



ICEBE
IMAGINEERING
NATURE

Diplomarbeit

Untersuchungen zu den Scalingkriterien an einer Zweibett-Wirbelschicht-Vergasungsanlage

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines
Diplomingenieurs (Dipl.-Ing.) unter der Leitung von

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

am

Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften
betreut von

Dipl.-Ing.(FH) Dr.techn. Johannes Christian Schmid, MBA

eingereicht an der Technischen Universität Wien

Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften

von

Andreas Anton Bickel, BSc.

Matrikelnummer 01027068

Wien, am 28. Mai 2018

Andreas Bickel



TECHNISCHE
UNIVERSITÄT
WIEN

Ich habe zur Kenntnis genommen, dass ich zur Drucklegung meiner Arbeit unter der Bezeichnung

Diplomarbeit

nur mit Bewilligung der Prüfungskommission berechtigt bin.

Ich erkläre weiters an Eides statt, dass ich meine Diplomarbeit nach den anerkannten Grundsätzen für wissenschaftliche Abhandlungen selbstständig ausgeführt habe und alle verwendeten Hilfsmittel, insbesondere die zugrunde gelegte Literatur, genannt habe.

Weiters erkläre ich, dass ich dieses Diplomarbeitsthema bisher weder im In- noch Ausland (einer Beurteilerin/einem Beurteiler zur Begutachtung) in irgendeiner Form als Prüfungsarbeit vorgelegt habe und dass diese Arbeit mit der vom Begutachter beurteilten Arbeit übereinstimmt.

Wien, am 28. Mai 2018

Andreas Bickel

Anmerkung 1

Mit Zahlen in eckigen Klammern wird auf Quellen im Literaturverzeichnis verwiesen (z.B. [0]). Zitate neben Kapitelüberschriften beziehen sich auf das ganze Kapitel inklusive Unterkapitel. Formeln sind durch Zahlen in runden Klammern gekennzeichnet (z.B. (0)).

Anmerkung 2

Zur Vermeidung von Kompatibilitätsproblemen wurde das englische Zahlenformat der Rohdaten für alle Berechnungen übernommen. Daher wird in dieser Arbeit entgegen der deutschsprachigen Konvention der Punkt (.) als Dezimaltrennzeichen verwendet.

Anmerkung 3

Mit den Begriffen Kaltversuch und Heißversuch sind immer die Versuche an der 100 kW-Versuchsanlage gemeint. Die am kleinen Acrylglas-Kaltmodell durchgeführten Versuche werden explizit als Kaltmodellversuche bezeichnet.

Kurzfassung

In dieser Arbeit wurden Fluidodynamik und Scalingkriterien des neuen Zweibett-Wirbelschicht-Konzepts am Kaltmodell und der 100 kW-Versuchsanlage an der Technischen Universität Wien untersucht. Beim Kaltmodell konnte auf bestehende Daten zurückgegriffen werden.

An der 100 kW-Versuchsanlage wurden Kaltversuche mit Luft durchgeführt. Als Bettmaterialien wurden Olivin und Quarzsand eingesetzt. Durch Aufzeichnung von Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagrammen wurden die Lockerungsgeschwindigkeiten bestimmt. Die Druckprofile im stationären Betrieb bei U_c und U_{se} im Verbrennungsreaktor wurden ermittelt. Der globale Feststoffumlauf wurde im oberen Siphon durch Aufstauen des zirkulierenden Bettmaterials und anschließendes Absaugen erfasst.

Zum Vergleich wurden an der 100 kW-Versuchsanlage auch Vergasungsversuche bei hohen Temperaturen durchgeführt und die Druckprofile im stationären Betrieb aufgezeichnet. Dabei kamen Kalk, Olivin und Quarzsand als Bettmaterial zum Einsatz. Im Zuge der Vergasungsversuche wurde versucht den globalen Feststoffumlauf über Drucksensoren im oberen Siphon zu messen. Ergänzend wurden Siebanalysen der Bettmaterialien durchgeführt.

Die Lockerungsgeschwindigkeiten deckten sich mit den Ergebnissen der Formel nach Grace [1]. Bei U_c im Verbrennungsreaktor zeigten sich im oberen Vergasungsreaktor sehr niedrige Feststoffanteile in den Kammern. Bei U_{se} im Verbrennungsreaktor wiesen die Kammern unter dem oberen Siphon hohe, die Kammern über dem oberen Siphon niedrige Feststoffanteile auf. Diese Verteilung zeigte sich auch bei den Vergasungsversuchen und am Kaltmodell.

Die Ergebnisse der Umlaufmessung an der 100 kW-Versuchsanlage mittels Drucksensoren waren aufgrund eines Problems mit der Messdatenerfassung nicht reproduzierbar. Der globale Feststoffumlauf konnte aber bei Kaltversuchen durch Absaugen des akkumulierten Bettmaterials im oberen Siphon erfasst werden. Es konnte ein Zusammenhang zwischen dem Druckgradienten im oberen Vergasungsreaktor und dem globalen Feststoffumlauf festgestellt werden. An den Daten der Kaltmodellversuche zeigte sich zudem, dass sich bei gleichem Umlauf trotz unterschiedlicher Korngrößen deckungsgleiche Druckprofile ergeben. Somit stellt die Berechnung des globalen Feststoffumlaufes über den Druckgradienten im oberen Verbrennungsreaktor eine vielversprechende Methode zur Umlaufmessung dar.

Abstract

In this thesis the fluid dynamics and scaling criteria of the new dual fluidized bed concept were investigated. The 100 kW pilot plant at TU Wien and the corresponding cold flow model were considered. For the evaluation of the cold flow model existing data was used.

Cold flow experiments with air were conducted at the 100 kW pilot plant. Olivine and silica sand were used as bed materials. The minimum fluidization velocities of the bed materials were determined by means of the pressure drop velocity graph. The pressure profiles in the plant were measured at a superficial velocity of U_c and U_{se} in the combustion reactor. The global particle circulation rate was measured by accumulating the circulating bed material in the upper loop seal and subsequently extracting the accumulated bed material.

In addition, gasification experiments at high temperatures with the 100 kW pilot plant were conducted. The pressure profiles of the steady-state operating points were logged. Limestone, olivine and silica sand were used as bed materials. During the gasification experiments a measurement of the global particle circulation rate using pressure sensors in the upper loop seal was tested. Moreover, sieve analyses of the bed materials were conducted.

The minimum fluidization velocities matched with the results of the calculations using the constants recommended by Grace [1]. At a superficial velocity of U_c in the combustion reactor low solid fractions could be observed in the chambers of the upper gasification reactor. At a superficial velocity of U_{se} in the combustion reactor the chambers below the upper loop seal showed a high solid fraction, whereas the chambers above the upper loop seal showed low solid fractions. The gasification experiments and the cold flow model investigations also showed this type of distribution of bed material in the upper gasification reactor.

The measurement of the global particle circulation rate using pressure sensors in the upper loop seal was not successful due to a problem with the measurement data logging. However, in the wake of the cold flow test runs the global particle circulation rate could be determined by extracting the accumulated bed material in the upper loop seal. A correlation between the pressure drop in the upper combustion reactor and the global particle circulation rate was found. Moreover, the evaluation of the cold flow model data yielded matching pressure profiles for test runs with the same global particle circulation rate despite differing particle sizes. Thus, calculating the global particle circulation rate via the pressure drop in the upper combustion reactor could be a viable way.

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung	1
1.1	Ausgangslage und Motivation	1
1.2	Aufgabenstellung und Aufbau der Arbeit.....	2
2	Theoretischer Hintergrund	3
2.1	Vergasung	3
2.2	Wirbelschichttechnik	7
2.3	Wirbelschichtvergaser	21
2.4	Fluiddynamik und Scaling	26
3	Methodik.....	32
3.1	Versuchsaufbau	32
3.2	Bettmaterial.....	37
3.3	Versuchsdurchführung	39
4	Auswertung und Ergebnisse	47
4.1	Scalingkriterien	47
4.2	Lockerungsgeschwindigkeit.....	63
4.3	Druckprofile	66
4.4	Bettmaterialumlauf	78
5	Zusammenfassung und Ausblick.....	84
5.1	Überblick.....	84
5.2	Beantwortung der Forschungsfragen und Diskussion.....	84
5.3	Ausblick.....	88
	Literaturverzeichnis.....	89
	Abbildungsverzeichnis.....	93
	Tabellenverzeichnis	95
	Formelverzeichnis	96
	Symbolverzeichnis.....	97
	Abkürzungsverzeichnis.....	99

1 Einleitung

1.1 Ausgangslage und Motivation

In seinem fünften Sachstandsbericht [2] kommt der Weltklimarat (IPCC) zum Schluss, dass der Klimawandel in Zukunft massive, teilweise irreversible Folgen auf die Ökosysteme und die gesamte Menschheit haben wird. Hauptursache für den Klimawandel ist mit sehr hoher Wahrscheinlichkeit der im letzten Jahrhundert vom Mensch verursachte starke Anstieg der Treibhausgasemissionen, insbesondere von Kohlendioxid. Um den Klimawandel einzudämmen ist eine nachhaltige Reduktion der Emission an Treibhausgasen erforderlich. Beim Übereinkommen von Paris [3] einigten sich Vertreter von 195 Nationen am 12. Dezember 2015 darauf, den globalen Temperaturanstieg bis Ende des Jahrhunderts durch Reduktion der Emissionen und den Umstieg auf regenerative Energieträger auf deutlich unter 2 °C zu begrenzen.

Als regenerative Energieträger kommen in Mitteleuropa hauptsächlich Wasserkraft, Windenergie, Solarenergie und Biomasse zum Einsatz. Bei Wasser-, Solar- und Windenergie kommt es aber teilweise zu erheblichen Schwankungen in der Verfügbarkeit. Biomasse bietet den Vorteil, dass die Energie dann genutzt werden kann, wenn sie auch tatsächlich gebraucht wird. Eine Möglichkeit der Nutzung von Biomasse stellt die Vergasung dar. Durch die Vergasung können Sekundärenergieträger in gasförmiger oder flüssiger Form, aber auch Rohstoffe für chemische Synthesen hergestellt werden. [4]

An der Technischen Universität Wien wurde zur Vergasung von Biomasse in den 1990er-Jahren der klassische Zweibettwirbelschichtvergaser [5] entwickelt. Im Jahr 2011 wurde ein neues Konzept [6] für einen Zweibettwirbelschichtvergaser mit verbessertem Feststoffkontakt und reduzierten Teergehalten vorgestellt. Die Fluidodynamik des neuen Konzepts wurde zu Beginn an einem Kaltmodell untersucht [7]. Im Jahr 2014 wurde schließlich am Technikum der Technischen Universität Wien eine 100 kW-Versuchsanlage erfolgreich in Betrieb genommen [8]. Seitdem wurden sowohl am Kaltmodell als auch an der 100 kW-Versuchsanlage eine Reihe von Versuchen durchgeführt. Für den optimalen Betrieb des neuen Zweibettwirbelschichtvergasers ist die Fluidodynamik, also das Verhalten von Gas und Bettmaterial ausschlaggebend. Die Fluidodynamik wird neben der Bauform der Anlage auch durch die Eigenschaften des Gases und des Bettmaterials beeinflusst. In diesem Zusammenhang stellt auch der globale Feststoffumlauf eine wichtige Größe dar. Am Kaltmodell existiert bereits eine bewährte Form der Umlaufmessung. An der 100 kW-Versuchsanlage fehlte bis zum jetzigen Zeitpunkt eine passende Messmethode für den globalen Feststoffumlauf.

1.2 Aufgabenstellung und Aufbau der Arbeit

Fluidodynamik und Scalingkriterien sollen an der 100 kW-Versuchsanlage anhand folgender Forschungsfragen untersucht werden:

- *Können die Lockerungsgeschwindigkeiten verschiedener Bettmaterialien experimentell bestimmt werden und stimmen die Ergebnisse mit bewährten Berechnungsmethoden überein?*
- *Welche Druckprofile ergeben sich in Abhängigkeit verschiedener Wirbelschicht-Regime am kleinen Kaltmodell und an der 100 kW-Versuchsanlage?*
- *Können die stationären Druckprofile der Reaktorbauteile der gesamten Vergasungsanlage für den Standardbetrieb inklusive Bettmaterialumläufe dargestellt werden?*
- *Wie kann bestmöglich die Vergleichbarkeit der Messdaten sichergestellt werden?*

Zu Beginn dieser Arbeit werden der theoretische Hintergrund und der aktuelle Stand der Technik präsentiert: die Vorgänge bei der Vergasung, die grundlegenden Vergasertypen, wichtige Größen zur Charakterisierung von Partikeln, strömungsmechanische Grundlagen, die verschiedenen Wirbelschichtzustände, Ausführungen von Wirbelschichtvergaseren, das neue Wirbelschichtkonzept, wichtige dimensionslose Kennzahlen und Diagramme sowie Scalingbeziehungen für Wirbelschichten. Im Methodikteil werden Kaltmodell und 100 kW-Versuchsanlage vorgestellt. Zudem wird die Vorgehensweise bei der Untersuchung des Bettmaterials und den Versuchen am Kaltmodell und der 100 kW-Versuchsanlage erläutert. Im Abschnitt Auswertung und Ergebnisse werden die Berechnungen dokumentiert und die erhaltenen Scalingkriterien, Lockerungsgeschwindigkeiten, Druckprofile und Bettmaterialumläufe präsentiert. In der Diskussion werden die Ergebnisse nochmals zusammengefasst, diskutiert und die Forschungsfragen beantwortet. Der Ausblick soll schließlich noch eine Anregung für zukünftige Forschungsarbeiten bieten.

2 Theoretischer Hintergrund

2.1 Vergasung [4]

2.1.1 Phasen der thermochemischen Umwandlung

Die thermochemische Umwandlung biogener Festbrennstoffe kann in vier Phasen unterteilt werden. Die Phasen unterscheiden sich vor allem durch das Temperaturniveau und die Luftzahl λ . Sie können sowohl unabhängig voneinander als auch parallel ablaufen.

Aufheizung und Trocknung

Zu Beginn der Erwärmung bei Temperaturen bis zu 150 °C verdampft das Wasser. Es ist in der porösen Struktur frei vorhanden und in der organischen Masse in gebundener Form. Durch die hohe Verdampfungsenthalpie des Wassers ist dieser Vorgang endotherm und bremst die weitere Erwärmung des Brennstoffes stark. Eine signifikante Zersetzung der organischen Masse findet erst nach einer weitgehenden Trocknung statt.

Pyrolytische Zersetzung

Ab einer Temperatur von 200 °C werden unter Ausschluss von Sauerstoff ($\lambda = 0$) erste Makromoleküle im Brennstoff aufgebrochen. Die dabei entstehenden gasförmigen Zersetzungsprodukte strömen aus dem Partikel. Dadurch wird der Kontakt mit Sauerstoff behindert. Dieser Vorgang wird als pyrolytische Zersetzung bezeichnet und ist bei 650 °C weitgehend abgeschlossen. Das organische Material wird dabei überwiegend in flüchtige Bestandteile umgewandelt. Der als Pyrolysekoks bezeichnete Rückstand besteht hauptsächlich aus Kohlenstoff und Asche.

Vergasung

Bei der Vergasung werden die Produkte der pyrolytischen Zersetzung mit einem sauerstoffreichen Vergasungsmittel weiter umgesetzt. Dies geschieht bei Temperaturen ab circa 700 °C. Die Luftzahl liegt zwischen $0 < \lambda < 1$. Im Idealfall kommt es zu einer vollständigen Umwandlung des Pyrolysekoks in brennbare Gase.

Oxidation

Die Produkte der pyrolytischen Zersetzung und der Vergasung werden mit Sauerstoff vollständig oxidiert. Dafür muss ausreichend Sauerstoff vorhanden sein ($\lambda > 1$). Eine genügend hohe Temperatur und eine gute Durchmischung der Gase sind ebenfalls nötig.

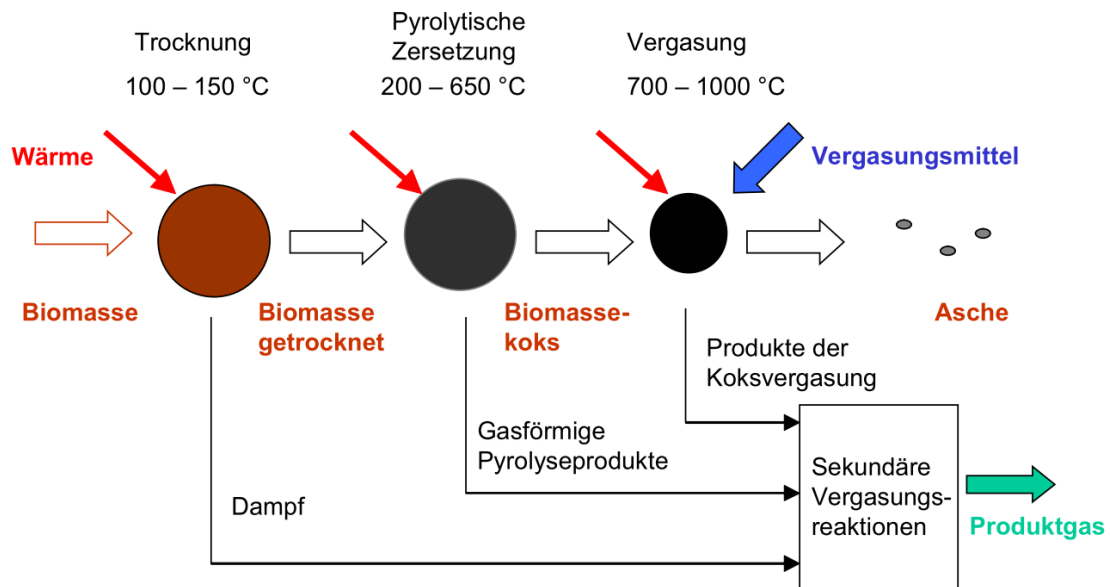


Abbildung 1: Stufen der Biomassevergasung [4]

Der Prozess der Vergasung setzt sich aus den Phasen *Trocknung*, *Pyrolytische Zersetzung* und *Vergasung* zusammen. Diese sind in Abbildung 1 am Beispiel eines Biomassepartikels illustriert.

Die Energiebilanz über alle ablaufenden Reaktionen ist endotherm. Es kann zwischen autothermer und allothermer Vergasung unterschieden werden. Wird die Wärme direkt durch eine Teilverbrennung der Biomasse zur Verfügung gestellt, spricht man von autothermer Vergasung. Im Gegensatz dazu spricht man von allothermer Vergasung, wenn die Wärme indirekt, also beispielsweise über Wärmetauscher, zugeführt wird.

2.1.2 Vergasungsmittel

Das Vergasungsmittel (VM) dient dazu, den im Brennstoff enthaltenen Kohlenstoff in ein Gas zu überführen. Je nach Vergasungsmittel wird der Kohlenstoff in andere Gase überführt. Mögliche Vergasungsmittel – Sauerstoff, Wasserdampf, Kohlendioxid, Luft – und die Hauptbestandteile der dabei entstehenden Produktgase sind in Tabelle 1 aufgelistet.

Tabelle 1: Vergasungsmittel [4]

Vergasungsmittel	Hauptbestandteile des Produktgases
Sauerstoff (O ₂)	CO
Wasserdampf (H ₂ O)	CO + H ₂
Kohlendioxid (CO ₂)	CO
Luft (21% O ₂ , 79% N ₂)	CO + N ₂

Je nach Vergasungsmittel und Art der Wärmebereitstellung, ergeben sich die in Abbildung 2 dargestellten Vergasungskonzepte. Luft ist zwar am billigsten und am leichtesten zu handhaben, allerdings wird durch den hohen Stickstoffgehalt das Produktgas stark verdünnt. Dies führt in Folge zu einem niedrigen Heizwert (H_u) des Produktgases. Wird eine Mischung aus Sauerstoff und Wasserdampf eingesetzt, kann dieser Verdünnungseffekt vermieden werden. Jedoch sind die Kosten für die Bereitstellung der Gasmischung meist nur in Großanlagen vertretbar. Alternativ kann ein stickstofffreies Produktgas auch mit Wasserdampf als Vergasungsmittel hergestellt werden. Die notwendige Energie für die Vergasungsreaktionen muss in diesem Fall jedoch extern zugeführt werden. Kohlendioxid kann prinzipiell auch als Vergasungsmittel eingesetzt werden, dies ist derzeit aber noch nicht technisch relevant.

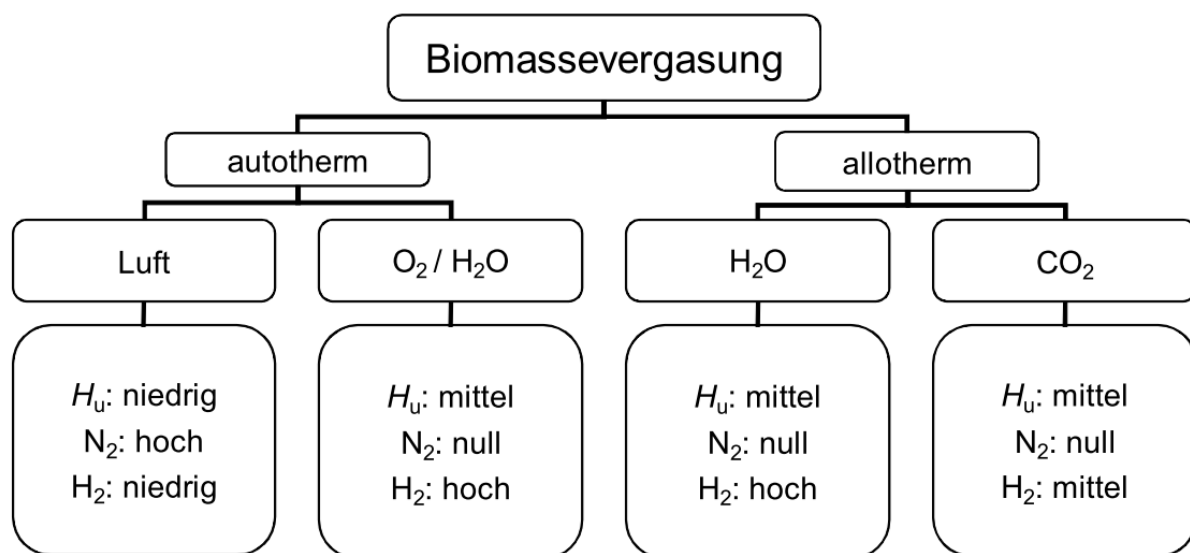


Abbildung 2: Vergasungskonzepte [4]

2.1.3 Vergasertypen

Anhand des fluiddynamischen Verhaltens kann zwischen drei Vergaser-Reaktortypen unterschieden werden: *Festbettvergaser*, *Flugstromvergaser* und *Wirbelschichtvergaser* (siehe Abbildung 3).

Festbettvergaser

Beim Festbettvergaser liegt der Brennstoff stückig vor. Er wird durch die Gasströmung nicht bewegt. Der Reaktor wird oben mit Brennstoff beschickt. Das Bett sinkt aufgrund der Materialzersetzung und der Schwerkraft langsam nach unten ab. In einem definierten Bereich wird das Vergasungsmittel mit dem Brennstoff zur Reaktion gebracht. Im Festbettvergaser laufen die Phasen der thermochemischen Umwandlung weitgehend räumlich getrennt ab. Je nach Ausführung wird das Vergasungsmittel im Gleich- oder Gegenstrom zum Brennstoff

geführt. Auch eine Vergasung in elektrisch erzeugtem Plasma ist möglich [4]. In Festbettvergäsern kann ein großes Spektrum an Brennstoffen eingesetzt werden. Bei höheren Vergaserleistungen (MW) treten jedoch vermehrt kalte Zonen auf. Dadurch weist das Produktgas einen hohen Teergehalt auf. Eine aufwendige und teure Gaswäsche wird nötig.

Flugstromvergaser

Für den Flugstromvergaser muss der Brennstoff entweder staubfein gemahlen oder in pastöse Form überführt werden. Der so aufbereitete Brennstoff wird zusammen mit dem Vergasungsmittel über einen Brenner in den Reaktor eingeblasen und bei Temperaturen über 1200 °C im Flug innerhalb weniger Sekunden fast vollständig vergast. Es können hohe Vergaserleistungen erreicht werden. Jedoch sind Flugstromvergaser mit hohen Temperaturen, hohem technischen Aufwand und folglich hohen Kosten verbunden.

Wirbelschichtvergaser (siehe Kapitel 2.3)

Bei Wirbelschichtvergäsern wird der Brennstoff in eine Schüttung aus Bettmaterial eingebracht. Das Vergasungsmittel wird von unten eingeblasen. Brennstoff und Bettmaterial werden vom Vergasungsmittel umströmt und teilweise mit der Gasströmung mitgerissen. Dadurch kommt es zu einer vollständigen Durchmischung. Im Reaktor herrscht eine gleichmäßige Temperatur, wodurch die Phasen der thermochemischen Umwandlung parallel im ganzen Reaktor ablaufen. Wirbelschichtvergaser ermöglichen hohe Stoffumsätze bei kleinen Reaktorabmessungen und guter Produktgasqualität.

