersichtlich, siehe dazu Abbildung 5.5. Eine unzulässige Akkumulation von Bettmaterial im oberen Vergasungsreaktor tritt auf. Eine Annäherung zum Flutungspunkt wird in erster Linie durch das Erhöhen der Volumenströme im Vergasungsreaktor beeinflusst. Dadurch werden mehr Partikel in den einzelnen Kammern zurückgehalten. Die Erhöhung des globalen Umlaufs bewirkt ebenfalls eine Annäherung an den Flutungspunkt, der vor allem von Volumenströmen im Verbrennungsreaktor beeinflussen wird. Die mögliche Variation der Volumenströme, von der jeweiligen Versuchsserie bis zum letzten stationären Betriebspunkt, wird in der nachfolgenden

Tabelle 5-9 und Tabelle 5-10 dargestellt. Es ist zu erkennen, dass die Möglichkeit zur Erhöhung des Volumenstroms im Verbrennungsreaktor (\dot{V}_{AR}) mit steigendem $\dot{V}_{AR}/\dot{V}_{FL}$ leicht sinkt. Da die üblicherweise gewählte Betriebspunkt auf den Volumenstrom im Vergasungsreaktor $\dot{V}_{FR} \approx 0,8 \dot{V}_{FL}$ bezogen ist, ist der prozentuelle Anteil für eine mögliche Erhöhung im Vergasungsreaktor mit ca. 20% immer gleichbleibend. Damit kann abgeleitet werden, dass der Einfluss der Fluidisierung im Vergasungsreaktor auf das Erreichen des Flutungspunktes größer ist, als durch den erhöhten globalen Umlauf durch die Erhöhung der Fluidisierung des Verbrennungsreaktors.

Tabelle 5-9: Variationsmöglichkeiten der Volumenströme bis zum letzten stationären Betrieb (Bronze, $d_p = 79 \mu\text{m}$)

Versuchsreihe $d_p = 79 \mu\text{m}$	gewählte Fluidisierung Verbrennungsreaktor \dot{V}_{AR}	gewählte Fluidisierung Vergasungsreaktor $\dot{V}_{FR} \approx 0,8 \dot{V}_{FL}$	Flutungspunkt Vergasungsreaktor \dot{V}_{FL}	Flutungs- verhältnis $\dot{V}_{AR}/\dot{V}_{FL}$
Versuchsreihe I-VI	20,4 Nm ³ /h	13,5 Nm ³ /h	16,9 Nm ³ /h	1,2
Mögliche Erhöhung des Volumenstroms im <u>Vergasungsreaktor</u> bis zum letzten stationären Betriebspunkt	$\dot{V}_{FR \max} = 16,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (bei $\dot{V}_{AR} = 20,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$)		~+20%	
Mögliche Erhöhung des Volumenstroms im <u>Verbrennungsreaktor</u> bis zum letzten stationären Betriebspunkt	$\dot{V}_{AR \max} = 28,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (bei $\dot{V}_{FR} = 13,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$)		~+39%	
Versuchsreihe VII-XI	24,4 Nm ³ /h	12,3 Nm ³ /h	14,9 Nm ³ /h	1,6
Mögliche Erhöhung des Volumenstroms im <u>Vergasungsreaktor</u> bis zum letzten stationären Betriebspunkt	$\dot{V}_{FR \max} = 14,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (bei $\dot{V}_{AR} = 24,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$)		~+20%	
Mögliche Erhöhung des Volumenstroms im <u>Verbrennungsreaktor</u> bis zum letzten stationären Betriebspunkt	$\dot{V}_{AR \max} = 32,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (bei $\dot{V}_{FR} = 12,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$)		~+32%	
Versuchsreihe XII- XV	28,4 Nm ³ /h	11,2 Nm ³ /h	13,9 Nm ³ /h	2
Mögliche Erhöhung des Volumenstroms im <u>Vergasungsreaktor</u> bis zum letzten stationären Betriebspunkt	$\dot{V}_{FR \max} = 13,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (bei $\dot{V}_{AR} = 28,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$)		~+20%	
Mögliche Erhöhung des Volumenstroms im <u>Verbrennungsreaktor</u> bis zum letzten stationären Betriebspunkt	$\dot{V}_{AR \max} = 36,4^* \text{ Nm}^3/\text{h}$ (bei $\dot{V}_{FR} = 11,2 \text{ Nm}^3/\text{h}$)		~+28%	

* der Wert wurde durch Extrapolation oder Interpolation berechnet, siehe auch Tabelle 5-2

Tabelle 5-10: Variationsmöglichkeit der Volumenstrom bis zum letzten stationären Betrieb (Bronze, $d_p = 64 \mu\text{m}$)

Versuchsreihe $d_p = 64 \mu\text{m}$	gewählte Fluidisierung Verbrennungsreaktor \dot{V}_{AR}	gewählte Fluidisierung Vergasungsreaktor $\dot{V}_{FR} \approx 0,8 \dot{V}_{FL}$	Flutungspunkt Vergasungsreaktor \dot{V}_{FL}	Flutungs- verhältnis $\dot{V}_{FR}/\dot{V}_{FL}$
Versuchsreihe Fuchs [43]	16,4 Nm ³ /h	11,1 Nm ³ /h	13,9 Nm ³ /h	1,2
Mögliche Erhöhung des Volumenstroms im <u>Vergasungsreaktor</u> bis zum letzten stationären Betriebspunkt	$\dot{V}_{FR \max} = 13,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (bei $\dot{V}_{AR} = 16,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$)		$\sim +19\%$	
Mögliche Erhöhung des Volumenstroms im <u>Verbrennungsreaktor</u> bis zum letzten stationären Betriebspunkt	$\dot{V}_{AR \max} = 22,4^* \text{ Nm}^3/\text{h}$ (bei $\dot{V}_{FR} = 11,1 \text{ Nm}^3/\text{h}$)		$\sim +36\%$	
Versuchsreihe Fuchs [43]	20,4 Nm ³ /h	10,4 Nm ³ /h	12,4 Nm ³ /h	1,6
Mögliche Erhöhung des Volumenstroms im <u>Vergasungsreaktor</u> bis zum letzten stationären Betriebspunkt	$\dot{V}_{FR \max} = 11,9 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (bei $\dot{V}_{AR} = 20,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$)		$\sim +19\%$	
Mögliche Erhöhung des Volumenstroms im <u>Verbrennungsreaktor</u> bis zum letzten stationären Betriebspunkt	$\dot{V}_{AR \max} = 36,4^* \text{ Nm}^3/\text{h}$ (bei $\dot{V}_{FR} = 10,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$)		$\sim +24\%$	

* der Wert wurde durch Extrapolation oder Interpolation berechnet, siehe auch Tabelle 5-2

Geometrische Variation der Taillierungen

Die Ausführungen der Einbauten als variable Taillierungen ermöglichen eine effiziente Beeinflussung des Flutungsverhaltens. Der Querschnitt einer Taillierung im Vergasungsreaktor des Kaltmodells ist in Abbildung 5.13 zu sehen. In Tabelle 5-11 wird eine Überschlagrechnung mit Werten des Versuchs VIII durchgeführt ($\dot{V}_{FR} = 12,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$, $\dot{V}_{AR} = 24,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$). Für die Berechnung muss auf die tatsächlichen Betriebsvolumenströme umgerechnet werden. Zu erkennen ist, dass der Flutungspunkt durch eine Querschnittsverringerung von 992 mm^2 auf 825 mm^2 erreicht wird. Dies entspricht einer Reduktion der offenen Taillierungsbreite b von 16 mm auf $13,3 \text{ mm}$. Das bedeutet, dass eine Verringerung von $\Delta b = 2,7 \text{ mm}$ der offenen Taillierungsbreite ein stationäres und stabiles Fluidisierungsverhalten in einen instabilen Betrieb (Flutung) überführt. Daraus folgt auch umgekehrt, dass auf ein instabiles Prozessverhalten aufgrund variabler Taillierungen schnell reagiert werden kann, wenn diese Möglichkeit anlagenbautechnisch vorgesehen wurde.

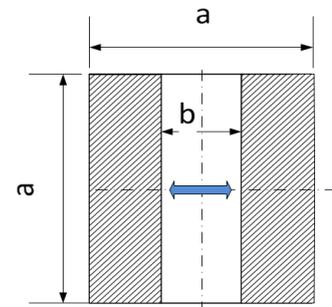


Abbildung 5.13: Querschnitt einer Taillierung

Tabelle 5-11: Berechnung zur Variationsmöglichkeiten der Taillierungen

	\dot{V}_{FR}	Geschwindigkeit in der Taillierung u	Seitenlänge b (variabel)	Seitenlänge a (konstant)	Querschnittfläche der Taillierung
Versuch VIII (opt. Betriebsp.)	$\dot{V}_{FR} = 12,68 \text{ Bm}^3/\text{h}$	$u = 3,55 \text{ m/s}$	16 mm	62 mm	992 mm^2
Versuch XI (Flutung)	$\dot{V}_{FR} = 15,23 \text{ Bm}^3/\text{h}$	$u = 4,26 \text{ m/s}$			
Flutung mit Variation der Einschnürung (berechnet)	$\dot{V}_{FR} = 12,68 \text{ Bm}^3/\text{h}$	$u = 4,26 \text{ m/s}$	13,3 mm	62 mm	825 mm^2
		$\Delta b =$	2,7 mm		

Ein weiterer wesentlicher Vorteil der variablen Taillierungen liegt in den unabhängig voneinander einstellbaren Feststoffanteilen in den einzelnen Kammern. Dadurch können die Strömungszustände im oberen Vergasungsreaktor gezielt eingestellt werden, ohne dass es Änderungen des Volumenstroms des Fluidisierungsgases bedarf.

Feststoffumlauf

Festgestellt werden konnte, dass der Volumenstrom in Verbrennungsreaktor den größten Einfluss auf den globalen Umlauf besitzt. Durch die Variation wurde ein Umlauf mit dem feineren Bettmaterial $d_p = 64 \mu\text{m}$ bis 1600 kg/h und mit gröberem Bettmaterial $d_p = 79 \mu\text{m}$ bis 1300 kg/h erreicht. Dies entspricht mit dem gegenwärtigen 25 kg bronzenen Bettmaterial eine Umlaufrate von 64-mal bzw. 52-mal pro Stunde. In den optimalen Betriebspunkten ist die Umlaufrate etwa 36-mal pro Stunde, siehe dazu Abbildung 5.9.

Bei der Steuerung durch die Luftstufen (AR1 und AR2) soll laut Fuchs [43] noch zusätzlich eine dritte Luftstufe verwenden werden. Die dritte Luftstufe soll die Möglichkeit schaffen den Einfluss auf den globalen Umlauf vom nötigen Luftvolumenstrom für die Verbrennung zu entkoppeln. Durch Trimmung der Luftstufen kann der globale Umlauf geändert werden, ohne den Gesamtvolumenstrom im Verbrennungsreaktor zu verändern. Eine weitere Möglichkeit, auf den globalen Umlauf Einfluss zu nehmen, ist durch die Fluidisierung des unteren Siphons LLS vorhanden. Dies ergibt eine weitere, gut regulierbare Variationsmöglichkeit. Der globale Umlauf bei Variation des LLS wies nach oben hin einen Grenzwert auf. Dieser Grenzwert ist abhängig vom Volumenstrom im Verbrennungsreaktor, siehe dazu Abbildung 5.8.

Die Aufnahme des internen Umlaufes des Vergasungsreaktors erwies sich, gegenüber dem globalen Umlaufes, als deutlich geringer. Im optimalen Betriebspunkt beträgt der Umlauf ca. 13 kg/h, siehe Abbildung 5.10. Eine Variation bzw. Erhöhung des internen Umlaufes kann durch den Volumenstrom im Vergasungsreaktor und der Einführung von variablen Taillierungen bewirkt werden. Außerdem ist der interne Umlauf abhängig von der Partikelgrößenverteilung des Bettmaterials z.B. durch den Aschegehalt in einer Heianlage. Daher wurde eine geänderte interne Rückführung der abgeschiedenen Partikel vorgeschlagen (vgl. dazu Kapitel 5.2.3).

Einfluss der Partikelgröße

Im Vergleich zum Bronze-Bettmaterial mit $d_p = 64 \mu\text{m}$ ist erwartungsgemäß die Versuchsserie mit größerem Bettmaterial $d_p = 79 \mu\text{m}$ durch eine höhere Fluidisierung gekennzeichnet. Die beiden unterschiedlich großen Bettmaterialien wurden miteinander verglichen: Um eine annähernd gleiche Feststoffverteilung und den einhergehenden gleichen globalen Umlauf zu erreichen, musste die Fluidisierung um etwa 20 % für $d_p = 79 \mu\text{m}$ erhöht werden. Der Zusammenhang ist in der folgenden Tabelle 5-12 ersichtlich.

Tabelle 5-12: Vergleich: Grobes und feines Bronze-Bettmaterial

			Gröberes Bettmaterial	Feineres Bettmaterial	Verhältnis der Werte
Durchmesser	d_p	[μm]	79	64	1,23
Volumenstrom im optimalen Betriebspunkt	\dot{V}_{AR}	[Nm^3/h]	24,4	20,4	1,19
	\dot{V}_{FR}	[Nm^3/h]	12,4	10,4	1,19
Globaler Umlauf	\dot{G}	[kg/h]	823	963	1,17
	A_{AR}	[m^2]	34,2	39,7	1,16

Anhand der Tabelle wird ersichtlich, dass der globale Umlauf sowie das Integral über den Druckverlauf des Verbrennungsreaktors annähernd gleich ist, siehe dazu Tabelle 5-5. Bei einer gebauten und somit geometrisch fixierten Anlage kann eine höhere Durchsatz-Leistung erzielt werden, indem ein größerer mittlerer Partikeldurchmesser für das Bettmaterial ausgewählt wird. Folglich wird für einen gleichen Wirbelschichtzustand ein höherer Volumenstrom im Vergasungsreaktor benötigt. Dies bedeutet einen höheren Produktgasvolumenstrom auf Kosten einer geringeren Verweilzeit im Vergasungsreaktor und einer geringeren spezifischeren Oberfläche des etwaig katalytisch wirksamen Bettmaterials. Welche Vor- bzw. Nachteile überwiegen, muss von Anwendungsfall zu Anwendungsfall überprüft werden. In jedem Fall bietet die Variationsmöglichkeit der Bettmaterialgröße im vorgestellten System eine willkommene Anpassung der Leistungsfähigkeit des Systems.

6 Mess-, Steuerungs-, Regelungskonzept zur neuen Heianlage

Die schematische Darstellung in Abbildung 6.1 zeigt die Anordnung des neuen Zweibett-Wirbelschichtvergasers inklusive Peripherie. Ersichtlich sind hier die wesentlichen Apparate, sowie die kontinuierliche Produktgas- und Rauchgasmessung. Zusätzlich wird eine weitere Messstelle diskontinuierlich Bestandteile des Produktgases messen. Eine detaillierte Beschreibung des Mess-, Steuerungs- und Regelungskonzeptes der neuen Generation des Zweibett-Wirbelschichtvergasers wird anhand eines Rohrleitungs- Instrumentenflieschemas (R&I-Schema) durchgeführt. Die Symbole sowie die Abkürzungen für das R&I-Schema sind in Kapitel 3.6 ersichtlich. Für eine übersichtliche Darstellung wird das R&I Schema in Bereiche eingeteilt: Brennstoffbeschickung, Vergasungsreaktor, Verbrennungsreaktor usw. In diesem Kapitel wird die messtechnische Ausrüstung angeführt, sowie die elektrischen Steuerungs- und Regelungseinheiten tabellarisch aufgezählt. Gleichzeitig werden die Funktionen und der Aufbau der neuen Vergasungsanlage beschrieben. Die neuesten Versuchserkenntnisse am Kaltmodell, sowie die Erfahrungen mit dem alten bereits demontierten Vergaser fließen in weiterer Folge in die Planung und Umsetzung mit ein.

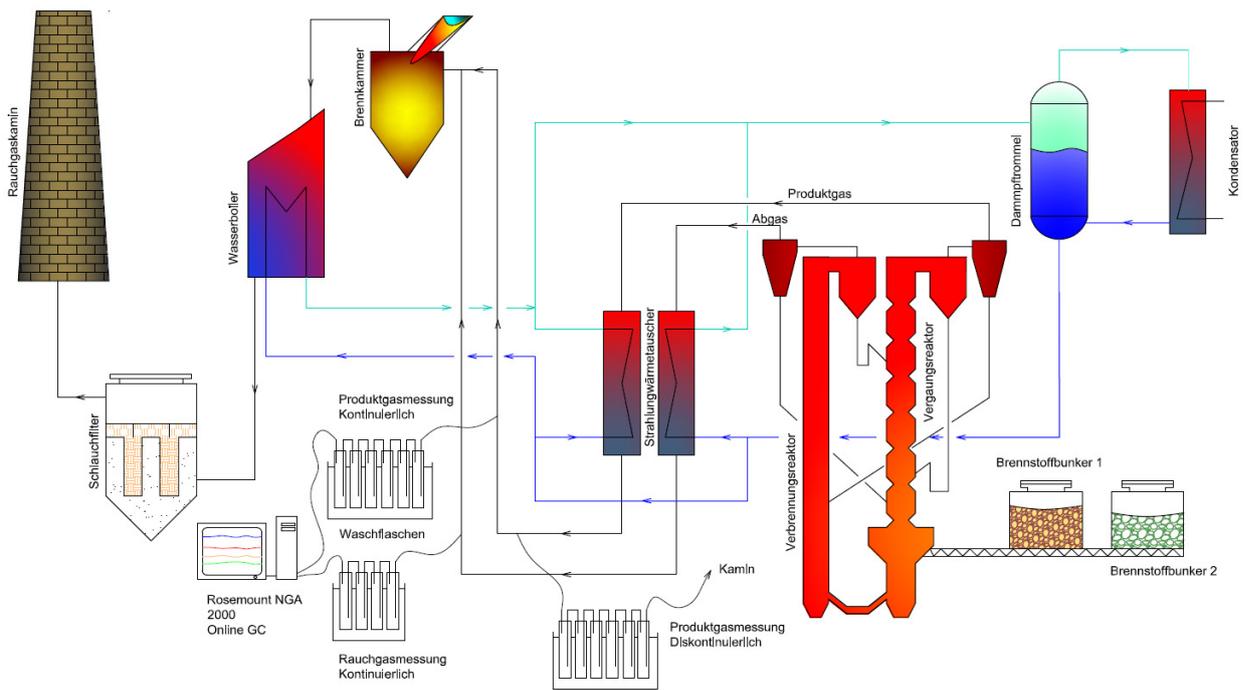


Abbildung 6.1: Schematische Darstellung der neuen Zweibett-Wirbelschichtanlage inklusive Peripherie der TU-Wien

6.1 Brennstoffbeschickung

Der Bereich der Beschickungseinrichtungen ist für die Lagerung, sowie die Förderung und Zuführung des Brennstoffgutes in den Vergasungsreaktor zuständig. Die Bestandteile, Armaturen und des Equipments im Beschickungsbereich sind in Tabelle 6-1 sowie in der R&I-Abbildung 6.2 dargestellt.

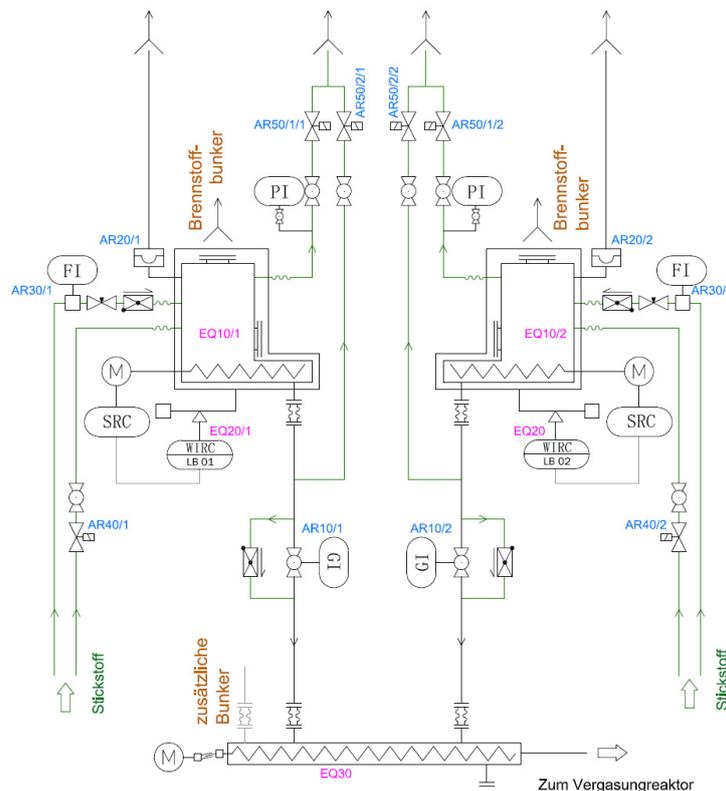


Abbildung 6.2: R&I Brennstoffbeschickung

Die Brennstoffbunker werden aus Sicherheitsgründen während des Betriebes dicht verschlossen. Beim ffnen der Bunker nach dem Ende eines Versuches ist das Ansammeln des Produktgases im Bunker EQ10/1 bzw. EQ10/2 ein ernstzunehmendes Sicherheitsproblem. Dieses Gefahrenpotential soll durch die Zuführung von Stickstoff minimiert werden. Geplant sind eine kontinuierliche Stickstoffspülung während des Betriebs, sowie eine Stobsplung/Flush-Stickstoffspülung. Der Volumenstrom der kontinuierlichen Stickstoffspülung wird an der Armatur AR30 eingestellt. Zusätzlich soll eine Stobsplung/Flush-Stickstoffspülung, welche durch das Magnetventil AR40 gesteuert wird, beim Hochfahren bzw. Herunterfahren der Anlage durchgeführt werden. Der Glasfluss durch die Stobsplung kann über verschiedene Höhen (AR50/1, AR50/2) des Bunkers abgeführt werden, da die Dichte der unterschiedlichen Komponenten des Produktgases gegenüber dem Stickstoff niedriger bzw. höher sein können. Allerdings ist dies bei einer ausreichenden Höhe des Volumenstromes und der ca. mittigen Anordnung der Stobsplungseinlasses nicht zwingend erforderlich. Die Sicherheitsberstscheibe

AR20 soll den Bunker vor Beschädigungen schtzen falls es zu Verpuffungen kommen sollte. Sollte es beispielsweise entgegen aller vorhergesehenen Maßnahmen zu einem signifikanten Druckanstieg kommen, kann der Gasstrom in einen sicheren Bereich abgeführt werden. Die Berstscheiben können bei automatisierten Spülvorgängen und dem Installieren von überwachten Absperrarmaturen auch entfallen (siehe letzter Absatz). Zusätzlichen Warnanzeigen wie Ampeln oder andere Visualisierungen zur Freigabe für den Vergaserbetrieb werden angeraten.