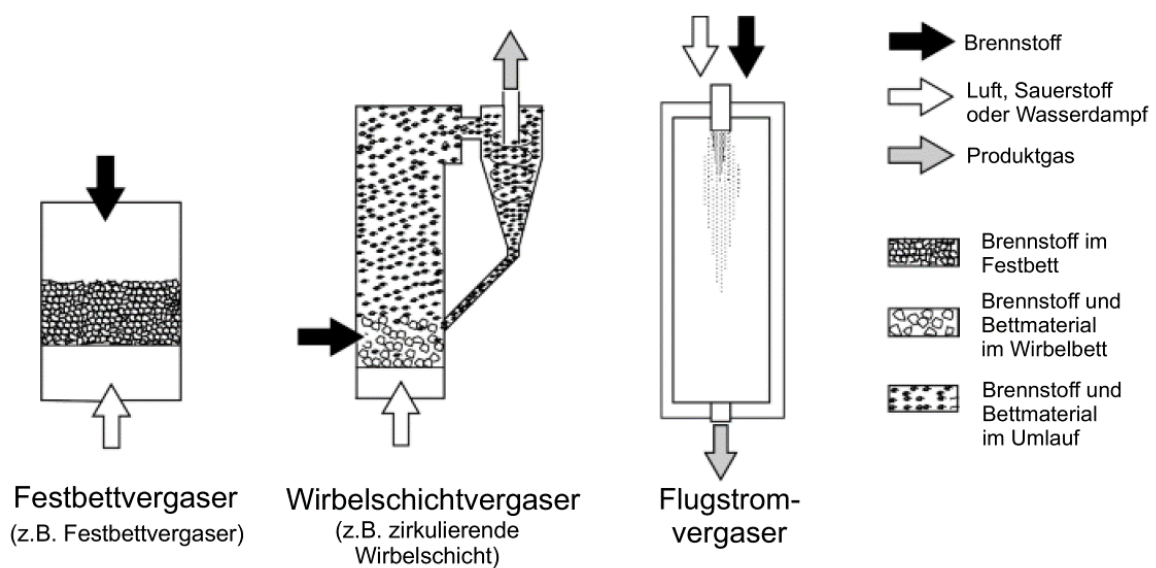


Abbildung 3: Reaktortypen [4]

2.2 Wirbelschichttechnik

In diesem Kapitel sollen die wichtigsten Kenngrößen der Wirbelschichttechnik eingeführt und deren Zusammenhänge erläutert werden.

2.2.1 Charakterisierung von Partikeln [9]–[11]

Einzelpartikel werden in der Wirbelschichttechnik durch Partikelgröße, Partikelform und Partikeldichte charakterisiert. Die Partikelgröße wird mit dem Durchmesser angegeben. Im Allgemeinen weichen die Partikel allerdings von der idealen Kugelform ab. Daher können nur Äquivalentdurchmesser angegeben werden. Die gebräuchlichsten sollen hier erläutert werden.

Siebdurchmesser – d_p

Da häufig Siebanalysen zur Bestimmung der Partikelgrößen eingesetzt werden, liegt es nahe, die Maschenweite der Siebe heranzuziehen. Der Siebdurchmesser beschreibt die Seitenlänge jenes Quadrates, durch das ein Partikel gerade noch durchfällt.

$$d_p = \frac{d_i + d_{i+1}}{2} \quad (1)$$

Volumenbezogener Durchmesser – d_v

Setzt man das Volumen des Partikels mit einem Kugelvolumen gleich, so lässt sich der volumenbezogene Durchmesser errechnen. Er beschreibt den Durchmesser jener Kugel, die dasselbe Volumen wie das Partikel aufweist.

$$d_v = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot V_p}{\pi}} \quad (2)$$

Oberflächenbezogener Durchmesser – d_s

Indem die Oberfläche des Partikels mit der einer Kugel gleichgesetzt wird, lässt sich der oberflächenbezogene Durchmesser berechnen. Er beschreibt die Oberfläche jener Kugel, die dieselbe Oberfläche wie das Partikel hat.

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

Sauterdurchmesser – d_{sv}

In vielen Vorgängen der Verfahrenstechnik sind Volumen und Oberfläche der Partikel maßgebend. Aus dieser Überlegung heraus wird der Sauterdurchmesser definiert. Er beschreibt jene Kugel, die dasselbe Verhältnis von Oberfläche zu Volumen aufweist wie die Partikel. Der Sauterdurchmesser stellt eine wichtige Größe für umströmte Teilchen dar.

$$d_{sv} = \frac{6 \cdot V_p}{O_p} = \frac{d_v^3}{d_s^2} \quad (4)$$

Sphärizität – Φ

Zur Beschreibung der Partikelform stehen einige Maßzahlen zur Verfügung. Eine der verbreitetsten ist die Sphärizität. Wadell [12] definiert die Sphärizität als Verhältnis der Oberfläche einer volumengleichen Kugel zur tatsächlichen Oberfläche des Partikels.

$$\Phi = \frac{d_v^2 \cdot \pi}{d_s^2 \cdot \pi} = \left(\frac{d_v}{d_s} \right)^2 \quad (5)$$

Die Sphärizität liegt zwischen 0 und 1. Für ein ideal kugelförmiges Partikel beträgt sie 1. Richtwerte für unterschiedliche Teilchenformen sind in Tabelle 2 aufgelistet. In Tabelle 3 sind zudem typische Sphärizitäten von Sand angeführt.

Tabelle 2: Typische Sphärizität in Abhängigkeit der Teilchenform [13]

Teilchenform	Sphärizität Φ
Kugelig	1.00
Gerundet	0.80
Eckig	0.70
Länglich	0.60
Plattenförmig	0.40

Tabelle 3: Typische Sphärizität von Sand [11]

Material	Sphärizität Φ
gebrochener Sand	0.85
abgerundeter Sand	0.95

Der Sauterdurchmesser lässt sich anhand der Sphärizität und des volumenbezogenen Durchmessers errechnen.

$$d_{sv} = \Phi \cdot d_v \quad (6)$$

Zwischen Sauter- und Siebdurchmesser gibt es allerdings keinen allgemein gültigen Zusammenhang. Es sind nur Näherungsformeln bekannt.

Sind die Partikel näherungsweise kugelförmig, gilt:

$$d_{sv} \approx d_v \approx d_p \quad (7)$$

Weichen die Partikel nicht zu stark von der Kugelform ab, gilt:

$$d_{sv} \approx \Phi \cdot d_p \quad (8)$$

Sind die Partikel in einer Dimension deutlich größer (<2:1, eiförmig), gilt:

$$d_{sv} \approx d_p \quad (9)$$

Sind die Partikel in einer Dimension deutlich kleiner (>1:2, scheibenförmig), gilt:

$$d_{sv} \approx \Phi^2 \cdot d_p \quad (10)$$

Anstelle des Siebdurchmessers d_p kann auch der mittlere Siebdurchmesser d_{pm} eingesetzt werden.

Partikeldichte

Die hydrodynamische Partikeldichte berechnet sich aus dem Quotienten von Partikelmasse und Partikelvolumen inklusive der inneren Poren.

$$\rho_p = \frac{M_p}{V_p} \quad (11)$$

Wird vom Partikelvolumen das Porenvolumen abgezogen, ergibt sich die absolute Materialdichte.

$$\rho_{p,abs} = \frac{M_p}{V_p - V_{Poren}} \quad (12)$$

2.2.2 Charakterisierung von Schüttgütern [9]–[11], [14]

Bei den in der Wirbelschichttechnik eingesetzten Bettmaterialien handelt es sich im Allgemeinen um Schüttgüter, die sich aus Partikeln unterschiedlicher Größe zusammensetzen. Für diese ergeben sich weitere wichtige Größen. Die Beziehungen zwischen Partikel-, Poren- und Bettvolumen sind in Abbildung 4 dargestellt.

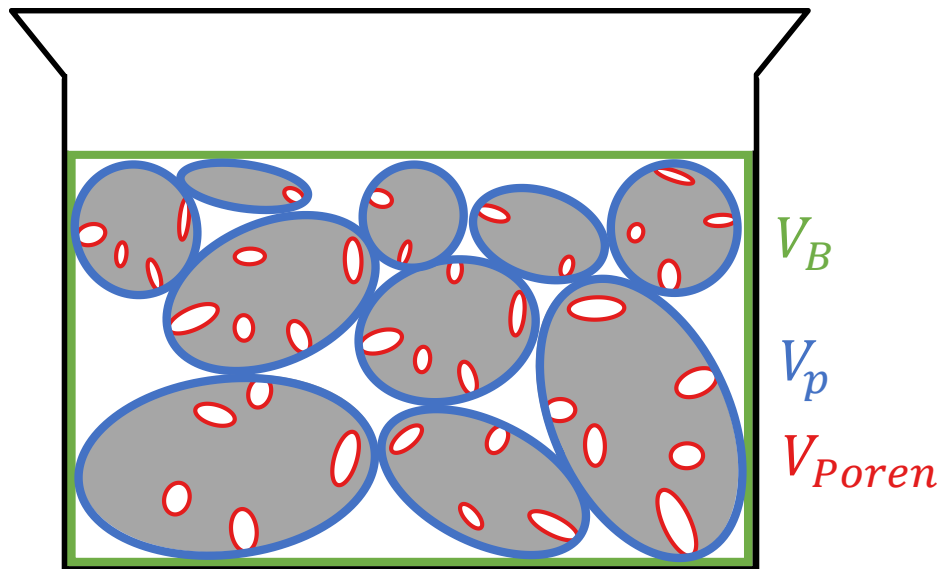


Abbildung 4: Bett-, Partikel- und Porenvolumen am Beispiel von Partikeln in einem Becherglas

Schüttdichte

Die Schüttdichte berechnet sich aus der Gesamtmasse aller Partikel bezogen auf das Bettvolumen.

$$\rho_B = \frac{M}{V_B} \quad (13)$$

Porosität

Die Porosität beschreibt das Verhältnis vom Zwischenkornvolumen zum Gesamtvolumen.

$$\varepsilon = \frac{V_B - V_p}{V_B} = 1 - \frac{V_p}{V_B} = 1 - \frac{M}{\rho_p \cdot V_B} = 1 - \frac{\rho_B}{\rho_p} \quad (14)$$

Partikelgrößenverteilung

Die Partikelgröße hat maßgeblichen Einfluss auf die Fluidisierbarkeit der Wirbelschicht. Daher ist eine genaue Kenntnis über die Partikelgrößenverteilung des Bettmaterials wichtig. Anhand der Mengenart können die in Tabelle 4 angeführten Verteilungen unterschieden werden.

Tabelle 4: Mengenarten von Verteilungen [10], [14]

Index	Mengenart	Dimension
$r = 0$	Anzahl	d^0
$r = 1$	Länge	d^1
$r = 2$	Fläche	d^2
$r = 3$	Masse (Volumen)	d^3

Verteilungssumme – Q

Die Verteilungssumme Q beschreibt den Anteil jener Partikel, die unter einer bestimmten Partikelgröße d_i liegen.

$$Q_r(d_i) = \frac{\text{Teilmenge } d \leq d_i}{\text{Gesamtmenge}} \quad (15)$$

Verteilungsdichte - q

Für die Verteilungsdichte betrachtet man Partikelklassen mit der Breite Δd_i und der mittleren Partikelgröße $\bar{d}_i$.

$$\Delta d_i = d_{i+1} - d_i \quad (16)$$

$$\bar{d}_i = d_i + \frac{d_{i+1} - d_i}{2} \quad (17)$$

Die Verteilungsdichte erhält man, indem der Anteil einer Partikelklasse an der Gesamtmenge auf die Intervallbreite bezogen wird.

$$q_r(\bar{d}_i) = \frac{\text{Teilmenge } d_i < d \leq d_{i+1}}{\text{Gesamtmenge} \cdot \text{Intervallbreite}} = \frac{Q_r(d_{i+1}) - Q_r(d_i)}{d_{i+1} - d_i} \quad (18)$$

Mittlerer Siebdurchmesser – d_{pm}

Zur Beschreibung von Schüttgütern ist es sinnvoll einen mittleren Partikeldurchmesser anzugeben.

Für N_i kugelförmige Partikel mit Durchmesser d_i ergibt sich der Sauterdurchmesser zu:

$$d_{sv} = \frac{\sum N_i \cdot d_i^3}{\sum N_i \cdot d_i^2} \quad (19)$$

Um den mittleren Siebdurchmesser berechnen zu können, überträgt man diese Gleichung auf Partikelklassen d_{pi} mit Massenanteil x_i , schlussendlich erhält man eine harmonische Mittelung:

$$d_{pm} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_{pi}}} \quad (20)$$

Durch die harmonische Mittelung werden kleinere Durchmesser stärker gewichtet als große, was sich gut mit dem hohen Einfluss kleiner Partikel auf die Fluidisierung deckt. Die Berechnung des mittleren Siebdurchmessers d_{pm} ist für beliebige Partikelformen möglich. Der Sauter-Durchmesser kann daraus über den Formfaktor Φ und die entsprechenden Zusammenhänge berechnet werden. Zur Ermittlung der Partikelgrößenverteilung existieren unterschiedliche Messmethoden. Je nach eingesetztem Verfahren werden andere physikalische Eigenschaften zur Größenbestimmung verwendet. Daher können sich abhängig von der Messmethode unterschiedliche Ergebnisse für dieselbe Probe ergeben.

Siebanalyse

Die gängigste Methode zur Bestimmung der Partikelgrößenverteilung ist die Siebanalyse. Mit ihr können Partikel ab circa 40 μm erfasst werden. Der klassische Aufbau besteht aus einem Siebturm, der auf einem Rüttelwerk angebracht ist (siehe Abbildung 5). Nach unten hin werden die Siebe immer feiner. Die Probe wird auf das oberste Sieb gegeben. Durch die Vibrationen des Rüttelwerks werden die Partikel auf dem Sieb bewegt. Feine Partikel können die Siebe passieren, während grobe Partikel zurückgehalten werden. Durch die Maschenweite der Siebböden wird die Breite der Partikelklassen festgelegt. Die Menge an Partikeln einer Partikelklasse wird durch Abwiegen des Rückstandes auf den Sieben bestimmt.

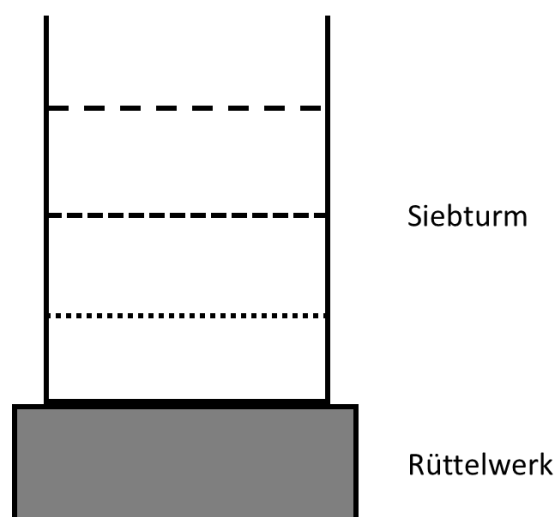


Abbildung 5: Schematischer Aufbau eines Siebturms

Laserbeugungsspektrometrie [15], [16]

Die Laserbeugungsspektrometrie ist eine weitere gebräuchliche Methode zur Bestimmung der Partikelgrößenverteilung. Das Messprinzip beruht auf der Winkelabhängigkeit der Intensität des Streulichts eines Laserstrahls. Die Probe wird hierfür dispergiert, durch einen Laserstrahl geführt und das Streulicht erfasst. Große Partikel führen zu kleinen Streuwinkeln, während kleine Partikel zu großen Streuwinkeln führen. Zur Berechnung wird die sogenannte Mie-Theorie verwendet. Der Vorteil dieser Methode liegt in der kurzen Messdauer und dem breiten Messbereich (Submikrometer bis mehrere Millimeter). Nachteilig ist allerdings, dass die optischen Eigenschaften der Probe und des Dispergiermittels bekannt sein müssen.

Geldart-Einteilung [17], [18]

Untersuchungen von Geldart [18] haben gezeigt, dass sich Schüttgüter nach ihrem Verhalten in Wirbelschichten in vier Gruppen einteilen lassen. Die Einteilung erfolgt anhand der Dichtedifferenz zum Fluidisierungsmedium und dem mittleren Partikeldurchmesser. Nach aufsteigendem Durchmesser können folgende Gruppen unterschieden werden:

- *Gruppe C:* Bei Gruppe C handelt es sich um sehr feine, kohäsive Schüttgüter, wie etwa Mehl oder Puder. Aufgrund der starken Zwischenpartikelkräfte ist eine Fluidisierung nur schwer möglich.
- *Gruppe A:* Schüttgüter der Gruppe A haben einen niedrigen mittleren Partikeldurchmesser und/oder niedrige Partikeldichte und zeigen noch leicht kohäsives Verhalten. Sie zeichnen sich dadurch aus, dass bei Erreichen der Lockerungsgeschwindigkeit zuerst eine homogene Expansion auftritt. FCC-Katalysatoren sind beispielsweise der Gruppe A zuzuordnen.
- *Gruppe B:* Bei Gruppe B handelt es sich um sandartige Schüttgüter. Sie lassen sich leicht fluidisieren. Im Gegensatz zur Gruppe A zeigen sie keine Expansion. Bei Erreichen der Lockerungsgeschwindigkeit tritt sofort Blasenbildung auf. Vertreter der Gruppe B sind klassische Bettmaterialien, wie etwa Quarzsand, Olivin oder Kalk.
- *Gruppe D:* Zur Gruppe D zählen große und/oder dichte Partikel. Sie benötigen hohe Leerrohrgeschwindigkeiten und sind schwer fluidisierbar. Beispiele sind Agrarprodukte wie etwa Kaffeebohnen oder Getreide.

In Abbildung 6 ist die Geldart-Einteilung für Luft bei Umgebungsbedingungen dargestellt. Bei anderen Bedingungen können Abweichungen auftreten.

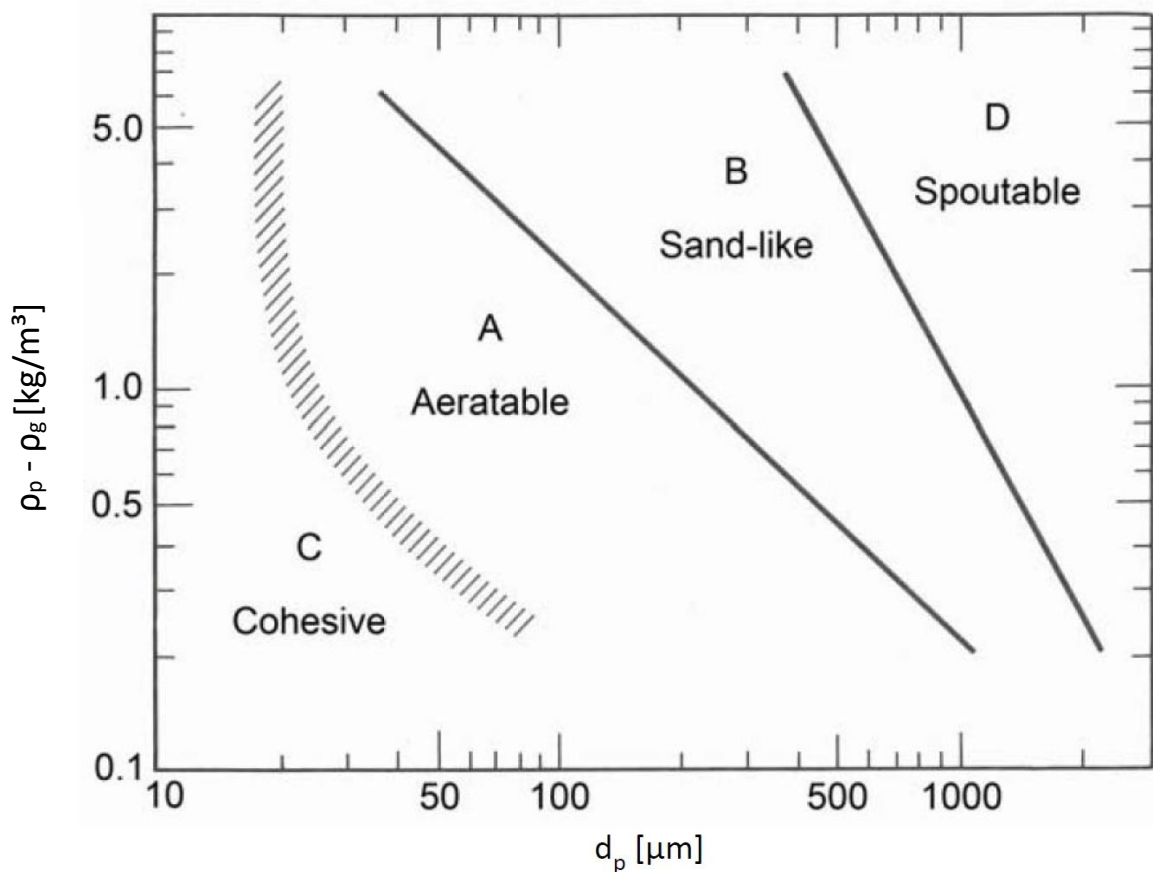


Abbildung 6: Geldart-Einteilung für Luft bei Umgebungsbedingungen [17]

2.2.3 Strömungsmechanische Grundlagen [9], [11], [17]

Druckabfall im Festbett

Zur Berechnung des Druckabfalls im Festbett wird davon ausgegangen, dass das Fluid das Bett in einem Bündel von verwundenen Kanälen durchströmt.

Für eine laminare Strömung ($Re < 1$) gilt die Carman-Kozeny Gleichung:

$$\frac{\Delta p}{H} = 180 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu \cdot U}{d_{sv}^2} \quad (21)$$

Bei höheren Strömungsgeschwindigkeiten ($Re > 1$) muss ein turbulenter Term ergänzt werden. Man erhält die Ergun-Gleichung:

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu \cdot U}{d_{sv}^2} + 1.75 \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_g \cdot U^2}{d_{sv}} \quad (22)$$

Druckabfall in der Wirbelschicht

Der Druckabfall in der Wirbelschicht kann über ein Kräftegleichgewicht dargestellt werden. Das Bett geht in eine Wirbelschicht über, wenn die Strömungswiderstandskraft des Schüttguts dem um den Auftrieb reduzierten Gewicht der Schüttung entspricht.

$$\Delta p \cdot A = A \cdot H_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g \quad (23)$$

Durch Umformen erhält man schließlich:

$$\Delta p = (1 - \varepsilon) \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g \cdot H \quad (24)$$

Aus der Formel wird ersichtlich, dass der Druckverlust in der Wirbelschicht unabhängig von der Strömungsgeschwindigkeit ist. Er bleibt daher über den gesamten Bereich der Wirbelschicht konstant.

2.2.4 Wirbelschichtzustände [11], [17], [19]

In Abhängigkeit der Gasgeschwindigkeit können verschiedene Wirbelschichtzustände unterschieden werden.

Blasenbildende und homogene Wirbelschicht

Erhöht man ausgehend vom Festbett die Gasgeschwindigkeit, beginnen sich die Partikel bei Erreichen der Lockerungsgeschwindigkeit zu bewegen. Das Festbett geht in den Zustand der Wirbelschicht über. Je nach Beschaffenheit des Bettmaterials liegt der Feststoff gleichmäßig im Gasstrom verteilt vor (homogene Wirbelschicht) oder es kommt zur Bildung von Blasen (blasenbildende Wirbelschicht). Die Zustände sind über einen weiten Geschwindigkeitsbereich stabil. In beiden Fällen ist eine klare Bettoberkante erkennbar. Der Bereich über dem Bett – das sogenannte Freeboard – ist weitgehend feststofffrei (siehe Abbildung 7). Es existieren diverse Sonderformen der blasenbildenden Wirbelschicht. So können etwa bei schlanken Bauformen die Blasen den ganzen Wirbelschichtquerschnitt ausfüllen. Man spricht dann von einer stoßenden Wirbelschicht.

Turbulente Wirbelschicht

Wird die Gasmenge weiter gesteigert, wachsen die Blasen schließlich zusammen und es bilden sich Feststoffsträhnen. Dadurch ist keine Bettoberkante mehr erkennbar und es kommt bereits zu geringem Austrag von Bettmaterial. Der Feststoff befindet sich jedoch immer noch hauptsächlich im unteren Teil des Reaktors (siehe Abbildung 7). Dieser Zustand wird turbulente Wirbelschicht genannt.

Schnelle Wirbelschicht

Bei einer weiteren Erhöhung der Gasgeschwindigkeit kann ab einem gewissen Punkt erheblicher Feststoffaustrag festgestellt werden. Der Feststoff ist über die gesamte Höhe verteilt, wobei im unteren Teil eine dichte Zone und im oberen Teil eine dünne Zone vorherrscht (siehe Abbildung 7). Man spricht von einer schnellen Wirbelschicht.

Pneumatischer Transport

Bei sehr hoher Gasgeschwindigkeit stellt sich schließlich der Zustand des pneumatischen Transports ein. Der Feststoff ist gleichmäßig im Gasstrom dispergiert und wird mit diesem ausgetragen, wobei der Feststoffanteil im Gas sehr niedrig ist.

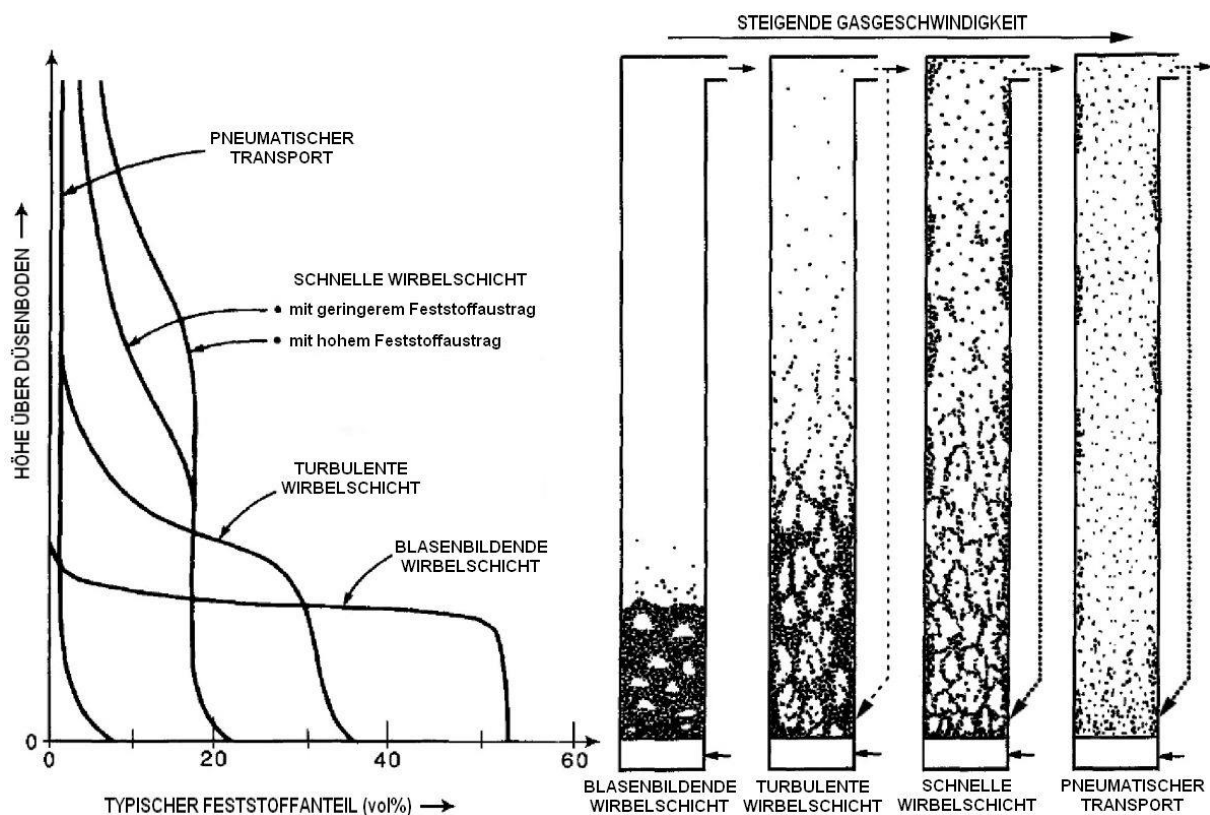


Abbildung 7: Wirbelschichtzustände und Feststoffverteilung über die Höhe [20] (modifiziert aus [1], [21], [22])

Druckverlust-Geschwindigkeits-Diagramm

Die Unterscheidung von Festbett, Wirbelschicht und pneumatischem Transport ist gut in einem Druckverlust-Geschwindigkeits-Diagramm möglich. Hierfür wird der Druckverlust über das Bett gegen die Leerrohrgeschwindigkeit aufgetragen. Für die Leerrohrgeschwindigkeit wird der Querschnitt des leeren Rohres zur Berechnung herangezogen. In Abbildung 8 ist ein solches Diagramm schematisch dargestellt.

Im Bereich des Festbettes steigt der Druckverlust mit zunehmender Geschwindigkeit an. Im laminaren Fall folgt der Verlauf der linearen Karman-Cozeny-Gleichung (21), im turbulenten Fall der Ergun-Gleichung (22).

Nach dem Überschreiten der Lockerungsgeschwindigkeit bleibt der Druckverlust für den gesamten Bereich der Wirbelschicht konstant. Ab Erreichen der Schwebegeschwindigkeit werden die Partikel ausgetragen. Im Falle einer Rückführung des ausgetragenen Bettmaterials steigt der Druckverlust wieder.

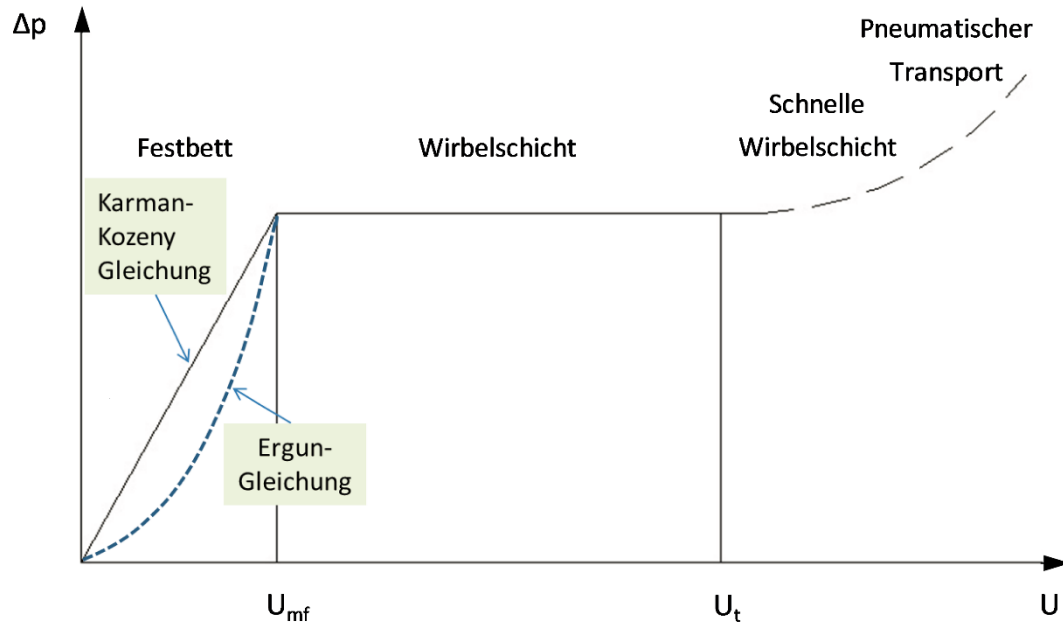


Abbildung 8: Druckverlust-Geschwindigkeits-Diagramm modifiziert aus [11]

Lockerungsgeschwindigkeit – U_{mf}

Am Lockerungspunkt entspricht der Druckabfall im Festbett demjenigen in der Wirbelschicht. Durch Gleichsetzen und Umformen der jeweiligen Formeln aus Kapitel 2.2.3 erhält man:

$$\frac{\rho_g \cdot d_{sv}^3 \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_g \cdot d_{sv} \cdot U_{mf}}{\mu} + \frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_g^2 \cdot d_{sv}^2 \cdot U_{mf}^2}{\mu^2} \quad (25)$$

Führt man die Archimedes- und die Reynoldszahl ein (siehe Kapitel 2.4.1), lässt sich der Zusammenhang mittels zweier zusätzlicher Konstanten wie folgt darstellen:

$$Ar = C_1 \cdot Re_{mf} + C_2 \cdot Re_{mf}^2 \quad (26)$$

In der Literatur ([17], [19]) finden sich für C_1 und C_2 eine Vielzahl an Definitionen. Am verbreitetsten ist die Formel von Wen und Yu [23]:

$$Re_{mf} = \sqrt{33.7^2 + 0.0408 \cdot Ar} - 33.7 \quad (27)$$

und die Formel von Grace [1]:

$$Re_{mf} = \sqrt{27.2^2 + 0.0408 \cdot Ar} - 27.2 \quad (28)$$

Zur experimentellen Ermittlung der Lockerungsgeschwindigkeit betrachtet man das Druckverlust-Geschwindigkeits-Diagramm (Abbildung 9). Geldart-Gruppe B Partikel mit enger Korngrößenverteilung zeigen am Lockerungspunkt einen scharfen Knick.

Im Gegensatz dazu zeigt sich bei einer breiten Korngrößenverteilung ein schleichender kurvenförmiger Übergang. In diesem Fall wird die Lockerungsgeschwindigkeit durch den Schnittpunkt der verlängerten Geradenstücke von Festbett und Wirbelschicht ermittelt.

Falls das Bettmaterial zusammengepackt vorliegt, kann es im Bereich der Lockerungsgeschwindigkeit zu höheren Drücken kommen. Daher ist es sinnvoll die Messung, ausgehend vom Bereich der Wirbelschicht, mit sinkender Geschwindigkeit durchzuführen.

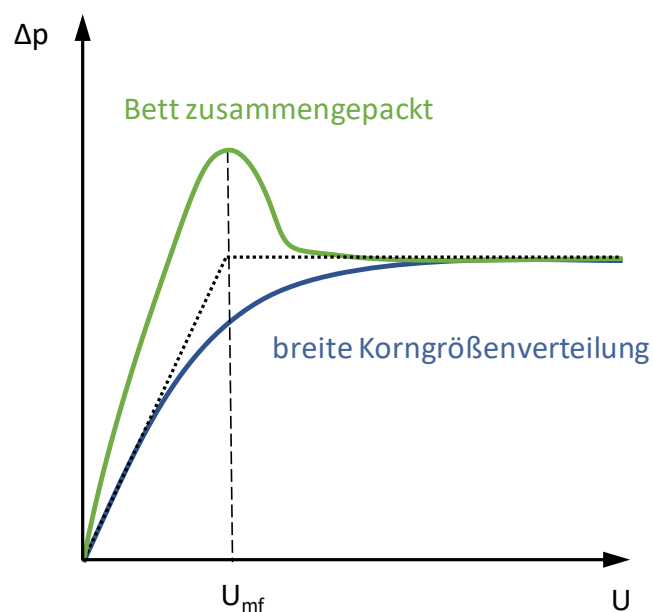


Abbildung 9: Bestimmung der Lockerungsgeschwindigkeit modifiziert aus [11]

Übergang zur blasenbildenden Wirbelschicht – U_{mb}

Die Leerrohrgeschwindigkeit, bei der das erste Mal Blasen auftreten, wird als U_{mb} bezeichnet. Partikel der Geldart-Gruppe B zeigen bereits beim Lockerungspunkt Blasenbildung, U_{mb} und U_{mf} fallen also zusammen. Abweichendes Verhalten ist bei kohäsiven Partikeln der Geldart-Gruppe A beobachtbar. Wird U_{mf} überschritten, kommt es zunächst zu einer Expansion des Betts und eine homogene Wirbelschicht stellt sich ein. Blasen bilden sich erst bei höheren Geschwindigkeiten.

Für Geldart-Gruppe A Partikel kann der Übergang zur blasenbildenden Wirbelschicht mit der Formel von Rabinovich und Kalman [24] abgeschätzt werden:

$$Re_{mb} = 0.0055 \cdot Ar^{0.56} \quad (29)$$

Schwebegeschwindigkeit – U_t

Die Geschwindigkeit, bei der ein einzelnes Partikel gerade noch nicht von der Strömung mitgerissen wird, nennt man Schwebegeschwindigkeit. Wird diese Geschwindigkeit überschritten, verlässt man das Gebiet der Wirbelschicht und das Partikel wird ausgetragen.

Man betrachte ein kugelförmiges Partikel mit Durchmesser d in einem vertikal nach oben strömenden unbegrenzten Fluid. Es wirken die in Abbildung 10 eingezeichneten Kräfte: Gewichtskraft F_G , Auftriebskraft F_A und Widerstandskraft F_W . Die Beschleunigungskraft ist bei der Schwebegeschwindigkeit Null. Es ergibt sich das folgende Kräftegleichgewicht:

$$\frac{\pi}{6} d^3 \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g - C_w \cdot \frac{d^2 \cdot \pi}{4} \cdot \frac{\rho_g \cdot U_t^2}{2} = 0 \quad (30)$$

Daraus lässt sich die Schwebegeschwindigkeit freistellen:

$$U_t = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \cdot \frac{d \cdot g}{C_w}} \quad (31)$$

Der Widerstandsbeiwert C_w ist abhängig von der Reynoldszahl.

$$Re = \frac{\rho_g \cdot U_t \cdot d}{\mu} \quad (32)$$

Es können drei Bereiche unterschieden werden. Diese sind in Tabelle 5 zusammen mit den jeweiligen Berechnungsformeln aufgelistet.

Tabelle 5: Widerstandsgesetze für umströmte Kugel

$Re < 0.2$	$0.2 < Re < 1000$	$1000 < Re$
$C_w = \frac{24}{Re}$	$C_w = \frac{24}{Re} + \frac{4}{\sqrt{Re}} + 0.4$	$C_w = 0.43$

Weicht das Partikel von der Kugelform ab, sind diese Gleichungen nicht mehr anwendbar. Eine Abschätzung der Schwebegeschwindigkeit für Sphärizitäten zwischen 0.5 und 1 ermöglicht die Formel von Haider und Levenspiel [25]:

$$U_t^* = \left[\frac{18}{d_p^{*2}} + \frac{2.335 - 1.744 \cdot \Phi}{d_p^{*0.5}} \right]^{-1} \quad (33)$$

Bei den mit Stern gekennzeichneten Größen handelt es sich um die dimensionslose Geschwindigkeit bzw. um den dimensionslosen Partikeldurchmesser (siehe Kapitel 2.4.1).

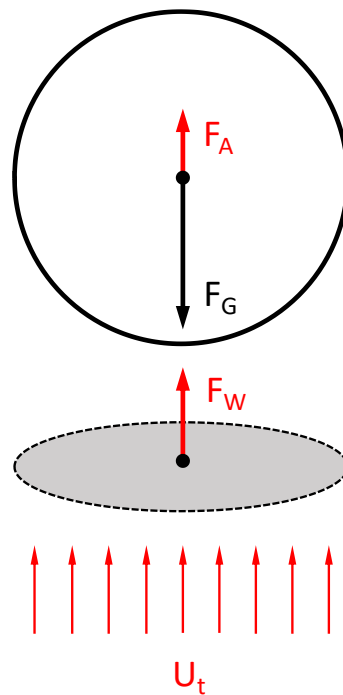


Abbildung 10: Kräftegleichgewicht für ein vertikal umströmtes Partikel modifiziert aus [11]

Übergang zur turbulenten Wirbelschicht – U_c

Mit zunehmender Gasgeschwindigkeit nehmen der Blasenanteil und die Druckschwankungen zu. Die Gasblasen wachsen schließlich zusammen und Feststoffstrahlen bilden sich. Dadurch nehmen die Druckschwankungen wieder deutlich ab. U_c ist jene Leerrohrgeschwindigkeit, bei der die Standardabweichung der Druckschwankungen ihr Maximum erreicht. Sie kennzeichnet den Beginn des Überganges zur turbulenten Wirbelschicht.

Zur experimentellen Bestimmung des Überganges gibt es unterschiedliche Messmethoden und für die Berechnung existiert eine Vielzahl an Formeln. Durch die Zusammenfassung verschiedener Formeln aus der Literatur ([26]–[33]) erhält Schmid [8] die durchschnittliche Reynoldszahl am Übergang:

$$Re_{c \text{ (average)}} = \frac{Ar^{19/30}}{0.85 + 0.85 Ar^{1/5}} \quad (34)$$

Über dieser Reynoldszahl liegt mit sehr hoher Wahrscheinlichkeit eine turbulente Wirbelschicht vor.

Übergang zur schnellen Wirbelschicht – U_{se}

Wird die Gasgeschwindigkeit noch weiter bis U_{se} erhöht, kommt es zu signifikantem Feststoffaustrag. Die turbulente Wirbelschicht geht in eine schnelle Wirbelschicht über. Mit der Formel von Bi und Grace [19] kann U_{se} berechnet werden:

$$Re_{se} = 1.53 \cdot Ar^{0.50} \quad (35)$$

2.3 Wirbelschichtvergaser [4]

In Wirbelschichtvergasern liegt der Brennstoff gemeinsam mit feinem Bettmaterial auf einem Anströmboden vor. Wird das Vergasungsmittel (VM) mit ausreichender Geschwindigkeit durch das Bett geleitet, wird das Bettmaterial aufgewirbelt und es entsteht eine sogenannte Wirbelschicht (WS).

Als Bettmaterial kommt meist Quarzsand zum Einsatz, es können aber auch katalytisch aktive Stoffe, wie etwa Kalkstein oder Olivin eingesetzt werden. Der Brennstoff wird meist über eine Schnecke in das Wirbelbett eingespeist. Das inerte Bettmaterial umströmt die – im Vergleich zu Festbettvergasern – kleinen Brennstoffteilchen. Es kommt zu einer vollständigen Durchmischung. Durch die vorherrschende Wirbelschicht kommt es zu einer intensiven Wärmeübertragung, insbesondere zwischen dem Bettmaterial und den Brennstoffteilchen. Im Reaktor herrscht eine gleichmäßige Temperaturverteilung. Die einzelnen Teilreaktionen des Vergasungsprozesses laufen daher schnell und parallel im ganzen Reaktor ab. Aufgrund der guten Wärmeübertragung und der hohen spezifischen Oberfläche der kleinen Teilchen verringert sich die Verweilzeit des Brennstoffs im Reaktor. Es werden hohe Stoffumsätze bei kleinen Reaktorabmessungen möglich. Weil im Reaktionsraum einheitliche Reaktionsbedingungen vorliegen, ist eine Maßstabsvergrößerung (Scale-Up) besser möglich. Dadurch werden größere thermische Leistungen realisierbar als in Festbettreaktoren.

Die Vergasung kann nicht nur bei atmosphärischem Druck, sondern auch bei erhöhtem Druck erfolgen. Dies hat den Vorteil, dass der Reaktor bei gleicher Leistung verkleinert werden kann und bereits verdichtetes Gas produziert wird. Allerdings führt eine druckaufgeladene Wirbelschichtvergasung zu einem sehr hohen anlagentechnischen Aufwand. Daher ist solch eine Ausführung erst bei größeren Anlagenleistungen interessant.

Die hohe Gasaustrittstemperatur macht eine Wärmerückgewinnung nötig, da anderenfalls der Vergaserwirkungsgrad zu gering wäre. Brennstoffe mit niedrigem Ascheschmelzpunkt sind problematisch, da sich bei den üblichen Vergasungstemperaturen von ca. 800 °C bereits Ascheagglomerate bilden können. Eine Absenkung der Temperatur unter 700 °C führt zu erhöhter Teerbildung.

Es können drei verfahrenstechnische Ansätze (siehe Abbildung 11) unterschieden werden:

- die *stationäre Wirbelschicht*
- die *zirkulierende Wirbelschicht*
- die *Zweibettwirbelschicht*

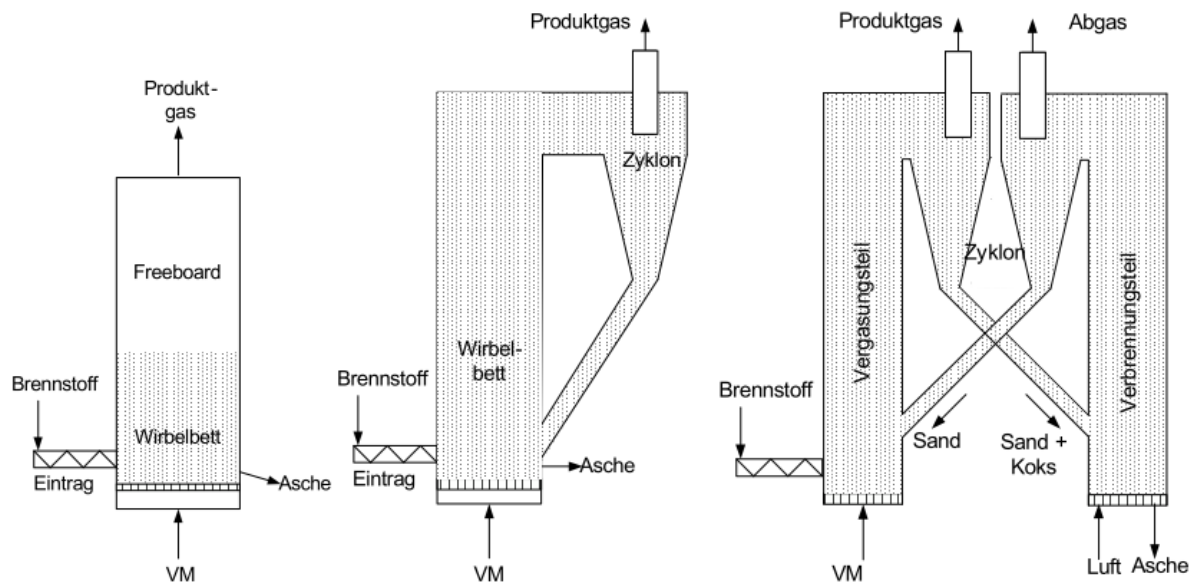


Abbildung 11: Stationäre, zirkulierende und Zweibettwirbelschicht [4]

2.3.1 Stationäre Wirbelschicht

Die stationäre Wirbelschicht wird im Bereich der blasenbildenden Wirbelschicht betrieben. Das Wirbelbett ist gut erkennbar und scharf abgegrenzt vom fast feststofffreien Freeboard, dem Freiraum über dem Wirbelbett. Der Bettmaterialaustrag ist dadurch gering.

2.3.2 Zirkulierende Wirbelschicht

Bei der zirkulierenden Wirbelschicht wird die Anlage im Bereich der schnellen Wirbelschicht betrieben. Es ist keine Bettoberfläche mehr erkennbar. Das Bett dehnt sich über den ganzen Reaktor aus, wobei sich unten eine dichtere Zone ausbildet. Das Bettmaterial wird durch die hohe Gasgeschwindigkeit ausgetragen und muss mit Zyklonen wieder in den Reaktor rückgeführt werden. Somit entsteht eine Zirkulation des Bettmaterials.

2.3.3 Zweibett-Wirbelschicht

Bei der Zweibett-Wirbelschicht (engl. dual fluidized bed, DFB) werden zwei Wirbelschichten miteinander kombiniert, um ein mittelkalorisches wasserstoffreiches Produktgas ohne Einsatz von Reinsauerstoff zu erhalten. Im Verbrennungsreaktor (engl. combustion reactor, CR) wird die Wärme für die endotherme Dampfvergasung im Vergasungsreaktor (engl. gasification reactor, GR) erzeugt. Die Wärme kann entweder durch umlaufendes Bettmaterial oder mit Hochtemperatur-Wärmetauschern übertragen werden.

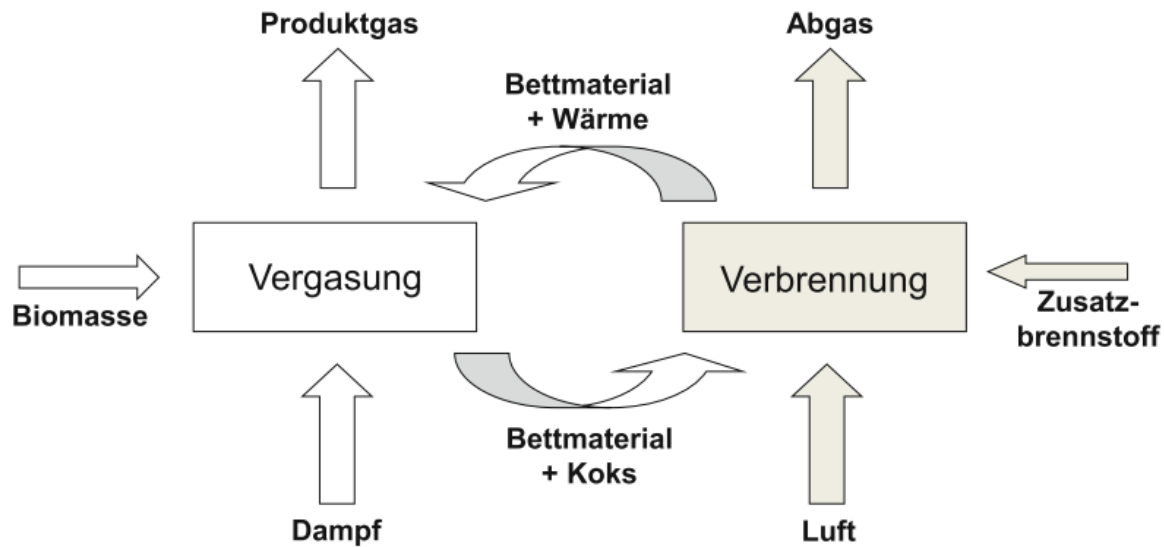


Abbildung 12: Grundprinzip der Zweibett-Wirbelschicht mit umlaufendem Bettmaterial [4]

Das Grundprinzip einer Zweibett-Wirbelschicht mit umlaufendem Bettmaterial ist in Abbildung 12 illustriert. Die Biomasse wird im Vergasungsreaktor mit Wasserdampf allotherm vergast. Das Produktgas ist dadurch nahezu stickstofffrei. Im Verbrennungsreaktor wird durch die Verbrennung von Koks mit Luft die benötigte Wärme erzeugt und vom umlaufenden Bett an den Vergasungsreaktor übertragen. Gegebenenfalls kann Zusatzbrennstoff eingesetzt werden.

Das dabei entstehende Abgas fällt als getrennter Strom an, das Produktgas ist dadurch konzentrierter. Durch den reduzierten Volumenstrom an Produktgas ist die Produktgasreinigung kostengünstiger zu realisieren. Das hochwertige gereinigte Produktgas kann auch in chemischen Synthesen eingesetzt werden.

Die Reaktoren können sowohl als stationäre als auch als zirkulierende Wirbelschichten ausgeführt werden. So kann beispielsweise die Vergasung in einer schnellen Wirbelschicht und die Verbrennung in einer stationären Wirbelschicht durchgeführt werden (siehe Abbildung 13a). Der Güssing-Vergaser wiederum arbeitet mit einer stationären Wirbelschicht im Vergasungs- und einer schnellen Wirbelschicht im Verbrennungsreaktor (siehe Abbildung 13b). Auch eine Ausführung beider Reaktoren als schnelle Wirbelschicht ist möglich.

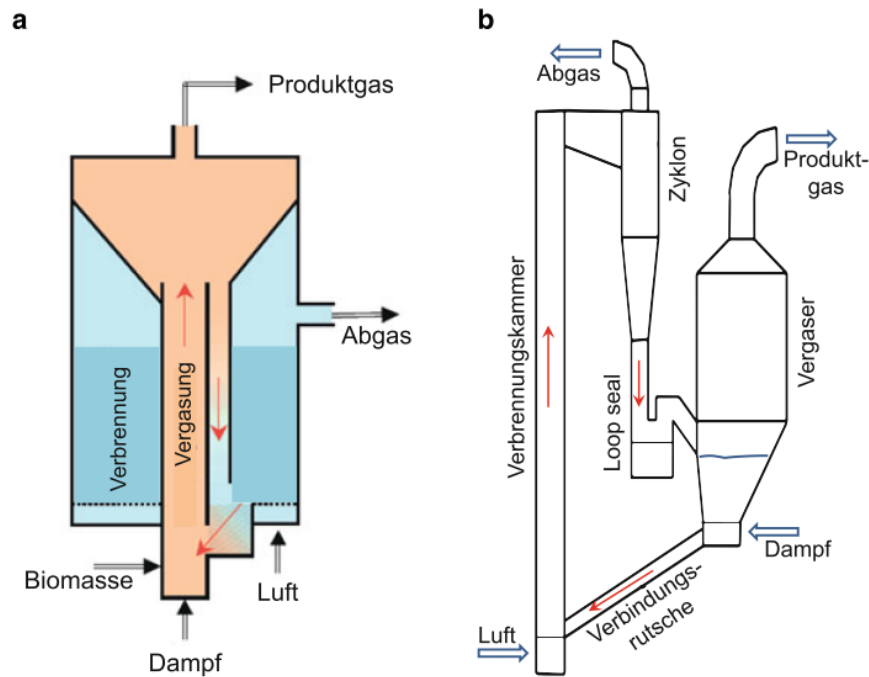


Abbildung 13: Klassische Ausführungen von Zweibett-Wirbelschichten [4]

Anstelle des umlaufenden Bettmaterials können auch Hochtemperaturwärmetauscher (Heatpipes) für den Wärmetransport eingesetzt werden (siehe Abbildung 14). Die Heatpipes sind mit einem Wärmeträger (Natrium oder Kalium) gefüllte, geschlossene Rohre, die sowohl in den Verbrennungsreaktor als auch den Vergasungsreaktor hineinragen. Der Wärmeträger wird im Verbrennungsreaktor verdampft und kondensiert im Vergasungsreaktor wieder. Ziel dieser Technologie ist es, die Vorteile der Zweibett-Wirbelschicht auch im kleineren Leistungsbereich (kW) nutzen zu können.