Die zwei Dosierschnecken der Bunker EQ10(1/2) sind für das Einstellen eines konstanten Brennstoffmassenstroms verantwortlich. Die Brennstoffleistungs-Input kann somit eingestellt werden. Dies soll durch einen frequenzgesteuerten Motor realisiert werden. Der Frequenzumrichter soll mit der Wgezeile EQ20, die die Masse des Bunkers über die Zeit aufnimmt, verknüpft werden und den Massenstrom regeln. Der Motor der Fallschnecke EQ 30 wird durch einen einfachen Leistungsschütz gesteuert. Dies bedeutet, dass sich die sogenannte Beschickungsschnecke mit einer konstanten Drehzahl dreht.

Das Handabsperrrventil AR10 soll mit Nherungsinitiatoren ausgerüstet sein, dadurch kann ein Einschalten der Dosierschnecke bei geschlossener Armatur verhindert werden. Des Weiteren soll für den Fall, dass das Handabsperrrventil AR10 geschlossen ist und der Anlagenbediener darauf vergisst die kontinuierliche Stickstoffspülung abzuschalten, ein Rückschlagventil als Bypass verlegt werden. Das Rückschlagventil, welches sich gegenüber dem Handsperrrventil AR10 befindet, verhindert einen Druckanstieg im Bunker.

Tabelle 6-1: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Beschickung

Bezeichnung	Beschreibung	Steuerungselemente
AR10	Kugelhahn, Absperrung Brennstoffbunker	4 Eingänge für offen und geschlossen
AR20	Berstscheibe, Brennstoffbunker	-
AR30	Rotameter mit Nadelventil, stetige Spülung	-
AR40	Magnetventil für Flush-Spülung Brennstoffbunker	2 Ausgang zum ffnen des Ventils
AR50/1/2	Magnetventil für Flush-Spülung Brennstoffbunker	6 Ausgänge zum ffnen des jeweiligen Ventils
EQ10	Brennstoffbehälter inkl. Dosierschnecke	Sicherung Frequenzumrichter
EQ20	Wägevorrichtung für Brennstoffbunker	2 Analogeingang
EQ30	Beschickungsschnecke in den Vergaser	Motorschutzschalter Leistungsschütz Ausgang für Schtz
Benötigte Anzahl der elektrische Steuer- Regelemente		
Eingänge	4	Sicherung 2
Ausgänge	6	Leistungsschütz 2
Analogeingänge	4	Motorschutzschalter 2
Analogausgänge	0	Frequenzumrichter 2

In Abbildung 6.3 ist das Impulssdiagramm der automatischen Flush-Spülung zu den Bunkersystemen dargestellt. Nach dem Einschalten der Anlage soll durch einen Taster die Freigabe der Steuerung bzw. die Bedingung betätigt werden („Steuerung Ein“). Beim erstmaligen betätigen des „Steuerung Ein“ Tasters soll die Aufforderung für die Spülung des Bunkers erfolgen: „Bunker spülen“. Des Weiteren darf der Anlagenbediener den Bunkerdeckel nicht ffnen (Ampel oder anderes Warnsignal) und die Förderschnecke darf nicht starten bevor nicht die Stickstoff-Flush-Spülung durchgeführt wurde. Der Start der Stickstoffspülung erfolgt durch die Betätigung des Tasters „Stickstoffspülung Ein“. Dabei muss zuvor die Hauptabspernung AR10 des Bunkers geschlossen sein. Dadurch werden die Magnetventile AR40 „Stickstoff Ein“ und AR50/2, Stickstoff Auslass Unten“ geöffnet. Das Magnetventil AR50/ 2 wird erst nach einer gewissen Zeit t_1 geschlossen. Gleichzeitig öffnet sich dann das Magnetventil AR50/1 „Stickstoff Auslass Oben“. Nach der Zeit t_2 schließt sich das Ventil AR50/1. Damit ist die Bunkersplung abgeschlossen und die Meldung „Bunker spülen“ erlischt und das Magnetventil AR40 schließt sich. Der Abschluss des Spülvorgangs wird sodann durch eine grüne Signalleuchte am Bunker „Bunker gespült“ gekennzeichnet werden. Die grüne Leuchte erlischt wieder, falls die Hauptabspernung AR10 geöffnet wird, oder eine bestimmte, festgelegte Zeit verstrichen ist.

Impulssdiagramm
Beschickung-Stickstoffspülung

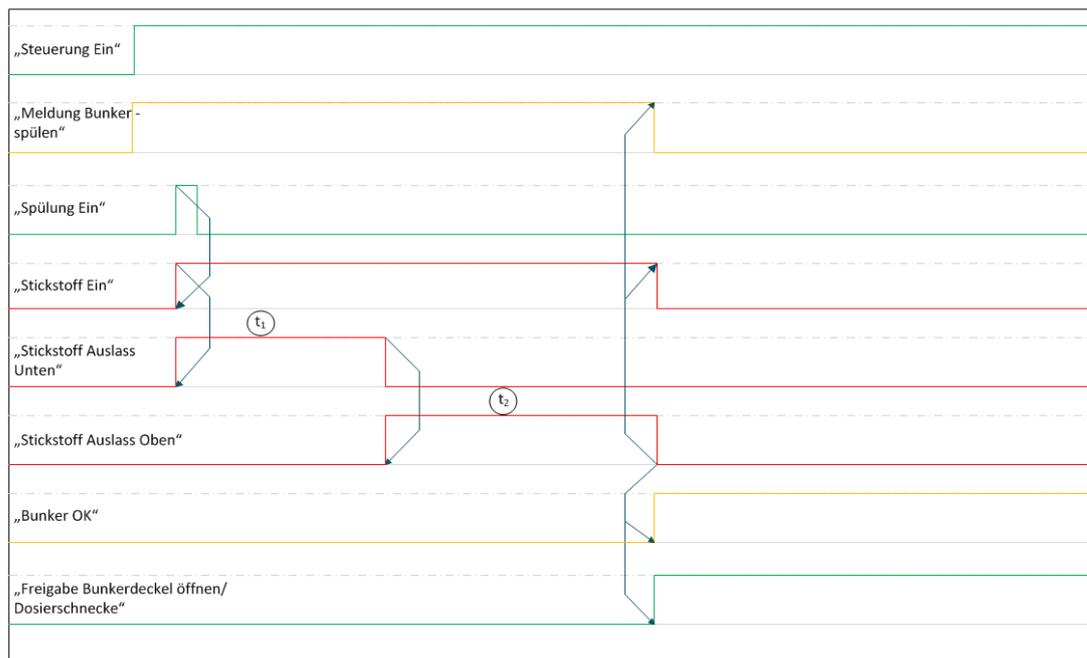


Abbildung 6.3: Impulssdiagramm Bunker Flush-Stickstoffspülung

Die Freigaben für die Motoren der Frderschecken (Dosierschnecke EQ10) sollen erst erteilt werden nachdem die Stickstoff Flush-Spülung durchgeführt wurde und wenn der Bunkerdeckel geschlossen und das Handabspernventil AR10 geöffnet ist. Zusätzlich soll für Wartungs- und Reinigungsarbeiten jeder Motor mit einem Schutzschalter versehen werden. Diese sollten klar ersichtlich in der Nähe des jeweiligen Motors montiert werden. Sie dienen zur Sicherheit gegen ungewolltes einschalten der Motoren. Dabei wird die Stromversorgung unterbunden. In Tabelle 6-1 findet sich eine Auflistung der benötigten Steuerungselemente der Beschickung.

Die Fluidisierung in EQ70 dient zur Feinjustierung des Volumenstroms durch die einzelnen Kammern. Dieser Volumenstrom hat keinen Einfluss auf die blasenbildende Wirbelschicht, also vom unteren Reaktorteil EQ60. Gesteuert wird der Volumenstrom über das Handradnadelventil AR395. Der Dampf wird wiederum mit einer Elektroheizung EQ390 erwärmt (~370°C). AR390 übernimmt die Darstellung und Aufzeichnung der Durchflusswerte.

Durch den Grobabscheider EQ80 werden Partikel schonend abgeschieden. Die Rückführung der Partikel in den Vergasungsreaktor führt über den internen Siphon (ILS). Die Fluidisierung des internen Siphons wird durch AR385 gesteuert und wird bei AR 380 angezeigt und aufgezeichnet. Mit der Elektroheizung EQ389 wird der Dampf auf die gewünscht Temperatur gebracht. Zusätzlich wird der interne Siphon mit einer Probeentnahmestelle für die Untersuchung der Partikel ausgerüstet. Für die Entleerung des Siphons wird eine Leitung zu einem gasdichten Behälter geführt. Die Möglichkeit zu Umlaufmessungen kann, analog zu den Kaltmodell-Umlaufmessungen, über Differenzdrucksensoren und Temperatursensoren im senkrechten Rohr vom Grobabscheider zum internen Siphon ILS erfolgen.

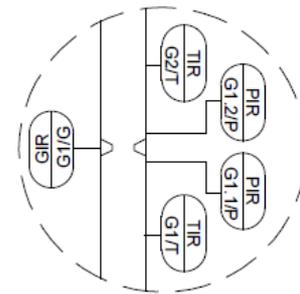


Abbildung 6.5: Sensoren in einer Kammer

Die feinste Partikelfraktion im Abgasstrom wird im Zyklon abgeschieden. Vom Zyklon des Verbrennungsreaktors werden die Partikel über eine motorbetriebene Schnecke EQ160 entweder in den Vergasungsreaktor oder in einen Behälter befördert. Für die Analyse oder den stetigen Austrag kann durch einen Drehrichtungswechsel des Motors der Feinstaub in den vorhandenen dichten Behälter geführt werden. Aus Sicherheitsgründen soll vor der Abnahme des Behälters die Schnecke und der Behälter mit Stickstoff gespült werden. Der Zulauf des Stickstoffs wird über das Ventil AR60 gesteuert und kann zusätzlich über Handventile durchgeführt werden.

Tabelle 6-2: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Vergasungsreaktor

Bezeichnung	Beschreibung	Steuerungselemente
AR60	Rotameter Stickstoffspülung	-
AR100	Vorrichtung für Gasanalyse	1 Eingang- Ventile geschlossen
AR380	Durchflussmessgerät für Dampffluidisierung des inneren Siphon	Bei einer Regelung: 1 Analogeingang Volumenstrom
AR385	Nadelventil für die Dampffluidisierung des inneren Siphon	Bei einer Regelung: 1 Analogausgang Nadelventil
AR390	Durchflussmessgerät für Dampffluidisierung des oberen Vergasungsreaktor	Bei einer Regelung: 1 Analogeingang Volumenstrom
AR395	Nadelventil für Dampffluidisierung des oberen Vergasungsreaktor	Bei einer Regelung: 1 Analogausgang Nadelventil
AR400	Durchflussmessgerät Hauptdampffluidisierung	Bei einer Regelung: 1 Analogeingang Volumenstrom
AR405	Nadelventil für Hauptdampffluidisierung	Bei einer Regelung: 1 Analogausgang Nadelventil
EQ50	Mantelkhler Brennstoff-Beschickungsschnecke	-

EQ60	Unterer Vergasungsteil	3 Analogeingänge für Druckprofil 3 Analogeingänge für Temperaturprofil
EQ70	Oberer Vergasungsreaktor	Für Sechskammern: 14 Analogeingänge für Druckprofil 6 Analogeingänge für Temperaturprofil
EQ80	Grobabscheider Vergasungsreaktor	3 Analogeingänge für Druckprofil 3 Analogeingänge für Temperaturprofil
EQ90	Interner Siphon (ILS) Vergasungsreaktor	3 Analogeingänge für Druckprofil 3 Analogeingänge für Temperaturprofil
EQ150	Zyklon Verbrennungsreaktor	3 Analogeingänge für Druckprofil 3 Analogeingänge für Temperaturprofil
EQ160	Schneckensystem nach Verbrennungsreaktor Zyklon	Sicherung Frequenzumrichter
EQ380	Elektroheizung für die Fluidisierung von inneren Siphon	Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz
EQ390	Elektroheizung für die Fluidisierung des oberen Vergasungsreaktor	Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz
EQ400	Elektroheizung für die Hauptfluidisierung	Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz
EQ490	Elektroheizung für Aufwärmphase Vergasungsreaktor	Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz

Benötigte Anzahl der elektrische Steuer- Regelelemente

Eingänge	1	Sicherung	5
Ausgänge	0	Leistungsschütz	4
Analogeingänge	41	Motorschutzschalter	0
Analogausgänge	3	Frequenzumrichter	1
Temperaturregler	4		

6.3 Verbrennungsreaktor

Der zweite Bestandteil der Zweibett-Wirbelschicht ist der Verbrennungsreaktor, der für den allothermen Vergasungsprozess die nötige Wärme über das zirkulierende Bettmaterial zur Verfügung stellt. Die Beschreibung des MSR-Konzeptes vom Verbrennungsreaktor beginnt mit dem unteren Siphon (LLS) EQ170. Die Partikel wandern vom Vergasungsreaktor EQ60 über den unteren Siphon in den Verbrennungsreaktor EQ120. Die Fluidisierung des Siphons wird über AR420 und AR425 gesteuert. Der Dampf wird mit EQ420 auf etwa 370°C erhitzt. Eine weitere Funktion des unteren Siphons ist das mögliche Austragen des Bettmaterials nach Ende des Versuches. Dies wird über die motorbetriebenen Schnecke EQ180 ermöglicht. Zusätzlich kann damit auch während des Versuchsbetriebes Grobasche abgezogen werden, was vor allem bei schwierigen Brennstoffen einen großen Vorteil verspricht.

Aus Sicherheitsgründen wird im Bereich des unteren Siphons eine Flush-Stickstoffspülung vorgesehen, die das Spülen der Gesamtanlage mit inertem Stickstoff ermöglicht. Gesteuert wird die Flush-Stickstoffspülung über das Magnetventil AR590. Für die Untersuchung der umlaufenden Partikeln wird zusätzlich eine Probeentnahmestelle benötigt. Für die Aufwrmpfase wird das Bettmaterial im Verbrennungsreaktor EQ120 durch die Heizstäbe EQ500 erwärmt.

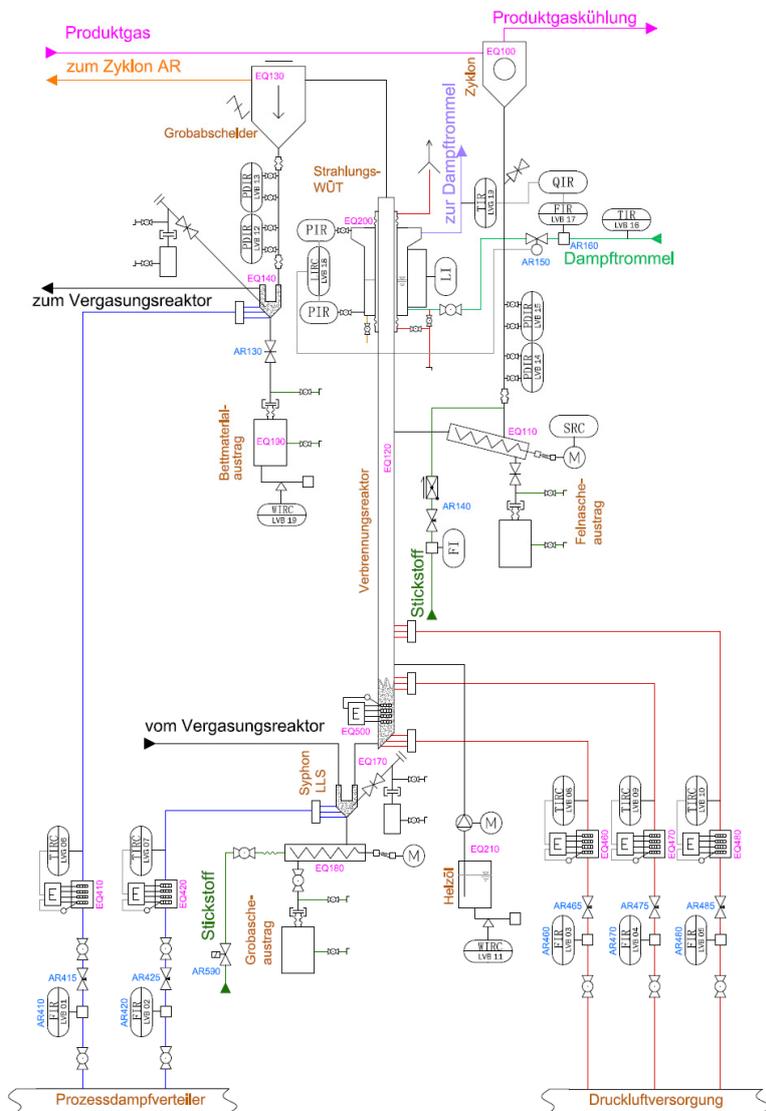


Abbildung 6.6: R&I Verbrennungsreaktor

Der Verbrennungsreaktor wird mit drei Luftstufen ausgeführt, die Fluidisierung wird über AR460/AR465, AR470/AR475 und AR480/AR485 gesteuert. Vor dem Eintreten der Luft in den Reaktor wird die Temperatur der Fluidisierung durch die jeweiligen Heizstäbe EQ460, EQ470 und EQ480 geregelt und vorgewärmt.

Werden Brennstoffe verwendet, die eine Hilfsenergie benötigen, kann diese über die Zuführung von Heizöl oder aber auch Erdgas gewährleistet werden. Letzterer wird in dem nachfolgenden Kapitel 0 dargestellt. Die Zuführung von Heizöl erfolgt über eine Schlauchquetschpumpe. Der Massenstrom wird über die Waage EQ210 ermittelt. Aus Kosten- und Sicherheitsgründen wird

Heizöl bzw. Biodiesel bevorzugt. Der Aufwand der Komponenten ist geringer und Heizöl als Brennstoff hat einen deutlich niedrigeren Flammpunkt als Erdgas.

Entlang des Verbrennungsreaktors sollen mindestens fünf Temperaturfühler und fünf Drucksensoren für die Erfassung der Temperatur- bzw. des Druckprofils ausgeführt werden. Der Mantelkhler EQ200 ist ein Strahlungs- Wärmetauscher und wird für etwaige Versuche zu Chemical Looping Combustion benötigt, da die Energie des Brennstoffes vollständig in fühlbare Wärme (sensible Wärme) umgewandelt wird. Das Verfahren des Chemical Looping Combustion wird in Kapitel 3.5.2 erläutert. Doch EQ200 kann auch für die Einstellung einer gewünschten Temperaturspreizung zwischen Vergasungsreaktor und dem (unteren)Verbrennungsreaktor verwendet werden. Damit wäre auch die Voraussetzung für den Sorption Enhanced Reforming Betrieb gegeben. Aus Sicherheitsgründen wird der innere Mantel des Strahlungswrmetauschers nach oben als ein offenes System ausgeführt, da bei undichten Stellen des äußeren Mantels das Medium in den inneren Mantel übertreten könnte. Ein daraus resultierender Druckanstieg, wird dadurch vermieden. Aber auch der äußere Mantel mit dem Kühlmedium ist über die Dampftrammel, dem Kondensator und dem Kamin als offenes System ausgeführt. Die Steuerung der Kühlleistung des Strahlungswrmetauschers wird durch das Ventil AR150 geregelt. Das Erfassen des Wasserniveaus im Wärmetauscher erfolgt durch den hydrostatischen Druck, die ermittelten Daten werden dem Ventil AR150 übertragen und dadurch wird der Wasservolumenstrom geregelt. Die Temperatur des abgehenden überhitzten Dampfes wird erfasst. Zudem wird auch die Zulufttemperatur des Kühlwassers für die Bilanzierung des Strahlungs- Wärmetauschers registriert, damit kann die genaue Kühlleistung ermittelt werden.

Das aufgeheizte Bettmaterial wird vom Abgasstrom durch den Grobabscheider EQ130 getrennt und gelangt über den oberen Siphon (ULS) in den Vergasungsreaktor EQ70. Die nötige Fluidisierung wird durch AR410 und AR415 gesteuert. Analog zu den anderen Siphonen ist eine Probeentnahmestelle für die Untersuchung der Partikel vorgesehen. Entlang der Rohrleitung, die in den Behälter EQ190 führt, kann das Bettmaterial, das sich im oberen Siphon befindet, nach dem Versuch entleert werden. ber diese Rohrleitung kann auch der globale Umlauf während des Betriebes erfasst werden, indem die Fluidisierung des oberen Siphons abgestellt wird, kann bei gleichzeitiger Öffnung einer robusten und hitzefesten Absperrarmatur AR180 über eine Waage der globale Umlauf bestimmt werden. Die Undichtigkeit des oberen Siphons ist kurzzeitig zu akzeptieren und das abgelassene Bettmaterial muss dann auch wieder nachgefüllt werden. Wird anhand eines Versuches der globale Umlauf bestimmt, so kann dieser eruierte Umlaufmassenstrom unter bestimmten Voraussetzungen als Bezugspunkt für zukünftige Versuche herangezogen werden (siehe Kapitel 5.2.2.). Eine weitere Variante der Umlaufmessung kann, analog zu den Kaltmodell-Umlaufmessungen, über Differenzdrucksensoren und Temperatursensoren im senkrechten Rohr vom Grobabscheider zum oberen Siphon ULS erfolgen.

Die feinste Partikelfraktion im Produktgastrom wird im Zyklon abgeschieden. Vom Zyklon des Vergasungsreaktors werden die Partikel über eine motorbetriebene Schnecke EQ100 entweder in den Vergasungsreaktor oder in einen Behälter befördert. Für die Analyse oder den stetigen Austrag kann durch einen Drehrichtungswechsel des Motors der Feinstaub in den vorhandenen dichten Behälter geführt werden. Aus Sicherheitsgründen soll vor der Abnahme des Behälters die Schnecke

und der Behälter mit Stickstoff gespült werden. Der Zulauf des Stickstoffs wird über das Ventil AR140 gesteuert und kann zusätzlich über Handventile durchgeführt werden.