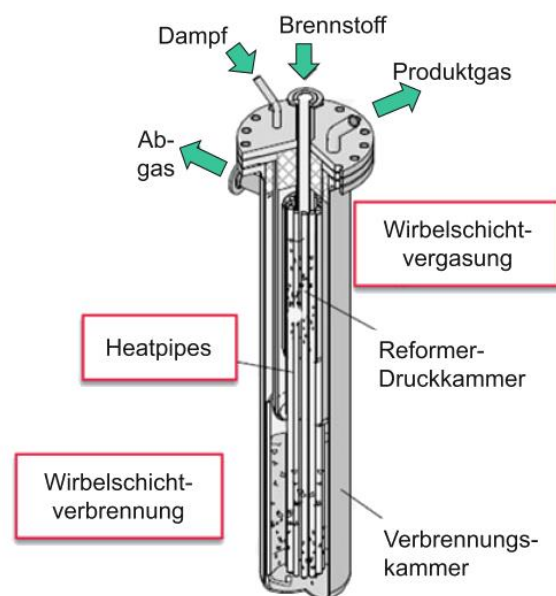


Abbildung 14: Heatpipe-Reformer [4]

2.3.4 Neues Zweibett-Wirbelschicht-Konzept [6], [7], [20], [34]

Beim klassischen Zweibett-Wirbelschicht-Konzept des Güssing-Vergasers wird der Vergasungsreaktor als blasenbildende Wirbelschicht ausgeführt. Die Aufspaltung der Teere findet hauptsächlich im Bett statt. Feine Partikel, insbesondere organische Feinanteile, werden aber ins Freeboard befördert. Da dort kein Bettmaterial und somit kein Katalysator vorhanden ist, können Teere und Feinkoks nicht mehr vollständig umgewandelt werden.

Das neue Zweibett-Wirbelschicht-Konzept (Abbildung 15) versucht den Gas-Feststoff-Kontakt zu verbessern und die Verweilzeit zu erhöhen, um eine verbesserte Teerreduktion zu erreichen. In einer schnellen Wirbelschicht ist das Bettmaterial über die ganze Höhe verteilt, jedoch bei niedrigem Feststoffanteil und hohem Umlauf. Bei der turbulenten Wirbelschicht herrscht ein hoher Feststoffanteil bei niedrigem Umlauf, allerdings nur im unteren Reaktorteil. Um die Vorteile einer turbulenten Wirbelschicht über die gesamte Höhe nutzen zu können, werden im oberen Teil des Vergasungsreaktors Verengungen platziert. Die Abmessungen werden so gewählt, dass sich in den Kammern zwischen den Einschnürungen eine turbulente Wirbelschicht einstellt. Zusätzlich wird das Bettmaterial aus dem Verbrennungsreaktor in den oberen Teil des Vergasungsreaktors rückgeführt. Der Produktgasstrom bewegt sich somit im Gegenstrom zum Bettmaterial. Dieses Konzept eines Wirbelschichtreaktors mit Gegenstromkolonne wurde 2015 in den USA mit einer Patenterteilung gewürdigt [35].

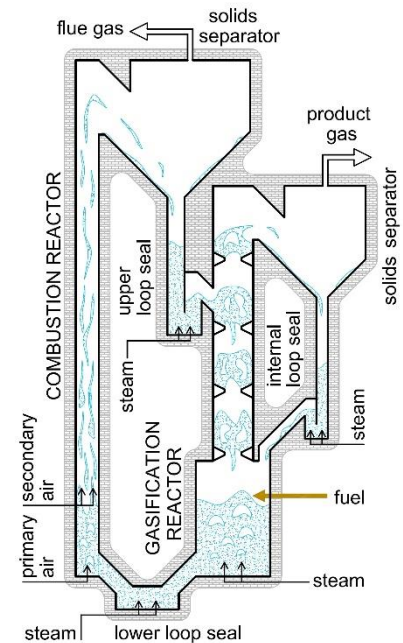


Abbildung 15: Neues Zweibett-Wirbelschichtkonzept [34]

In Abbildung 16 ist ein Querschnitt im Bereich der Einschnürungen in einem typischen Betriebszustand zu sehen. Zudem sind die qualitativen Verläufe von Druckverlust, Druckgradient und Feststoffanteil dargestellt. Der höchste Druckgradient tritt jeweils bei den Einschnürungen auf, der höchste Feststoffanteil knapp darüber. Diese Abweichung ist darauf zurückzuführen, dass die Partikel im Bereich der Einschnürung beschleunigt werden, also kinetische Energie aufnehmen. Daraus resultiert ein höherer Druckverlust. Bezieht man den Druckverlust aus Formel (24) auf eine Betthöhe ΔH , erhält man:

$$\frac{\Delta p}{\Delta H} = (1 - \varepsilon) \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g \quad (36)$$

Der Druckgradient in der Wirbelschicht ist proportional zum Feststoffanteil, er spiegelt also den Feststoffanteil in den Kammern wieder. [8], [36]

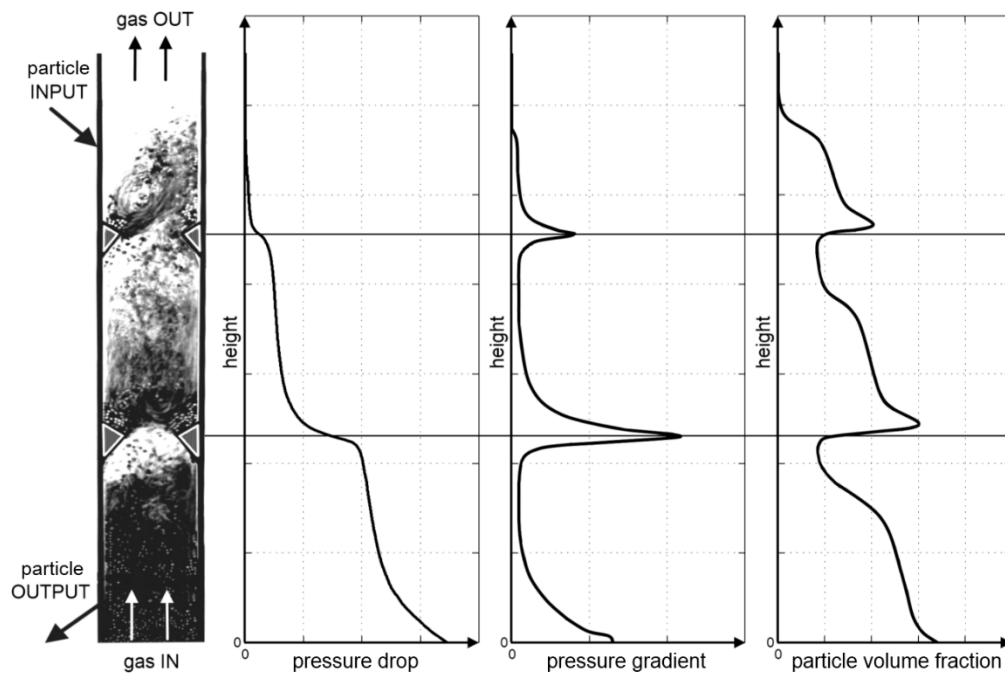


Abbildung 16: Typischer Druckverlust, Druckgradient und Feststoffanteil in der Gegenstromkolonne [7]

2.4 Fluiddynamik und Scaling

Zur Auslegung und Dimensionierung technischer Anlagen werden anfangs oft verkleinerte Modelle eingesetzt. Viele verfahrenstechnische Prozesse basieren allerdings auf Stoff-, Wärme- und Impulsaustausch. Dadurch verhalten sie sich im Labor anders als in der Großanlage, sind also maßstabsabhängig. Es ist daher wichtig zu wissen, wie das Modell beschaffen sein muss, um die Erkenntnisse auf die Großanlage umlegen zu können. [37], [38]

Im Rahmen des sogenannten Scaling stellen sich daher wichtige Fragen:

- Wie stark darf das Modell verkleinert werden?
Gegebenenfalls müssen mehrere Modelle unterschiedlicher Größe eingesetzt werden.
- Herrschen dieselben physikalischen Rahmenbedingungen vor?
Im Bereich der Schallgeschwindigkeit ändern sich die strömungsmechanischen Gesetzmäßigkeiten. Bei sehr kleinen Partikeln können Van-der-Waals-Kräfte maßgeblichen Einfluss haben.
- Welche Parameter müssen angepasst werden, um Vergleichbarkeit herzustellen?
Diese Fragestellung läuft auf die Suche nach Scaling-Beziehungen hinaus. (siehe Kapitel 0)

2.4.1 Dimensionslose Kennzahlen [11], [38]

Mit Hilfe der Dimensionsanalyse werden die physikalischen Zusammenhänge in dimensionsloser allgemein gültiger Form formuliert. Dabei ergeben sich sogenannte dimensionslose Kennzahlen. Wenn für zwei Systeme alle dimensionslosen Kennzahlen, die das Problem beschreiben, gleich sind, spricht man von vollständiger Ähnlichkeit. In diesem Fall können die Ergebnisse der beiden Systeme aufeinander übertragen werden.

Die wichtigsten dimensionslosen Kennzahlen der Wirbelschichttechnik sollen hier kurz vorgestellt werden.

Archimedeszahl – Ar

Die Archimedeszahl beschreibt das Verhältnis von Auftriebskraft zu Reibungskraft.

$$Ar = \frac{d_{sv}^3 \cdot g \cdot (\rho_p - \rho_g)}{v^2 \cdot \rho_g} = \frac{d_{sv}^3 \cdot g \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot \rho_g}{\mu^2} \quad (37)$$

Reynoldszahl – Re

Die Reynoldszahl beschreibt das Verhältnis von Trägheitskraft zu Zähigkeitskraft.

$$Re = \frac{U \cdot d_{sv}}{v} = \frac{U \cdot d_{sv} \cdot \rho_g}{\mu} \quad (38)$$

Froudezahl – Fr

Die Froudezahl beschreibt das Verhältnis von Trägheitskraft zu Schwerkraft.

$$Fr = \frac{U^2}{g \cdot d_{sv}} \quad (39)$$

*Dimensionsloses Dichteverhältnis – ρ^**

Das dimensionslose Dichteverhältnis berechnet sich aus Dichtedifferenz und Gasdichte.

$$\rho^* = \frac{(\rho_p - \rho_g)}{\rho_g} \quad (40)$$

*Dimensionsloser Durchmesser – d_p^**

Anstatt der Archimedeszahl wird manchmal der dimensionslose Durchmesser verwendet.

$$d_p^* = \sqrt[3]{Ar} \quad (41)$$

*Dimensionslose Geschwindigkeit – U^**

Die dimensionslose Geschwindigkeit wird aus Reynolds- und Archimedeszahl gebildet.

$$U^* = \frac{Re}{\sqrt[3]{Ar}} \quad (42)$$

*Dimensionsloser Umlauf – G_p^**

Der dimensionslose Feststoffumlauf ist bei zirkulierenden Wirbelschichten relevant.

$$G_p^* = \frac{G_p}{\rho_p \cdot U} = \frac{\dot{m}_p}{\rho_p \cdot \dot{V}} \quad (43)$$

2.4.2 Scaling-Beziehungen für Wirbelschichten

Eine Reihe von Autoren haben Scaling-Beziehungen für Wirbelschichten veröffentlicht, unter anderem Glicksman [39], Glicksman et. al [40] Horio et. al [41], [42] oder Foscolo et. al [43]. Am meisten Anwendung haben die Beziehungen von Glicksman gefunden.

Scaling-Beziehungen (full set)

Durch Dimensionsanalyse der Kontinuitäts- und Bewegungsgleichungen für Gas und Feststoff erhält Glicksman [39] die folgenden Scaling-Beziehungen:

$$\frac{\rho_g \cdot \rho_p \cdot d_{sv}^3 \cdot g}{\mu^2}, \frac{U^2}{g \cdot d_{sv}}, \frac{\rho_g}{\rho_p}, \frac{H}{d_{sv}}, \frac{D}{d_{sv}}, \phi, \text{Partikelgrößenvert.}, \text{Bettgeometrie} \quad (44)$$

Unterhalb der Viskositätsgrenze ($Re < 4$) überwiegt der viskose Term und die Trägheitsterme können vernachlässigt werden. Dadurch fällt das Dichteverhältnis weg und eine Modifikation der Archimedeszahl wird verwendet:

$$\frac{\rho_p^2 \cdot d_{sv}^3 \cdot g}{\mu^2}, \frac{U^2}{g \cdot d_{sv}}, \frac{H}{d_{sv}}, \frac{D}{d_{sv}}, \phi, \text{Partikelgrößenverteilung}, \text{Bettgeometrie} \quad (45)$$

Oberhalb der Trägheitsgrenze ($Re > 400$) überwiegen hingegen die Trägheitsterme und der viskose Term kann vernachlässigt werden. Die Archimedeszahl fällt dadurch weg:

$$\frac{U^2}{g \cdot d_{sv}}, \frac{\rho_g}{\rho_p}, \frac{H}{d_{sv}}, \frac{D}{d_{sv}}, \phi, \text{Partikelgrößenverteilung}, \text{Bettgeometrie} \quad (46)$$

Diese Beziehungen berücksichtigen jedoch keine Oberflächen- oder Van-der-Waals-Kräfte. Zudem gelten dieselben Einschränkungen wie für die zugrundeliegenden Gleichungen.

Vereinfachte Scaling-Beziehungen (simplified)

Aufbauend auf der Arbeit von Glicksman [39] haben Glicksman et al. [40] einen vereinfachten Satz an Scaling-Beziehungen erarbeitet. Als neuer wichtiger Parameter wird das Verhältnis von Geschwindigkeit zu Lockerungsgeschwindigkeit eingeführt:

$$\frac{U^2}{g \cdot d_{sv}}, \frac{\rho_g}{\rho_p}, \frac{U}{U_{mf}}, \frac{H}{D}, \phi, \text{Partikelgrößenverteilung}, \text{Bettgeometrie} \quad (47)$$

Unterhalb der Viskositätsgrenze kann wieder das Dichteverhältnis vernachlässigt werden:

$$\frac{U^2}{g \cdot d_{sv}}, \frac{U}{U_{mf}}, \frac{H}{D}, \phi, \text{Partikelgrößenverteilung}, \text{Bettgeometrie} \quad (48)$$

Bei zirkulierenden Wirbelschichten muss zusätzlich der dimensionslose Feststoffumlauf G_p^* berücksichtigt werden. Die vereinfachten Scaling-Beziehungen liefern über einen weiten Bereich gute Ergebnisse, sogar bis zu einem Maßstabsverhältnis von 1:16.

2.4.3 Dimensionslose Diagramme

Dimensionsloses Geldart-Diagramm

Das ursprüngliche Geldart-Diagramm wurde anhand von experimentellen Daten mit Luft bei Umgebungsbedingungen entwickelt. Im Allgemeinen will man die Bettmaterialien aber bei unterschiedlichsten Bedingungen klassifizieren.

Durch die Untersuchung dimensionsloser Kennzahlen fand Yang [44] eine Modifikation des Geldart-Diagramms, mit der eine Klassifikation der Bettmaterialien auch bei erhöhten Drücken und Temperaturen möglich wird. In dem von Yang [44] vorgeschlagenen dimensionslosen Geldart-Diagramm wird anstelle der Dichtedifferenz das dimensionslose Dichteverhältnis verwendet und statt dem Partikeldurchmesser die Archimedeszahl.

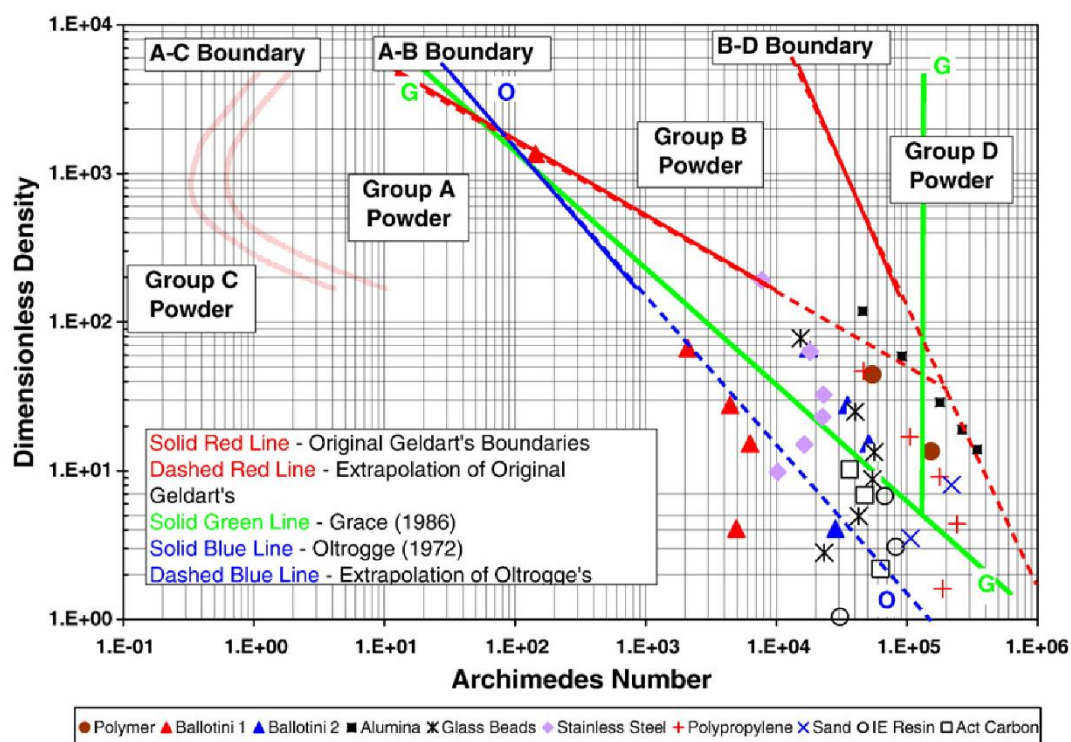


Abbildung 17: Dimensionsloses Geldart-Diagramm nach Yang [44]

In Abbildung 17 ist das dimensionslose Geldart-Diagramm dargestellt. Die Grenzen von Geldart [18] sind als durchgezogene rote Linien dargestellt, deren Extrapolation als strichlierte rote Linien. Zusätzlich sind noch die Grenzen nach Grace [1] (grün) und Oltrogge [45] (blau) eingezeichnet. Yang [44] kommt zum Schluss, dass die Extrapolation der ursprünglichen Grenzen von Geldart [18] am besten mit den experimentellen Daten vereinbar ist.

Wirbelschichtzustandsdiagramm nach Grace

Zur Darstellung der Wirbelschichtzustände wurden von einer Reihe von Autoren, wie etwa Reh [46], Bi und Grace [19] und Grace [1] sogenannte Zustandsdiagramme entwickelt.

Für das in dieser Arbeit verwendete Zustandsdiagramm nach Grace [1] wurden der dimensionslose Partikeldurchmesser und die dimensionslose Geschwindigkeit eingeführt (siehe Kapitel 2.4.1). Auf der Abszisse wird der dimensionslose Partikeldurchmesser aufgetragen, auf der Ordinate die dimensionslose Geschwindigkeit. Die Übergangsgeschwindigkeiten zwischen den verschiedenen Wirbelschichtzuständen können als Linien im Diagramm dargestellt werden. In Abbildung 18 ist das von Schmid [8] modifizierte Wirbelschichtzustandsdiagramm nach Grace [1] dargestellt. In diesem Diagramm ist zusätzlich die Geldart-Klassifizierung nach Yang [44] für dimensionslose Dichteverhältnisse von 400 bis 9000 eingezeichnet. Die Geldart-Einteilung ist daher für atmosphärische Wirbelschichten bei hohen Temperaturen anwendbar.

Die schwarz eingezeichneten Grenzen zwischen den Wirbelschichtzuständen wurden mit den in Tabelle 6 angeführten Formeln berechnet. Die grau hinterlegten Flächen kennzeichnen den Übergangsbereich. In diesem Bereich liegen die allermeisten Verläufe aus der Literatur. Bei U_c ergibt sich aufgrund der Vielzahl an unterschiedlichen Formeln in der Literatur der breiteste Übergangsbereich.

Tabelle 6: Berechnungsformeln für Grenzlinien zwischen den Wirbelschichtzuständen

Geschwindigkeit	Autor	Quelle	Formel
U_{mf}	Grace (1986)	[1]	(28)
U_{mb}	Rabinovic und Kalman (2011)	[24]	(29)
U_c	Schmid (2014)	[8]	(33)
U_t	Haider und Levenspiel (1989)	[25]	(34)
U_{se}	Bi und Grace (1995)	[19]	(35)

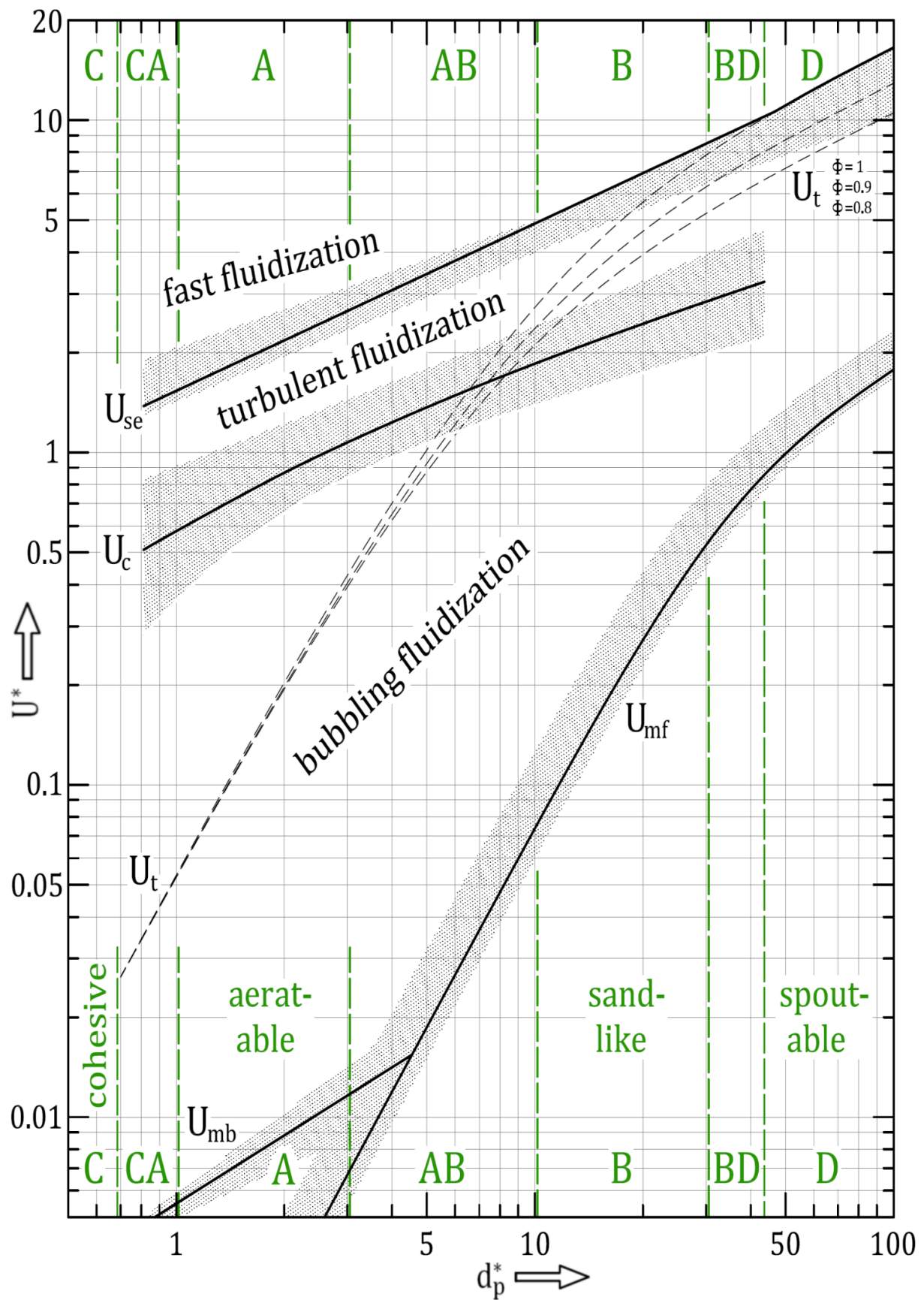


Abbildung 18: Wirbelschichtzustandsdiagramm von Schmid [8] (modifiziert aus Grace [1])

3 Methodik

In diesem Abschnitt wird auf den Aufbau der beiden Versuchsanlagen, das eingesetzte Bettmaterial sowie die Durchführung der Versuche näher eingegangen.

3.1 Versuchsaufbau

3.1.1 Kaltmodell [36], [37], [47]

Das Kaltmodell dient zur Untersuchung der Fluidodynamik des neuen Zweibett-Wirbelschicht-Konzepts. Die Apparatur ist aus Acrylglas aufgebaut. Dadurch kann das Geschehen im Inneren der Anlage beobachtet werden. Als Bettmaterial wird Bronze eingesetzt, fluidisiert wird mit Luft. Zur Vermeidung elektrostatischer Aufladung ist das Modell mit Kupferdraht umwickelt und geerdet. Das Modell ist mit einer Vielzahl von Druckmessstellen ausgestattet, die über die Höhe verteilt sind. Mit Hilfe von Schwebekörperdurchflussmessgeräten können die zugeführten Gasvolumenströme gemessen werden.

In Abbildung 19 ist der Aufbau des Kaltmodells dargestellt. Der Verbrennungsreaktor ist als schnelle Wirbelschicht konzipiert. Das Bettmaterial durchströmt den Verbrennungsreaktor von unten nach oben. An der obersten Stelle werden die Partikel im Grobabscheider abgetrennt. Über den oberen Siphon (engl. upper loop seal, ULS) gelangt das abgeschiedene Bettmaterial in den oberen Teil des Vergasungsreaktors. Die meisten Partikel bewegen sich über die Einschnürungen im Gegenstrom zur Gasströmung nach unten. Zwischen den Einschnürungen herrscht eine turbulente Wirbelschicht vor. Ein Teil des Bettmaterials wird allerdings mit der Strömung ausgetragen. Es wird mit einem Grobabscheider abgetrennt und über den internen Siphon (engl. internal loop seal, ILS) in den Vergasungsreaktor rückgeführt. Im unteren Vergasungsreaktor verbreitert sich der Querschnitt. Dadurch stellt sich eine blasenbildende Wirbelschicht ein. Über den unteren Siphon (engl. lower loop seal, LLS), gelangt das Bettmaterial schließlich wieder in den Verbrennungsreaktor. Zur Abtrennung sehr feiner Partikel ist hinter den beiden Grobabscheidern jeweils noch ein Zyklon geschaltet.

In Abbildung 20 ist die Ausführung der Gegenstromkolonne dargestellt. Die unterste Einschnürung ist bauartbedingt kreisförmig, alle weiteren sind rechteckig und um je 90° versetzt ausgeführt. Eine ausführliche Beschreibung des Kaltmodells findet sich in der Arbeit von Fuchs [37].

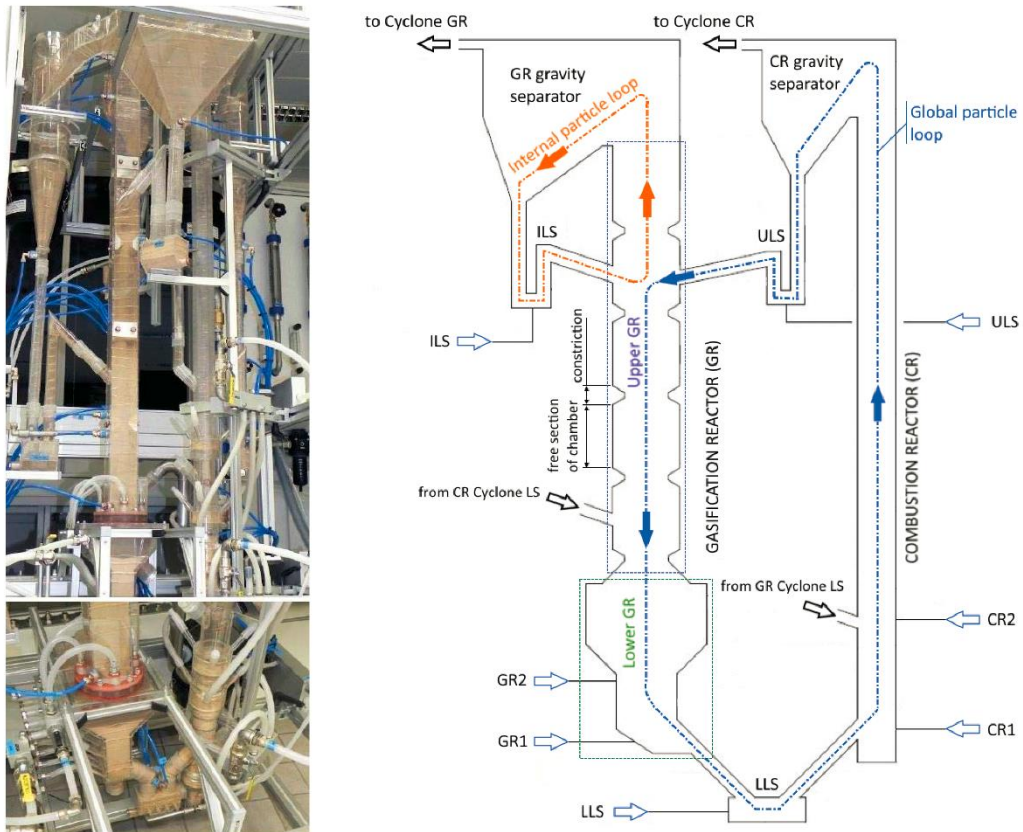


Abbildung 19: Foto [37] (links) und Skizze [47] (rechts) des Kaltmodells modifiziert von Pasteiner [36]

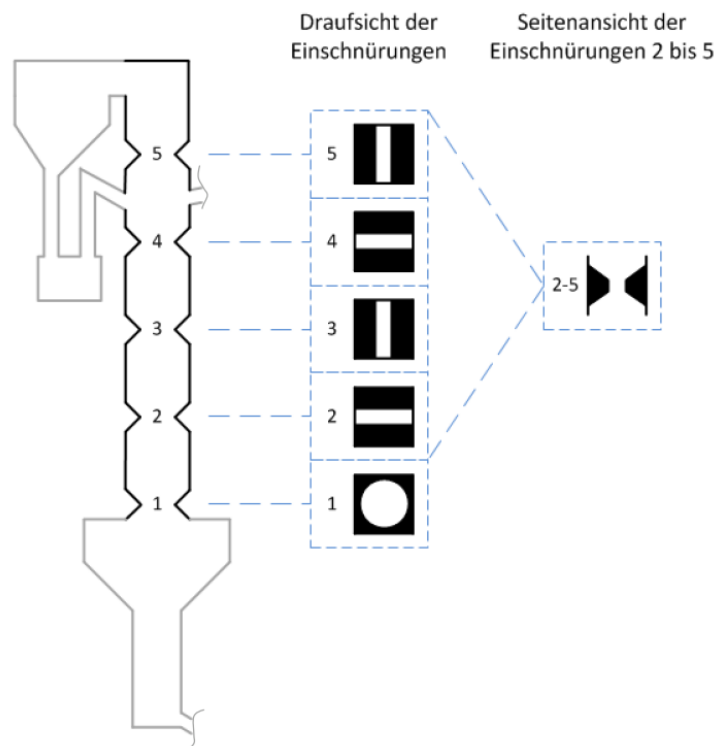


Abbildung 20: Ausführung der Einschnürungen im Kaltmodell [37]

3.1.2 100 kW-Versuchsanlage an der TU Wien [8], [36], [48]

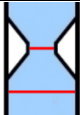
Am Kaltmodell sind keine Vergasungsversuche möglich. Das heißt Effekte durch chemische Reaktionen und erhöhte Temperaturen können nicht untersucht werden. Dadurch ist eine direkte Maßstabsvergrößerung vom Kaltmodell zur industriellen Anlage oft schwierig und mit Risiken behaftet. Aufbauend auf Untersuchungen am Kaltmodell, Simulationen in IPSEpro und Erfahrungen mit anderen Vergasungsanlagen wurde daher eine neue Versuchsanlage im Technikum des Institutes für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften an der TU Wien errichtet (siehe Abbildung 21). Die Planung erfolgte nach einem festgelegten Maßstab zum Kaltmodell mit kleineren Anpassungen. Der Dampfvergaser funktioniert nach dem in Kapitel 2.3.4 vorgestellten neuen Zweibett-Wirbelschicht-Konzept und ist für eine Brennstoffleistung von 100 kW ausgelegt.

Eine Skizze der Anlage ist in Abbildung 22 dargestellt. Sie setzt sich aus einem Vergasungsreaktor (blau) und einem Verbrennungsreaktor (rot) zusammen. Der Vergasungsreaktor ist in zwei Bereiche aufgeteilt. Der untere Vergasungsreaktor ist rechteckig und läuft nach unten hin zusammen. Der obere Vergasungsreaktor hat einen quadratischen Querschnitt, der an insgesamt 6 Stellen über verstellbare Einschnürungen verfügt. Deren Querschnitt kann zwischen 20.3% und 35.6% der freien Querschnittsfläche variiert werden (siehe Tabelle 7). Dadurch können die Wirbelschichtzustände in der Gegenstromkolonne auch während des Betriebs beeinflusst werden. Diese Idee wurde durch mehrere Patenterteilungen gewürdigt, zuletzt in den USA [49]. Am oberen Ende des Vergasungsreaktors befindet sich ein Grobabscheider. Im Gegensatz zum Kaltmodell werden die abgetrennten Partikel über den internen Siphon nicht in den oberen, sondern in den unteren Vergasungsreaktor rückgeführt. Dies soll einen größeren Betriebsbereich ermöglichen. Der Verbrennungsreaktor hat einen konstanten kreisrunden Querschnitt, der am oberen Ende in einen Grobabscheider übergeht. Die Reaktoren sind über den oberen und den unteren Siphon gasdicht miteinander verbunden. Über den oberen Siphon gelangt das im Verbrennungsreaktor abgeschiedene Bettmaterial in den oberen Vergasungsreaktor. Der untere Siphon schließt den Kreislauf. Zyklone hinter den Grobabscheidern scheiden Feinasche zusammen mit kleinsten Brennstoff- und Bettpartikeln aus dem Gasstrom ab. Die Druck- und Temperaturmessstellen sind mit roten Punkten markiert. Pfeile kennzeichnen die Positionen der Brennstoffzuführung (rot) und der Düsen zur Fluidisierung des Bettmaterials (schwarz). In jedem der drei Siphons sind Düsen zur Dampfzufuhr vorhanden. Im Vergasungsreaktor sind drei Positionen zur Dampfzufuhr vorgesehen: im unteren Vergasungsreaktor im Bereich des kleinsten Querschnitts (GR1, GR 1.1) und im oberen Vergasungsreaktor unterhalb der ersten Einschnürung (GR2). Die Brennstoffzufuhr erfolgt im oberen Bereich des unteren Vergasungsreaktors. Im Verbrennungsreaktor sorgen Düsen in unterschiedlichen Höhen (CR 0.1, CR1, CR 1.1 CR2, CR3) für eine ausreichende Zufuhr von Verbrennungsluft. Zusatzbrennstoff kann zwischen den unteren zwei Düsen zugeführt werden.



Abbildung 21: Fotos der Versuchsanlage [50]

Tabelle 7: Einschnürungen im oberen Vergasungsreaktor

Querschnitt	Querschnittsfläche [mm ²]	A_c/A [%]	
A_c	3326 – 5833	20.3 – 35.6	
A	16384	100	

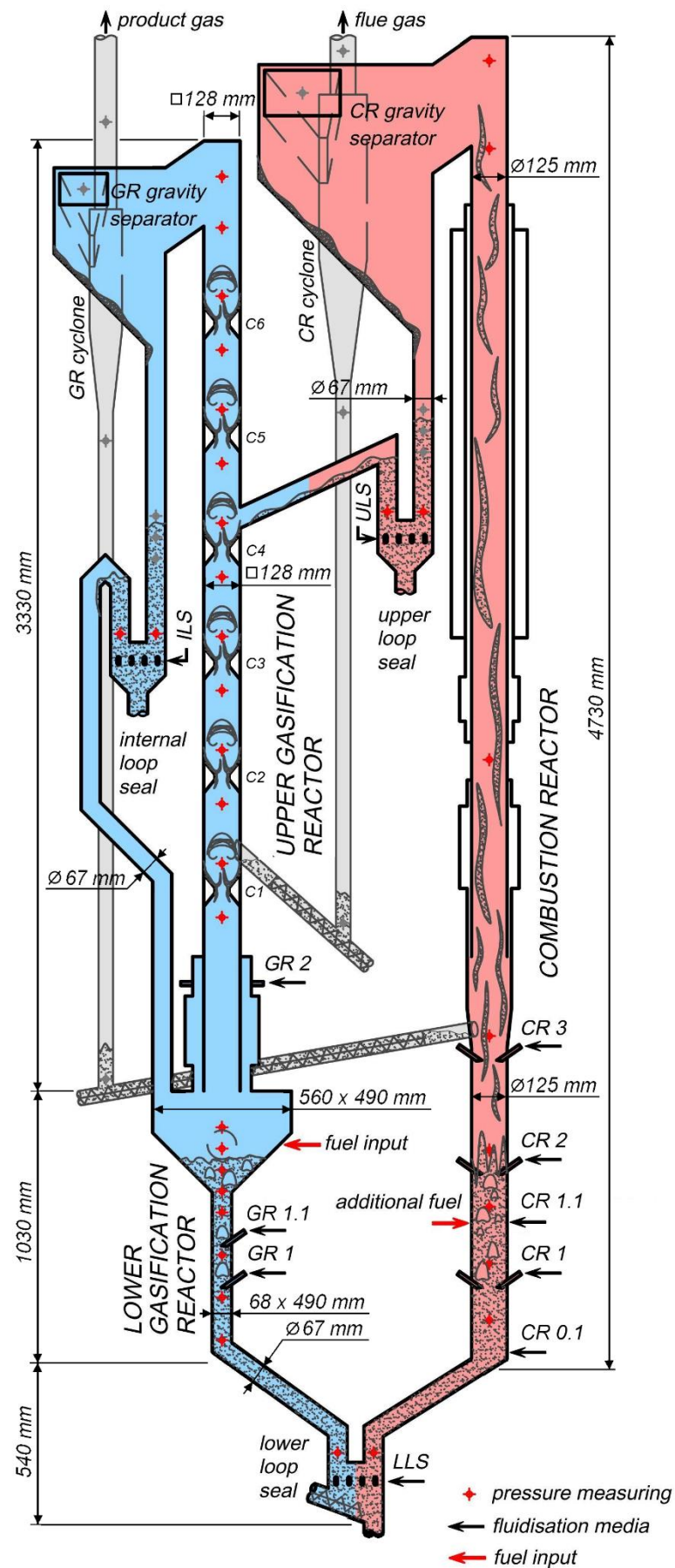


Abbildung 22: Skizze der 100 kW-Versuchsanlage, modifiziert aus [8], [36]

3.2 Bettmaterial

Siebanalyse

Die Partikelgröße des Bettmaterials, besonders der Sauterdurchmesser, ist für die Berechnung des Betriebspunktes der Wirbelschicht maßgeblich. Um eine grobe Abschätzung der Partikelgröße zu bekommen, wurden Siebanalysen verschiedener Bettmaterialien durchgeführt. In Abbildung 23 ist ein Foto des Versuchsaufbaus einer der Siebturmanalysen dargestellt. In Tabelle 8 sind Bilder aller untersuchten Bettmaterialien aufgelistet. Der Zahlenwert am Ende der Bezeichnung stellt einen Richtwert für den mittleren Korndurchmesser in Millimeter dar.

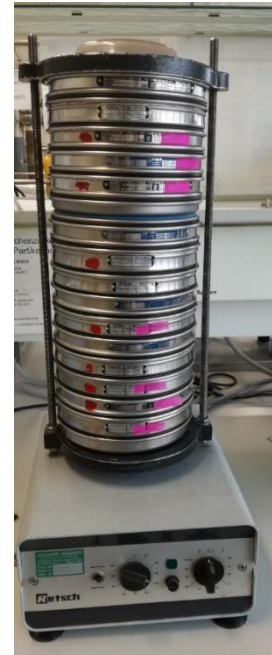


Abbildung 23: Siebturm

Die Siebe wurden so ausgewählt, dass der zu erwartende Durchmesserbereich so detailliert wie möglich abgedeckt werden konnte. Siebdauer und Intensität wurden anfangs für alle Bettmaterialien einheitlich gewählt. Beim Kalk führten die Einstellungen allerdings zu starkem Abrieb, daher wurden diese Proben kürzer und schwächer gesiebt. Von jedem Bettmaterial wurden zwei Proben untersucht und die Ergebnisse gemittelt.

Laserbeugungsspektrometrie

Ergänzend zur Siebanalyse wurden Analysen an einem Mastersizer 2000 von Malvern durchgeführt. Das Messgerät arbeitet nach dem Prinzip der Laserbeugungsspektrometrie, das bereits in Kapitel 2.2.2 vorgestellt wurde. Für jede Probe müssen entweder die optischen Eigenschaften angegeben oder das Probenmaterial aus einer Datenbank ausgewählt werden. Der Analysebericht beinhaltet sowohl den Sauterdurchmesser als auch die Volumenverteilungsdichte.

Die Mastersizer-Analysen des Olivins stammen aus den Arbeiten von Pasteiner [36] und Kolbitsch [48], jene der Bronze aus den Arbeiten von Fuchs [37] und Martinovic [47].

Zählung unter dem Mikroskop

Im Rahmen der Arbeiten von Fuchs [37] und Martinovic [47] wurde das Bronzepulver ergänzend durch Abzählen unter dem Mikroskop untersucht. Die Partikel wurden dazu unter dem Mikroskop in Größenklassen unterteilt und automatisiert mittels Bildsoftware abgezählt.

Die Ergebnisse der Korngrößenanalysen sind in Kapitel 4.1.1 dargestellt.

Tabelle 8: Bilder der untersuchten Bettmaterialien

Quarz 0.11 	Quarz 0.29 
Olivin 0.10 	Olivin 0.26 
Kalk 0.48 	
Bronze 0.06 	Bronze 0.08 

3.3 Versuchsdurchführung

In diesem Kapitel soll die Vorgehensweise bei den Versuchen am Kaltmodell und an der 100 kW-Versuchsanlage erklärt werden.

3.3.1 Kaltmodellversuche

Am Kaltmodell wurden in der Vergangenheit bereits ausführliche Versuche gemacht. Fuchs [37] und Rihs [51] führten Versuche mit Bronze 0.06 durch, Martinovic [47] setzte größere Bronze 0.08 ein. In der vorliegenden Arbeit wurde auf die Daten dieser Versuche zurückgegriffen. Im Folgenden soll kurz auf die damalige Durchführung eingegangen werden.

Druckprofile

Untersucht wurden die Drücke und Druckgradienten im Vergasungs- und Verbrennungsreaktor in Abhängigkeit der eingesetzten Gasvolumenströme. Mit Hilfe der angeschlossenen Druckmessdosen konnte für jeden stationären Betriebspunkt der Verlauf des Überdrucks über die Reaktorhöhe aufgezeichnet werden. Für die in dieser Arbeit betrachteten Betriebspunkte sind die im Vergasungs- (GR) und Verbrennungsreaktor (CR) zugeführten Normvolumenströme in Tabelle 9 angeführt.

Umlauf

Im weiteren Verlauf wurden auch Messungen des Feststoffumlaufes durchgeführt. Dafür wurde die Transparenz des Kaltmodelles ausgenutzt. Zuerst wurde das Erreichen eines stationären Betriebszustandes abgewartet. Durch Abschalten der Fluidisierung des oberen Siphons wurde die globale Zirkulation kurz gestoppt. Somit füllte sich das Rohr über dem Siphon mit Bettmaterial. Durch händische Messung der Zeit bis zum Erreichen eines gewissen Füllstandes konnte dann der Umlauf berechnet werden.

Tabelle 9: Einstellungen der Fluidisierungen bei den Kaltmodellversuchen

Durchführung	Fuchs [37] 2012	Martinovic [47] 2013
Bettmaterial	Bronze 0.06	Bronze 0.08
Position	Volumenstrom [Nm ³ /h]	
LLS	0.8	
ULS	0.8	
ILS	0.6	
GR1	2	2
GR2	8	10
GR=ΣGRi+LLS/2	10.4	12.4
CR1	10	13
CR2	10	13
CR=ΣCRi+LLS/2	20.4	26.4

3.3.2 Kaltversuche an der 100 kW-Versuchsanlage

Die ersten Kaltversuche an der 100 kW-Versuchsanlage wurden ursprünglich von Pasteiner [36] durchgeführt. Im Rahmen dieser Arbeit erfolgte ein Kaltversuch mit Quarz 0.11 in Zusammenarbeit mit Keller [52] und ein Kaltversuch mit Olivin 0.26. Von der Projektgruppe Vergasung und Gasreinigung [53] wurden zudem die Daten eines weiteren Kaltversuches mit Olivin 0.10 zur Verfügung gestellt.

Als Fluidisierungsmedium wurde stets Luft bei Raumtemperatur eingesetzt. Die Druckluft wurde von einem Schraubenkompressor über einen Windkessel bereitgestellt. Die Messung der Volumenströme wurde hauptsächlich mit Hilfe von Schwebekörperdurchflussmessgeräten durchgeführt. An den Positionen CR1, CR2 und CR3 kamen drei Schwebekörperdurchflussmessgeräte zum Einsatz, die an die Messdatenaufzeichnung angeschlossen waren. Der Vordruck an den Messgeräten wurde stets kontrolliert.

Die Druckmessung erfolgte mit keramischen Drucksensoren und piezoresistiven Differenzdruckmesszellen. Diese sind über Wirkdruckleitungen mit der Anlage verbunden und speisen die Signale in die Messdatenerfassung. [54]

Vor jedem neuen Kaltversuch wurde das Bettmaterial aus vorangegangenen Versuchen abgelassen und die Siphons ausgesaugt. Mit einer Endoskopkamera wurden die Siphons nochmals auf etwaige Rückstände überprüft. Dann wurde die 100 kW-Versuchsanlage mit Bettmaterial befüllt.

Druckprofile

Die Druckprofile der 100 kW-Versuchsanlage wurden für verschiedene Betriebspunkte ermittelt. Jeder Betriebspunkt wurde für circa 15 Minuten angefahren und die Drücke und Druckdifferenzen im Vergasungs- und Verbrennungsreaktor aufgezeichnet. Die verwendeten Volumenströme sind in Tabelle 10 aufgelistet.

Quarz 0.11 [52]

Zu Beginn der Versuche konnte kein Umlauf des Bettmaterials erreicht werden. Die Beobachtungen ließen einen Kurzschluss des Gasstromes über den internen Siphon vermuten. Daher wurden je 2.5 kg Bettmaterial in den internen und den oberen Siphon nachgefüllt, um eine Abdichtung zu gewährleisten. Diese Vorgehensweise führte zum Erfolg. Es wurden insgesamt 85 kg Bettmaterial eingesetzt. Während der Versuche waren die Einschnürungen alle auf den kleinstmöglichen Querschnitt eingestellt. Im ersten Betriebspunkt wurde der Verbrennungsreaktor an der Grenze zur turbulenten Wirbelschicht (U_c) betrieben, im zweiten an der Grenze zur schnellen Wirbelschicht (U_{se}). Der Vergasungsreaktor wurde in beiden Betriebspunkten mit denselben Einstellungen betrieben. Die Messungen wurden je zweimal durchgeführt.

Olivin 0.26

Wegen der hohen Archimedeszahl waren sehr hohe Volumenströme nötig. Daher wurde an den Positionen CR_{0.1} und CR_{1.1} eine zusätzliche Druckluftzufuhr angeschlossen. Um einen Betrieb des Verbrennungsreaktors an der Grenze zur schnellen Wirbelschicht (U_{se}) zu ermöglichen, musste zudem der Windkessel noch von einem zweiten Kompressor gespeist werden. Die Einschnürungen waren wieder alle auf den kleinstmöglichen Querschnitt eingestellt. Wie auch bei den Versuchen mit Quarzsand wurde der Verbrennungsreaktor im ersten Betriebspunkt an der Grenze zur turbulenten Wirbelschicht (U_c) betrieben. In den weiteren Betriebspunkten wurde der Verbrennungsreaktor an der Grenze zur schnellen Wirbelschicht betrieben (U_{se}), die Fluidisierung im unteren Vergasungsreaktor wurde im Bereich der blasenbildenden Wirbelschicht variiert.

Olivin 0.10 [53]

In Anlehnung an die Versuche mit Quarz 0.11 und Olivin 0.26 wurden die Einschnürungen auf den kleinsten Querschnitt eingestellt und 85 kg Olivin 0.10 als Bettmaterial eingesetzt. Zur Fluidisierung wurde im Vergasungsreaktor neben GR1 eine zusätzliche Düse an der Position GR1.1 eingesetzt. Für die Druckprofile wurde der Vergasungsreaktor mit konstanten Einstellungen als blasenbildende Wirbelschicht betrieben. Der Verbrennungsreaktor wurde an der Grenze zur turbulenten Wirbelschicht (U_c) und an der Grenze zur schnellen Wirbelschicht (U_{se}) betrieben.

Tabelle 10: Einstellungen der Fluidisierungen bei den Kaltversuchen an der 100 kW-Versuchsanlage

Durchführung	Bickel, Keller [52] 11/2016		Bickel 12/2016		Projektgruppe [53] 03/2018		
Bettmaterial	Quarz 0.11		Olivin 0.26		Olivin 0.10		
Position	Volumenstrom [Nm³/h]						
LLS	4		8		4		
ILS	1.2		1.2		1.2		
ULS	4		8		4		
GR1	12.5		16	26, 44, 47, 57	10		
GR1.1	-		-	-	24		
GR2	19.5		-	-	-		
GR=ΣGRi+LLS/2	34		20	30, 48, 51, 61	36		
CR1	19.5	49.5	26	50	32	37	50
CR2	19.5	49.5	-	50	-	-	26
CR3	-	-	-	16	-	-	-
CR 0.1	-	-	40	56	-	-	16
CR 1.1	-	-	-	-	5	-	4
CR=ΣCRI+LLS/2	41	101	67	176	39		98
	U _c	U _{se}	U _c	U _{se}	U _c		U _{se}

Lockerungsgeschwindigkeit

Die Lockerungsgeschwindigkeit wurde für die beiden Bettmaterialien, *Quarz 0.11* und *Olivin 0.26*, in zwei Messserien im unteren Vergasungsreaktor bestimmt. Mit Hilfe der Formel von Grace (28) wurde die zu erwartende Lockerungsgeschwindigkeit abgeschätzt und ein geeigneter Messbereich festgelegt. Bei beiden Messserien wurde einmal mit steigenden und einmal mit sinkenden Volumenströmen gemessen. Für jeden Messpunkt wurden die jeweiligen Einstellungen für mehrere Minuten konstant gehalten, um einen stationären Zustand zu gewährleisten. Es wurden die zugeführten Volumenströme und die Drücke im Vergasungsreaktor aufgezeichnet. Bei der ersten Messserie wurde nur über GR1 fluidisiert. Es konnte ein erhöhter Druck im Verbrennungsreaktor gemessen werden. Daher wurden in der zweiten Messserie auch LLS und CR1 fluidisiert, um einem Schlupfstrom in den Verbrennungsreaktor entgegenzuwirken.