Tabelle 6-3: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Verbrennungsreaktor

Bezeichnung	Beschreibung	Steuerungselemente
AR130	Absperrorgan für Entleerung des oberen Siphons (Globale Umlaufmessung)	etwaige Stellungsanzeige
AR150	Regelventil zur Niveauregelung des Mandelkühlers	Analogausgang Regelventil 2 Analogeingänge Wasserspiegel
AR160	Durchflussmessgerät für den Mandelkhler	Bei einer Regelung: Analogeingang Volumenstrom
AR410	Durchflussmessgerät für die Dampffluidisierung des oberen Siphons	Bei einer Regelung: Analogausgang Nadelventil
AR415	Nadelventil für die Dampffluidisierung des oberen Siphons	Bei einer Regelung: Analogeingang Volumenstrom
AR420	Durchflussmessgerät für die Dampffluidisierung des unteren Siphons	Bei einer Regelung: Analogausgang Nadelventil
AR425	Nadelventil für die Dampffluidisierung des unteren Siphons	Bei einer Regelung: Analogeingang Volumenstrom
AR460	Durchflussmessgerät für die erste Luftstufe im Verbrennungsreaktor	Bei einer Regelung: Analogausgang Nadelventil
AR465	Nadelventil für die erste Luftstufe im Verbrennungsreaktor	Bei einer Regelung: Analogeingang Volumenstrom
AR470	Durchflussmessgerät für die zweite Luftstufe im Verbrennungsreaktor	Bei einer Regelung: Analogausgang Nadelventil
AR475	Nadelventil für die zweite Luftstufe im Verbrennungsreaktor	Bei einer Regelung: Analogeingang Volumenstrom
AR480	Durchflussmessgerät für die dritte Luftstufe im Verbrennungsreaktor	Bei einer Regelung: Analogausgang Nadelventil
AR485	Nadelventil für die dritte Luftstufe im Verbrennungsreaktor	Ausgang für Magnetventil ffnen
AR590	Magnetventil für die Stickstoffspülung für den Grobascheaustrag	Ausgang für Magnetventil ffnen
EQ100	Zyklon von Vergasungsreaktor	3 Analogeingänge/Druckprofil 3 Analogeingänge/Temperaturprofil
EQ110	Schneckensystem nach den Zyklon von Vergasungsreaktor	Sicherung Frequenzumrichter
EQ120	Verbrennungsreaktor	5 Analogeingänge/Druckprofil 5 Analogeingänge/Temperaturprofil
EQ130	Grobabscheider Verbrennungsreaktor	3 Analogeingänge/Druckprofil 3 Analogeingänge/Temperaturprofil
EQ140	Obere Siphon (ULS)	3 Analogeingänge/Druckprofil 3 Analogeingänge/Temperaturprofil
EQ170	Untere Siphon (LLS)	3 Analogeingänge/Druckprofil 3 Analogeingänge/Temperaturprofil
EQ180	Schneckensystem für Entleerung des Reaktoren (Bettmaterial) sowie Probenahme der Grobasche	Motorschutzschalter Leistungsschütz Ausgang für Schtz Schutzschalter im Außenbereich
EQ190	Behälter für Bettmaterialentleerung des oberen Siphons mit Wägevorrichtung	Analogeingang für Wägevorrichtung

EQ200	Mantelkher Verbrennungsreaktor	2	Analogeingänge/Temperatur für die Bilanzierung
EQ210	Hilfsbrennstoff (Heizöl) inklusive Waage		Motorschutzschalter Leistungsschütz Ausgang für Schtz
EQ215	Wägevorrichtung für Hilfsbrennstoff	1	Analogeingang für Wägevorrichtung
EQ410	Elektroerhitzer für die Fluidisierung von oberen Siphons		Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz
EQ420	Elektroerhitzer für die Fluidisierung von unteren Siphons		Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz
EQ460	Elektroerhitzer für die Fluidisierung der ersten Luftstufe		Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz
EQ470	Elektroerhitzer für die Fluidisierung der zweite Luftstufe		Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz
EQ480	Elektroerhitzer für die Fluidisierung der dritte Luftstufe		Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz
EQ500	Elektrische Heizung für die Aufwärmphase im Verbrennungsreaktor		Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz

Benötigte Anzahl der elektrische Steuer- Regelemente

Eingänge	0	Sicherung	7
Ausgänge	1	Leistungsschütz	8
Analogeingänge	45	Motorschutzschalter	2
Analogausgänge	6	Frequenzumrichter	1
Temperaturregler	6		

6.4 Gaskühlung und Gasreinigung

Der weitere Verlauf der Gesamtanlage führt den Produktgasstrom und den Abgasstrom zur Gaskühlung, in die Brennkammer und zum Gasreinigungsbereich. Nach der Gaserzeugung wird über die Strahlungswärmetauscher EQ220 und EQ230 das Produktgas und das Abgas auf ca. 450°C abgekühlt. Diese Temperatur soll auf Grund der Gasanalyse AR175 möglichst konstant gehalten werden. Dementsprechend werden die Regelventile AR170 und AR171 die Wasserniveaus in den Wärmetauschern EQ220 und EQ230 in Verknüpfung mit den Gas-Ausgangstemperaturen regeln. Für die Ermittlung des Volumenstroms des Produktgases mit der Messblende AR 180 müssen die Temperatur, der absolute Druck und der Differenzdruck über die Blende erfasst werden. Dieselben Messeinrichtungen sind für die Messblende AR 190 beim Abgasstrom vorgesehen. Nach der Kühlung des Produktgases und des Abgasstromes gelangen beide Ströme in die Brennkammer und werden dort gegenwärtig vollständig oxidiert.

Die Brennerregelung und die Flammenüberwachung werden von autark arbeitenden Systemen ausgeführt. Für die Kommunikation zwischen Leitwarte und Brennkammersystem sind Eingänge und Ausgänge vorgesehen. Des Weiteren wird für die Überwachung der Brennkammern die Temperatur und der Druck erfasst und für eine vollständige Oxidation wird eine Lambdasonde mit dem Luftgebläse EQ530 verknüpft. Der Volumenstrom der Luftzufuhr für die Brennkammer wird durch die Messblende AR530 ermittelt. Das Einrichten der Berstscheibe AR230 soll ein sicheres Abführen des Abgas-Volumenstroms bei einem signifikanten Druckanstieg (z.B. bei einer Verpuffung) gewährleisten. Für eine sichere Verbrennung in der Brennkammer wird während des Betriebes unabhängig vom Produktgas eine durchlaufende Flamme erzeugt. Dieser stetige Betrieb der Brennkammer wird durch die kontinuierliche Zufuhr des Erdgases, sowie einer kontinuierliche Zufuhr von Verbrennungsluft ermöglicht und über das selbstständige Regelsystem des Gasbrennerherstellers überprüft/gewährleistet. Die Erdgaszufuhr wird durch das Regelventil AR220 und der Sauerstoffzufuhr durch das Regelventil AR210 geregelt. Sollte trotzdem die Gasflamme ausfallen wird sofort eine Alarmmeldung ausgelöst. Der Brenner kann dann umgehend wieder gezündet werden.

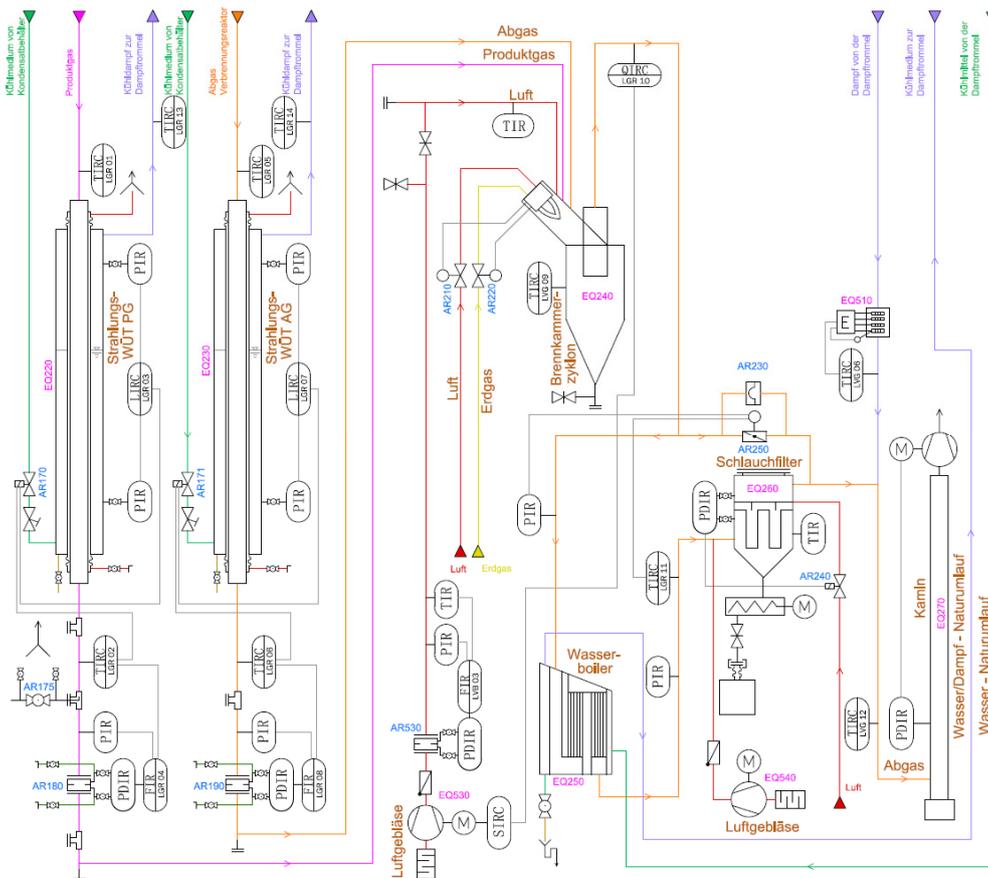


Abbildung 6.7: R&I Gasverwertung

Nach der Brennkammer wird das Abgas im Wasserboiler EQ250 abgekühlt. Zur Abgasreinigung wird der staubbeladene Gasstrom über einen Schlauchfilter EQ260 geführt. Der Bypass über der Absperrklappe AR250 dient als Schutzeinrichtung vor Beschädigungen des Schlauchfilters. Weist das Abgas vor dem Durchlaufen des Wasserboilers einen zu hohen Druck auf, öffnet sich die Klappe AR250 und zur Kühlung wird das Luftgebläse EQ540 in Betrieb genommen. Falls der Wasserboiler mit genügend Reserven dimensioniert und die Filterfläche ebenfalls etwas überdimensioniert wird, können die Einrichtungen AR250 und EQ540 auch entfallen. Die über den Filter vorgenommene Überwachung des Druckverlustes gibt Auskunft über den Beladungszustand. Ist dieser zu hoch, wird über die autarke Filterüberwachung des Magnetventil AR240 geöffnet und der Filter reinigt sich ab. Der bestehende Technikums-Kamin ist mit einem Saugzug ausgestattet, der durch das Aufnehmen des (Unter-)Drucks geregelt wird. Dadurch wird ein geregelter konstanter Unterdruck im Kaminrohr erzeugt. In Tabelle 6-4 sind die benötigten Einrichtungen und Armaturen ersichtlich.

Tabelle 6-4: Equipment-/Armaturenliste und Steuerungselemente: Gasverwertung

Bezeichnung	Beschreibung	Steuerungselemente	
AR170	Regelventil zur Niveauregelung des Mandelkühlers-Produktgas	Analogausgang	
AR171	Regelventil zur Niveauregelung des Mandelkühlers-Abgas	Analogausgang	
AR175	Kugelhahn für die Produktgasanalyse	-	
AR180	Differenz-Druckmessgerät für die Ermittlung Produktgasvolumenstrom	3 Analogeingänge/Druck Analogeingänge/Temperatur	
AR190	Differenz-Druckmessgerät für die Ermittlung Abgasvolumenstrom	3 Analogeingänge/Druck Analogeingänge/Temperatur	
AR195	Regelventil zur Niveauregelung des Mandelkühlers-Abgas	Analogausgang	
AR230	Berstscheibe, Brennkammer	-	
AR240	Magnetventil für die Filterreinigung	Ausgang	
AR250	Bypass Absperrklappe- Überhitzungsschutz für Schlauchfilter	Ausgang	
AR530	Differenz-Druckmessgerät für die Ermittlung des Luftvolumenstrom	3 Analogeingänge/Druck Analogeingänge/Temperatur	
EQ220	Strahlungswärmetauscher-Produktgas	2 Analogeingänge/Druck 2 Analogeingänge/Temperatur	
EQ230	Strahlungswärmetauscher-Abgas	2 Analogeingänge/Druck 2 Analogeingänge/Temperatur	
EQ240	Brennkammer	Für Signalaustausch: 3 Ausgänge/3Eingänge Analogeingänge/Druck Analogeingänge/Temperatur	
EQ250	Wasserboiler	Analogeingänge/Druck Analogeingänge/Temperatur	
EQ260	Schlauchfilter	2 Analogeingänge/Druck Analogeingänge/Temperatur	
EQ270	Kamin mit Abzug	ist schon vorhanden Analogeingänge/Druck Analogeingänge/Temperatur	
EQ510	Dampf-Elektroübererhitzer für den Kaminabzug	Sicherung Temperaturregler Leistungsschütz	
EQ530	Luftgebläse für die Brennkammer	Sicherung Frequenzumrichter Analogeingänge/Lambdasonde	
EQ540	Notgebläse für den Schlauchfilter	Motorschutzschalter Leistungsschütz Ausgang für Schütz	
Benötigte Anzahl der elektrische Steuer- Regelelemente			
Eingänge	3	Sicherung	2
Ausgänge	6	Leistungsschütz	2
Analogeingänge	30	Motorschutzschalter	1
Analogausgänge	3	Frequenzumrichter	1
Temperaturregler	1		

6.5 Wasser-/Dampfkreislauf - Primär Kühlkreislauf

Die durch die Versuchsanlage erzeugte Wärme soll dem System durch einen Wasser-Dampfkreislauf entzogen werden. Das heißt, in den angeführten Strahlungswärmetauscher (EQ200, EQ220 und EQ230) sowie den Wasserboiler (EQ250) wird die Wärme in den Wasser-/Dampfkreislauf übertragen. Dies geschieht über die Verdampfungsenthalpie von Wasser. Der dadurch erzeugte überhitzte Dampf des Strahlungswrmetauschers und des Wasserboilers gelangt über den Rcklaufmischer in die sogenannte Dampftrommel EQ280. In Abbildung 6.8 ist dieser Wasser-/Dampfkreislauf dargestellt. Diese Dampftrommel trennt das Zweiphasengemisch und dient ebenso zur Kühlmittelversorgung (Wasser). berwacht werden soll die Trommel durch Temperaturfühler und Drucksensoren. Die Regelung des Ventils AR260 wird mit den Drucksensoren verknüpft, dadurch wird der Wasserspiegel der Trommel konstant gehalten und der Dampfverlust des Systems ausgeglichen. Des Weiteren wird die Dampftrommel mit dem Sicherheitsventil AR270 gegen einen Überdruck abgesichert. Das Sicherheitsventil ist jedoch nicht zwingend notwendig, wenn die Dampftrommel, wie geplant, durch ein offenes System mit dem Kamin verbunden ist. Ein offenes System zeichnet sich dadurch aus, dass keinerlei Absperreinrichtungen bei der Abdampfleitung Richtung Kamin vorhanden sind und diese Rohrleitungen groß genug dimensioniert wurden. Auch beim Naturumlauf zwischen dem Wasserboiler und der Dampftrommel wurde darauf geachtet, dass der Durchfluss des Wasser/Dampf-Kreislaufs durch keine Komponenten unzulässig beeinflusst wird. Lediglich eine Armatur zum Einstellen (Drosseln) des Naturumlaufes kann bei Bedarf direkt am tiefsten Punkt in der Nähe des Boilers vorgesehen werden.

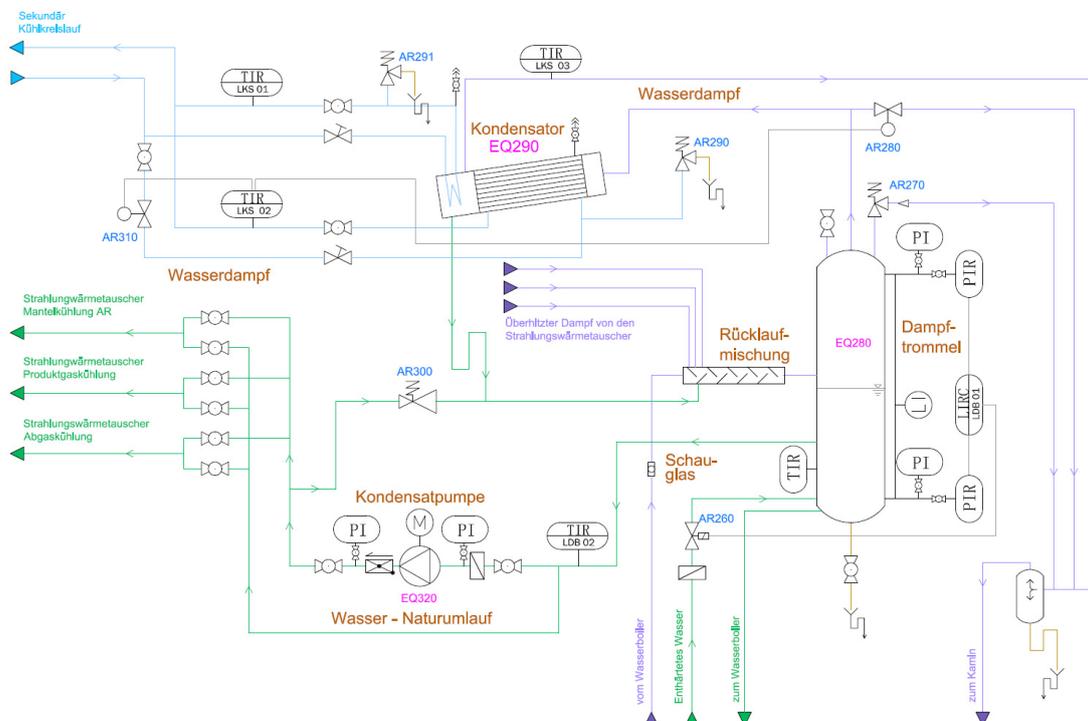


Abbildung 6.8: R&I Dampftrommel und Kondensator

Der Abdampf aus der Dampftrommel wird in den Kondensator EQ290 geführt und kondensiert dort aus (etwaig teilweise). Die Wärme wird in den sekundären Kühlkreislauf übertragen, siehe dazu Abbildung 6.9. Für etwaige Probleme mit dem sekundären Kühlkreislauf kann der Dampf aus der Dampftrommel direkt über das Bypassventil AR280 in den Kamin überführt werden. Alternativ zum Einbau des Ventils AR280 kann der Kondensator auch entsprechend größer ausgelegt und sicherheitstechnisch mit einer thermischen Ablaufsicherung ausgerüstet werden. Vor dem Eintritt in den Kamin wird der Abdampf durch eine Begleitheizung EQ510 (ersichtlich in Abbildung 6.7) nochmals etwas überhitzt. Dadurch wird ein Kondensieren des Dampfs im Kamin verhindert.

Der Kondensator ist mit zwei Kühlkreisläufen ausgestattet, wobei der zweite kleinere Kreis immer durchströmt wird und als Polzeikühler fungiert. Die Rücklauftemperatur und somit die Kühlleistung des Hauptkühlkreises des Kondensators kann durch das Regelventil AR310 eingestellt werden. Der Hilfskreislauf sorgt für eine kontinuierliche konstante Wärmeübertragung. Des Weiteren soll der Kondensator durch das Sicherheitsventil AR290 bzw. AR 291 gegen Überdruck abgesichert werden. Das anfallende kondensierte Wasser im Kondensator wird in die Dampftrommel EQ280 abgeleitet. Die Versorgung der Strahlungswärmetauscher mit Kühlmedium wird über die Kondensatwasserpumpe EQ320 bewerkstelligt.

Tabelle 6-5: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Dampftrommel & Kondensator

Bezeichnung	Beschreibung	Steuerungselemente	
AR260	Regelventil zur Niveauregelung der Dampftrommel	Analogausgang	
AR270	Überdruckventil für die Dampftrommel	Eingang	
AR280	Bypass für den Trommeldampf-Kondensator bei Überlastung	Analogausgang	
AR290	Überdruckventil für den Trommeldampf-Kondensator	Eingang	
AR300	Überdruckventil zur Pumpensicherheit	Eingang	
AR310	Regelventil zur Regelung der Zulauftemperatur des Trommeldampf-Kondensator	Analogausgang Analogeingänge/Temperatur	
EQ280	Dampftrommel	2 Analogeingänge/Druck 2 Analogeingänge/Temperatur	
EQ290	Trommeldampf-Kondensator	3 Analogeingänge/Temperatur	
EQ320	Kondensatwasserpumpe für die Wärmetauscher	Motorschutzschalter Leistungsschutz Ausgang für Schütz	
Benötigte Anzahl der elektrische Steuer- Regelemente			
Eingänge	3	Sicherung	0
Ausgänge	1	Leistungsschutz	1
Analogeingänge	7	Motorschutzschalter	1
Analogausgänge	3	Frequenzumrichter	0
Temperaturregler	0		

6.6 Kühlwasserversorgung

Die Kühlwasserversorgung ist für die Wärmeabfuhr des Kondensators EQ290 zuständig. Eine redundante Ausführung der Kühlwasserversorgung ist vorgesehen. Der Plattenwärmetauscher EQ340 sorgt für die stetige Wärmeabfuhr aus dem System, die Wärme wird in den vorhandenen Kühlkreislauf der Gebäudetechnik übertragen. Die maximale Kühlleistung des Wärmetauschers EQ340 liegt bei etwa 60 KW. Die genaue Leistung und der Kühlwasserdurchfluss des tertiären Kühlkreislaufes werden durch das Ventil AR360 geregelt. Dies geschieht durch das Erfassen der Auslauftemperatur des sekundären Kühlkreislaufs nach EQ340. Für den nötigen Wasserumlauf des sekundären Kühlkreislaufs wird die Pumpe EQ350 eingesetzt. Der Mindestdurchfluss der Pumpe wird durch ein Überströmventil AR355 gewährleistet.

Der Plattenwärmetauscher EQ330 dient als Not- bzw. Zusatzkühlung. Der Sekundär-Kühlkreislauf wird durch Brauchwasser gekühlt. Das Ventil AR330 regelt die Leistung der Notkühlung. Als Regelgröße dient die Temperatur des Kühlwassers nach dem Plattenwärmetauscher EQ330. Zur etwaigen Abkühlung der Abflusstemperatur des Plattenwärmetauschers EQ330 ist das Magnetventil AR320 vorgesehen. Die Zuführung von zu heißem Abwasser in den Abflusskanal wird so in jedem Fall verhindert.

Das Ausdehnungsgefäße AR350 dient der Haltung des konstanten Drucks im Kühlkreislauf. Der Kühlkreislauf des Brauchwassers wird durch den Druckminderer AR340 gegen Überdruck abgesichert.