Umlaufmessung durch Absaugen des Bettmaterials im oberen Siphon

Bei zirkulierenden Wirbelschichten ist der Feststoffumlauf eine wichtige Größe. Er ist maßgebend für die Verweilzeit des Bettmaterials und zählt in dimensionsloser Form zu den vereinfachten Scaling-Beziehungen von Glicksman et al. [40]. Daher wird auch an der 100 kW-Versuchsanlage nach geeigneten Messmethoden zur Erfassung des Bettmaterialumlaufes gesucht. Eine optische Messung, wie am transparenten Kaltmodell (siehe Kapitel 3.3.1) ist an der 100 kW-Versuchsanlage nicht möglich, da diese aus Stahl besteht.

Bei den Kaltversuchen mit Olivin 0.10 wurde ein einfacher Ansatz zur Umlaufmessung verfolgt. Dazu wurde die in Abbildung 24 ersichtliche Geometrie des oberen Siphons ausgenutzt. Die Unterkante des schrägen Fallrohrs, welches in den Vergasungsreaktor führt, liegt auf der Höhe des eingezeichneten Stutzens im Fallrohr des Grobabscheiders. Im Zustand der Wirbelschicht verhält sich das Bettmaterial im Siphon wie eine Flüssigkeit in kommunizierenden Gefäßen. Das Bettmaterial sollte also nur bis zur Höhe des Stutzens ansteigen. Wird die Fluidisierung im oberen Siphon gestoppt, sammelt sich darüber das normalerweise umlaufende Bettmaterial an. Nach einem festgelegten Zeitraum werden auch die restlichen Fluidisierungen abgedreht und das bis dahin akkumulierte Bettmaterial oberhalb des Stutzens kann abgesaugt werden. Anhand des festgelegten Zeitraumes sowie des Gewichts des abgesaugten Bettmaterials kann der Umlauf berechnet werden. Die verwendeten Einstellungen der Fluidisierungen sind in Tabelle 11 angeführt.

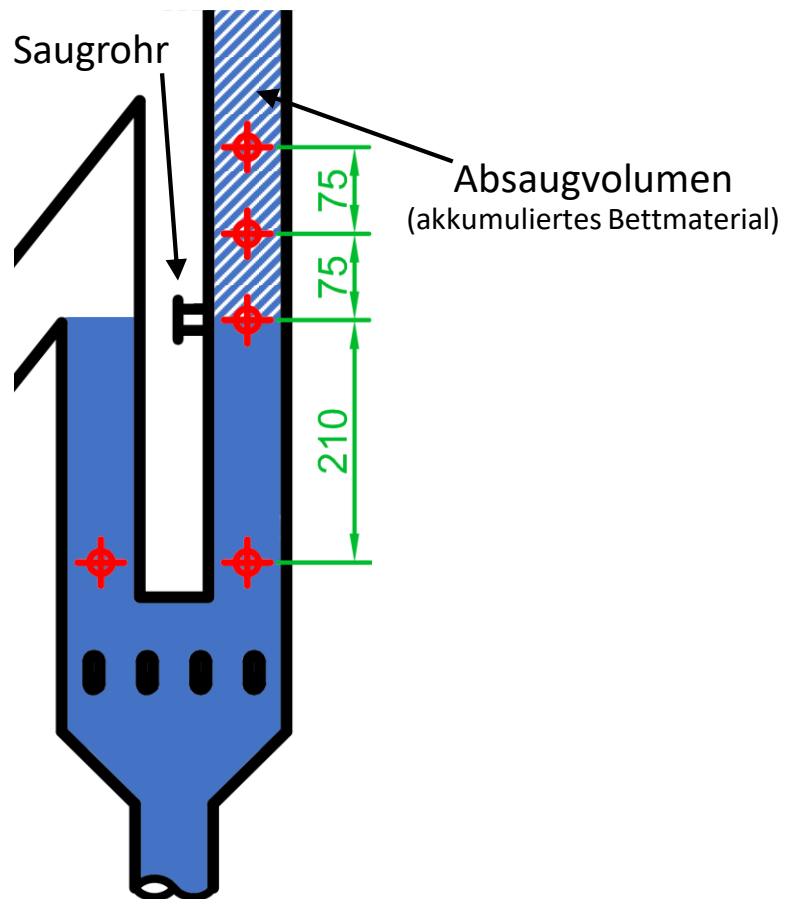


Abbildung 24: Druckmessstellen und Saugrohr im oberen Siphon zur Umlaufmessung

Tabelle 11: Einstellungen der Fluidisierungen bei der Umlaufmessung mit Olivin 0.10

Durchführung	Projektgruppe [53] 03/2018				
Bettmaterial	Olivin 0.10				
Position	Volumenstrom [Nm³/h]				
LLS	5	4			
ILS	1.2	1.2			
ULS	5	5			
GR1	10				
GR1.1	23				
GR=ΣGRi+LLS/2	35.5	35			
CR1	52	48	40	32	24
CR2	52	48	40	32	24
CR3	27	22	18	14	10
CR=ΣCRI+LLS/2	133.5	120	100	80	60

3.3.3 Heißversuche an der 100 kW-Versuchsanlage

Das Verhalten der 100 kW-Versuchsanlage im Vergasungsbetrieb wurde bei Heißversuchen untersucht. Im Rahmen dieser Arbeit erfolgte ein Versuch mit Kalk 0.48 als Bettmaterial und Rindenpellets als Brennstoff. Ergänzend werden zwei weitere Vergasungsversuche mit Quarz 0.29 (Mauerhofer et. al [55]) und Olivin 0.26 (Projektgruppe [53]) als Bettmaterial und Weichholzpellets als Brennstoff betrachtet.

Vor den Vergasungsversuchen wurden die Analytik und die Filter gereinigt. Die 100 kW-Versuchsanlage und die Auffangbehälter der Zyklone wurden entleert und ausgesaugt. Mit einer Endoskopkamera wurden die Siphons auf Bettmaterialrückstände hin untersucht. Dann wurde die 100 kW-Versuchsanlage mit Bettmaterial befüllt und die Brennstoffbunker angefüllt. Schließlich wurden die Einschnürungen C6 und C5 ganz eingeschoben und die restlichen ganz herausgezogen.

Zu Beginn der Vergasungsversuche wurde die 100 kW-Versuchsanlage elektrisch vorgeheizt. Während der weiteren Aufheizphase wurden sowohl der Verbrennungs- als auch der Vergasungsreaktor mit Luft fluidisiert, sodass in beiden Reaktorteilen eine optimale Verbrennung des nun zugeführten Brennstoffes gewährleistet werden konnte. Nach der vollständigen Kalzinierung des Kalks und Erreichen der Betriebstemperatur erfolgte die Umstellung auf Vergasungsbetrieb. Hierfür wurde die Fluidisierung des Vergasungsreaktors und der Siphons auf Dampf und die Spülungen der Druckmessdosen und der Brennstoffbunker auf Stickstoff umgestellt. Zu diesem Zeitpunkt erfolgte auch die Umstellung auf den zu untersuchenden Brennstoff.

Druckprofile

Zur Ermittlung der Druckprofile wurde ein stationärer Betriebspunkt mit konstanter Produktgaszusammensetzung und Temperaturverteilung abgewartet. Durch teilweises Einschieben der unteren Einschnürungen C1 bis C4 während des Betriebs wurde ein möglichst hoher Druckgradient an den Einschnürungen und somit ein möglichst hoher Feststoffanteil im oberen Vergasungsreaktor eingestellt. Dabei musste stets darauf geachtet werden, die Anlage nicht zu fluten. Mit diesen Einstellungen wurden die Druckprofile aufgezeichnet. Die im stationären Betrieb zugeführten Dampfmassenströme und Luftnormvolumenströme sind in Tabelle 12 aufgelistet.

Kalk 0.48 – Rindenpellets

Die Anlage wurde zuerst mit Weichholzpellets als Brennstoff betrieben. Nach erfolgter Kalzinierung des Bettmaterials wurde auf Vergasungsbetrieb umgeschaltet. Um 14:14 Uhr wurde dann auf Rindenpellets als Brennstoff umgestellt. Als stationärer Betriebspunkt wurde der Zeitraum von 15:04 bis 15:50 Uhr herangezogen.

Quarz 0.29 – Weichholzpellets [55]

Als Brennstoff wurden auch in der Aufheizphase Weichholzpellets verwendet. Um 12:07 Uhr konnte auf Vergasungsbetrieb umgestellt werden. Als stationärer Betriebspunkt wurde der Zeitraum von 15:44 bis 15:58 Uhr verwendet.

Olivin 0.26 - Weichholzpellets [53]

In der Aufheizphase wurden ebenfalls bereits Weichholzpellets als Brennstoff verwendet. Um 14:25 Uhr wurde auf Vergasungsbetrieb umgestellt. Als stationärer Betriebspunkt wurde der Zeitraum von 16:43 bis 17:02 Uhr herangezogen.

Tabelle 12: Einstellungen der Fluidisierungen bei den Heißversuchen an der 100 kW-Versuchsanlage

Durchführung	Bickel, Projektgruppe [53] 13/12/2016	Mauerhofer et al. [55] 19/07/2017	Projektgruppe [53] 06/03/2018
Bettmaterial	Kalk 0.48	Quarz 0.29	Olivin 0.26
Brennstoff	Rindenpellets	Weichholzpellets	Weichholzpellets
Betriebspunkt	15:04-15:50	15:44-15:58	16:43-17:02
Position	Massenstrom Dampf [kg/h]		
LLS	3.1	2.8	3.7
ILS	1.0	1.1	1.1
ULS	3.1	2.8	3.2
GR1	10.6	10.3	8.4
	Volumenstrom Luft [Nm³/h]		
CR1	25.8	25.9	27.0
CR2	25.9	26.0	27.2
CR3	25.9	14.7	15.0
CR1.1	4.0	4.0	4.0

Umlaufmessung über Drucksensoren im oberen Siphon

Ein Absaugen des Bettmaterials aus dem oberen Siphon wie beim Kaltversuch wäre im Vergasungsbetrieb mit großem Aufwand verbunden. Daher wurde versucht die Höhe der Bettoberkante im oberen Siphon mittels Sensoren zu erfassen. In der blasenbildenden Wirbelschicht zeichnet sich die Grenze vom Bett zum Freeboard durch einen deutlichen Druckgradienten aus. Man würde also erwarten, dass es bei einer Verschiebung der Bettoberkante gleichzeitig auch zu einer Verschiebung des Druckgradienten kommt. Mehrere über die Höhe angebrachte Drucksensoren sollten also eine Messung der Füllhöhe ermöglichen. In Abbildung 25 ist diese Idee an einem Beispiel gemeinsam mit den entsprechenden Druckverläufen skizziert. Aufgrund dieser Überlegungen wurden im Zuge der Heißversuche in der Falleitung des Grobabscheiders drei zusätzliche Druckmessstellen an den Positionen der Temperatursensoren vertikal übereinander installiert und in die Messdatenerfassung eingebunden.

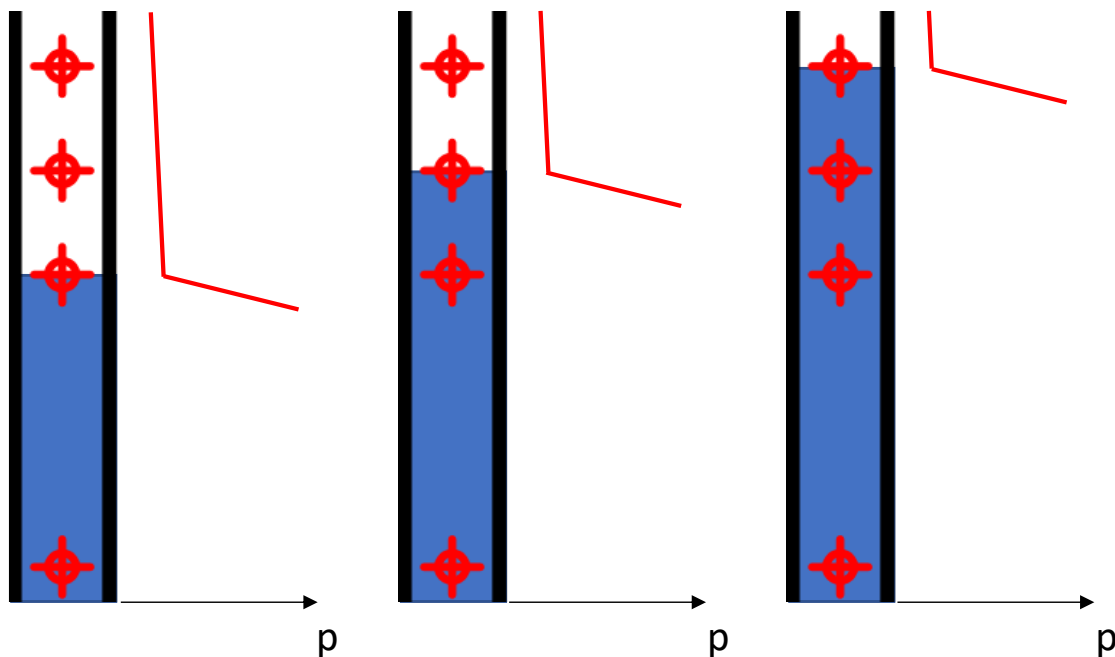


Abbildung 25: Prinzip der Umlaufmessung: Bettmaterial (blau), Druckverläufe (rot)

Die Positionen und Abstände der Druckmessstellen sind in Abbildung 24 dargestellt. Es wurden Drucksensoren der CAU-T Serie von EPCOS eingesetzt, die eine Reaktionszeit von lediglich einer Millisekunde aufweisen [56]. Die Sensoren wurden mit möglichst kurzen Zuleitungen zu den Messstellen platziert und mit der speicherprogrammierbaren Steuerung der Anlage verbunden. Die Vorgehensweise bei den Umlaufmessungen glich jener bei den Messungen am Kaltmodell. Zu Beginn wurde der zu untersuchende Betriebspunkt angefahren und stationäre Verhältnisse abgewartet. Dann wurde die Fluidisierung im oberen Siphon gestoppt. Die Drücke wurden dabei von der Messdatenerfassung aufgezeichnet.

4 Auswertung und Ergebnisse

4.1 Scalingkriterien

4.1.1 Partikelgrößenverteilung

Siebanalyse

Mit den Daten der Siebanalyse wurden die Massenverteilungssummen und die mittleren Siebdurchmesser nach den Formeln (15) bzw. (20) berechnet. Die Sphärizitäten wurden optisch abgeschätzt (vgl. Tabelle 3). Der Sauterdurchmesser wurde anschließend mit Formel (8) aus Siebdurchmesser und Sphärizität berechnet. Die Resultate der Siebanalyse wurden auf 10 µm gerundet.

Laserbeugungsspektrometrie

Die Volumenverteilungsdichten aus den Berichten der Laserbeugungsspektrometrie wurden in Volumenverteilungssummen umgerechnet. Bei konstanter Partikeldichte sind die Volumenverteilungen äquivalent zu Massenverteilungen. Dadurch können die Ergebnisse mit jenen der Siebanalyse verglichen werden.

Ergebnisse

In Tabelle 14 sind die Massenverteilungssummen der Bettmaterialien aus Siebanalyse (blau) und Laserbeugungsspektrometrie (orange) unter der Annahme konstanter Partikeldichten grafisch dargestellt. Die gepunkteten Linien markieren den mit der jeweiligen Messmethode ermittelten Sauterdurchmesser.

Quarz 0.29 wurden nur mittels Siebanalyse untersucht, Bronze 0.06 und Bronze 0.08 nur mittels Laserbeugungsspektrometrie. Für Quarz 0.11, Olivin 0.10 und Kalk 0.48 stimmen die Verteilungssummen aus Siebanalyse und Laserbeugungsspektrometrie recht gut überein. Bei Olivin 0.26 weichen die Verteilungen der beiden Messmethoden zu höheren Durchmessern hin ab. Eine Erklärung dafür ist, dass zu wenig Siebe mit entsprechend großen Maschenweiten verwendet wurden. Dadurch wurden die größeren Partikel in sehr breite Partikelklassen zusammengefasst.

In Tabelle 13 sind für jedes Bettmaterial Partikeldichte, Formfaktor und die nach Messverfahren gegliederten mittleren Durchmesser angeführt. Die Bettmaterialien, welche bei den Versuchen eingesetzt wurden, sind fett gedruckt. Beim Kalk wurde sowohl die Dichte des Calciumcarbonats als auch die Dichte des Calciumoxids (vollständig kalziniert) angegeben.

In der letzten Zeile von Tabelle 13 sind die Sauterdurchmesser angeführt, die für die weiteren Berechnungen und zur Namensgebung der Bettmaterialien verwendet wurden. Hierfür wurde der Mittelwert der ermittelten Sauterdurchmesser herangezogen und auf 10 µm gerundet.

Man beachte, dass sich die mittleren Durchmesser der Bettmaterialien, bedingt durch die unterschiedlichen Messmethoden und Formfaktoren, nicht notwendigerweise mit denen anderer Arbeiten decken müssen.

Tabelle 13: Durchmesser und wichtige Parameter der Bettmaterialien

Bezeichnung	Quarz 0.11	Quarz 0.29	Olivin 0.10	Olivin 0.26	Kalk 0.48	Bronze 0.06	Bronze 0.08
ρ_p [kg/m ³]	2650	2650	2850	2850	2650 1500*	8800	8800
Φ [–]	0.95	0.95	0.85	0.85	0.85	1	1
d_{pm} [µm] Siebanalyse	130	300	110	270	540	-	-
d_{sv} [µm] Siebanalyse	120	285	90	230	460	-	-
d_{sv} [µm] Mikroskop	-	-	-	-	-	64	76
d_{sv} [µm] Laserbeugung	102	-	118	285	553	60	82
d_{sv} [µm] für Berechnung	110	290	100	260	480	60	80

*vollständig kalziniert

Tabelle 14: Massenverteilungssummen: Siebanalyse (blau), Laserbeugungsspektrometrie (orange)

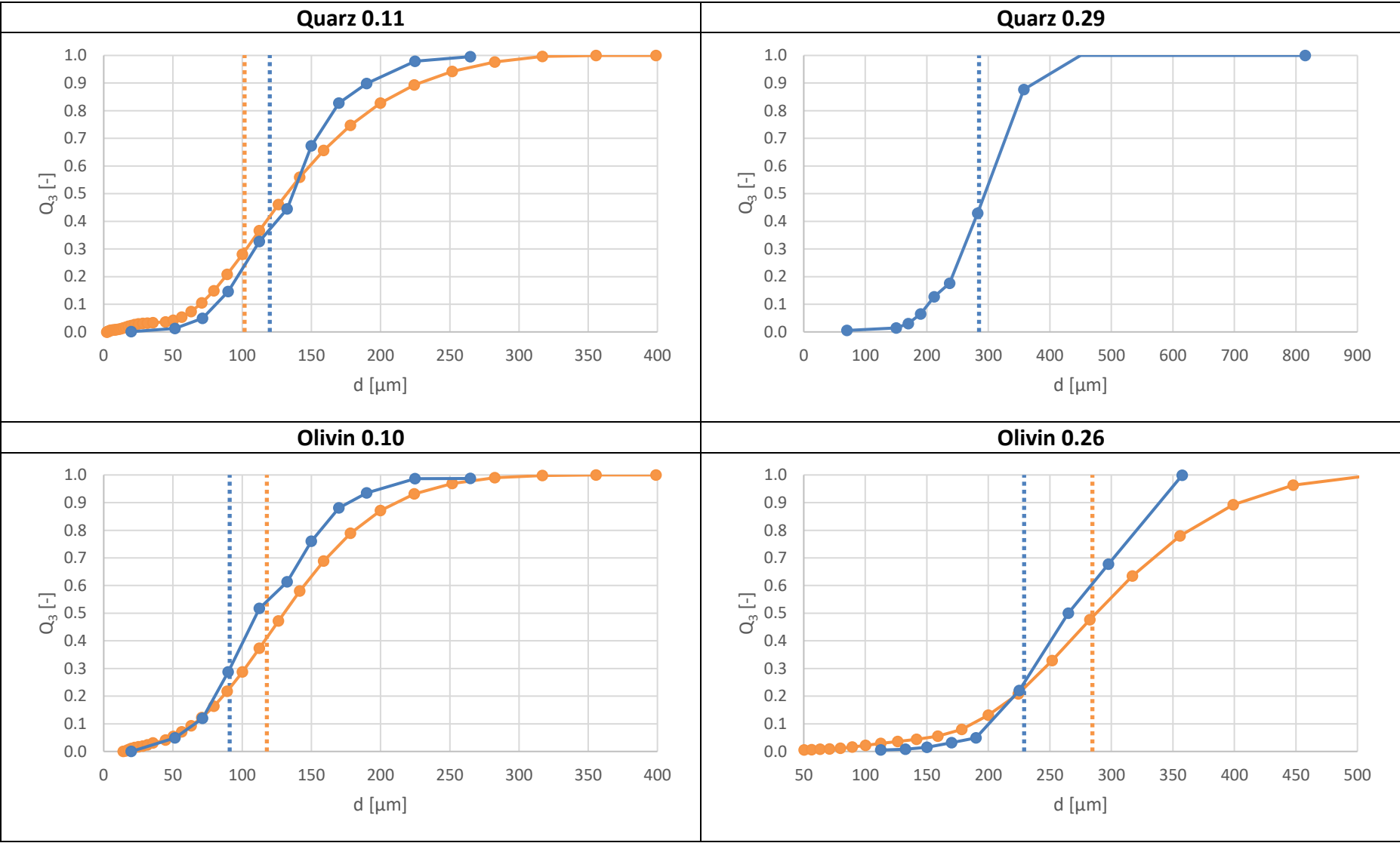
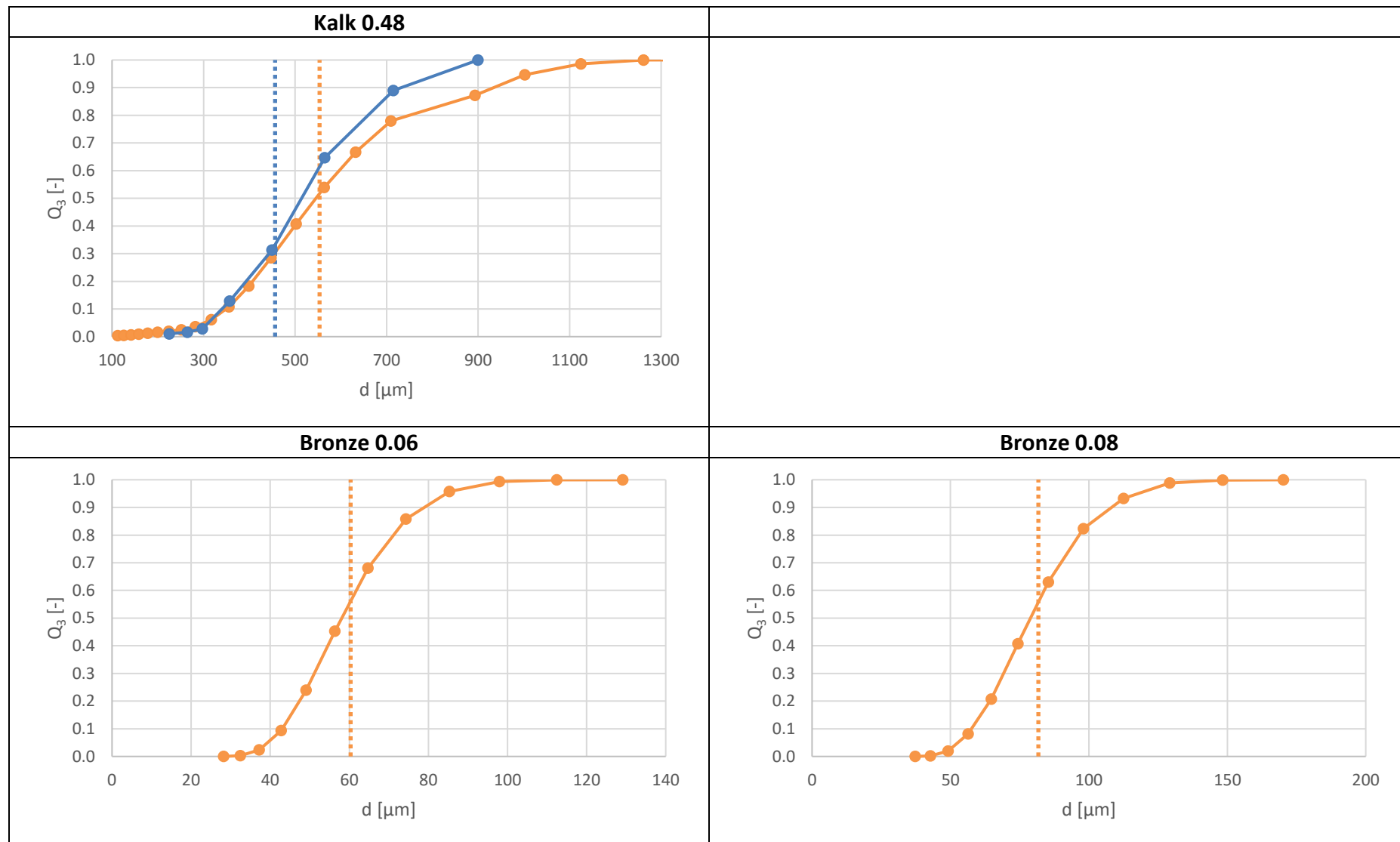


Tabelle 14 (Fortsetzung): Massenverteilungssummen: Siebanalyse (blau), Laserbeugungsspektrometrie (orange)

4.1.2 Kennzahlen

Zum Vergleich wurden die Scalingkriterien im Vergasungs- und Verbrennungsreaktor betrachtet. Es wurden die Kaltmodellversuche mit Bronze 0.06 [37] und Bronze 0.08 [47], die Kaltversuche mit Quarz 0.11 [52], Olivin 0.26, Olivin 0.10 [53] sowie die Heißversuche mit Kalk 0.48, Quarz 0.29 [55] und Olivin 0.26 [53] ausgewertet.