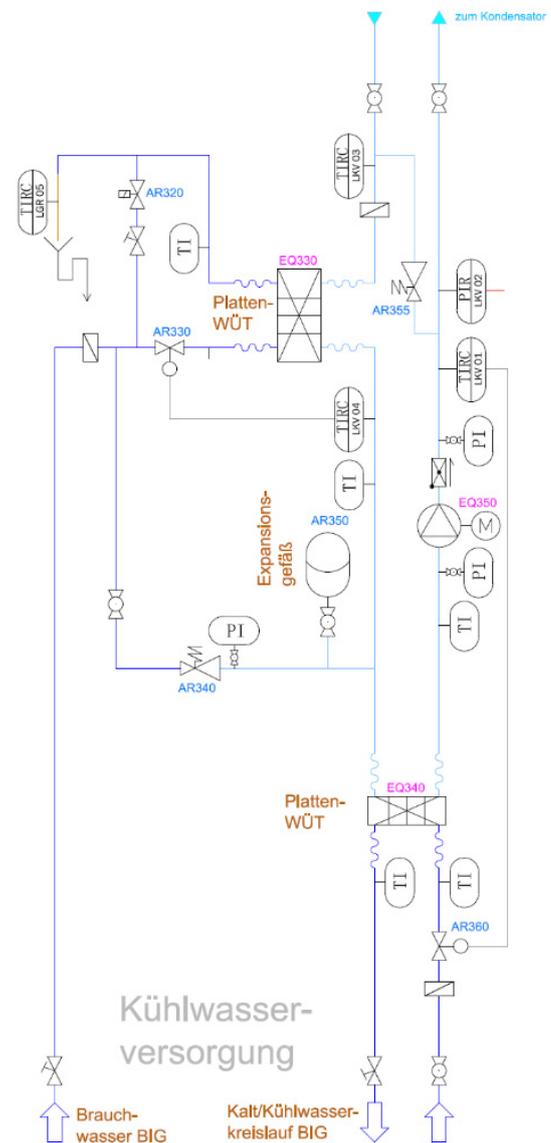


Abbildung 6.9: R&I Kühlwasserversorgung

Tabelle 6-6: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Kühlwasserversorgung

Bezeichnung	Beschreibung	Steuerungselemente	
AR320	Magnetventil für Abflusskhlung	Ausgang	
AR330	Regelventil für Volumenstrom Brauchwasserwrmetauscher	Analogeingang/Temperatur	
AR340	Druckminderer für Brauchwasserkreislauf	Analogausgang	
AR350	Ausdehnungsgefäß	Analogeingang/Temperatur	
AR355	Überdruckventil zur Pumpensicherheit	-	
AR360	Regelventil für Volumenstrom Wasser-Glykol-Wärmetauscher	-	
EQ330	Notkühlung, Brauchwasser-Plattenwärmetauscher	Ausgang	
EQ340	Wasser-Glykol-Plattenwärmetauscher	Analogeingang/Temperatur	
EQ350	Pumpe für den sekundären Kühlkreislauf	Analogeingang/Druck	
		Motorschutzschalter	
		Leistungsschütz	
		Ausgang für Schtz	
Benötigte Anzahl der elektrische Steuer- Regelemente			
Eingänge	0	Sicherung	0
Ausgänge	3	Leistungsschütz	1
Analogeingänge	5	Motorschutzschalter	1
Analogausgänge	1	Frequenzumrichter	0
Temperaturregler	0		

6.7 Wasserdampfversorgung

Die Wasserdampfversorgung dient einerseits als Oxidationsmittel für den endothermen Vergasungsprozess des Brennstoffes und andererseits für die Bereitstellung des Fluidisierungsmittels im Vergaser. Dieser Wasserdampf übernimmt zusammen mit dem erzeugten Produktgas das überführen des vorhandenen Bettmaterials in einen Wirbelschichtzustand. Der autark arbeitende elektrische Dampferzeuger EQ360 erzeugt einen Sattdampf von etwa 6 bar Überdruck. Für die Dampferzeugung wird enthrtetes Wasser verwendend, welches in einem Vorratsbehälter gespeichert wird. ber einen Fllstandschwimmer wird das Niveau des Vorratsbehälters ermittelt und geregelt, indem der Fllstandmelder mit einen Regelventil AR370 verknüpft ist. Das enthrtete Wasser wird dann in den Dampferzeuger gepumpt. Das Sicherheitsventil AR550 sichert den Dampferzeuger gegen Überdruck ab.

Benötigte Anzahl der elektrischen Steuer- Regelelemente			
Eingänge	0	Sicherung	2
Ausgänge	1	Leistungsschütz	1
Analogeingänge	2	Motorschutzschalter	0
Analogausgänge	0	Frequenzumrichter	0
Temperaturregler	1		

6.8 Druckluftversorgung

Die Druckluftversorgung ist primär für die vollständige Oxidierung und Fluidisierung des Verbrennungsreaktors zuständig. Für den Aufheizvorgang soll das Implementieren von Magnetventilen AR434, AR444 und AR545 ein mögliches Starten des Aufheizvorgangs durch Taster (Eingang) oder durch eine Fernsteuerung ermöglicht werden. Die genauen Volumenströme können vorab an den jeweiligen Nadelventilen (AR435, AR445, AR455) eingestellt werden. Die

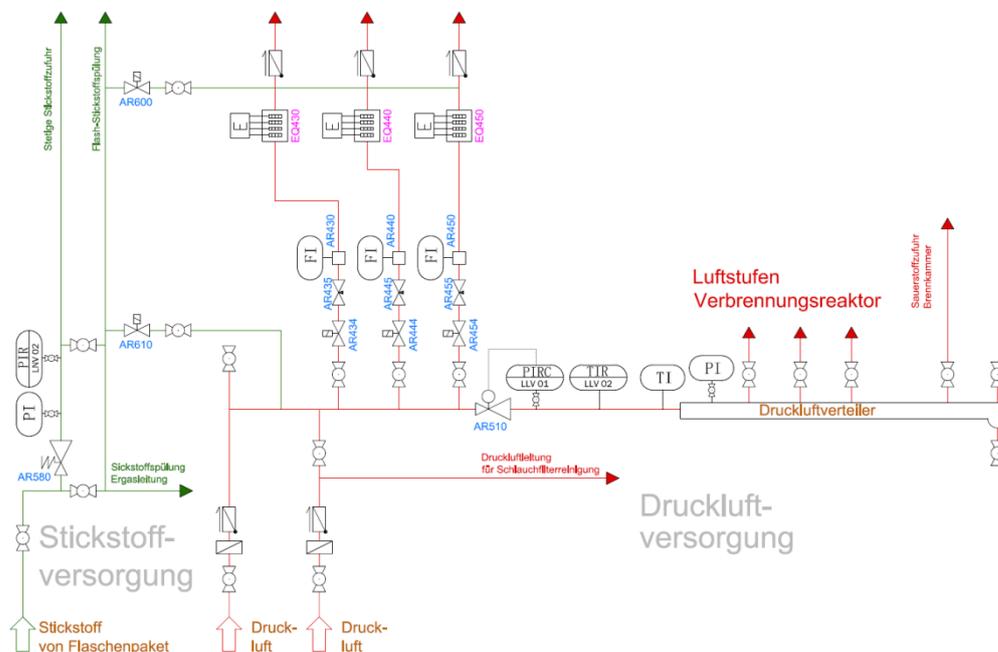


Abbildung 6.11: R&I Druckluftversorgung und Stickstoffversorgung

nachkommenden Luftvorwrmerkartuschen (EQ430, EQ440, EQ450) sollen die Anlage auf die Entzündungstemperatur des Brennstoffes bzw. des Hilfsbrennstoffes erwärmen. Der erhitzte Luftstrom soll für den Aufheizvorgang über die vorgesehenen Leitungen für die Dampffluidisierung des Vergasungsreaktors geführt werden. Somit besteht die Möglichkeit durch die elektrischen Erhitzer der Dampffluidisierung (EQ390, EQ400, EQ420) vor Eintritt in den Vergasungsreaktors den Luftstroms (falls notwendig) zusätzlich aufzuheizen.

Für einen konstanten Druck der Druckluftleitung bei verschiedenen Volumenströmen der Luftstufen soll ein Konstantdruckminderventil AR510 sorgen. Das Erfassen der Temperatur und des Drucks im Druckluftverteiler ermöglicht sodann die Überprüfung der Druckluftparameter die für die Durchflussmesseinrichtungen ausschlaggebend sind. Neben der Versorgung des

Verbrennungsreaktors soll auch die Brennkammer (Gasbrenner) vom Druckluftverteiler versorgt werden. Für die Reinigung des Schlauffilters wird die Druckluft vorm Druckminderventil AR510 abgeleitet.

Tabelle 6-8: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Druckluftversorgung

Bezeichnung	Beschreibung	Steuerungselemente	
AR430	Rotameter für den Aufheizvorgang	-	
AR434	Magnetventil für den Aufheizvorgang	Ausgang	
AR435	Nadelventil für die Volumenstromsteuerung	-	
AR440	Rotameter für den Aufheizvorgang	-	
AR444	Magnetventil für den Aufheizvorgang	Ausgang	
AR445	Nadelventil für die Volumenstromsteuerung	Ausgang	
AR450	Rotameter für den Aufheizvorgang	-	
AR454	Magnetventil für den Aufheizvorgang	Ausgang	
AR455	Nadelventil für die Volumenstromsteuerung	-	
AR510	Proportionaldruckminderventil	Analogeingang/Temperatur Analogeingang/Druck	
AR520	Differenz-Druckmessgerät für die Ermittlung des Luftvolumenstrom	3 Analogeingänge/Druck Analogeingänge/Temperatur	
EQ430	Luftvorwrmkartusche für den Aufheizvorgang	-	
EQ440	Luftvorwrmkartusche für den Aufheizvorgang	-	
EQ450	Luftvorwrmkartusche für den Aufheizvorgang	-	
Benötigte Anzahl der elektrische Steuer- Regelemente			
Eingänge	0	Sicherung	1
Ausgänge	4	Leistungsschütz	0
Analogeingänge	6	Motorschutzschalter	0
Analogausgänge	0	Frequenzumrichter	0
Temperaturregler	0		

6.9 Stickstoffversorgung

In Abbildung 6.11 ist neben der Luftversorgung auch die Ausführung der Stickstoffversorgung dargestellt. Das Gefahrenpotential, welches von der Anhäufung von unerwünschten Gasen ausgeht, soll durch stetige Spülung mit Stickstoff beseitigt werden. Die Stickstoffversorgung wird durch Stickstoffflaschenbndel gewährleistet werden. Ebenso ist eine Flush-Spülung bei Notsituationen vorgesehen, wobei die gesamte Anlage mit Stickstoff geflutet werden kann. Ausgeführt wird dies durch magnetgesteuerte Ventile (AR590, AR600, AR610, AR620, AR40, AR130), was optimaler Weise mit einem einzigen Druckrasttaster erfolgt, oder automatisch eingeleitet wird (z.B. bei Stromausfall). Ebenso sollte die Möglichkeit gegeben sein, einzelne Komponenten auszuwählen und mit Stickstoff zu spülen. Der notwendige Druck für eine stetige Spülung der Bunker soll mit dem Druckminderer AR580 einstellt werden. Für die Flush-Spülungen erfolgt die Druckeinstellung direkt durch das Druckminderventil der Stickstoffflaschen. Als Sicherheitsaspekt soll die Stickstoffspülung auch für Reinigungsvorgänge nach dem Betrieb dienen wie z.B. für den Feinstaub- und Grobstaubaustrag und zum Spülen der entsprechenden Behälter.

Tabelle 6-9: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Stickstoffversorgung

Bezeichnung	Beschreibung	Steuerungselemente	
AR580	Druckminderventil	Analogeingang/Druck	
AR600	Magnetventil für die Stickstoffflutung des Vergasungsreaktors und der Rohrleitungen	Ausgang	
AR610	Magnetventil für die Stickstoffflutung des Verbrennungsreaktors und er Rohrleitungen	Ausgang	
Benötigte Anzahl der elektrische Steuer- Regelelemente			
Eingänge	0	Sicherung	0
Ausgänge	2	Leistungsschütz	0
Analogeingänge	1	Motorschutzschalter	0
Analogausgänge	0	Frequenzumrichter	0
Temperaturregler	0		

6.10 Erdgasversorgung

Die Erdgasversorgung dient vorwiegend für die Bereitstellung von Brenngases für den Stützbrenner der Brennkammer. Doch auch als Hilfsbrennstoff für den Vergasungsreaktor kann Erdgas fungieren. Das hausinterne Erdgasnetz besitzt allerdings einen zu niedrigeren Druck für die direkte Überführung des Erdgases in den Verbrennungsreaktor. Daher muss für die Einspeisung ein höheres Druckniveau erreicht werden. Diese Erhöhung könnte durch einen Erdgasverdichter EQ530 realisiert werden. Die Regelung des Verdichters wird durch das Erfassen des Drucks in der Leitung gekoppelt, siehe Abbildung 6.12. Der Volumenstrom des Erdgases wird durch das Ventil AR650 geregelt. Die Erdgasversorgung soll aus der Leitwarte gesteuert werden können, dafür werden die Magnetventile AR630 und AR670 benötigt. Ein Anschluss für Propanflaschen soll vorgesehen werden. Dieser dient als eine Alternative zur Erdgasversorgung. Sollen aus Sicherheitsgründen die Leitungen mit Stickstoff geflutet werden, muss sich das Magnetventil AR620 öffnen und die Zufuhr vom Erdgasnetz unterbrochen werden. Da die vorgestellte Erdgasversorgung apparativ sehr aufwendig und teuer ist, wird das Verwenden von Heizöl oder Biodiesel als Hilfsbrennstoff angeraten. Zudem hat Erdgas eine hohe Entzündungstemperatur. Somit wird voraussichtlich auf die Erdgaszuführung für den Verbrennungsreaktor verzichtet. Das Brenngas für den Stützbrenner kann jedoch in einfacher Weise direkt vom Erdgasnetz bezogen werden. Die Regelung des Stützbrenners wird durch die interne Regelstrecke des Gasbrenner-Lieferanten gewährleistet.

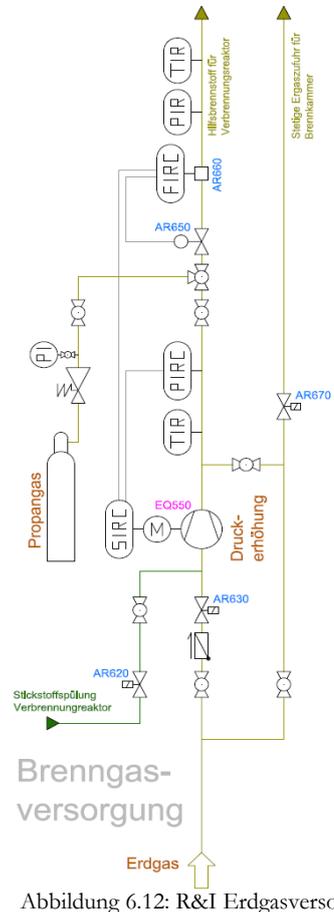


Abbildung 6.12: R&I Erdgasversorgung

Tabelle 6-10: Equipment- /Armaturenliste und Steuerungselemente: Erdgasversorgung

Bezeichnung	Beschreibung	Steuerungselemente
AR620	Magnetventil für die Stickstoffflutung der Brennkammer und der Rohrleitungen	Ausgang
AR630	Magnetventil- Erdgasnetz für Verbrennungsreaktor öffnen	Ausgang
AR650	Regelventil für den Volumenstrom des Brenngas	Analogausgang
AR660	Durchflussmeßgerät für Erdgas	Analogeingang/Volumenstrom
AR670	Magnetventil- Erdgasnetz für Brennkammer öffnen	Ausgang
EQ550	Erdgasverdichter	soll vom Hersteller bereit gestellt werden
Benötigte Anzahl der elektrische Steuer- Regelelemente		
Eingänge	0	Sicherung 0
Ausgänge	4	Leistungsschutz 1
Analogeingänge	1	Motorschutzschalter 1
Analogausgänge	1	Frequenzumrichter 0
Temperaturregler	0	

6.11 Konzept zur speicherprogrammierbaren Steuerung (SPS)

Anhand der ermittelten Daten des MSR-Konzeptes kann eine erste Abschätzung für die Ausrüstung bzw. Module der speicherprogrammierbaren Steuerung (SPS) erstellt werden. Voraussichtlich werden die Module der SPS zur Steuerung und Regelung der neuen Zweibett-Wirbelschichtvergaser

- 11 Digitaleingänge
- 28 Digitalausgänge
- 142 Analogeingänge
- 17 Analogausgänge
- 5 Frequenzumrichter

verwaltet. Das grobe SPS-Konzept zur Wirbelschicht-Vergasungs-Gesamtanlage ist in Abbildung 6.13 dargestellt. Das Visualisieren und Bedienen der gesamten Anlage soll aus einer Leitwarte ermöglicht werden. Außerdem ist eine dezentrale Bedienmglichkeit geplant. Das Programm soll konstruktiv mit nachvollziehbaren Bezeichnungen aufgebaut sein. Wie in Abbildung 6.13 dargestellt, wird eine Unterteilung in die Bereiche Beschickung, Gaserzeugung, Gasverwertung und Medienversorgungen, vorgenommen.

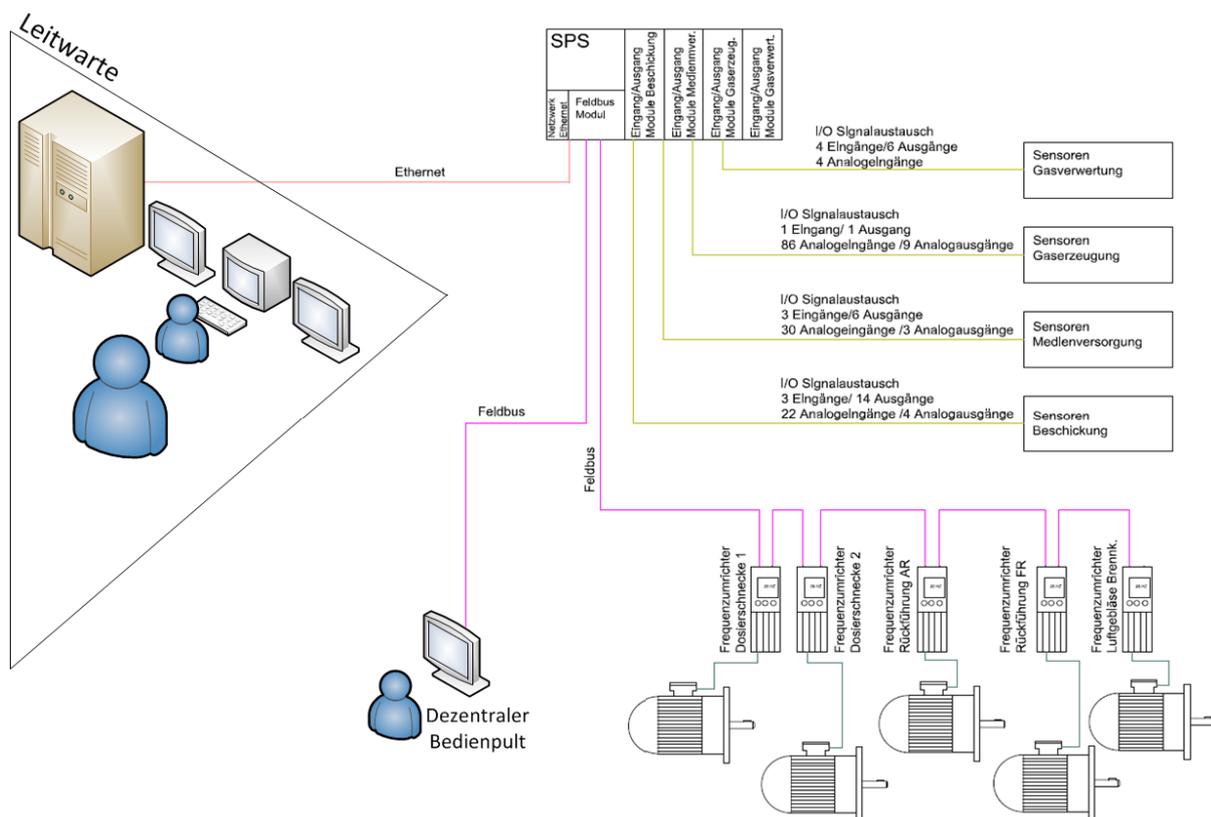


Abbildung 6.13: SPS Konzept

7 FMEA (Failure Mode and Effect Analysis)

Hierbei handelt es sich um ein systematisches Verfahren, das das jeweilige System auf deren Fehlerzustandsarten untersucht und deren Ursachen und Auswirkungen auf das System (Versuchsanlage) ermittelt [45]. "Ausgehend von Fehlern (Fehlzuständen) werden die weiteren Auswirkungen sowie die Gegen- bzw. Erkennungsmaßnahmen analysiert und bewertet" [45, S. 18]. Durch das FMEA-Verfahren findet eine frühzeitige Fehlerverhütung und -behebung statt, was schon bei der Entwicklungsphase mit einfließen kann.

Die folgende FMEA-AnalysetablelleTabelle 7-1 wurde in Anlehnung an die Norm DIN EN 60812, auf Basis der Prozessbeschreibung (R&I-Schema, Kapitel 6.1) ausgeführt. Die Analysetablelle wurde in folgende Fragenpunkte unterteilt:

- Komponente (Welcher Teil der Anlage ist betroffen),
- Ausfallart (Was ist die mögliche Gefahr),
- Ausfallwirkung (Was für Auswirkungen hat die Gefahr),
- Erkennung durch bzw. Symptom (Wie kann die Auswirkung erkannt werden),
- Gegenmaßnahmen (Welchen Gegenmaßnahmen können gesetzt werden),

Dadurch können Situationen, die sich unerwünscht auf die Sicherheit, den Betrieb, die Instandhaltung und die Systemfunktionsfähigkeit auswirken, erkannt und folglich vermieden werden. [48].

„FMEA (Failure Mode and Effect Analysis)“

Tabelle 7-1: Ausfallanalyse FMEA - Failure Mode and Effect Analysis

Komponente	Fehler- Ausfallart	Fehler- Ausfallwirkung	Erkennung durch bzw. Symptom	Gegenmaßnahmen
Brennstoffbeschickung				
Brennstoffbunker	<ul style="list-style-type: none"> - Ansammlung von Produktgas - Austritt von Produktgas beim Öffnen des Bunkers 	<ul style="list-style-type: none"> - Verpuffungsgefahr - Brandgefahr - Einatmen von toxischen Gasen - Beschädigung des Bunkers 	<ul style="list-style-type: none"> - Druckanstieg - Warnung PSA-Gaswarngerät 	<ul style="list-style-type: none"> - CO-Wächter (PSA Gerät immer dabei) - Kontinuierliche Stickstoffspülung während des Betriebs - Flush-Stickstoff-Spülung bei Bedarf - Manuelle Bunkernotspülung - Stickstoffspülung vor und nach jeder Brennstoffnachfüllung - Dichtes Bunkersystem - Absperrorgan zum Vergasungsreaktor bzw. zur Beschickungsschnecke - Stellungsüberwachung dieses Absperrorgans - Überstromventil für Überdruckschutz um das Absperrorgan - Einsetzen einer Berstscheibe (wenn nötig)
Förderschnecken	<ul style="list-style-type: none"> - Schnecke steckt fest bzw. zu hohes Drehmoment - Schnecke fördert gegen geschlossene Absperrarmatur 	<ul style="list-style-type: none"> - Ausfall des Motors - Versuchsabbruch - Schaden an Komponenten 	<ul style="list-style-type: none"> - Veränderte Produktgaszusammensetzung - Gleichbleibende Brennstoffmasse im Brennstoffbunker 	<ul style="list-style-type: none"> - Sollbruchstelle bei Schneckenwelle - Absicherung durch Frequenzumrichter - Drehrichtungsänderung - Schnecke kann händisch gedreht werden - Stellungsüberwachung der Absperrorgane
Wirbelschichtsystem				
Vergasungsreaktor	<ul style="list-style-type: none"> - Dampffluidisierung fällt aus 	<ul style="list-style-type: none"> - Abfall der Wirbelschicht - Versuchsabbruch 	<ul style="list-style-type: none"> - Druckverlauf bzw. -gradienten über den Vergasungsreaktor - Durchflußmesswerte für Dampf - Temperaturverlauf über den Vergasungsreaktor 	<ul style="list-style-type: none"> - Echtzeit Darstellung der Temperatur- und Druckprofile über die Höhe des Reaktors - Temperaturregelung der Heizungen mit Alarm ausstatten - Überwachung der Fluidisierung - Variable Taillierungen ausführen
	<ul style="list-style-type: none"> - Dampffluidisierung ist zu gering - Taillierungsverhältnis ist zu gering 	<ul style="list-style-type: none"> - geringer Feststoffanteil in den Kammern 		
	<ul style="list-style-type: none"> - Dampffluidisierung ist zu hoch - Taillierungsverhältnis ist zu hoch - Brennstoffzufuhr ist zu hoch 	<ul style="list-style-type: none"> - Flutung der Kammern 		
	<ul style="list-style-type: none"> - Dampfzuführtemperatur ist zu gering 	<ul style="list-style-type: none"> - Temperaturabfall im Reaktor 		

„FMEA (Failure Mode and Effect Analysis)“

Komponente	Fehler- Ausfallart	Fehler- Ausfallwirkung	Erkennung durch bzw. Symptom	Gegenmaßnahmen
Verbrennungs- reaktor	- Luftfluidisierung fällt aus - Luftfluidisierung zu gering	- Abfall der Wirbelschicht - Kein Bettmaterialumlauf - Kein Feststoffgehalt in den Kammern - Keine vollständige Oxidation	- Druckverlauf über den Verbrennungsreaktor - Temperaturverlauf über den Verbrennungsreaktor - Beschädigungen am Mantelwärmetauscher - Temperaturanzeige nach dem Mantelwärmetauscher steigt bzw. fällt - Austritt von Dampf und Wasser	- Echtzeitdarstellung der Temperatur- und Druckprofile über die Höhe des Reaktors - Temperaturregelung der Heizungen mit Alarm ausgestattet - Überwachung der Fluidisierung - Regelung des Strahlungs-Mantelwärmetauschers - Niveauüberwachung des Kühlwasserspiegels durch Differenzdrucksensoren
	- Luftfluidisierung zu hoch	- Zu hoher Umlauf - Flutung der Kammern - Temperaturabfall		
	- Luftzufuhrtemperatur zu gering	- Temperaturabfall im Reaktor		
	- Ausfall des Hilfsbrennstoff	- Temperaturabfall im Reaktor		
	- Strahlungswärmetauscher fällt aus - Undichte Stelle des äußeren Mantels	- Gewünschte Temperaturspreizung zu niedrig (SER-Verfahren) - Dampf/Wasser tritt aus - Druckanstieg		
	- Wärmeabfuhr vom Strahlungswärmetauscher zu hoch	- Temperaturspreizung zu hoch - Temperaturabfall im Reaktor		
Gaskühlung und Gasreinigung				
Produktgas- und Abgaswärme- tauscher	- Undichte Stelle des äußeren Mandels	- Dampf/Wasser werden in inneren Mantel überführt - Druckanstieg	- Beschädigungen am Strahlungswärmetauscher - Temperaturanzeige nach dem Strahlungswärmetauscher steigt bzw. fällt - Austritt von Dampf und Wasser	- Innere Mandel wird nach oben als offenes System ausgeführt - Niveauüberwachung des Kühlwasserspiegels über Differenzdrucksensoren - Implementieren einer Regelstrecke für Strahlungswärmestauscher durch Verknüpfung der Temperatur vor der Gasanalyse
	- Kühlung fällt aus oder ist zu gering	- Für Gasanalyse ist Temperatur zu hoch		
	- Wärmeabfuhr zu hoch	- Für Gasanalyse ist Temperatur zu niedrig - Auskondensieren niedriger siedenden Komponenten (Teer)		

„FMEA (Failure Mode and Effect Analysis)“

Komponente	Fehler- Ausfallart	Fehler- Ausfallwirkung	Erkennung durch bzw. Symptom	Gegenmaßnahmen
Brennkammer	<ul style="list-style-type: none"> - Luftzufuhr fällt aus - Luftzufuhr zu gering - Erdgas fällt aus - Abgastemperatur nach Brennkammer zu hoch 	<ul style="list-style-type: none"> - Ansammlung von Produktgas - Verpuffungsgefahr - Keine vollständige Oxidation - Beschädigung anderer Anlagenkomponenten - Versuchsabbruch 	<ul style="list-style-type: none"> - Lambdasonde - Sauerstoffüberschuss nach Brennkammer sinkt (bzw. steigt) - Alarmmeldung des Gasbrenners 	<ul style="list-style-type: none"> - Implementieren einer Regelstrecke - Verknüpfen der Lambdasonde mit Luftgebläse - Flammen- und Zündüberwachung des Stützbrenners - Einrichten einer Berstscheibe - Bei Totalausfall: Stickstoff-Flush-Spülung - Vergasungsreaktor kann auch mit Luft fluidisiert werden (vollständige Oxidation)
Wasserboiler	<ul style="list-style-type: none"> - Ausfall des Wasser-Dampf-Kreislaufs - Kühlleistung zu gering - Zuwachsen der Rauchrohre 	<ul style="list-style-type: none"> - Abgastemperatur zu hoch - Beschädigung des Schlauchfilters - Rückstau des Abgases: Druck steigt an - Versuchsabbruch 	<ul style="list-style-type: none"> - Temperaturanzeigen nach dem Boiler steigen - Zu hoher Druck vor dem Boiler 	<ul style="list-style-type: none"> - Auslegung des Wasser-Dampf-Kreislauf als Naturumlauf - Überdimensionierung des Wasserboilers - Große Rauchrohrquerschnitte - Leichte Reinigung der Rauchrohre möglich - Abgas-Bypass direkt zum Kamin (wenn nötig)
Schlauchfilter	<ul style="list-style-type: none"> - Filtermedium ist verstopft - Staubentwicklung - Zulufttemperatur des Abgases zu hoch 	<ul style="list-style-type: none"> - Durchfluss sinkt - Beschädigung des Schlauchfilters - Versuchsabbruch 	<ul style="list-style-type: none"> - Druckverlust über das Filtermedium steigt 	<ul style="list-style-type: none"> - Einrichtung regelmäßiger Selbstreinigung - Austragungseinrichtung für Filterstaub - Kühlungsgebläse für Schlauchfilter (wenn nötig) - Bypass für Abgasstrom (wenn nötig)
Kamin	<ul style="list-style-type: none"> - Zu niedrige Leistung des Saugzugebläse zu niedrig - Ausfall des Saugzugebläses - Auskondensieren des Dampfes 	<ul style="list-style-type: none"> - Abgasstrom durch den Kamin sinkt - Wasserablagerungen 	<ul style="list-style-type: none"> - Erfassen des Unterdrucks im Kamin - Saugzug ausgeschaltet 	<ul style="list-style-type: none"> - Motorregelung durch Verknüpfung des Drucks im Kamin - Nochmaliges erwärmen des Wasserdampfes vor Kamineintritt
Dampftrommel	<ul style="list-style-type: none"> - Ausfall des Wasser-Dampf- Kreislaufs - Druckanstieg - Ablagerungen 	<ul style="list-style-type: none"> - Kein Kühlkreislauf - Versuchsabbruch - Beschädigung von Anlagenkomponenten 	<ul style="list-style-type: none"> - Temperaturanstieg im Bereich der Gasverwertung - Wasserspiegel sinkt in den Strahlungswärmetauschern 	<ul style="list-style-type: none"> - Auslegung des Wasser-Dampf-Kreislaufs als Naturumlauf - Ausführung als offenes System bis zum Kamin - Verwendung von enthartetem Wasser - Entschlammungskugelhahn an tiefster Stelle
Kondensatbehälter mit Pumpe	<ul style="list-style-type: none"> - Pumpe fällt aus - Pumpe fördert gegen null - Absperrorgan geschlossen – Druckanstieg 	<ul style="list-style-type: none"> - Unterbrechung der Gasanalyse nach Strahlungswärmetauscher - Keine gewünschte Temperaturspreizung zwischen den Reaktoren (SER-Verfahren) - Beschädigung der Pumpe 	<ul style="list-style-type: none"> - Wasserniveau im Strahlungswärmetauscher sinkt - Druck nach der Pumpe sinkt 	<ul style="list-style-type: none"> - Redundante Naturumlaufausführung für Störbetrieb - Überströmventil nach der Pumpe

„FMEA (Failure Mode and Effect Analysis)“

Komponente	Fehler- Ausfallart	Fehler- Ausfallwirkung	Erkennung durch bzw. Symptom	Gegenmaßnahmen
Kondensator	- Kühlmediumversorgung für den Kondensators fällt aus	- Versuchsabbruch	- Temperaturanzeige nach dem Kondensator (Kühlmittelseitig) steigt	<ul style="list-style-type: none"> - Zusätzliche Ausführung eines Polzeiwärmetauschers zusätzlich zum eigentlichen großen Kondensator - Dampf-bypass über den Kondensator - Thermische Ablaufsicherung für das Kühlmedium - Zulufttemperaturregelung des Kühlmediums mit Verknüpfung der Temperatur nach dem Kondensator - Kühlmittelseitige Überdrucksicherheitsventile
	- Zulufttemperatur des Kühlmediums zu hoch	- Geringe Kondensatorleistung	- Temperatur des Abdampfes steigt	
	- Dampfmassenstrom zu hoch	- Verdampfung des Kühlmediums - Druckanstieg im Kondensator		
- Versorgung				
Kühlwasser-versorgung	<ul style="list-style-type: none"> - Kühlkreislaufpumpe fällt aus - Ausfall des Wärmetauschers - Druckanstieg durch ein geschlossenes Absperrorgan (Förderung gegen null) 	<ul style="list-style-type: none"> - Versuchsabbruch - Kondensator wird nicht mehr mit genügend Kühlleistung versorgt - Beschädigung der Pumpe 	<ul style="list-style-type: none"> - Temperaturanzeige nach dem Kondensator steigt (Kühlmittelseitig) - Auslösen des Sicherheitsventils beim Kondensator - Bypassventil über den Kondensator führt den Dampf zum Kamin 	<ul style="list-style-type: none"> - Einbau eines Notwärmetauschers zusätzlich zum Wärmetauscher des Gebäudetechnik Kühlkreislaufes - Überströmmöglichkeit für die Kreislaufpumpe - Thermische Ablaufsicherung in Kombination mit der Zuführung von Brauchwasser in den Kühlkreislauf
Wasserdampf-versorgung	<ul style="list-style-type: none"> - Ausfall des Dampferzeugers - Druckanstiegen durch Dampferzeuger - Auskondensieren des Dampfes - Zustandsänderung des Dampf (Temperatur und Druck) 	<ul style="list-style-type: none"> - Versuchsabbruch - Beschädigung der Komponenten durch Ablagerung und Druckanstieg - Fehler bei Datenauswertung 	<ul style="list-style-type: none"> - Dampfmassenstrom nimmt ab - Temperatur und Druck im Prozessdampfverteiler sinken - Änderung der Produktgaszusammensetzung 	<ul style="list-style-type: none"> - Absichern gegen Überdruck (Überdrucksicherheitsventil) - Einrichtung von Kondensatabscheider bzw. umfassende Ausführung mit Begleitheizungen - Regeleinrichtung sowie Überwachung für Druck und Temperatur mit Datenaufzeichnung und Alarm - Bei Ausfall des Dampferzeuger soll die Beschickung des Brennstoffs abgedreht werden - Die Fluidisierung im Vergasungsreaktor kann auf Luftfluidisierung umgestellt werden

„FMEA (Failure Mode and Effect Analysis)“

Komponente	Fehler- Ausfallart	Fehler- Ausfallwirkung	Erkennung durch bzw. Symptom	Gegenmaßnahmen
Stickstoff-versorgung	<ul style="list-style-type: none"> - Ausfall der Stickstoffversorgung - Druckanstieg durch die Stickstoffspülungen 	<ul style="list-style-type: none"> - Gefahrpotential durch Ansammeln von Produktgas (Toxisches gas, Explosionsgefahr) in verschiedenen Systemen wie den Bunkern - kein Notspülung möglich - Beschädigung von Komponenten 	<ul style="list-style-type: none"> - Abfall des Stickstoffdruckes - Stickstoff-Rotameter zeigen keinen Durchfluss mehr an - Stickstoffflaschen haben keinen Druck mehr - Auslösen der vorhandenen Berstscheiben 	<ul style="list-style-type: none"> - Großer Stickstoffvorrat über ein Stickstoffflaschenbündel - Überprüfen des Druckes in den Stickstoffflaschen - Automatisches Überprüfen und mitloggen der Drücke nach den Druckregulierventilen - Implementieren von Rückschlagklappen entlang des Stickstoffstroms und überwachen von Absperrorganen
Druckluft-versorgung	- Druckluftversorgung fällt aus	<ul style="list-style-type: none"> - Oxidationsmittel für die Brennkammer und Verbrennungsreaktor fehlt - Das brennbare Gas strömt durch den Schlauchfilters, Kamin und zuletzt in die Umgebung - Verpuffungsgefahr - Beschädigung von Anlagenkomponenten und Umgebung - Versuchsabbruch 	<ul style="list-style-type: none"> - Alarm durch die Lambdasonde - Temperaturabfall in der Brennkammer - Alarmmeldung der Brennerüberwachung 	<ul style="list-style-type: none"> - Sofortige Spülung der gesamten Anlage mit Stickstoff - Überprüfung ob Brennkammer durch separate Luftzufuhr noch arbeitet (Verbrennung durch hohe Temperaturen auch ohne Gas-Stützbrenner) - Regeleinrichtung für den Druck sowie Überwachung und Registrierung Drucks und Temperatur - Alternative Druckluftversorgung über zweiten Kompressor
	- Zustandsänderung des Druckluft (Temperatur und Druck)	- Fehler bei Datenauswertung		
Erdgasversorgung	- Erdgasversorgung fällt aus	<ul style="list-style-type: none"> - Stützbrenner fällt aus - Produktgas zündet nicht - Verpuffungsgefahr 	<ul style="list-style-type: none"> - Alarm durch Brennkammerregeleinrichtung - Temperaturabfall in der Brennkammer 	<ul style="list-style-type: none"> - Sofortige Spülung der gesamten Anlage mit Stickstoff - Überprüfung ob Brennkammer noch arbeitet (Verbrennung durch hohe Temperaturen auch ohne Gas-Stützbrenner) - Überwachung und Registrierung Drucks und Temperatur - Einrichten von Rückschlageventil zum Erdgasnetz - Mögliche redundante Ausführung mit Propangasflaschen - Entfall der Erdgaszuführung für den Verbrennungsreaktor

„FMEA (Failure Mode and Effect Analysis)“

Komponente	Fehler- Ausfallart	Fehler- Ausfallwirkung	Erkennung durch bzw. Symptom	Gegenmaßnahmen
Spannungsversorgung	<ul style="list-style-type: none"> - Stromausfall 	<ul style="list-style-type: none"> - Versuchsabbruch - Brennstoffbeschickung wird angehalten - Luftversorgung für sämtliche Verbrennungen unterbrochen - Das entstanden brennbares Gas strömt durch den Schlauchfilters, Kamin und zuletzt in die Umgebung – Verpuffungsgefahr - Beschädigung von Anlagenkomponenten und Umgebung 	<ul style="list-style-type: none"> - Ausfall aller elektrischen Systeme 	<ul style="list-style-type: none"> - Anlage sofort mit Stickstoff fluten - Mindestens ein eigenes Flaschenbündel für die Stickstoffversorgung vorsehen - Sichere Ruheschaltung von Magnetventilen beim Stickstoff vorsehen - Sichere Ruheschaltung von Absperrorgan für eine ungehindert Führung des Gasstroms in den Kamin (Bypass über den Schlauchfilteranlage)

8 Gefahrenanalyse und Risikograph - gesundheitsgefährdende Aspekte für Personen

In dieser Risikoanalyse wird vordergründig das allgemeine Bewusstsein eruiert, welche Gefahren für das anwesende Personal während des Versuchs, den Reinigungsarbeiten und Wartungsarbeiten entstehen könnten. Die folgenden Auflistungen sind natürlich mit der bereits beschriebenen FEMA-Analyse verknüpft, aber untersuchen nicht die Zustandsänderungen von einzelnen Komponenten und ihren Auswirkungen, sondern die Gefahren die bei der Bedienung und dem Aufenthalt in der Nähe der Anlage auftreten können. Nachfolgend werden die eruierten gesundheitsgefährdenden Gefahren aufgelistet und die Entstehungsorte beschrieben:

- Gasaustritt, Leckage toxischer Stoffe, Unfälle bei Probenentnahme
- Verbrennungen durch heiße Medien und heiße Anlagenkomponenten
- Augenkontakt und Hautkontakt mit reizenden Stoffen
- Einatmen feiner Partikel (Staub, Asche, Restständen)
- Verpuffungen durch Produktgas
- Brandgefahr bei der Brennstoffversorgung
- Leckagen von Komponenten unter Druck
- Stromschlag und Verletzung durch rotierende Teile
- Geruchsbelästigung, Emissionen
- Unkontrollierter Anlagenbetrieb

8.1 Gesundheitsgefährdende Gefahren

Gasaustritt, Leckage toxischer Stoffe, Unfälle bei Probenentnahme

Toxische Gase entstehen während der Verbrennung- bzw. dem Vergasungsprozess (z.B. Kohlenmonoxid). Problematisch sind vor allem jene Arbeitsaufgaben die in den Prozess diskontinuierlich eingreifen. Zu nennen sind hier die Probeentnahme von Partikeln, die Produktgasmessungen für Teere und andere Inhaltstoffe, die etwaig nötigen Ascheausträge und andere Arbeiten die das Öffnen der sonst hermetisch geschlossenen Anlagenteile nötig macht. Vor der ersten Inbetriebnahme sollte die Anlage in jedem Fall einer Dichtheitsüberprüfung unterzogen werden. Somit wird eine prinzipielle Undichtigkeit durch die Montage der neuen Anlagenteile ausgeschlossen. Die Probenahmen von Feststoffen sollen in einen geschlossenen dichten Behälter überführt werden. Ebenso soll der Bettmaterialeintrag in einem geschlossenen System durchgeführt werden. Zusätzlich sollte im Bereich der Produktgas-Probeentnahmestelle eine Absaugung installiert werden. Jedes Personal muss mit seiner persönlichen Schutzausrüstung (PSA) ausgestattet sein, die auch ein Gaswarngerät umfasst das immer an der Person zu tragen ist. Wartungsarbeiten dürfen nur von eingeschultem Personal durchgeführt werden.

Verbrennungen durch heiße Medien und heiße Anlagenkomponenten

Das Gefahrenpotential durch Verbrennung, anhand heißer Medien und heißer Anlagenkomponenten, besteht im gesamten Bereich der Versuchsanlage. Verbrennungen durch austretende heiße Medien können allerdings durch konstruktive Ausführungen unterbunden werden. Die Ströme der heißen Medien, die durch Ablassen (Prozessdampferzeuger, Dampftrommelwasser) oder beim Auslösen von Sicherheitsorganen (Sicherheitsventilen, Bypass-Ventile) abgeführt werden, müssen in Absaugungen oder in den Kamin übergeführt werden. Falls Berstscheiben zur Ausführung kommen müssen die Abblaseleitungen für die Abgase in für Personen unkritischen Bereich geführt werden (ins Freie, bzw. unter die Decke) Wenn heißes Bettmaterial abgelassen werden muss, soll der Austrag in jedem Fall in einen geschlossenen Behälter führen. Eine Verbrennung durch berühren von heißen Komponenten soll in erster Linie durch eine ausreichende Isolierung der Komponenten verhindert werden. Da bei einer Versuchsanlage nicht alle heißen Komponenten isoliert werden können sind Bereiche die noch immer als kritisch betrachtet werden zu kennzeichnen, abzusperren, oder mit einer Schutzvorrichtung (Geländer, Gitter, Abdeckbleche) zu versehen. Wenn möglich sind alle Absperrarmaturen mit einem Blindstopfen/deckel zu versehen, damit diese aus Versehen nicht geöffnet werden kann. Auf alle Fälle darf nur geschultes Personal in die Nähe von heißen Anlagenteilen und Armaturen die händisch betätigt werden können. Gehwege (Fluchtwege) und Sperrzonen sollen einen klaren Überblick über diese Gefahrenzonen geben.

Augenkontakt und Hautkontakt mit reizenden Stoffen

Dies kann vor allem durch das Einhaltung der Technikums- und Laborordnung des Institutes für Verfahrenstechnik verhindert werden (Schutzkleidung, Schutzbrille, Handschuhen usw.). Wie in den bereits erläuternden Gegenmaßnahmen sind hier die gleichen Vorkehrungen zu treffen: Absaugungen in kritischen Bereichen, Dichte geschlossene Behälter für Feststoffaustrag, Dichtheitsprüfung usw.

Einatmen feiner Partikel (Staub, Asche, Restständen)

Das Einatmen von feinen Partikeln kann nur durch das strikte tragen von Atemschutzmasken bei den entsprechenden Arbeiten verhindert werden. Durch Wartungsarbeiten in manchen Bereichen (z.B. Wärmetauscher, Filtersystemen) ist das Austreten von Stäuben oft unvermeidbar. Durch das Verwenden der entsprechenden Atemschutzmasken kann das Einatmen dieser Stäube verhindert werden. Die Filtersysteme für den anfallenden Staub sollen trotzdem für den Normalbetrieb mit einer automatischen Abreinigung und einer geschlossenen Austragungsschnecke ausgerüstet werden. Die Rückstände und Asche sollen durch geschlossene Behälter aufgefangen werden. Das Verwenden einer mobilen Absaugeinrichtung mit Filtersystem ist bei Arbeiten in denen feine Partikel austreten können dringend angeraten.

Verpuffungen durch Produktgas

Die häufig nötige Bedienung des Bunkersystems und deren Armaturen durch das Bedienpersonals birgt mehrere Gefahrenpotenziale in sich. Dahingehend sollte das Personal sehr gut eingeschult werden und immer ein Bewusstsein für die etwaigen Gefahren bei Fehlbedienung vorherrschen. Explosionspotenzial besteht bei jenen Anlagenkomponenten die eine Anhäufung von brennbaren Gasen aufweisen und in denen gleichzeitig Sauerstoff (Luft) vorhanden sein kann, wie in den Bunkersystemen und der Brennkammern. Als Gegenmaßnahme für die Ansammlung von Produktgas in den Bunkersystemen wird während dem Betrieb der Bunker stetig mit Stickstoff gespült. Zusätzlich werden vor dem Start, nach dem Versuch (Betrieb) und vor dem Öffnen der Bunker, diese mit einer Flush-Spülung, mit vergleichsweise hohem Volumenstrom, gespült. Die Spülvorgänge sollen möglichst automatisiert ausgeführt werden, um eine Fehlbedienung durch das Personal ausschließen zu können. Eine Ampel oder Signalleuchte sollte das Öffnen des Bunkers freigeben. Beim Nichtverwenden eines Bunkers soll ein Kugelhahn die Verbindung zum Reaktor unterbinden. Als weitere Sicherheitsmaßnahme kann ein Bunker auch zusätzlich mit einer Berstscheibe ausgestattet werden, die bei einer Verpuffung den Druck ablässt. Damit der doppelten und automatisch ausgeführten Stickstoffspülung, der Signalampel und dem stellungsüberwachten Absperrorgan zum Reaktor jedoch die Gefahr einer Verpuffung ausgeschlossen werden kann, ist eine Berstscheibe nicht zwingend notwendig.