Sauterdurchmesser und Partikeldichte der Bettmaterialien sind Tabelle 13 entnommen. Beim Kalk wurde eine fast vollständige Kalzinierung angenommen. Bei den Kaltmodell- und Kaltversuchen wurde mit 25°C warmer Luft gerechnet. Für die Heißversuche wurden zur Vereinfachung drei Zonen angenommen. Im Verbrennungsreaktor herrscht die Temperatur T_{CR7} , im oberen Vergasungsreaktor T_{GR15} und im unteren Vergasungsreaktor T_{GR6} . Die Gaszusammensetzung entspricht im Verbrennungsreaktor dem Abgas und im Vergasungsreaktor dem Produktgas. In Tabelle 15 sind die Temperaturen und Gaszusammensetzungen für die stationären Betriebspunkte der Heißversuche angeführt. Die Dichten der Gaskomponenten wurden unter der Annahme, dass es sich um ideale Gase handelt, anhand von Molmasse und Temperatur über die allgemeine Gasgleichung berechnet. Die dynamischen Viskositäten der Gaskomponenten wurden mit Potenzansätzen unter Berücksichtigung der Temperatur ermittelt. Mit den Volumenanteilen der Gaskomponenten wurden dann durch Linearkombination Dichte und Viskosität der idealen Mischung berechnet.

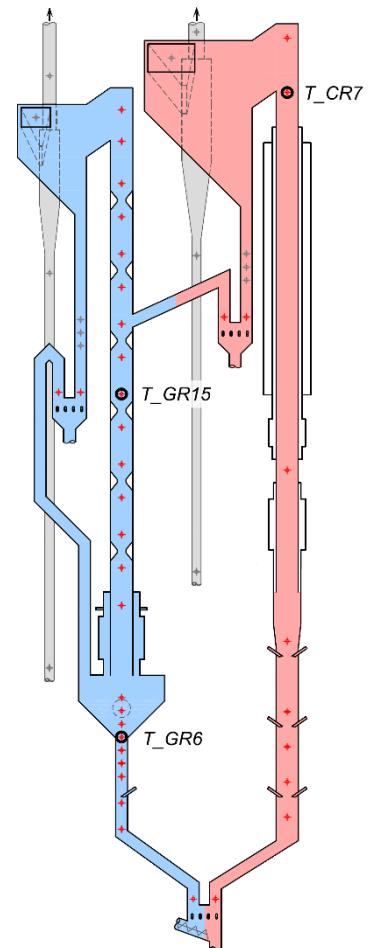
Die Betriebsvolumenströme wurden aus den Normvolumen- bzw. Massenströmen und der Temperatur anhand der allgemeinen Gasgleichung berechnet. Die Normvolumenströme der Kaltmodellversuche sind Tabelle 9, jene der Kaltversuche Tabelle 10 entnommen. Die Dampfmassenströme der Heißversuche stammen aus Tabelle 12. Für die Produktgas- und Abgasvolumenströme wurde auf validierte Messwerte aus IPSE zurückgegriffen (Tabelle 15). Bei den Heißversuchen wurde im unteren Vergasungsreaktor einerseits der zugeführte Dampfstrom und andererseits der am Austritt gemessene Produktgasvolumenstrom betrachtet. Dadurch ergeben sich zwei Extrema für die Leerrohrgeschwindigkeit.

Die Bettabmessungen wurden den Konstruktionszeichnungen entnommen. Für rechteckige Querschnitte wurde der Durchmesser des flächengleichen Kreises berechnet. Als Betthöhe im Vergasungsreaktor wurde der typische Abstand zwischen der untersten Düse und der Bettoberfläche herangezogen. Im Verbrennungsreaktor wurde als Betthöhe die Höhe des Steigrohres verwendet.

Die Lockerungsgeschwindigkeit wurde mit der Formel von Grace (28) ermittelt. Zudem wurden die vereinfachten Scalingkriterien nach Glicksman et. al [40], sowie die Kennzahlen für das dimensionslose Geldart-Diagramm nach Yang [44] und das Zustandsdiagramm nach Grace [1] berechnet.

Tabelle 15: Temperaturen und Gaszusammensetzungen bei den Heißversuchen

	Brennstoff	Rinde	Weichholz	Weichholz
	Bettmaterial	Kalk 0.48	Quarz 0.29	Olivin 0.26
	Datum	13.12.16	19.07.17	06.03.18
	Uhrzeit	15:04 15:50	15:44 15:58	16:43 17:02
Unterer GR	T_GR6 [°C]	766	800	758
Oberer GR	T_GR15 [°C]	965	944	893
CR	T_CR7 [°C]	1000	947	880
Produktgas	H ₂ [vol% db]	50.37	40.42	39.24
	CO [vol% db]	17.70	22.63	25.94
	CO ₂ [vol% db]	22.05	20.60	19.42
	CH ₄ [vol% db]	7.90	10.75	10.77
	N ₂ [vol% db]	1.11	1.44	1.87
	C ₂ H ₄ [vol% db]	0.56	1.58	2.48
	O ₂ [vol% db]	0.00	0.00	0.00
	H ₂ O [vol%]	35.72	37.97	39.43
	$\dot{V}$ (feucht) [Nm ³ /h]	42.0	42.6	44.1
Abgas	H ₂ [vol% db]	0.00	0.00	0.00
	CO [vol% db]	0.14	0.01	0.1
	CO ₂ [vol% db]	15.44	13.34	15.16
	CH ₄ [vol% db]	0.00	0.00	0.00
	N ₂ [vol% db]	81.70	82.03	83.26
	C ₂ H ₄ [vol% db]	0.00	0.00	0.00
	O ₂ [vol% db]	1.77	3.66	0.51
	H ₂ O [vol%]	12.35	11.67	14.47
	$\dot{V}$ (feucht) [Nm ³ /h]	94.0	74.5	79.9



In Abbildung 26 ist die Bettgeometrie des unteren Vergasungsreaktors für das Kaltmodell und die 100 kW-Versuchsanlage skizziert. Die Geometrie des Verbrennungsreaktors ist in Abbildung 27 dargestellt. Die Düsen sind als kreisförmige Öffnungen erkennbar.

In Tabelle 16 bis Tabelle 18 sind die Zustände für den stationären Betrieb im unteren und oberen Vergasungsreaktor sowie im Verbrennungsreaktor aufgelistet. Betrachtet wurden die Betriebspunkte aus Tabelle 9, Tabelle 10 (fett gedruckt) und Tabelle 12.

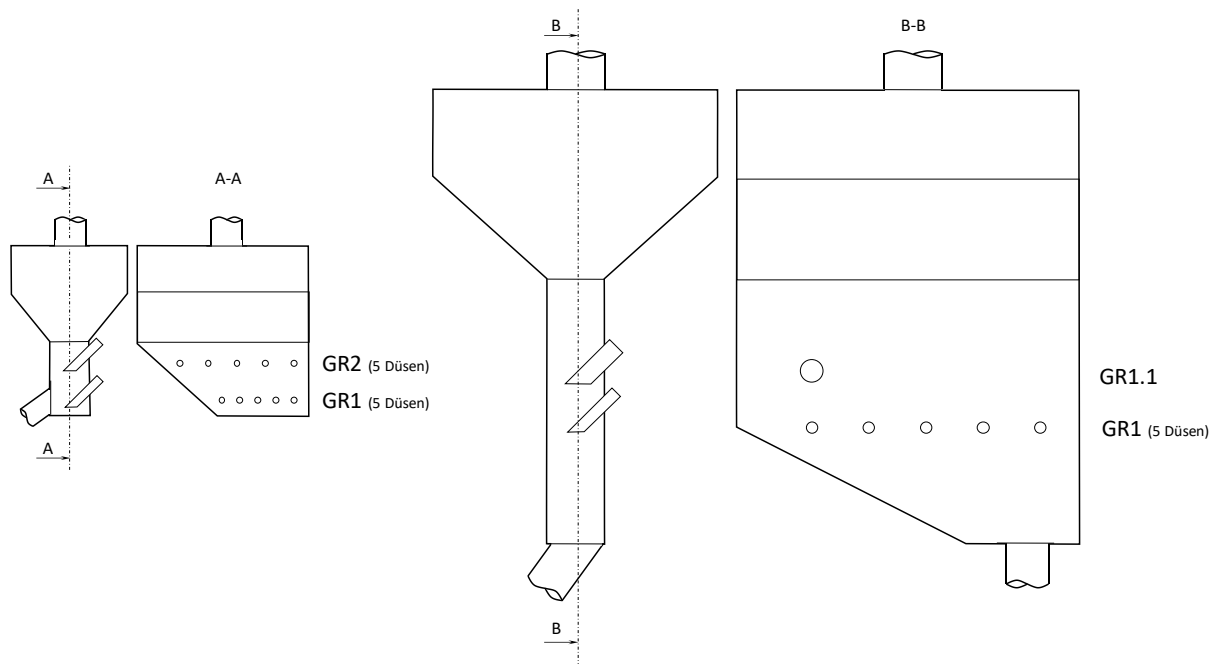


Abbildung 26: Skizze der Bettgeometrie im unteren GR (links: Kaltmodell, rechts: 100 kW-Versuchsanlage)

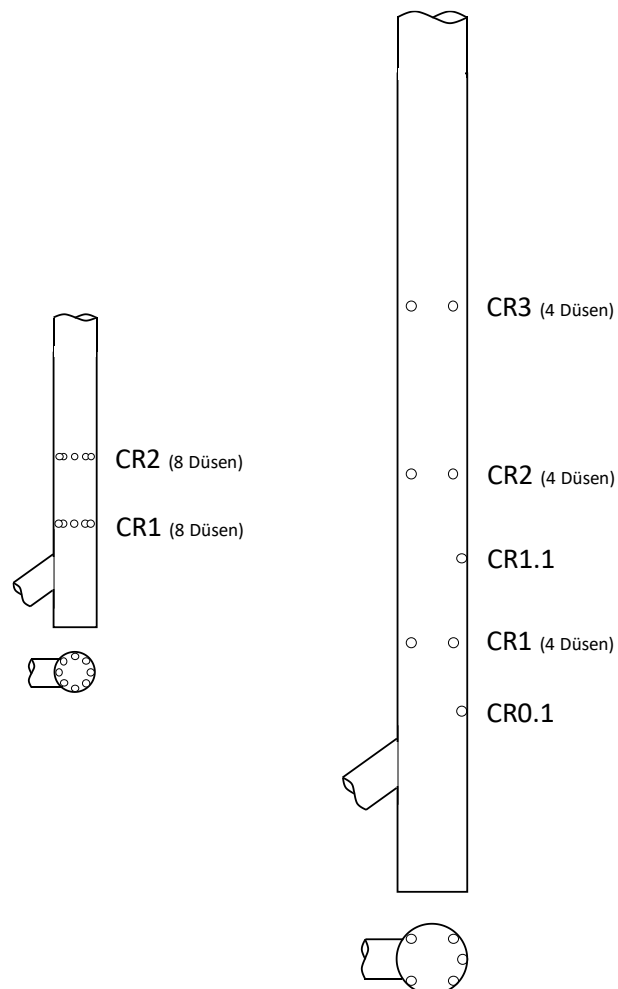


Abbildung 27: Skizze der Bettgeometrie im CR (links: Kaltmodell, rechts: 100 kW-Versuchsanlage)

Tabelle 16: Dimensionslose Kennzahlen im stationären Betrieb: **unterer Vergasungsreaktor**

Versuchsreihe		Kaltmodellversuche		Kaltversuche (100 kW-Anlage)			Heißversuche (100 kW-Anlage)		
Durchführung		Fuchs [37]	Martinovic [47]	Bickel, Keller [52]	Bickel	Projektgruppe [53]	Bickel, Projektgruppe [53]	Mauerhofer et. al [55]	Projektgruppe [53]
Bettmaterial		Bronze 0.06	Bronze 0.08	Quarz 0.11	Olivin 0.26	Olivin 0.10	Kalk 0.48	Quarz 0.29	Olivin 0.26
Symbol									
Bedingungen im unteren Vergasungsreaktor	ρ_p [kg/m ³]	8800	8800	2650	2850	2850	1700	2650	2850
	d_{sv} [μm]	60	80	110	260	100	480	290	260
	ρ_g [kg/m ³]	1.18	1.18	1.18	1.18	1.18	0.21	0.21	0.22
	μ [Pas]	0.000018	0.000018	0.000018	0.000018	0.000018	0.000033	0.000035	0.000034
	$\dot{V}$ [Nm ³ /h]	10.4	12.4	14.5	61.0	36.0	9.8	9.4	8.2
							42.0	42.6	44.1
	T [°C]	25	25	25	25	25	766	800	758
	$\dot{V}$ [m ³ /h]	11.4	13.5	15.8	66.6	39.3	37.2	36.9	31.1
							159.8	167.3	166.5
	A [mm ²]	10000	10000	33320	33320	33320	33320	33320	33320
	U [m/s]	0.315	0.376	0.132	0.555	0.328	0.310	0.308	0.259
							1.33	1.39	1.39
	U_{mf} [m/s]	0.013	0.023	0.013	0.076	0.011	0.086	0.046	0.041
	H [mm]	158	158	340	340	340	340	340	340
	$D_{äqu}$ [mm]	112.8	112.8	206.0	206.0	206.0	206.0	206.0	206.0
Glicksman et al.	Re [-]	1.22	1.95	0.94	9.34	2.12	0.93	0.54	0.44
							3.98	2.45	2.35
	Fr [-]	169	180	16	121	109	20	33	26
							377	684	755
	ρ_g/ρ_p [-]	0.00013	0.00013	0.00045	0.00042	0.00042	0.00012	0.00008	0.00008
	U/U_{mf} [-]	24.76	16.63	10.25	7.33	28.62	3.59	6.64	6.30
Yang							15.45	30.06	33.74
	H/D [-]	1.4	1.4	1.7	1.7	1.7	1.7	1.7	1.7
	ϕ [-]	1	1	0.95	0.85	0.85	0.85	0.85	0.95
Grace	ρ^* [-]	7434	7434	2238	2407	2407	8206	12414	12706
	Ar [-]	66	156	122	1739	99	345	109	93
Grace	d_p^* [-]	4.04	5.39	4.97	12.03	4.63	7.01	4.77	4.53
	U^* [-]	0.30	0.36	0.19	0.78	0.46	0.13	0.11	0.10
							0.57	0.51	0.52

Tabelle 17: Dimensionslose Kennzahlen im stationären Betrieb: **oberer Vergasungsreaktor (freier Querschnitt)**

Versuchsreihe		Kaltmodellversuche		Kaltversuche (100 kW-Anlage)			Heißversuche (100 kW-Anlage)		
Durchführung		Fuchs [37]	Martinovic [47]	Bickel, Keller [52]	Bickel	Projektgruppe [53]	Bickel, Projektgruppe [53]	Mauerhofer et. al [55]	Projektgruppe [53]
Bettmaterial		Bronze 0.06	Bronze 0.08	Quarz 0.11	Olivin 0.26	Olivin 0.10	Kalk 0.48	Quarz 0.29	Olivin 0.26
Symbol									
Bedingungen im unteren Vergasungsreaktor	ρ_p [kg/m ³]	8800	8800	2650	2850	2850	1700	2650	2850
	d_{sv} [μm]	60	80	110	260	100	480	290	260
	ρ_g [kg/m ³]	1.18	1.18	1.18	1.18	1.18	0.17	0.19	0.20
	μ [Pas]	0.000018	0.000018	0.000018	0.000018	0.000018	0.000038	0.000039	0.000038
	$\dot{V}$ [Nm ³ /h]	10.4	12.4	34.0	61.0	36.0	42.0	42.6	44.1
	T [°C]	25	25	25	25	25	965	944	893
	$\dot{V}$ [m ³ /h]	11.4	13.5	37.1	66.6	39.3	190.4	189.8	188.3
	A [mm ²]	3844	3844	16384	16384	16384	16384	16384	16384
	U [m/s]	0.820	0.978	0.629	1.129	0.666	3.228	3.218	3.192
	U_{mf} [m/s]	0.013	0.023	0.013	0.076	0.011	0.075	0.042	0.037
	H [mm]	-	-	-	-	-	-	-	-
	$D_{äqu}$ [mm]	70.0	70.0	144.4	144.4	144.4	144.4	144.4	144.4
	Re [-]	3.19	5.07	4.48	19.00	4.31	7.00	4.48	4.31
Glicksman et al.	Fr [-]	1143	1219	367	500	452	2213	3641	3995
	ρ_g/ρ_p [-]	0.00013	0.00013	0.00045	0.00042	0.00042	0.00010	0.00007	0.00007
	U/U_{mf} [-]	64.42	43.26	48.87	14.91	58.20	43.21	77.00	85.99
	H/D [-]	-	-	-	-	-	-	-	-
	ϕ [-]	1	1	0.95	0.85	0.85	0.85	0.85	0.95
Yang	ρ^* [-]	7434	7434	2238	2407	2407	9778	14080	14370
	Ar [-]	66	156	122	1739	99	217	78	67
Grace	d_p^* [-]	4.04	5.39	4.97	12.03	4.63	6.01	4.27	4.06
	U^* [-]	0.79	0.94	0.90	1.58	0.93	1.17	1.05	1.06

Tabelle 18: Dimensionslose Kennzahlen im stationären Betrieb: **Verbrennungsreaktor**

Versuchsreihe		Kaltmodellversuche		Kaltversuche (100 kW-Anlage)			Heißversuche (100 kW-Anlage)		
Durchführung		Fuchs [37]	Martinovic [47]	Bickel, Keller [52]	Bickel	Projektgruppe [53]	Bickel, Projektgruppe [53]	Mauerhofer et. al [55]	Projektgruppe [53]
Bettmaterial		Bronze 0.06	Bronze 0.08	Quarz 0.11	Olivin 0.26	Olivin 0.10	Kalk 0.48	Quarz 0.29	Olivin 0.26
Symbol									
Bedingungen im unteren Vergasungsreaktor	ρ_p [kg/m ³]	8800	8800	2650	2850	2850	1700	2650	2850
	d_{sv} [μm]	60	80	110	260	100	480	290	260
	ρ_g [kg/m ³]	1.18	1.18	1.18	1.18	1.18	0.28	0.29	0.30
	μ [Pas]	0.000018	0.000018	0.000018	0.000018	0.000018	0.000049	0.000047	0.000045
	$\dot{V}$ [Nm ³ /h]	20.4	26.4	101.0	176.0	98.0	94.0	74.5	79.9
	T [°C]	25	25	25	25	25	1000	947	880
	$\dot{V}$ [m ³ /h]	22.3	28.8	110.2	192.1	107.0	438.1	332.8	337.3
	A [mm ²]	2124	2124	12272	12272	12272	12272	12272	12272
	U [m/s]	2.912	3.769	2.495	4.348	2.421	9.917	7.533	7.635
	U_{mf} [m/s]	0.013	0.023	0.013	0.076	0.011	0.059	0.035	0.031
	H [mm]	1649	1649	4730	4730	4730	4730	4730	4730
	D [mm]	52	52	125	125	125	125	125	125.0
	Re [-]	11.31	19.52	17.77	73.19	15.67	27.26	13.33	13.32
Glicksman et al.	Fr [-]	14411	18102	5771	7414	5976	20887	19945	22856
	ρ_g/ρ_p [-]	0.00013	0.00013	0.00045	0.00042	0.00042	0.00016	0.00011	0.00011
	U/U_{mf} [-]	228.71	166.69	193.82	57.43	211.51	167.44	217.41	243.39
	H/D [-]	31.7	31.7	37.8	37.8	37.8	37.8	37.8	37.8
	ϕ [-]	1	1	0.95	0.85	0.85	0.85	0.85	0.95
Yang	ρ^* [-]	7434	7434	2238	2407	2407	6120	9190	9407
	Ar [-]	66	156	122	1739	99	218	82	73
Grace	d_p^* [-]	4.04	5.39	4.97	12.03	4.63	6.02	4.34	4.18
	U^* [-]	2.80	3.62	3.58	6.09	3.39	4.53	3.07	3.19

Laut Glicksman et al. [40] ist das Dichteverhältnis erst ab einer Reynoldszahl von 4 ausschlaggebend für das Scaling. Im unteren Vergasungsreaktor wird diese Grenze nur beim Kaltversuch mit Olivin 0.26 überschritten. Im oberen Vergasungsreaktor überschreiten alle Versuche bis auf den Kaltmodellversuch mit Bronze 0.06 die Viskositätsgrenze. Im Verbrennungsreaktor liegt die Reynoldszahl bei allen Versuchen über 10. Somit ist für die Gesamtanlage das Dichteverhältnis beim Scaling zu berücksichtigen.

Die Froudezahl beträgt bei den Kaltversuchen an der 100 kW-Versuchsanlage circa ein Viertel und bei den Kaltmodellversuchen etwa die Hälfte des Wertes der Heißversuche. Die niedrigsten Werte ergeben sich für den unteren Vergasungsreaktor, die höchsten für den Verbrennungsreaktor. Die geringste Abweichung zu den Froudezahlen der Heißversuche zeigt der Kaltmodellversuch mit Bronze 0.08 und der Kaltversuch mit Olivin 0.26.

Das Dichteverhältnis der Kaltmodellversuche und der Heißversuche stimmt gut überein. Jenes der Kaltversuche an der 100 kW-Versuchsanlage ist dreimal so hoch, liegt aber immer noch in derselben Größenordnung. Im Verbrennungsreaktor sind die Unterschiede am geringsten.

Das Verhältnis von Leerrohr- zu Lockerungsgeschwindigkeit stimmt zwischen den Versuchen gut überein. Einzig der Kaltversuch mit Olivin 0.26 weist ein deutlich niedrigeres Verhältnis von Leerrohr- zu Lockerungsgeschwindigkeit auf. Grund dafür ist unter anderem die hohe Archimedeszahl, wodurch das Betriebsfenster für die jeweiligen Wirbelschichtzustände kleiner wird. Die Heißversuche mit Quarz 0.29 und Olivin 0.26 stimmen gut mit dem Kaltversuch mit Olivin 0.10 und dem Kaltmodellversuch mit Bronze 0.06 überein. Der Heißversuch mit Kalk 0.48 passt sehr gut zum Kaltmodellversuch mit Bronze 0.08.

Das Verhältnis von Höhe zu Durchmesser weicht zwischen dem Kaltmodell und der 100 kW-Versuchsanlage sowohl im unteren Vergasungsreaktor als auch im Verbrennungsreaktor um circa 20% ab. Zudem unterscheiden sich die Ausführung des oberen Vergasungsreaktors und die Anordnung der Düsen (Abbildung 26 und Abbildung 27).

Bis auf den Kaltversuch mit Olivin 0.26 liegt die Archimedeszahl bei allen Versuchen in derselben Größenordnung. Am besten stimmen die Kaltversuche mit Quarz 0.11 und Olivin 0.10 und der Kaltmodellversuch mit Bronze 0.08 mit den Heißversuchen überein.

Betrachtet man die vereinfachten Scalingkriterien, so stimmt der Kaltmodellversuch mit Bronze 0.08 am besten mit den Heißversuchen, insbesondere mit Kalk 0.48, überein. Vergleichbare Werte ergeben sich für die Froude-Zahl, das Dichteverhältnis und das Geschwindigkeitsverhältnis. Allerdings unterscheidet sich das Kaltmodell in den Proportionen des unteren Vergasungsreaktors und der Ausführung des oberen Vergasungsreaktors teilweise von der 100 kW-Versuchsanlage.

An der 100 kW-Versuchsanlage zeigt der Kaltversuch mit Olivin 0.10 die beste Übereinstimmung mit den vereinfachten Scalingkriterien der Heißversuche, vor allem mit Quarz 0.29 und Olivin 0.10. Das Geschwindigkeitsverhältnis und das Verhältnis von Betthöhe zu Bettdurchmesser passen gut zusammen. Die Froude-Zahl liegt niedriger und das Dichteverhältnis höher als bei den Heißversuchen. Die Archimedeszahl stimmt gut mit jenen der Heißversuche mit Quarz 0.29 und Olivin 0.10 überein.

4.1.3 Dimensionsloses Geldart-Diagramm nach Yang

In Abbildung 28 ist das Geldart-Diagramm in der dimensionslosen Form nach Yang [44] dargestellt. Die Linien kennzeichnen die extrapolierten Grenzen von Geldart [18]. Für die Heißversuche wurden die Bedingungen im unteren und oberen Vergasungsreaktor und im Verbrennungsreaktor berücksichtigt.