Sämtliche Gase werden im Normalbetrieb der Brennkammer zugeführt und mit Luft vollständig oxidiert. Damit die einströmenden Gase einwandfrei zünden und mit der Brennkammerluft oxidieren, wird ein Erdgas-Stützbrenner vorgesehen. Sicherheitstechnischen Einrichtungen wie die Flammenüberwachung, die Lambda-Sonde und die Erdgasregelstrecke des Stützbrenners samt Alarmmodul sollen von der alten Anlage übernommen werden, da sich dieser Aufbau über Jahre hinweg bewährt hat. Während dem Betrieb werden die Verbrennungsbedingungen mittels Temperatur und Lambda-Sonde überprüft. Der Volumenstrom der Brennkammerluft wird dadurch geregelt. Falls es zu einem Ausfall des Stützbrenners kommt, kann überprüft werden ob das eingeleitete Produktgas immer noch selbständig in der Brennkammer verbrennt. Der Brenner sollte natürlich trotzdem so schnell wie möglich wieder in Betrieb genommen werden. Oder die Anlage kann aus Sicherheitsgründen mit Stickstoff geflutet werden. Die Stickstoffflutung funktioniert in jedem Fall, auch bei einem vollständigen Stromausfall. Die Brennkammer kann, wenn als notwendig erachtet, auch noch gegen Überdruck mit einer Berstscheibe abgesichert werden. Prinzipiell ist die Brennkammer über den Filter zum Kamin als offenes System ausgeführt.

Brandgefahr bei der Brennstoffversorgung

Die Lagerung der Brennstoffe im Brennstofflager sowie im Brennstoffbunker birgt die Gefahr der ungewollten Entzündung des Brennstoffes. Durch die spezielle Konstruktion mittels Dosierschnecken und Beschickungsschnecke soll die Gefahr des Rückbrandes minimiert. Die Gefahr des Brandes ist nur durch die Anwesenheit von Luftsauerstoff gegeben. Dies kann im Brennstoffbunker durch die oben erwähnten Maßnahmen wie Stickstoffspülung, Kugelhahn und Not-Spülung verhindert werden. Der Brennstoff der nicht für den aktuellen Versuch benötigt

wird soll in einem separat geschlossenen Raum gelagert werden. In allen Gefahrenzonen sowie im gesamten Laborbereich müssen Brandmelder sowie Feuerlöscher zur Verfügung stehen.

Leckagen von Komponenten unter Druck

Allgemein muss erwähnt werden, dass kein Anlagenteil der neuen Forschungsanlage der Druckgeräte richtlinie unterliegt. In den Wirbelschichtreaktoren sind maximale Drücke von 250 mbar zu erwarten. 90% Der Anlagenteile werden mit Überdrücken beaufschlagt die unterhalb von 100 mbar liegen. Auch der Wasser-Dampfkühlkreislauf als primäre Kühleinrichtung ist atmosphärisch betrieben. Die kritischen Bauteile werden immer als offene Systeme ausgeführt. Trotzdem sollen natürlich alle Teile einer Dichtheitsprobe unterzogen werden. Die Druckluft-, Brauchwasser- und Stickstoffversorgungsleitungen (mit kleinen Dimensionen) und der sekundäre Wasserkühlkreislauf sind druckbeaufschlagt und wenn nötig wie vorgeschrieben über Sicherheitsventile abgesichert. Außerdem sollen nur verlötete Wärmetauscher verwendet werden und eine allgemeine Dichtungsprüfung vor der ersten Inbetriebnahme durchgeführt werden.

Unkontrollierter Anlagenbetrieb

Ausschlaggebend für einen kontrollierten und vor allem sicheren Betrieb der Anlage ist das Bedienpersonal. Das Personal muss durch eine gezielte und umfangreiche Einschulung Vertrauen und Fachkenntnis über die Anlage erhalten. Der detaillierte Aufbau der Gesamtanlage und die nötigen Steuerungsvorgänge müssen gelehrt und über einen längeren Zeitraum vorgetragen und wiederholt werden. Die Laborordnung ist einzuhalten. Ein Vergasungsbetrieb mit der Anlage darf niemals nur von einer einzigen Person durchgeführt werden. Zwei Personen, die mit mobilen Funkgeräten und natürlich deren PSA ausgerüstet sind, sind die Mindestbesetzung bei Versuchsdurchführungen. Neues Bedienpersonal darf zu Anfang niemals alleine die Anlage betreiben. Eine erfahrene Person soll immer während der ersten Bedieneinheiten den Anlagenbetrieb in der Praxis vorführen. Umfangreiche automatische Regel- und Steuerabläufe müssen dem Personal bekannt gemacht werden. Viele der dann automatisch ablaufenden Vorgänge sollen prinzipiell aber zuerst ein aktives Handeln (Drücken eines Tasters, Freigabe über Computer) des Personals erfordern. Außerdem werden die (sicheren) Ruhepositionen der Komponenten so ausgelegt, dass das Gefahrenpotential bei einer Störung minimiert wird. Des Weiteren soll vor jedem wichtigen automatischen Ventil zusätzlich ein manuell zu bedienender Kugelhahn montiert werden.

Stromschlag und Verletzung durch rotierende Teile

Sämtliche Verkabelungen der Stromversorgungen sollen durch Fachpersonal durchgeführt werden. Die Kabelführung soll so ausgelegt werden, dass die Leitungen vor mechanischen Einflüssen, hohen Temperaturen, Staub und Feuchtigkeit geschützt werden. Alle rotierenden Komponenten müssen mit Sicherheitsabdeckungen versehen werden, sodass keine potentielle Gefährdung für Personen besteht.

Geruchbelästigung, Emissionen

Durch geschlossene Systeme wird die Geruchbelästigung in der Umgebung der Anlage (Technikum) verhindert. Zur Reduzierung der Emissionen und der Geruchbelästigung in der Nachbarschaft werden der Abgas- und Produktgasstrom aus der Wirbelschicht über jeweils einen Grobabscheider und einen Feinabscheider (Zyklone) von Partikel befreit. Danach werden die Gasströme abgekühlt. Brennbare Gase und Komponenten wie stark riechende Kohlenwasserstoffe werden zusammengeführt und in der Brennkammer vollständig oxidiert. Mit einem Wasserboiler wird abermals gekühlt und das Abgas der Brennkammer wird über ein Schlauchfiltersystem zum Kamin geführt. Der Schlauchfilter wird die noch verbliebene feinste Staubfracht aus dem Abgasstrom abscheiden.

8.2 Risikograph

Anhand eines Risikographs, dessen Intention eine Risikobewertung der oben angeführten gesundheitsgefährdenden Punkte ist, erfolgt eine übersichtliche Darstellung. Die Bewertung der Risikosituation in Abbildung 8.1 ist eine Übersicht der oben vorgestellten Risikobereiche in Bezug auf die neue Anlage und die alte Anlage an der TU Wien. In dieser Abbildung ist eine 10x6 Risikomatrix dargestellt. Auf der senkrechten Achse ist der Schadenausmaß, auf der horizontalen Achse wird die Eintrittswahrscheinlichkeit (Häufigkeit) eingetragen [44, 45]. Die Klassifizierung der beiden Achsen sind in Tabelle 8-1 und Tabelle 8-2 ersichtlich.

Tabelle 8-1: Klassifizierung der Schadenausmaße [45]

Kategorie	C1	C2	C3	C5	C6
Personenschaden	Leichte Verletzung: Tätigkeit kann weiter fortgesetzt werden	Verletzung: Tätigkeit kann nicht weiter fortgesetzt werden	Verletzung mit erforderlicher stationärer Behandlung	Schwere Verletzung: irreversible gesundheitliche Schäden	Todesfall oder Massenunfall

Tabelle 8-2 Klassifizierung der Eintrittswahrscheinlichkeit

Kategorie	Häufigkeit pro Jahr
Unwahrscheinlich	Häufigkeit 0,05 mal pro Jahr
Selten	Häufigkeit 0,1 mal pro Jahr
Möglich	Häufigkeit 0,5 mal pro Jahr
Häufig	Häufigkeit 2 mal pro Jahren

In der Risikomatrix wird der rote Bereich als eine nicht tolerierbare Situation für die neu zu errichtende Versuchsanlage wahrgenommen und muss durch entsprechende Gegenmaßnahmen auf ein geringes akzeptables Restrisiko verringert werden. Handlungsbedarf ist auch bei Risikosituation die sich im gelben Bereich befinden vorzusehen, sodass nur noch ein akzeptables, absehbares Restrisiko besteht. Auf Grundlage der Erfahrungen und der Bedienung der alten Wirbelschicht-Vergaseranlage an der TU Wien konnten kritische Gefahrenpotentiale analysiert werden.

Diese dienen als Grundlage für eine sicherheitstechnisch verbesserte Ausführung der neuen Versuchsanlage. Ziel war und ist es überall in den grünen Bereich des Risikographen zu kommen und dadurch das Potential für gesundheitsgefährdende Gefahren zu minimieren. Durch die angeführten Gegenmaßnahmen, die in den gesundheitsgefährdenden Unterpunkten aufgezählt werden, wird durch frühzeitige konstruktive Überlegung im Basic Engineering das Risiko von verschiedenen Situationen deutlich verringert werden können.

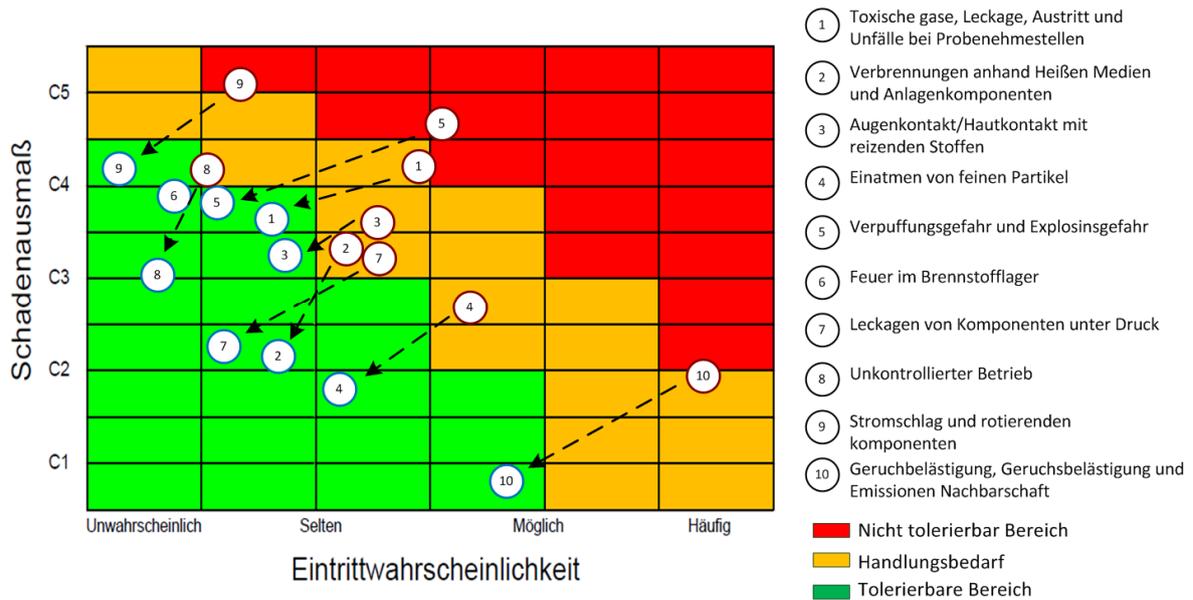


Abbildung 8.1: Risikomatrix

9 Resümee und Ausblick

Die Erkenntnisse der Versuchsreihen des Kaltmodells werden in dieser Arbeit, hinsichtlich der neu zu bauenden Zweibett-Wirbelschicht-Heianlage, komprimiert dargestellt. Die Versuche mit Hilfe des Kaltmodells konnten belegen, dass das neue innovative Konzept, strömungstechnisch einwandfrei umgesetzt werden kann. Detaillierte Versuchsergebnisse werden in Kapitel 5 wiedergegeben. Die Versuche sind repräsentativ für eine Heianlage mit Partikelgrößen von 260 μm bis 320 μm des Bettmaterials Olivin (2800 kg/m^3). Die Heianlage soll so ausgelegt werden, dass die gleichen Fluidisierungsregime wie im Kaltmodell vorherrschen. Im Kaltmodell beeinflussen der Volumenstrom und die Reaktorquerschnittflche den Wirbelschichtzustand in den Reaktoren. In der Heianlage kommen weitere Parameter hinzu die nicht immer bei Kaltmodellversuchen berücksichtigt werden können. Solche Betriebsparameter sind z.B. die Temperaturverläufe, die Gasproduktion über die Höhe der Reaktoren und die unterschiedlichen Partikelfractionen (Abrieb, Brennstoff, Bettmaterial, Asche). Der optimale Betriebspunkt für die Heianlage kann auf gleiche Weise wie im Kaltmodell durch den Verlauf des Drucks bzw. des Druckgradienten überprüft und eingestellt werden. Anhand der Betrachtung des Flutungspunktes konnte festgestellt werden, dass der Volumenstrom im Vergasungsreaktor den größten Einfluss auf das Flutungsverhalten besitzt. Bei der neuen Heianlage ist die Ausführung von variablen Taillierungen zu empfehlen. Dadurch können während des Versuchsbetriebes strömungstechnische Anpassungen, ohne Einfluss auf den Volumenstrom bzw. Produktgasvolumenstrom und die Produktgaszusammensetzung, vorgenommen werden.

Gegenüber dem Kaltmodell wird für die Heianlage ein tendenziell ähnliches Verhalten des globalen Feststoffumlaufes erwartet. In Kapitel 5.2 ist ersichtlich, dass der globale Umlauf vor allem vom Volumenstrom im Verbrennungsreaktor beeinflusst wird. Ein weiterer Parameter zur Regulierung des globalen Umlaufes kann durch die Fluidisierung des unteren Siphons bewirkt werden. Für eine einfache Vergleichbarkeit der unterschiedlichen globalen Umlaufraten von Versuchen, ist die Ermittlung des Integrals der Druckverläufe während des Versuches eine geeignete Option (Berechnungsbeispiel in Tabelle 5-12.). Voraussetzung dafür ist die vorherige Messung eines Referenzumlaufes. Es sei noch angemerkt, dass eine Bestätigung der Anwendbarkeit der Korrelation (berschlagrechnung) zwischen dem Integral des Verlaufs des Druckes vom Verbrennungsreaktor und dem globalen Feststoffumlauf in dem neuen heiß betriebenen Zweibett-Wirbelschichtsystem ausständig ist. Gegenüber dem globalen Umlauf fällt der interne Umlauf deutlich geringer aus. Ein signifikanter Anstieg des internen Umlaufes wird durch den zuvor eintretenden Flutungspunkt verhindert. Der Flutungspunkt wird auch vom Querschnittverhltnis in der Taillierung beeinflusst. Durch variable Taillierungen könnte die Versuchsanlage in einem breiteren Leistungsfenster betrieben werden. Der Produktgasstrom im Vergasungsreaktor könnte somit auch niedriger oder höher ausfallen,- der optimale Betriebspunkt wird durch das Anpassen der Taillierungen trotzdem immer erreicht.

Für die Fluidisierung des Verbrennungsreaktors ist laut Fuchs [43] eine zusätzliche tertiäre Luftzufuhr zu empfehlen. Durch eine solche dritte Luftstufe kann der Einfluss auf den globalen Umlauf (Fluidisierung des Bettmaterials) vom gesamten eingeleiteten Luftvolumenstrom im Verbrennungsreaktor für die Verbrennungsreaktion (Oxidationsstchiometrie) entkoppelt

werden. Bei einer geometrisch fixierten Anlage kann auch eine höhere Leistung erzielt werden, indem ein größerer mittlerer Partikeldurchmesser für das Bettmaterial ausgewählt wird. Folglich wird für einen gleichen Wirbelschichtzustand ein höherer Volumenstrom im Vergasungsreaktor benötigt. Dies bedeutet einen höheren Produktgasvolumenstrom auf Kosten einer geringeren Verweilzeit im Vergasungsreaktor und einer geringeren spezifischeren Oberfläche des Bettmaterials. Selbes gilt prinzipiell auch für den Verbrennungsreaktor.

Für eine übersichtliche Darstellung der Erkenntnisse des Kaltmodells und der Erfahrungen mit der alten Vergaseranlage wurde die nachfolgende Tabelle erstellt, wobei dabei die Beantwortung der Forschungsfrage im Mittelpunkt steht: „*Welche Variationsmöglichkeiten beeinflussen die Wirbelschicht-Strömungszustände*“.

Tabelle 9-1: Variationsmöglichkeiten

Parameter	Änderung des Zustandes durch die Parametervariation				
	Wirbelschichtzustand im Vergasungsreaktor	Globale Feststoffumlauf	Interne Feststoffumlauf	Annäherung an Flutungspunkt	Mögliche Anlagenleistung
Fluidisierung-Vergasungsreaktor	•••	-	•••	•••	-
Fluidisierung-Verbrennungsreaktor	•	•••	-	••	
Fluidisierung-unterer Siphon	-	••	-	-	-
Taillierungen	•••	-	•	•••	•
Brennstoffförderung (Produktgasproduktion)	••	-	••	••	•••
Dichte (Produktgas-zusammensetzung, Temperatur)	•	-	•	•	•

Ersichtlich wird, welche Parameter Einfluss auf den Wirbelschichtzustand im Vergasungsreaktor, auf den globalen Feststoffumlauf, auf den internen Umlauf und auf den Flutungspunkt nehmen und was die Leistung im Vergasungsreaktor beeinflusst. Anhand der grafischen Darstellung (Punktesystem) kann der jeweilige Einfluss abgelesen werden:

- unmittelbarer, starker Einfluss
- direkter Einfluss
- geringer Einfluss
- keinen Einfluss, nur ein indirekter Einfluss

Nach der Frage der Variationsmöglichkeiten und dessen Einfluss auf die Wirbelschicht-Strömungszustände stellt sich die Frage, wie die obigen Erkenntnisse auf die Umsetzbarkeit des Mess-, Steuerungs-, und Regelungskonzepts überführt werden können: *Wie kann die Mess-, Steuer- und Regeltechnik inklusive der sicherheitstechnischen Einrichtungen optimalerweise für diese neue Heianlage festgelegt werden?*

Das Mess-, Steuerungs-, und Regelungskonzept der neuen Generation des Zweibett-Wirbelschichtvergasers wurde anhand des R&I-Schemas erläutert. Durch dieses Konzept werden die Funktion und der Aufbau der neuen Vergasungsanlage einschließlich der Peripherie beschrieben. Des Weiteren wurde ein erstes grafisches SPS-Konzept erstellt, welches in Abbildung 6.13 zu sehen ist. Die Auflistung in Tabelle 9-2 zeigt einen Überblick über die Anzahl der elektrischen Mess-, Steuer-, und Regelungseinheiten. Für die Vergasungsanlage einschließlich Peripherie werden voraussichtlich 11 Eingänge, 28 Ausgänge, 148 Analogeingänge, 17 Analogausgänge, 12 Temperaturregler, 19 Sicherung, 20 Leistungsschütz, 9 Motorschutz und 6 Frequenzumrichter benötigt.

Tabelle 9-2: Auflistung der benötigter elektrischen Steuerungselemente

	Brennstoff- beschickung	Vergasungsreaktor	Verbrennungsreaktor	Gasverwertung	Wasser/Dampf- kreislauf	Kühlwasser- versorgung	Wasserdampf- versorgung	Druckluft- versorgung	Stickstoff- versorgung	Erdgas- versorgung	Gesamtanzahl
Eingänge	4	1	0	3	3	0	0	0	0	0	11
Ausgänge	6	0	1	6	1	3	1	4	2	4	28
Analogeingänge	4	41	45	30	7	5	2	6	1	1	142
Analogausgänge	0	3	6	3	3	1	0	0	0	1	17
Temperaturregler	0	4	6	1	0	0	1	0	0	0	12
Sicherung	2	5	7	2	0	0	2	1	0	0	19
Leistungsschütz	2	4	8	2	1	1	1	0	0	1	20
Motorschutzschalter	2	0	2	1	1	1	1	0	0	1	9
Frequenzumrichter	2	1	1	1	0	0	0	0	0	0	5

Im Zuge der Erstellung des Mess-, Steuerungs-, und Regelungstechnikkonzeptes stellt sich die Frage nach einem Sicherheitskonzept. Das in dieser Arbeit erstellte Sicherheitskonzept wurde in zwei Bereiche aufgeteilt. Einerseits in das Verhalten der Versuchsanlage bei Ausfall oder bei Zustandsänderungen von Anlagenkomponenten (Prozessgroen) und andererseits in die Gefahren für das anwesenden Bedienungspersonal und der Umwelt. Der erste Punkt wurde anhand einer qualitativen Ausfalleffektanalyse FMEA (Failure Mode and Effect Analysis) behandelt. Bei Letzterem stehen die gesundheitsgefhrenden Aspekte, die von der Anlage ausgehen, im Vordergrund. Die gesundheitsgefhrenden Gefahren wurden aufgelistet und durch einen Risikograph bewertet. Es wurde die Erfahrungen der alten Versuchsanlage als Ausgangspunkte herangezogen, um sukzessive Verbesserungen für die neue Anlage berücksichtigen zu können.

Durch die angeführten Verbesserungspunkte des Sicherheitskonzeptes konnte durch konstruktive Überlegungen das Risiko verschiedener Situationen deutlich verringert werden. Da es sich um eine komplexe Forschungsanlage handelt, hat im Sinne der Unfallverhütung trotzallem die umfangreiche Einschulung und Betreuung des zukünftigen Bedienpersonals oberste Priorität. Im Rahmen dieser Arbeit wurde der Entwurf eines Mess-, Steuerungs-, und Regelungskonzeptes für die Heianlage erstellt. Dabei ist hervorzuheben, dass die Auswahl und der Umfang von geeigneten Mess- und Steuereinheiten für den Versuchsbetrieb zur neuen Anlage und der Datenauswertung von zentraler Bedeutung sind. Ohne qualitativ hochwertige, belastbare Messwerte in ausreichend großem Umfang ist ein wissenschaftlicher Diskurs über Versuche nicht möglich.

10 Verzeichnisse

Formelverzeichnis

A	Fläche	[m]
a	Vergasungsreaktor Querschnittsbreite	[m]
Ar	Archimedeszahl	[-]
b	offene Tallierungsbreite	[m]
c_w	Widerstandsbeiwert	[-]
d	Durchmesser	[m]
d_{eff}	Äquivalentdurchmesser nach Levenspiel und Kunii	[m]
d_p	mittlerer Bettmaterialdurchmesser, Partikeldurchmesser	[m]
d_s	äquivalenter Oberflächen-Durchmesser	[m]
d_v	äquivalenter Volumen-Durchmesser	[m]
d_{sv}	Sauterdurchmesser	[m]
d^*	dimensionsloser Durchmesser (Gracediagramm)	[-]
F_A	Auftriebskraft	[N]
F_G	Gewichtskraft	[N]
F_w	Widerstandskraft	[N]
\dot{G}	Bettmaterialumlauf	[kg/h]
\dot{G}_s	spezifischer Bettmaterialumlauf	[kg/(m ² h)]
g	Erdbeschleunigung (9,81 m/s ²)	[m/s ²]
H	Höhe (Festbetthöhe oder Reaktorhöhe)	[m]
ΔH	Enthalpie	[KJ]/mol
m_p	Partikelmasse	[kg]
m_{sch}	Schüttmasse	[kg]
Δp	Druckdifferenz, Druckverlust	[bar]
p	Druck	[bar]
q	Partikelverteilungsdichte	[-]
Q	Partikelverteilungssumme	[-]
Re	Reynoldszahl	[-]
T	Temperatur	[K]
u_0	Leerrohrgeschwindigkeit	[m/s]
u_{mf}	Lockerungsgeschwindigkeit	[m/s]
u_t	Schwebegeschwindigkeit	[m/s]
u_c	Übergangsgeschwindigkeit in die turbulente Wirbelschicht	[m/s]
u_{mb}	Übergangsgeschwindigkeit in die blasenbildende Wirbelschicht	[m/s]
u_{ms}	Übergangsgeschwindigkeit in die stoßende Wirbelschicht	[m/s]
u_{se}	Übergangsgeschwindigkeit in die schnelle Wirbelschicht	[m/s]
U^*	dimensionslose Geschwindigkeit (Gracediagramm)	[-]

V	Volumen	$[m^3]$
V_p	Partikelvolumen	$[m^3]$
V_{Sch}	Schüttvolumen	$[m^3]$
\dot{V}_{AR}	Volumenstrom Verbrennungsreaktor (AR)	$[Nm^3/h]$
\dot{V}_{FR}	Volumenstrom Vergasungsreaktor (FR)	$[Nm^3/h]$
\dot{V}_{FL}	Volumenstrom im Flutungspunkt	$[Nm^3/h]$
ϵ	Porosität	$[-]$
λ	Luftüberschusszahl	$[-]$
ν	kinematische Viskosität	$[m^2/s]$
η	dynamische Viskosität	$[kg/(m*s)]$
ρ_g	Gasdichte	$[kg/m^3]$
ρ_p	Partikeldichte	$[kg/m^3]$
ρ_{Sch}	Schüttdichte	$[kg/m^3]$
Ψ	Sphärizität	$[-]$
Φ	Formfaktor	$[-]$

Literaturverzeichnis und Normen

- [1] Hansen, J.; Sato, M.; Ruedy, R.: Global temperature change, In: PNAS (Hrsg.), Vol. 103 no.39 (2006), S.14288ff.
- [2] Grünwald, R.: Treibhausgas-ab in die Versekung?, Möglichkeiten und Risiken der Abscheidung und Lagerung von CO₂, Edition Sigma Verlag, Berlin, 2008.
- [3] Rahmstorf, S.; Schnellhub H.: Der Klimawandel, Diagnose Prognose Therapie, 7.vollst. überarb., C.H. Becker Verlag, München, 2012
- [4] Brami, J.; Kasiser, K.: Weltverträglichkeit Energiesicherheitspolitik, Oldenbourg Verlag, München, 2008
- [5] Kaltschmitt, M.; Hartmann, H.; Hofbauer, H.: Energie aus Biomasse, Grundlagen Technik und Verfahren, 2. Auflage, Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, 2009
- [6] Koppatz, S.; Fuchs, M.; Müller, S.; Schmid, J.: FUTURE ENERGY TECHNOLOGY, Wien: Eigenverlag, Vienna University of Technology, Institute of Chemical Engineering, 2012
- [7] Schmid, J.; Pröll, T.; Diaz, I.: G-Volution, Biomasse-Dampfvergaser der zweiten Generation, Neue Energie 2020, Wien, 2011
- [8] Higman, C.; Van der Burgt, M.: Gasification, Elsevier Science , Amsterdam, Boston, Burlington, 2003
- [9] Basu, P.: Combustion and Gasification in Fluidized beds, Taylor & Francis Group, Boca Raton, 2006
- [10] Tepper, H.: Zur Vergasung von Rest- und Abfallholz in Wirbelschichtreaktoren für dezentrale Energieversorgungsanlagen, Magdeburg, Otto-von-Guericke-Universität, Diss., 2005
- [11] Stieß, M.: Mechanische Verfahrenstechnik –Partikeltechnologie 1, 3., vollst. Neu bearb. Auflage, Springer-Verlag, Berlin-Heidelberg, 2009
- [12] Hofbauer, H; Wirbelschicht, Wien, Technische Universität, Vorlesungsskriptum, (2011)
- [13] Kunii, D.; Levenspiel, O.: Fluidization Engineering-Fluidization and Mapping of Regimes, in: Butterworth-Heinemann (Hrsg.), Chemical engineering (1991), S. 61-92
- [14] Schlichting, H.; Gersten, K.: Grenzschicht-Theorie, Springer Verlag Berlin Heidelberg, 1997.
- [15] <http://www.malvern.de/labger/products/mastersizer/MS2000/mastersizer2000.htm> (01.02.2013)
- [16] VDI-Wärmeatlas, 10. Auflage, Berlin Heidelberg, 2006
- [17] Grace, J.R.; Hsiaotao, Bi.: Introduction to Circulating fluidized Beds In: Blackie Academic and Professional, Chapman & Hall (Hrsg), Circulating fluidized Beds, Lodon1997, S. 15ff

- [18] Stieß, M: Mechanische Verfahrenstechnik 2, Springer-Verlag, Berlin-Heidelberg, 2009
- [19] Grace, J.R.; Hsiao, Bi.: Introduction to Circulating fluidized Beds In: Blackie Academic and Professional, Chapman & Hall (Hrsg), Circulating fluidized Beds, London 1997, S. 6ff
- [20] Molerus, O.: Fluid-Feststoff-Strömungen- Strömungsverhalten feststoffbeladener Fluide und kohäsiver Schüttgüter, Berlin-Heidelberg: Springer-Verlag, 1982.
- [21] Geldart, D.: Types of Gas Fluidization. Powder Technology 7 (1973), 285-292.
- [22] Ching Yang, W.: Modification and re-interpretation of Geldart's classification of powders, In: Elsevier (Hrsg), Powder Technology, Vol. 171(2007), S.69ff
- [23] Bi, H.; Grace, J.: Flow regime diagrams of gas-solid fluidization and upward transport In: International Journal of Multiphase Flow. 21, 1995, Vol. 21/6 (1995), S. 1229ff.
- [24] Geldart, D.; Abrahamsen, A.: Homogenous fluidization of fine powders using various gases and pressures. In : Powder Technology, Vol. 19 (1978), S. 133ff
- [25] Stewart, P.; Davidson, J.: Slug flow in fluidised beds. In: Powder Technology, Vol. 1/2 (1967), S. 61ff
- [26] Levenspiel, O.: Chemical Reaction Engineering, 3., Auflage, John Wiley & Sons, New York, 1999
- [27] Grace, J., R.: Contacting Modes and Behaviour Classification Gas-Solid and Other Two-Phase Suspension, In: The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 64(1986), S.353ff
- [28] Schmid, J.; Pröll, T.; Pfeifer, C.; Rauch, R.; Hofbauer, H.: Cold flow model investigation on a modified riser with enhanced gas-solid contact, locating the regions of operation in a fluidization regime map, In: 21st International Conference on Fluidized Bed Combustion (FBC), Italy, Naples, 3-6 Juni 2012
- [29] Pfeifer, C., Schmid, J., Pröll, T., Hofbauer, H. Next Generation Biomasse. In: 19th European Biomass Conference and Exhibition , Berlin , June 6-10, 2011
- [30] Schmid, J.; Pröll, T.; Pfeifer, C.; Hofbauer, H.: Improvement of gas-solid interaction in dual circulating Fluidized bed system, In: 9th European conference on industrial furnaces and boilers, Portugal, Estoril, 26-29 April 2011
- [31] Schmid, J.; Pröll, T.; Pfeifer, C.; Kitzler, H.; Hofbauer, H: Cold flow model investigations of the countercurrent flow of dual circulating fluidized bed gasifier, In: Biomass Conversion and Biorefinery, Vol. 2 (2012), S.229ff
- [32] Schmid, J.; Pröll, T.; Pfeifer, C.; Rauch, R.; Hofbauer, H.: Cold flow model investigation on a modified riser with enhanced gas-solid contact, locating the regions of operation in a fluidization regime map, In: 21st International Conference on Fluidized Bed Combustion (FBC), Italy, Naples, 3-6 Juni 2012

- [33] Schmid, J.; Pfeifer, C.; Kitzler, H.; Pröll, T.; Hofbauer, H.: A new dual fluidized bed gasifier design for improved in situ conversion of hydrocarbons In: 11st International Conference on Polygeneration Strategies, Österreich, Wien, 30 August – 1 September 2011
- [34] Schmid, J.; Wolfesberger, U.; Koppatz, S.; Pfeifer C.; Hofbauer, H.: Variation of Feedstock in a Dual Fluidized Bed Steam Gasifier – Influence on Product Gas, Tar Content and Composition, In: Environmental Progress & Sustainable Energy, Vol. 31 (2012), S. 205ff
- [35] Pröll, T.; Kolbitsch, P.; Bolhar Nordenkampf, J.; Hofbauer, H.: A novel dual circulating fluidized bed system for chemical looping processes, In: AiChe Journal, Vol. 55 (2009), S.3255ff
- [36] Murphree, E.V. Hydrogen Production. Patent No. 2425754, 1941
- [37] Lin, S.; Harada, M.; Suzuki, Y.; Hatano, H.: Process analysis for hydrogen production by reaction integrated novel gasification (HyPr-RING), In: Energy Conversion and Management, Vol. 6/1 (2005), S.869ff
- [38] Koppatz, S.; Pfeifer, C.; Rauch, R.; Hofbauer, H.; Marquard-Moellenstedt, T.; Specht, M.: H₂ rich product gas by steam gasification of biomass with in situ CO₂ absorption in a dual fluidized bed system of 8 MW fuel input. In: Fuel Processing Technology 2009, Vol. 90/7-8 (2009), S.914ff
- [39] Koppatz, S.; Pfeifer, C.; Kreuzeder, A.; Soukup, G.; Hofbauer, H.; Application of CaO-based bed material for dual fluidized bed steam biomass gasification. In: Proceedings of the 20th International Conference on Fluidized Bed Combustion Conference, 2010, Vol. 2 (2010), S. 712ff
- [40] Pröll, T.; Kolbitsch, P.; Bolhär-Nordenkampf J.; Hofbauer, H.: A dual circulating fluidized bed (DCFB) system for chemical looping combustion, In: Proceedings of the 2008 AIChE Annual Meeting, Philadelphia, PA, November 16-21, 2008
- [41] Kolbitsch, P.; Pröll, T.; Bolhär-Nordenkampf, J.; Hofbauer, H.: Design of a chemical looping combustor using a dual circulating fluidized bed (DCFB) reactor system, In: Chemical Engineering and Technology 2009, Vol. 32/3 (2009), S.393ff
- [42] Pröll, T.; Kolbitsch, P.; Boohlhär-Nordenkampf J.; Hofbauer, H.: A Novel Circulating Fluidized Bed (DCFB) System for Chemical Looping Processes, In: AIChE Journal, Vol.55/12 (2008), S3255ff
- [43] Fuchs, J.: Ermittlung des Betriebskennfeldes einer innovativen Zweibettwirbelschicht anhand von Kaltmodellversuchen, Leoben, Montanuniversität Leoben, Dipl. Arb., 2013
- [44] Brühwiler, B., Romeike, F.: Praxisleitfaden Risikomanagement, ISO 31000 und ONR 49000 sicher anwenden, Erich Schmid Verlag, Berlin, 2010
- [45] Preiss, R; Rechtliche Aspekte der Sicherheitstechnik, Risikoanalysen, Wien, Technische Universität, Vorlesungsskriptum, (2012)
- [46] Meyers Großes Handlexikon von A bis Z, Jahreszahl,
- [47] Hagebölling, V.: Technisches Risikomanagement, TÜV Media GmbH, Köln, 2009

[48] DIN EN 60812: Analysetechniken für die Funktionsfähigkeit von Systemen - Verfahren für die Fehlzustandart- und -auswirkungsanalyse (FMEA), 2006

[49] ÖNORM EN ISO 10628: Fließschemen für verfahrenstechnische Anlagen - Allgemeine Regeln, 1997

[50] ÖVE/ÖNORM EN 62424: Darstellung von Aufgaben der Prozessleittechnik - Fließbilder und Datenaustausch zwischen EDV-Werkzeugen zur Fließbilderstellung und CAE-Systemen, 2008

[51] Koppatz, S.; Schmid, J.; Pfeifer, C.; Hofbauer, H.: The Effect of Bed Particle Inventories with Different Particle Sizes in a Dual Fluidized Bed Pilot Plant for Biomass Steam Gasification. In: Ind. Eng. Chem. Res., Vol 51 (31) (2012), S. 10492ff

11 Anhang

11.1 Bettmaterialanalysen Mastersizer



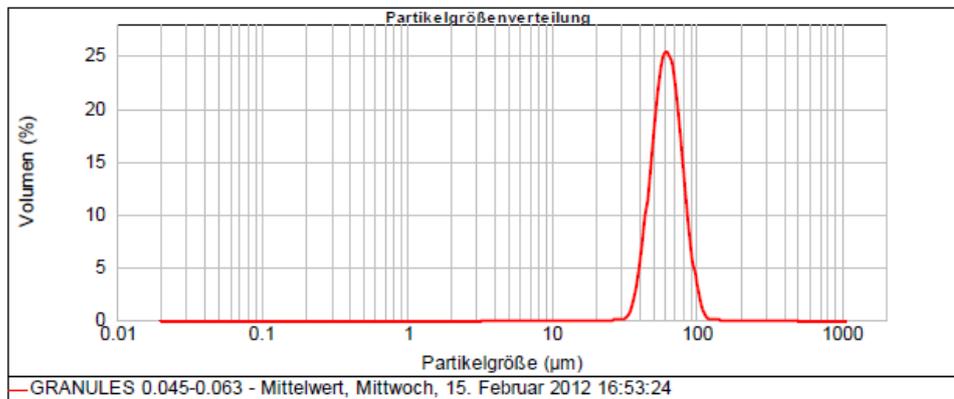
Analyse Report

Probenname: GRANULES 0.045-0.063 - Mittelwert
SOP Name: bronze
Gemessen: Mittwoch, 15. Februar 2012 16:53:24
Probenherkunft: Lieferant = ECKA
Operator: User
Berechnet: Mittwoch, 15. Februar 2012 16:53:24
Probenreferenz: -1
Datenursprung: Gemittelt

Probenmaterial: Copper
Dispergiemodul: Hydro 2000S (A)
Abschattung: 12.52 %
Partikel RI: 0.250 **Absorption:** 1 **Analysemodell:** Universal
Dispergiemodul: Wasser
Meßbereich: 0.020 to 1092.000 um
Fit(gewichtet): 1.369 %
Fluid RI: 1.000 **Emulation:** Aus

Konzentration: 0.1120 %Vol **Vol. Mittelwert D[4,3]:** 63.568 um **Spezifische Oberfläche:** 0.0995 m²/g
Breite : 0.598 **Gleichförmigkeit:** 0.191 **D[3,2]:** 60.327 um
Verteilungsart: Volumen

d(0.1): 46.088 um **d(0.5):** 61.968 um **d(0.9):** 83.115 um



Größen-	Häufigkeit (%)	Größen-	Häufigkeit (%)	Größen-	Häufigkeit (%)						
0.010	0.00	0.105	0.00	1.096	0.00	11.482	0.00	120.226	0.03	1258.925	0.00
0.011	0.00	0.120	0.00	1.259	0.00	13.163	0.00	138.038	0.00	1445.440	0.00
0.013	0.00	0.138	0.00	1.445	0.00	15.136	0.00	158.489	0.00	1659.587	0.00
0.015	0.00	0.158	0.00	1.660	0.00	17.378	0.00	181.970	0.00	1906.461	0.00
0.017	0.00	0.182	0.00	1.905	0.00	19.953	0.00	208.930	0.00	2187.762	0.00
0.020	0.00	0.209	0.00	2.188	0.00	22.909	0.00	239.883	0.00	2511.886	0.00
0.023	0.00	0.240	0.00	2.512	0.00	26.303	0.01	275.423	0.00	2884.032	0.00
0.026	0.00	0.275	0.00	2.884	0.00	30.200	0.01	316.228	0.00	3311.311	0.00
0.030	0.00	0.316	0.00	3.311	0.00	34.674	0.02	363.078	0.00	3801.894	0.00
0.035	0.00	0.363	0.00	3.802	0.00	39.811	2.11	416.869	0.00	4365.158	0.00
0.040	0.00	0.417	0.00	4.365	0.00	45.709	6.99	478.630	0.00	5011.872	0.00
0.045	0.00	0.479	0.00	5.012	0.00	52.481	14.60	549.541	0.00	5754.399	0.00
0.052	0.00	0.550	0.00	5.754	0.00	60.296	22.76	630.957	0.00	6606.934	0.00
0.060	0.00	0.631	0.00	6.607	0.00	69.183	17.81	724.436	0.00	7586.776	0.00
0.069	0.00	0.724	0.00	7.586	0.00	79.433	9.90	831.764	0.00	8709.636	0.00
0.079	0.00	0.832	0.00	8.710	0.00	91.201	3.64	954.993	0.00	10000.000	0.00
0.091	0.00	0.955	0.00	10.000	0.00	104.713	3.64	1096.478	0.00		
0.105	0.00	1.096	0.00	11.482	0.00	120.226	0.57	1258.925	0.00		

Kommentar:



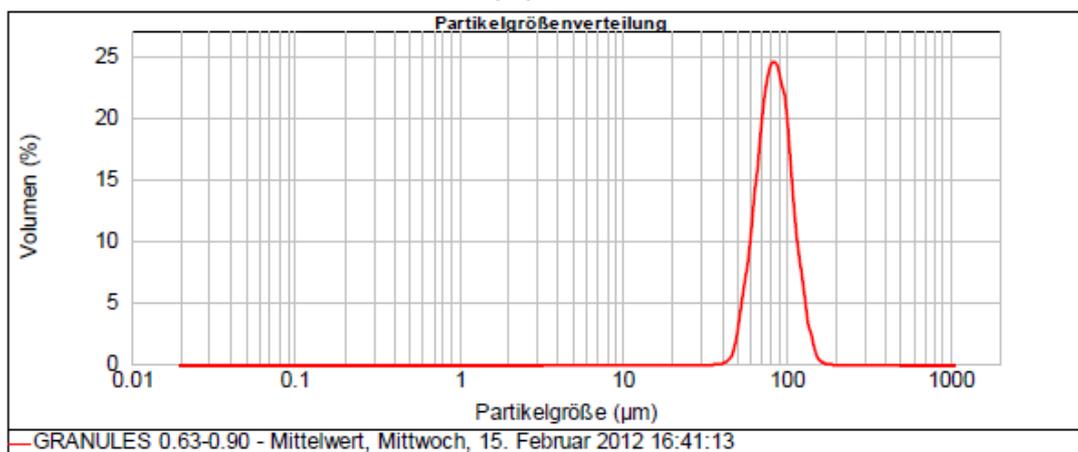
Analyse Report

Probenname: GRANULES 0.63-0.90 - **SOP:** bronze
Probenherkunft: Lieferant = ECKA **Operator:** User **Gemessen:** Mittwoch, 15. Febru
Probenreferenz: -1 **Datenursprung:** Gemittelt **Berechnet:** Mittwoch, 15. Febru

Probenmaterial: Copper **Dispergiemodul:** Hydro 2000S (A) **Abschattung:** 14.32 %
Partikel RI: 0.250 **Absorption:** 1 **Analysemodell:** Universal
Dispergiemodul: Wasser **Meßbereich:** 0.020 to 1092.0... um **Fit(gewichtet):** 1.124 %
Fluid RI: 1.000 **Emulatio...** Aus

Konzentration: 0.1766 %Vol **Vol. Mittelwert D[4,3]:** 86.407 um **Spezifische Oberfläche:** 0.0734 m²/g
Breite : 0.617 **Gleichförmigkeit:** 0.197 **D[3,2]:** 81.747 um
Verteilungsart: Volumen

d(0.1): 62.077 um **d(0.5):** 84.122 um **d(0.9):** 114.020 um



Größen-	Häufigkeit (%)	Größen-	Häufigkeit (%)	Größen-	Häufigkeit (%)						
0.010	0.00	0.105	0.00	1.095	0.00	11.482	0.00	120.226	5.56	1258.925	0.00
0.011	0.00	0.120	0.00	1.259	0.00	13.183	0.00	138.038	1.05	1445.440	0.00
0.013	0.00	0.138	0.00	1.445	0.00	15.136	0.00	158.489	0.11	1659.587	0.00
0.015	0.00	0.158	0.00	1.660	0.00	17.378	0.00	181.970	0.00	1905.461	0.00
0.017	0.00	0.182	0.00	1.905	0.00	19.953	0.00	208.930	0.00	2187.762	0.00
0.020	0.00	0.209	0.00	2.188	0.00	22.909	0.00	239.883	0.00	2511.886	0.00
0.023	0.00	0.240	0.00	2.512	0.00	26.303	0.00	275.423	0.00	2884.032	0.00
0.026	0.00	0.275	0.00	2.884	0.00	30.200	0.00	315.228	0.00	3311.311	0.00
0.030	0.00	0.316	0.00	3.311	0.00	34.674	0.01	363.078	0.00	3801.894	0.00
0.035	0.00	0.363	0.00	3.802	0.00	39.811	0.00	416.869	0.00	4365.158	0.00
0.040	0.00	0.417	0.00	4.365	0.00	45.709	0.20	478.630	0.00	5011.872	0.00
0.046	0.00	0.479	0.00	5.012	0.00	52.481	1.73	549.541	0.00	5754.399	0.00
0.052	0.00	0.550	0.00	5.754	0.00	60.296	6.24	630.957	0.00	6606.934	0.00
0.060	0.00	0.631	0.00	6.607	0.00	69.183	12.56	724.436	0.00	7585.776	0.00
0.069	0.00	0.724	0.00	7.586	0.00	79.433	20.02	831.764	0.00	8709.636	0.00
0.079	0.00	0.832	0.00	8.710	0.00	91.201	22.22	954.993	0.00	10000.000	0.00
0.091	0.00	0.955	0.00	10.000	0.00	104.713	19.37	1096.478	0.00		
0.105	0.00	1.096	0.00	11.482	0.00	120.226	10.92	1258.925	0.00		

11.2 Zusätzliche Diagramme zu Kaltmodellversuche

Vergasungsreaktor FR: Druckverlauf & Druckgradienten mit konstantem $V_{AR} = 20,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$

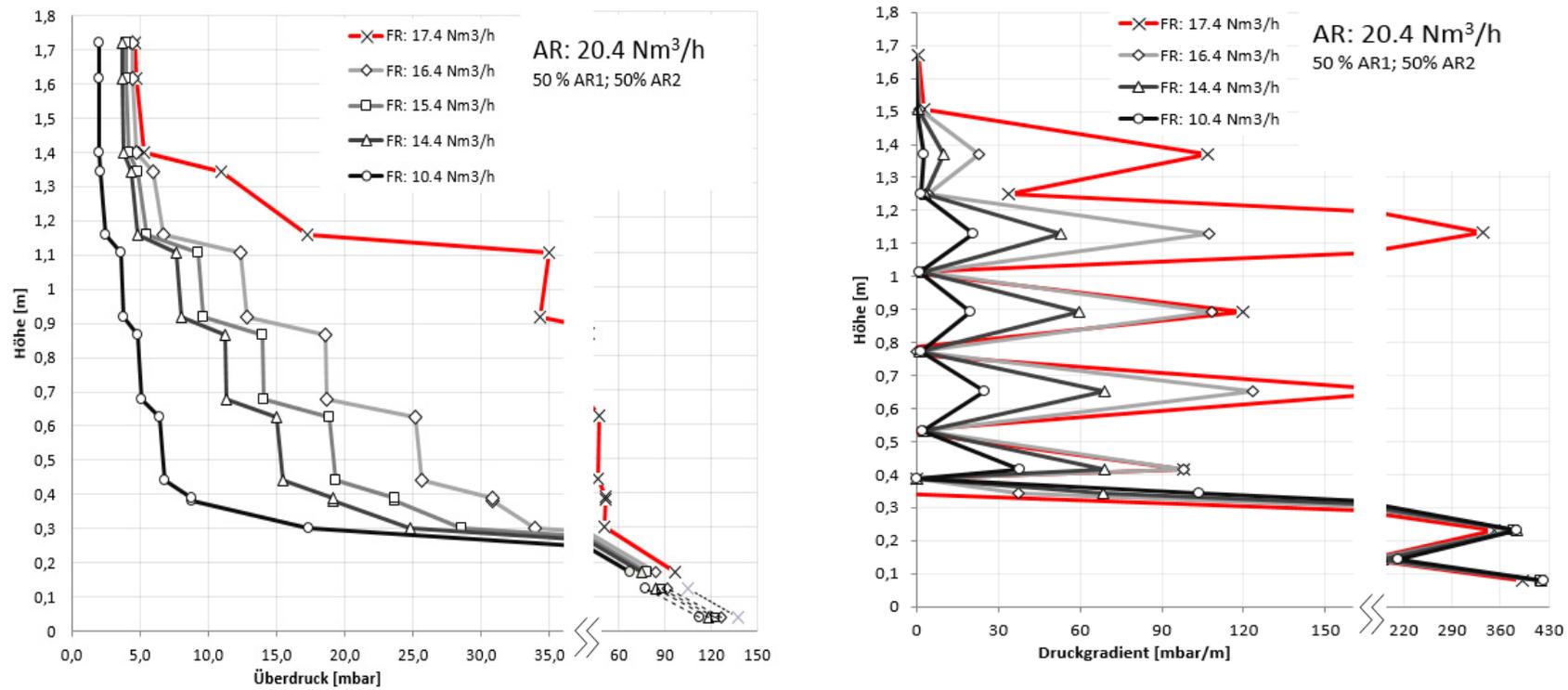


Abbildung 11.1: Vergasungsreaktor-Druckverlauf & Druckgradientenverlauf mit konstanten $AR = 20,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (Bronze $d_p = 79 \text{ }\mu\text{m}$)

Vergasungsreaktor FR: Druckverlauf & Druckgradienten mit konstantem $V_{AR} = 28,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$

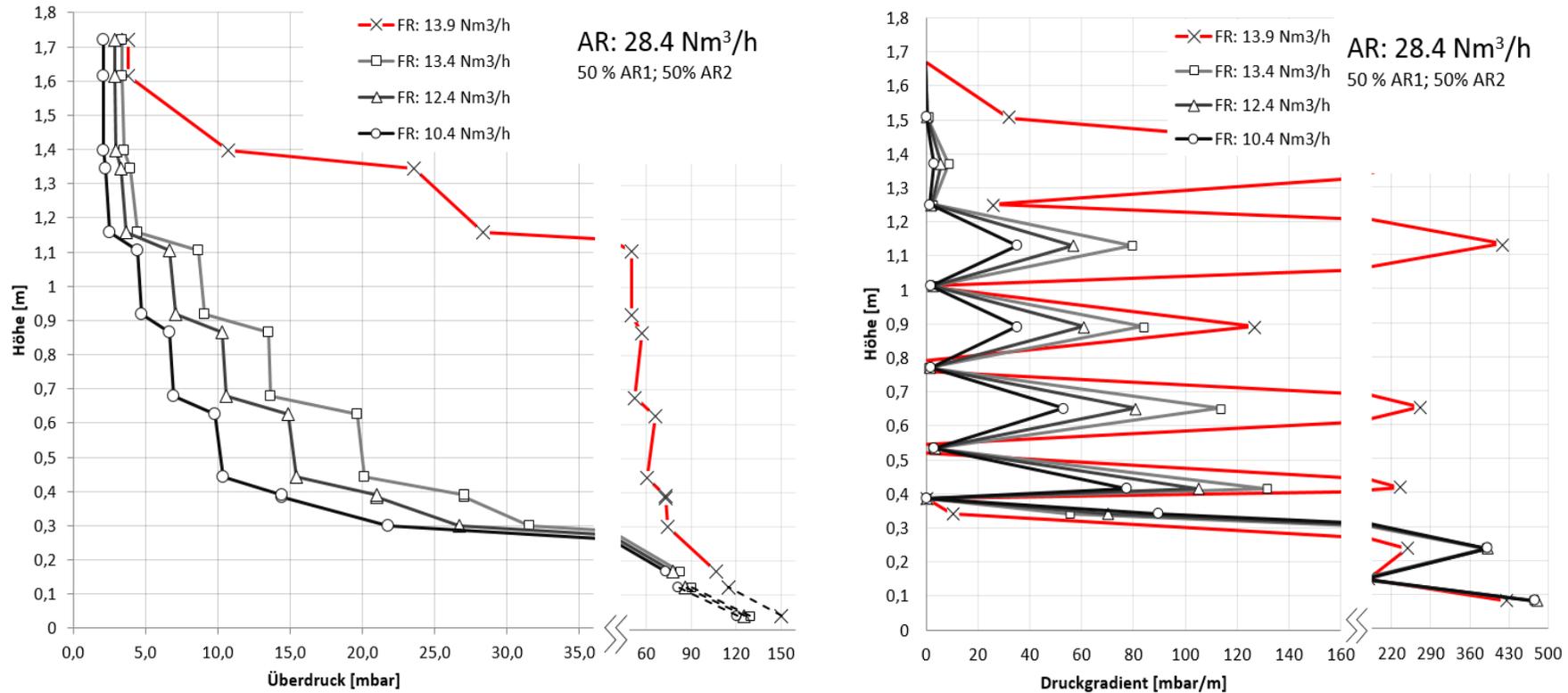


Abbildung 11.2: Vergasungsreaktor-Druckverlauf & Druckgradientenverlauf mit konstanten AR= 28,4 Nm³/h (Bronze dp = 79 μm)

Vergasungsreaktor FR: Druckverlauf & Druckgradienten mit konstantem $V_{AR} = 32,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$

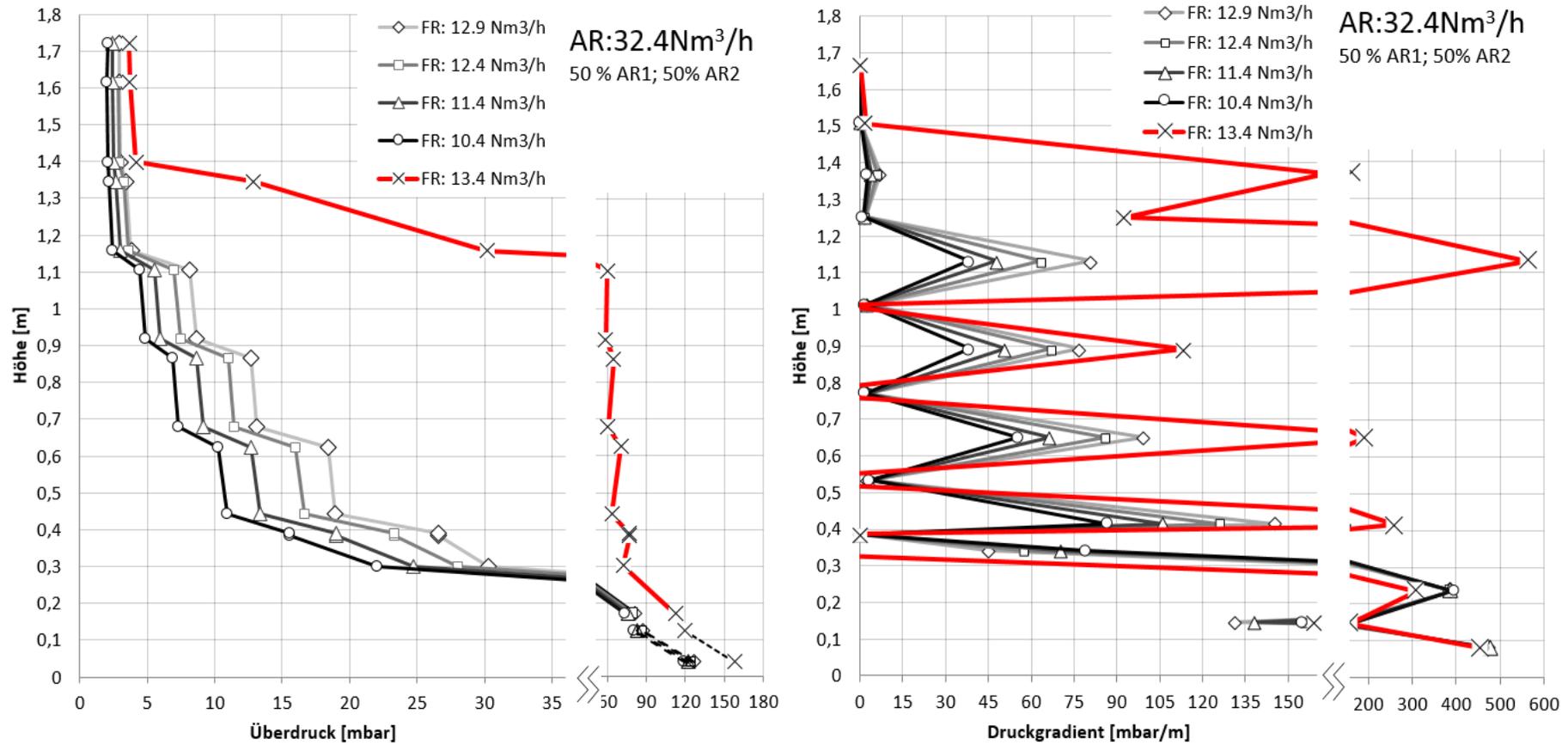


Abbildung 11.3: Kaltmodell – Vergasungsreaktor-Druckverlauf & Druckgradientenverlauf mit konstanten $V_{AR} = 32,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$)

Druckverlauf mit gleichen Volumenströmen aber unterschiedlichen mittleren Bettmaterialdurchmesser

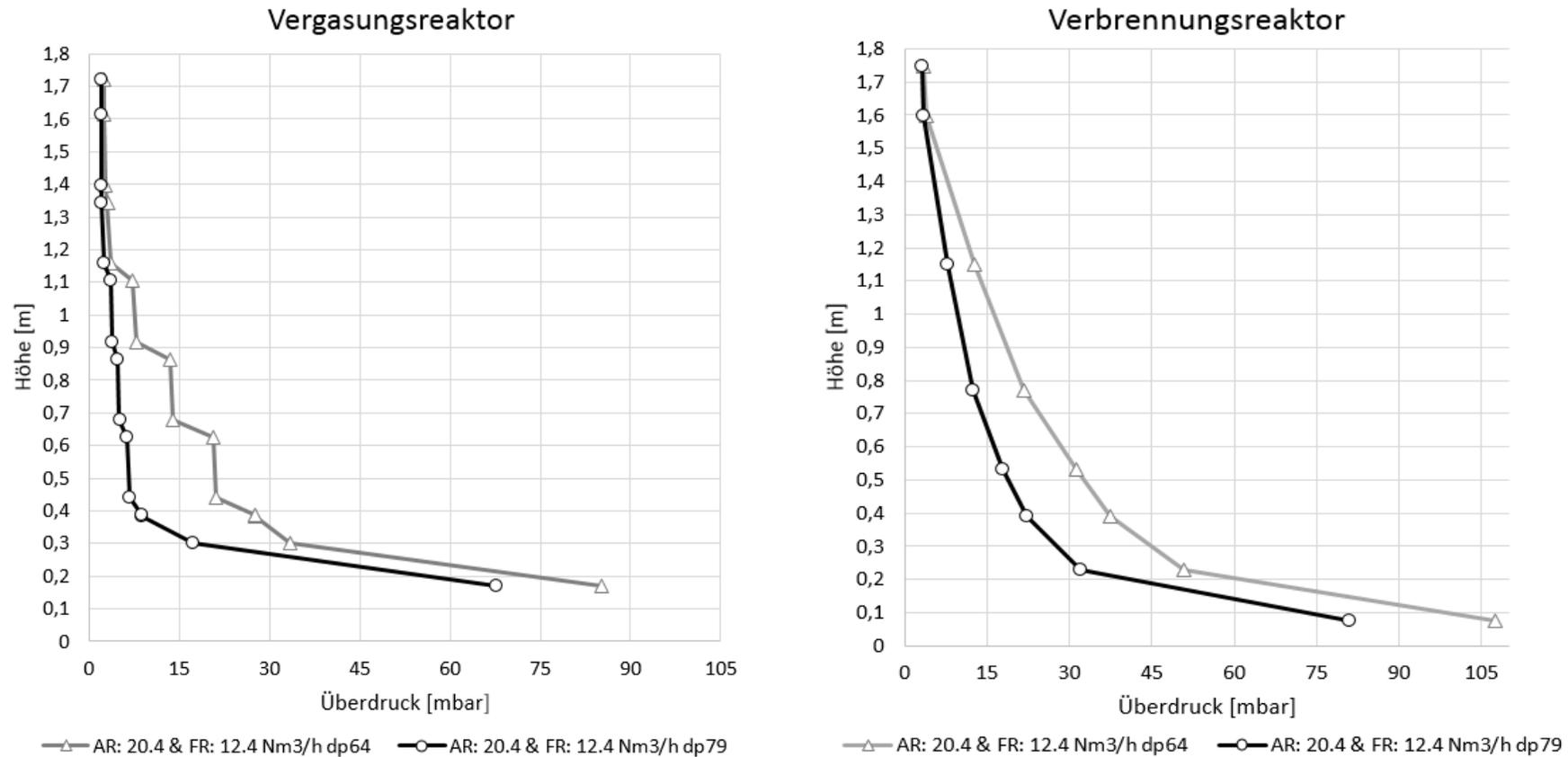


Abbildung 11.4: Druckverlauf mit gleichen Volumenströme aber mit unterschiedlicher mittlere Bettmaterialdurchmessers

Vergasungsreaktor FR: Druckverlauf & Druckgradienten mit konstantem $V_{FR} = 12,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$

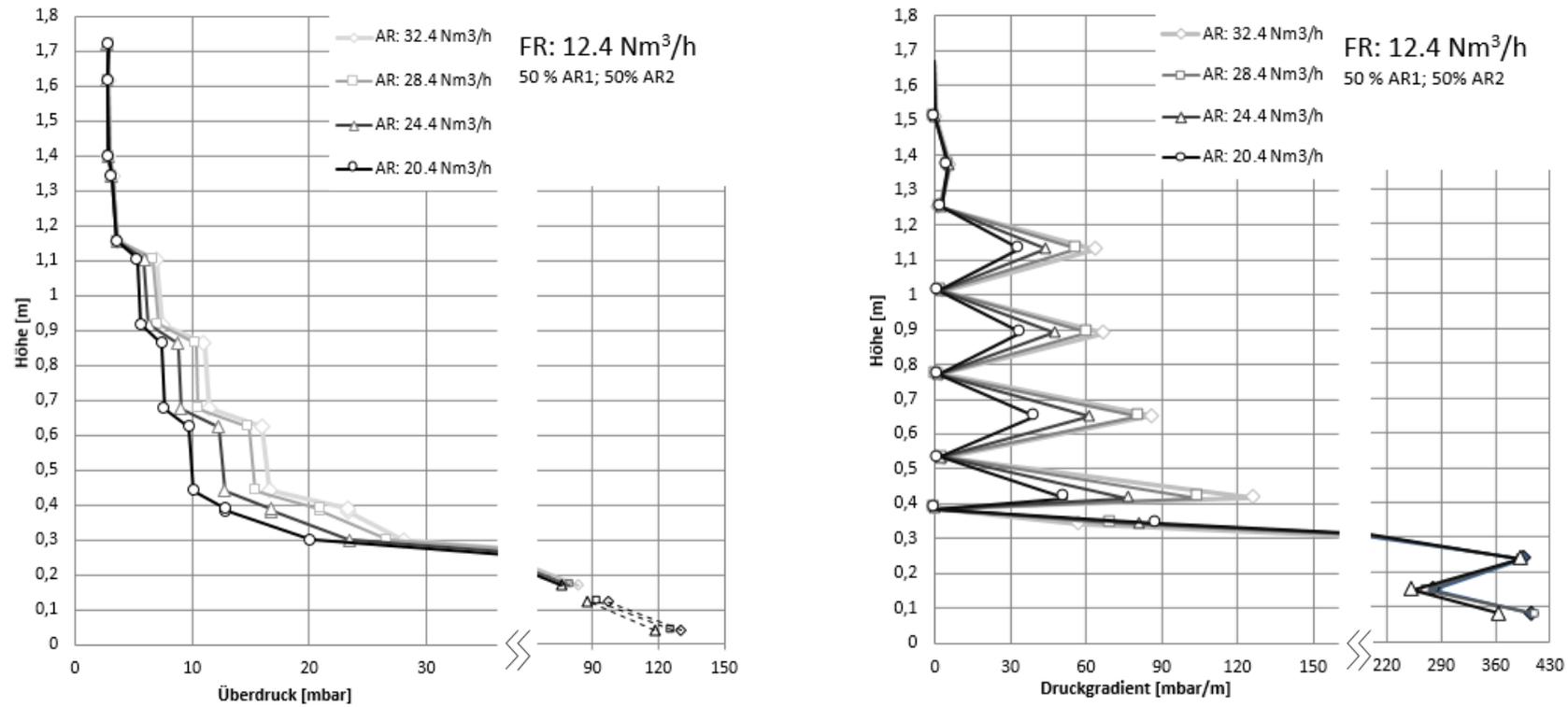


Abbildung 11.5: Vergasungsreaktor-Druckverlauf & Druckgradientenverlauf mit konstanten FR= 12,4 Nm³/h (Bronze dp = 79 µm)

Vergasungsreaktor FR: Druckgradientenverlauf mit und ohne der Fluidisierung FR3

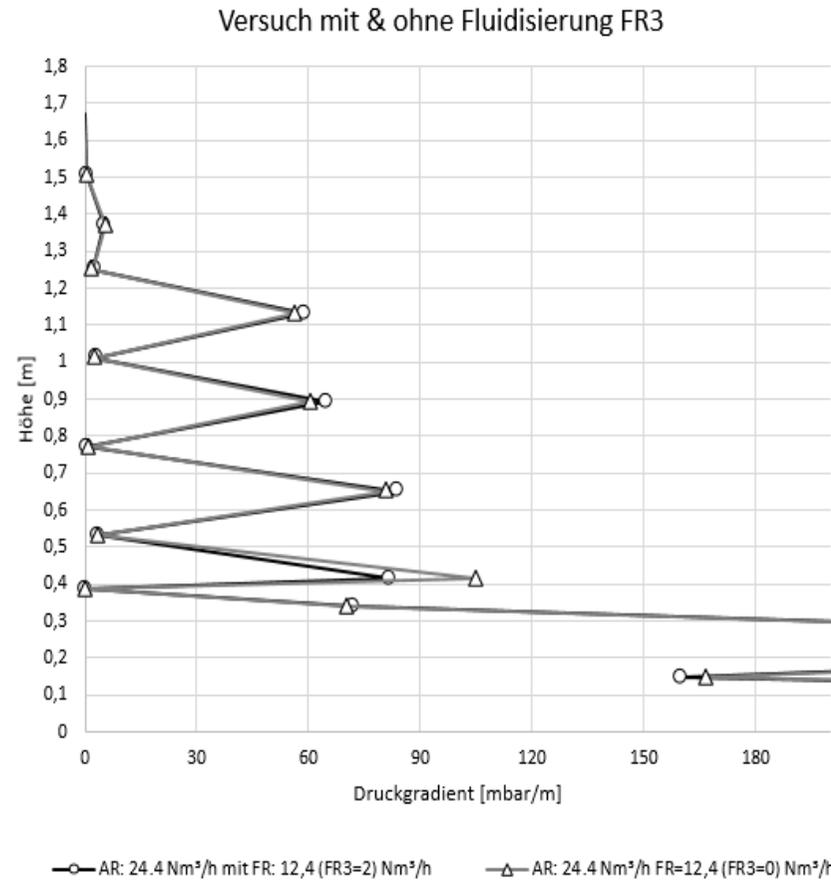


Abbildung 11.6: Vergasungsreaktor- Druckgradientenverlauf mit und ohne der Fluidisierung FR3, bei gleichbleibendem Gesamtvolumenstrom (Bronze $d_p = 79 \mu\text{m}$)

Verbrennungsreaktor AR: Druckverläufe mit annähernd gleichen Druckverlauf

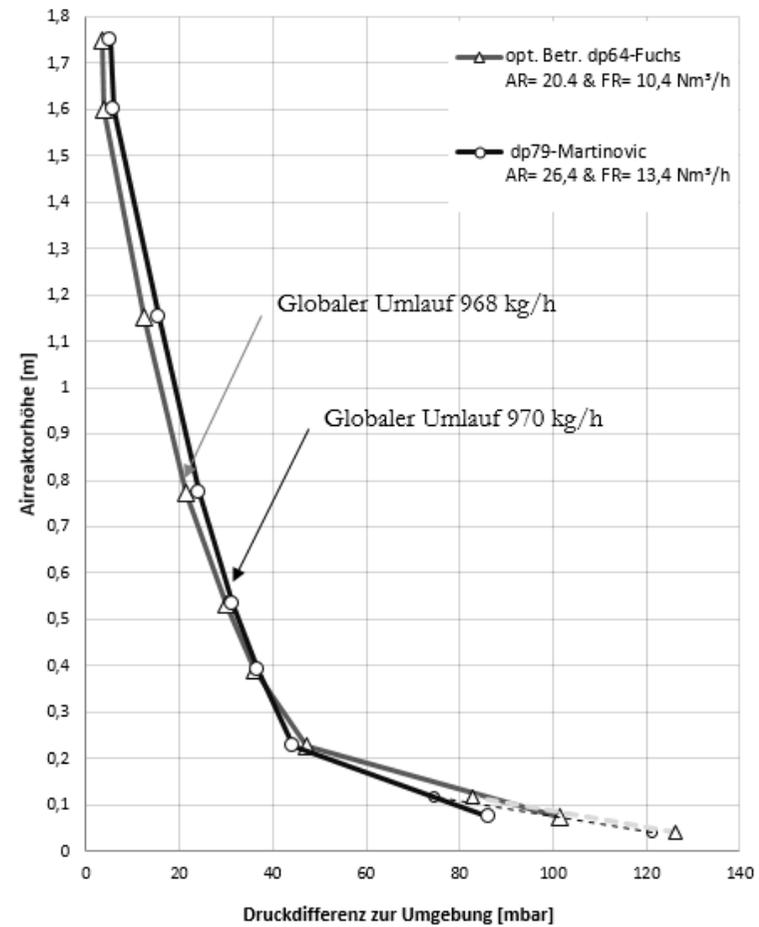


Abbildung 11.7: Verbrennungsreaktor-Druckverlauf mit annähernd gleichen Druckverlauf bei unterschiedlicher Bettmaterialgröße