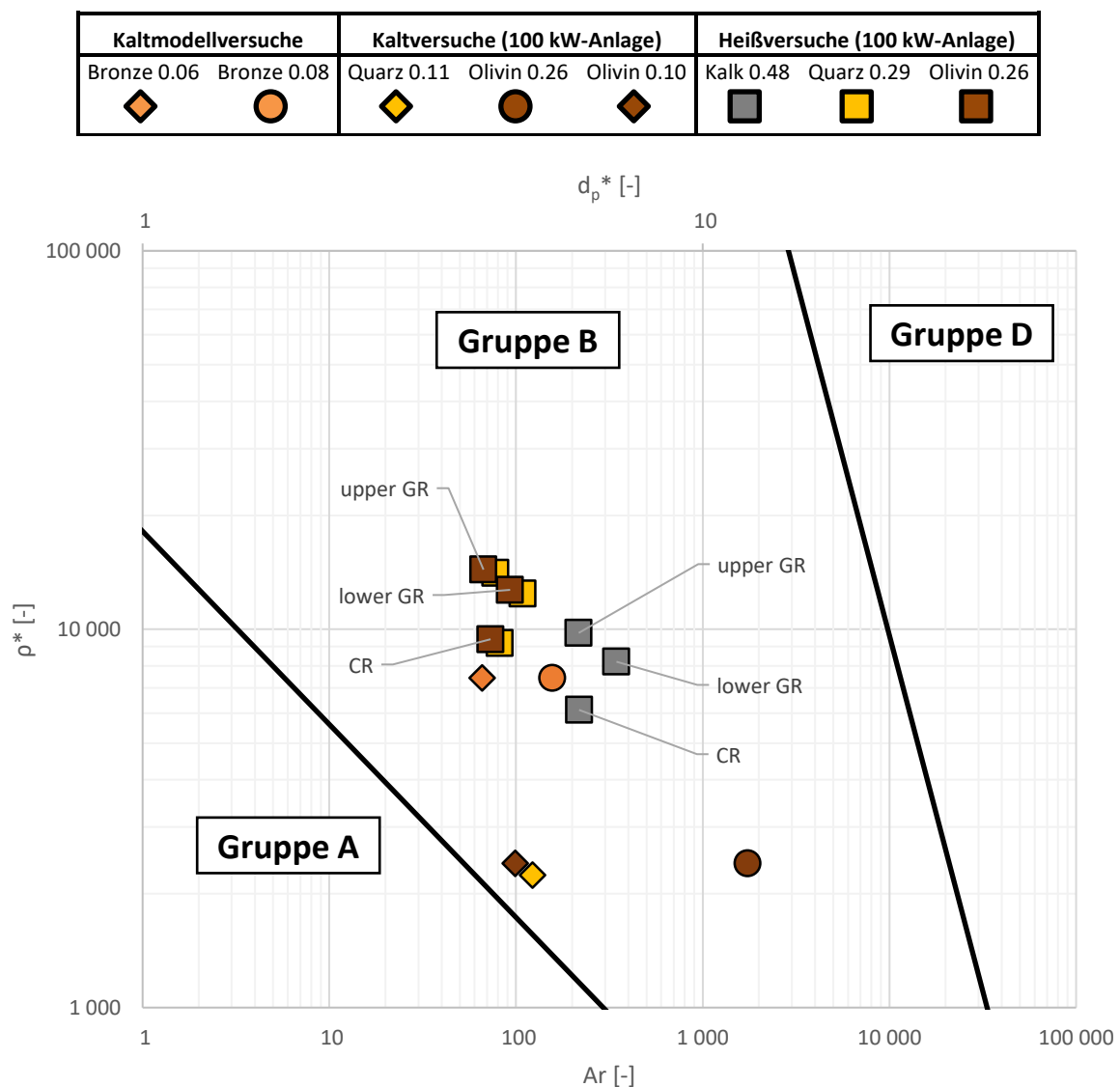


Abbildung 28: Dimensionsloses Geldart-Diagramm der eingesetzten Bettmaterialien

Es ist erkennbar, dass alle Bettmaterialien der Geldart-Gruppe B zuzuordnen sind. Sie sollten also leicht fluidisierbar sein und bei Erreichen der Lockerungsgeschwindigkeit direkt eine blasenbildende Wirbelschicht ausbilden. Die Kaltversuche mit Olivin 0.10 und Quarz 0.11 liegen allerdings nahe an der Grenze zur Geldart Gruppe A. Im Grenzfall könnte durch die kohäsiven Kräfte bei der Fluidisierung eine Expansion des Bettes auftreten.

4.1.4 Zustandsdiagramm nach Grace

Um einschätzen zu können, welche Wirbelschicht-Regime sich für verschiedene Reaktorabschnitte einstellen, wurden die dimensionslosen Geschwindigkeiten und Durchmesser aus Tabelle 16 bis Tabelle 18 in das von Schmid [8] modifizierte Zustandsdiagramm nach Grace [1] eingetragen. Das Zustandsdiagramm der Kaltmodellversuche ist in Abbildung 29, jenes der Kaltversuche an der 100 kW-Versuchsanlage in Abbildung 30 und das der Heißversuche in Abbildung 31 dargestellt.

Bei den Heißversuchen wurden für den unteren Vergasungsreaktor zwei Betriebspunkte – für den reinen Dampfstrom (lower GR min) und für den gesamten Produktgasstrom (lower GR max) – eingezeichnet. Der tatsächliche Betriebspunkt im unteren Vergasungsreaktor liegt zwischen diesen beiden Werten.

Zur Zuordnung der Wirbelschicht-Regime wurden die schwarz eingezeichneten Grenzen für U_{mf} , U_c und U_{se} verwendet (siehe Kapitel 2.4.3). Der untere Vergasungsreaktor (lower GR) wurde bei allen Versuchen im Regime der blasenbildenden Wirbelschicht betrieben. Es ist gut erkennbar, dass beim Kaltversuch mit Olivin 0.10 der untere Vergasungsreaktor deutlich stärker fluidisiert wurde. Bei den Heißversuchen liegt sowohl der Betriebspunkt bei minimalem (lower GR min) als auch der bei maximalem (lower GR max) Volumenstrom im Bereich der blasenbildenden Wirbelschicht.

Der Betriebspunkt im freien Querschnitt des oberen Vergasungsreaktors (upper GR free section) liegt im Bereich der blasenbildenden Wirbelschicht. In den Einschnürungen im oberen Vergasungsreaktor (upper GR constriction) herrschte bei den Versuchen an der 100 kW-Versuchsanlage eindeutig eine schnelle Wirbelschicht. Bei den Kaltmodellversuchen lagen die Betriebspunkte unter U_{se} , aber noch im Übergangsbereich zwischen turbulenter und schneller Wirbelschicht.

Der Verbrennungsreaktor (CR) wurde als schnelle Wirbelschicht betrieben. Beim Kaltmodellversuch mit Bronze 0.08 erfolgte der Betrieb unter U_{se} , allerdings noch im Übergangsbereich von turbulenter zu schneller Wirbelschicht.

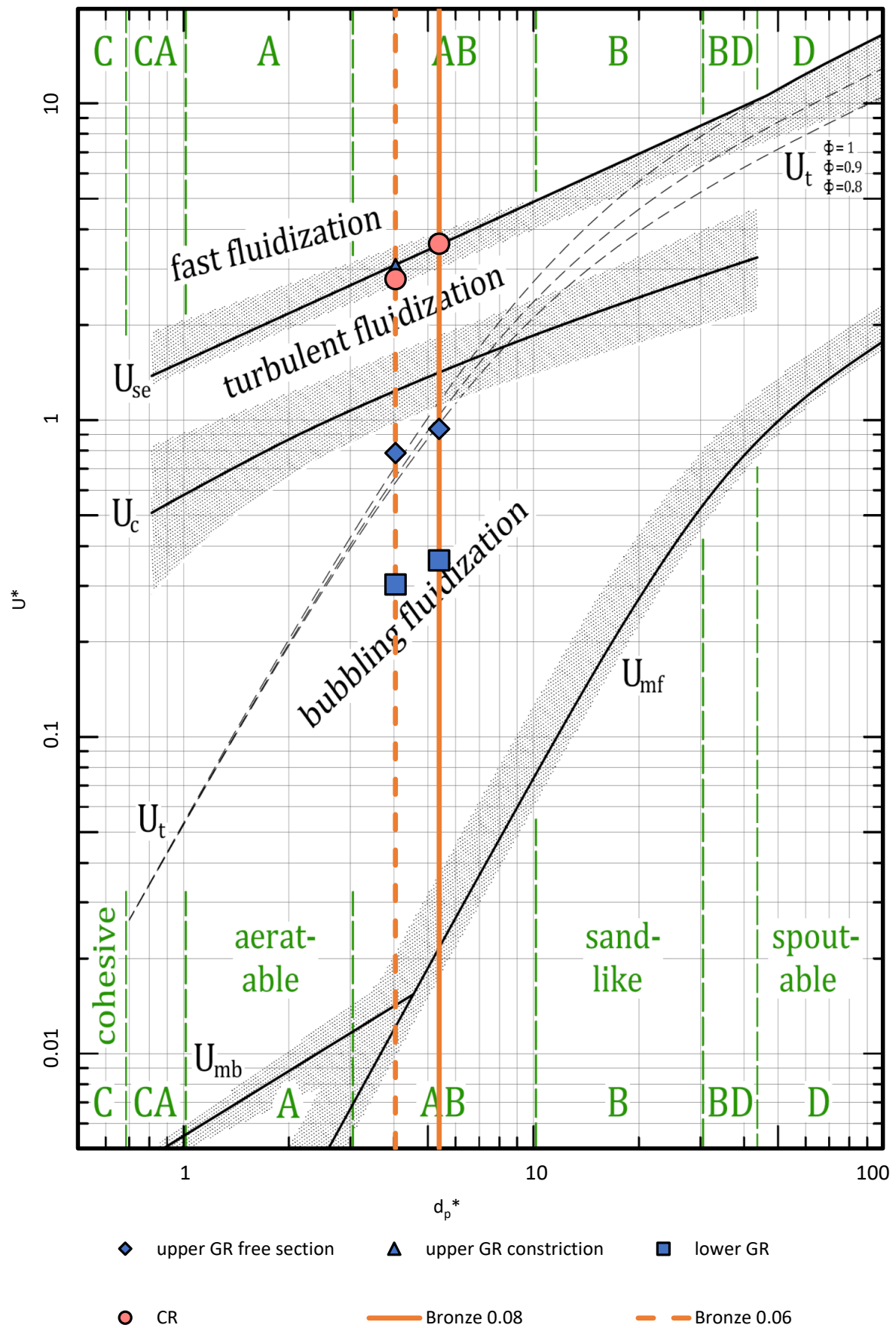


Abbildung 29: Zustandsdiagramm nach Grace: Kaltmodellversuche

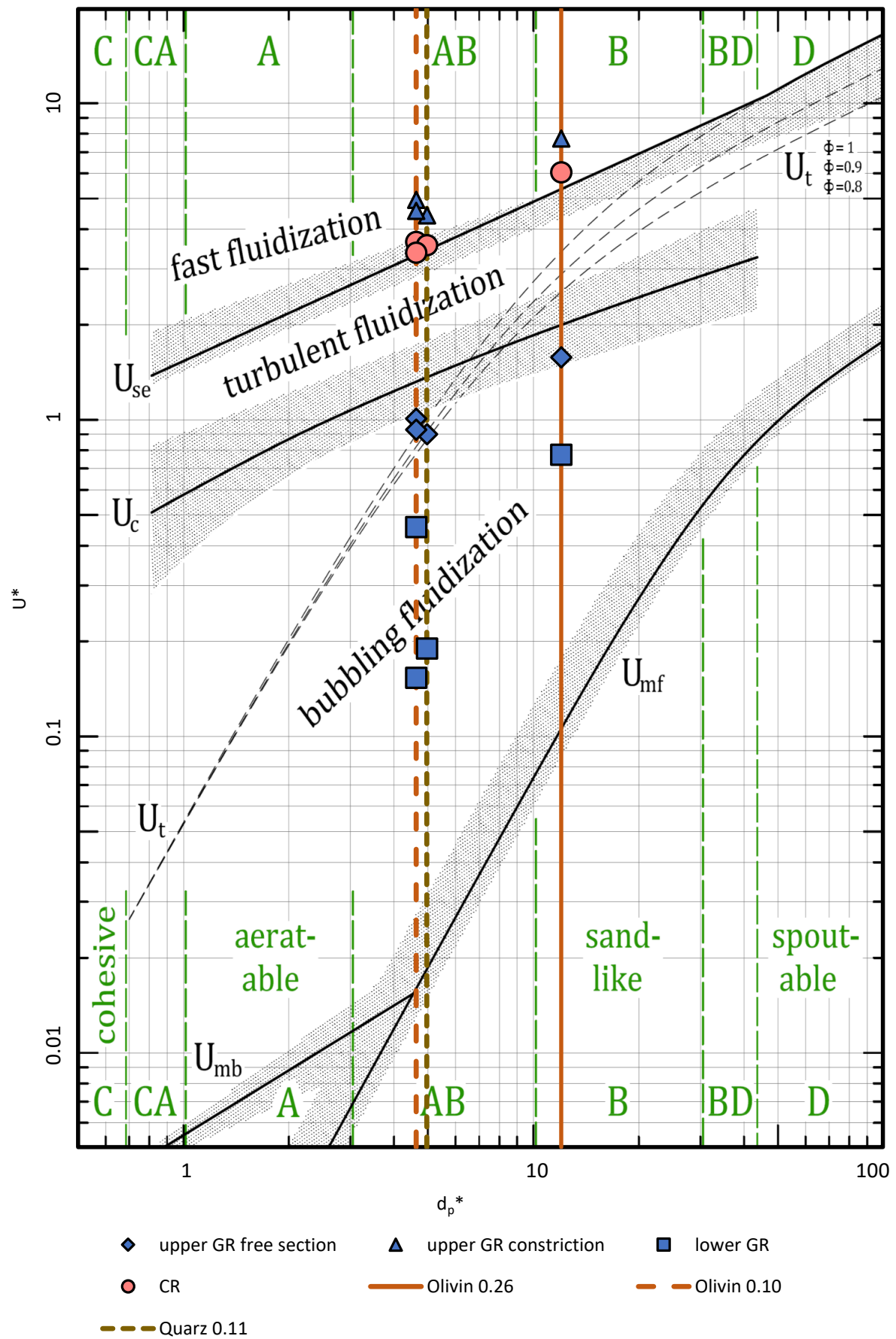


Abbildung 30: Zustandsdiagramm nach Grace: Kaltversuche an der 100 kW-Versuchsanlage

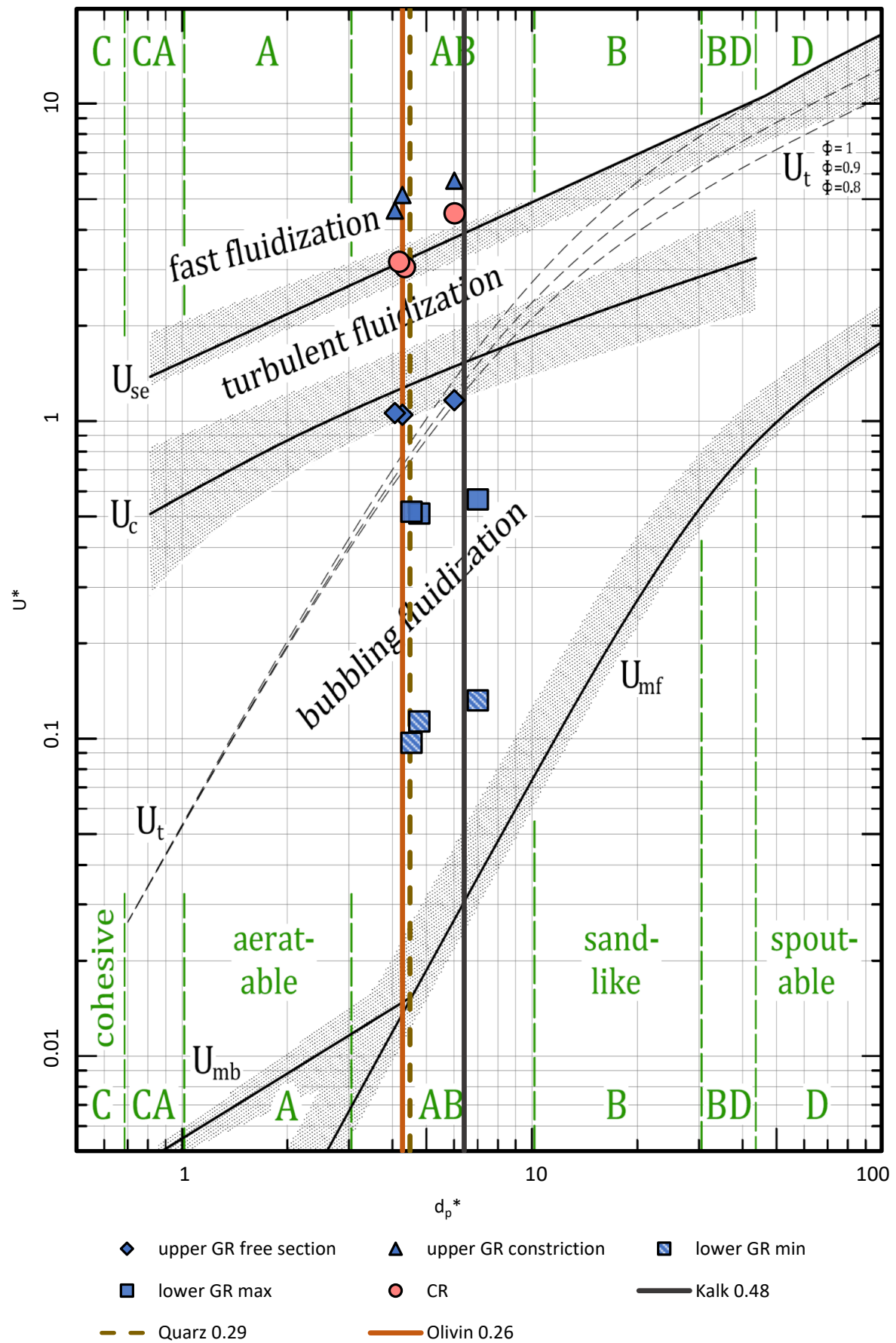


Abbildung 31: Zustandsdiagramm nach Grace: Heißversuche an der 100 kW-Versuchsanlage

4.2 Lockerungsgeschwindigkeit

Zur Untersuchung der Lockerungsgeschwindigkeit wurde der Druckverlust über das Bett im unteren Vergasungsreaktor in Abhängigkeit der Gasleerrohrgeschwindigkeit betrachtet. Zur Auswertung wurden die Messwerte für jeden Betriebspunkt zeitlich gemittelt. Der Druckverlust über das Bett wurde über die Druckmessstellen p_{GR1} und p_{GR9} berechnet. Die Positionen der Druckmessstellen sind in Abbildung 32 eingezeichnet. Die Gasleerrohrgeschwindigkeit wurde über den Betriebsvolumenstrom und den Querschnitt im unteren Vergasungsreaktor ermittelt. Es wurde mit Luft bei 25°C gerechnet. Der Volumenstrom im unteren Siphon wurde zu 50% dem Vergasungsreaktor zugeteilt.

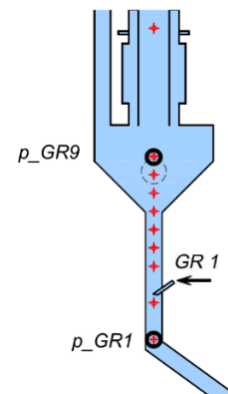


Abbildung 32: Messung des Druckverlusts über das Bett

Die Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagramme von Quarz 0.11 sind in Abbildung 33 und Abbildung 34 dargestellt, jene von Olivin 0.26 in Abbildung 35 und Abbildung 36. Die Lockerungsgeschwindigkeit (grüne Linie) wurde grafisch durch Anlegen von Tangenten (schwarz strichliert) ermittelt. Die Ergebnisse werden in Tabelle 19 gegenübergestellt.

Quarz 0.11

Für Quarz 0.11 zeigt sich bei beiden Versuchsreihen ein Druckverlust in der Wirbelschicht von 50 mbar. Im Bereich der Lockerungsgeschwindigkeit kann bei zunehmender und interessanteweise auch bei abnehmender Geschwindigkeit eine Drucküberhöhung beobachtet werden. Dieses Verhalten ist vor allem bei der zweiten Messserie (GR1, LSS, CR1) stark ausgeprägt.

Olivin 0.26

Bei den Versuchen mit Olivin 0.26 liegt der Druckverlust in der Wirbelschicht mit 65 mbar eindeutig höher als bei Quarz 0.11. Im Bereich der Lockerungsgeschwindigkeit zeigt sich im Gegensatz zu Quarz 0.11 nur bei steigender Geschwindigkeit eine leichte Drucküberhöhung. Bei abnehmender Geschwindigkeit können zwei markante Abflachungen vor und nach der Lockerungsgeschwindigkeit im Druckverlauf beobachtet werden.

Tabelle 19: Vergleich der Lockerungsgeschwindigkeiten

		GR1	GR1, LLS, CR1	Grace [1]
U_{mf} [m/s]	Quarz 0.11	0.013	0.012	0.013
	Olivin 0.26	0.076	0.073	0.076

Das Ergebnis der ersten Messserie (GR1) deckt sich sehr gut mit der Formel von Grace (28). Bei der zweiten Messserie (GR1, LLS, CR1) ergeben sich geringfügig niedrigere Lockerungsgeschwindigkeiten.

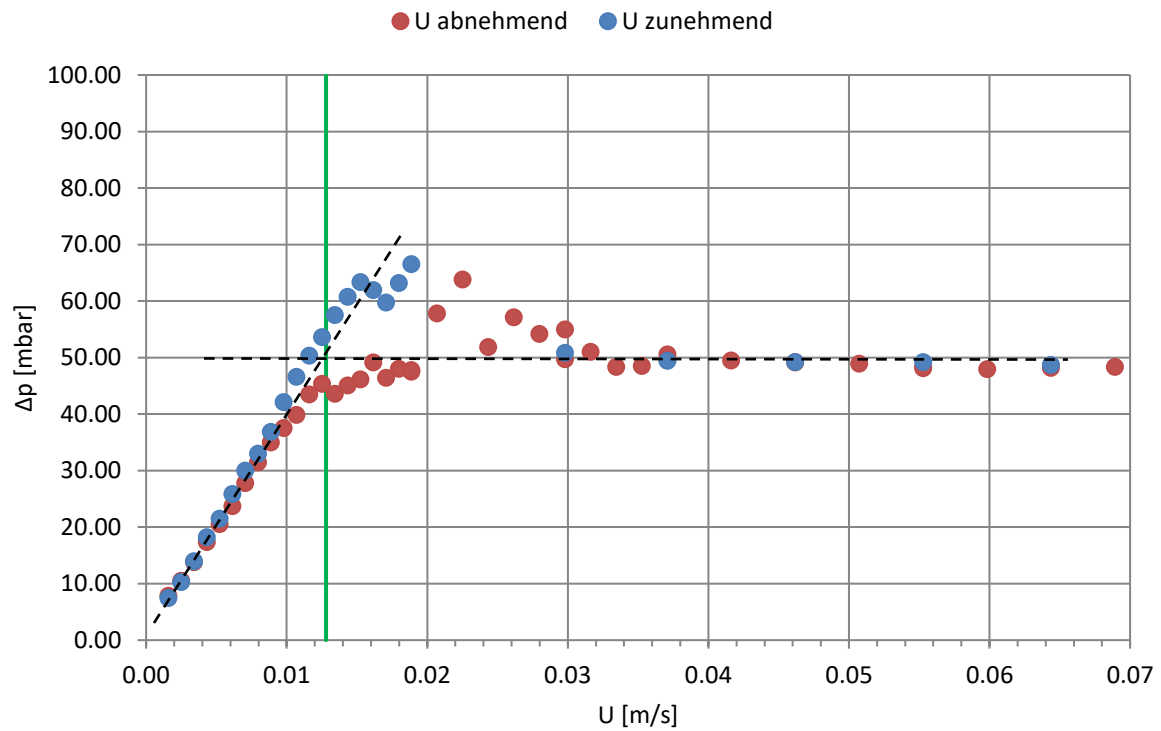


Abbildung 33: Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagramm für Quarz 0.11 bei Fluidisierung von GR1

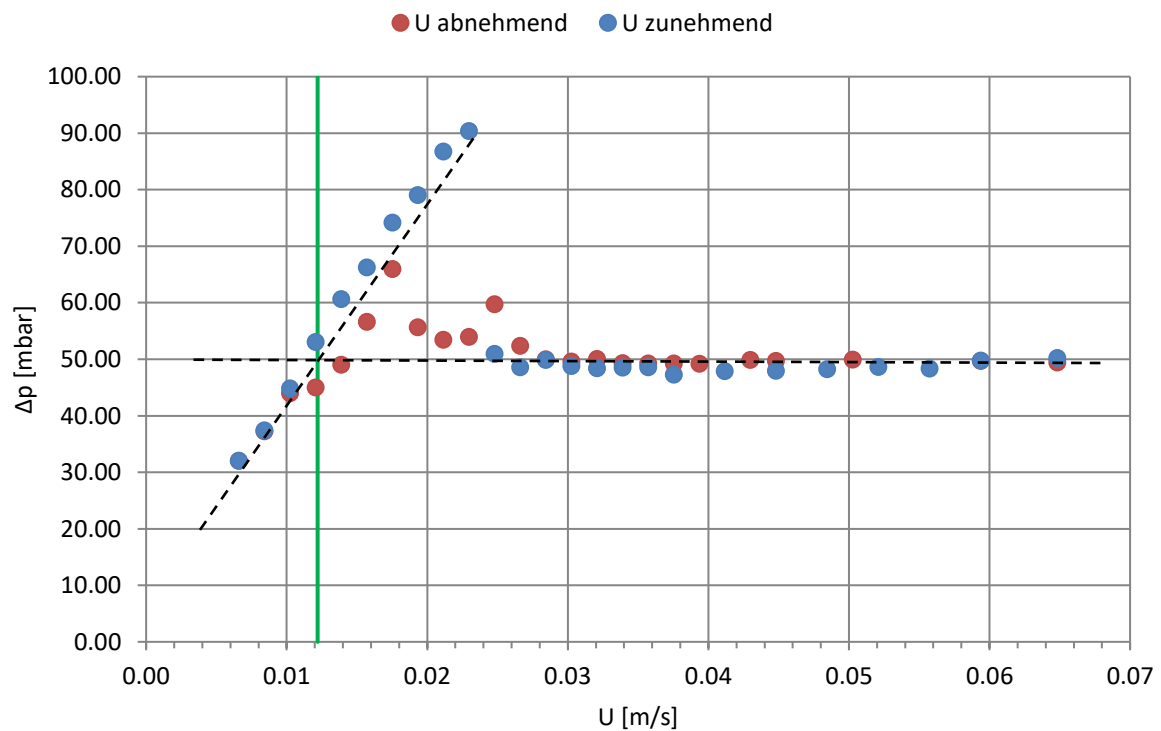


Abbildung 34: Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagramm für Quarz 0.11 bei Fluidisierung von GR1, LLS, CR1

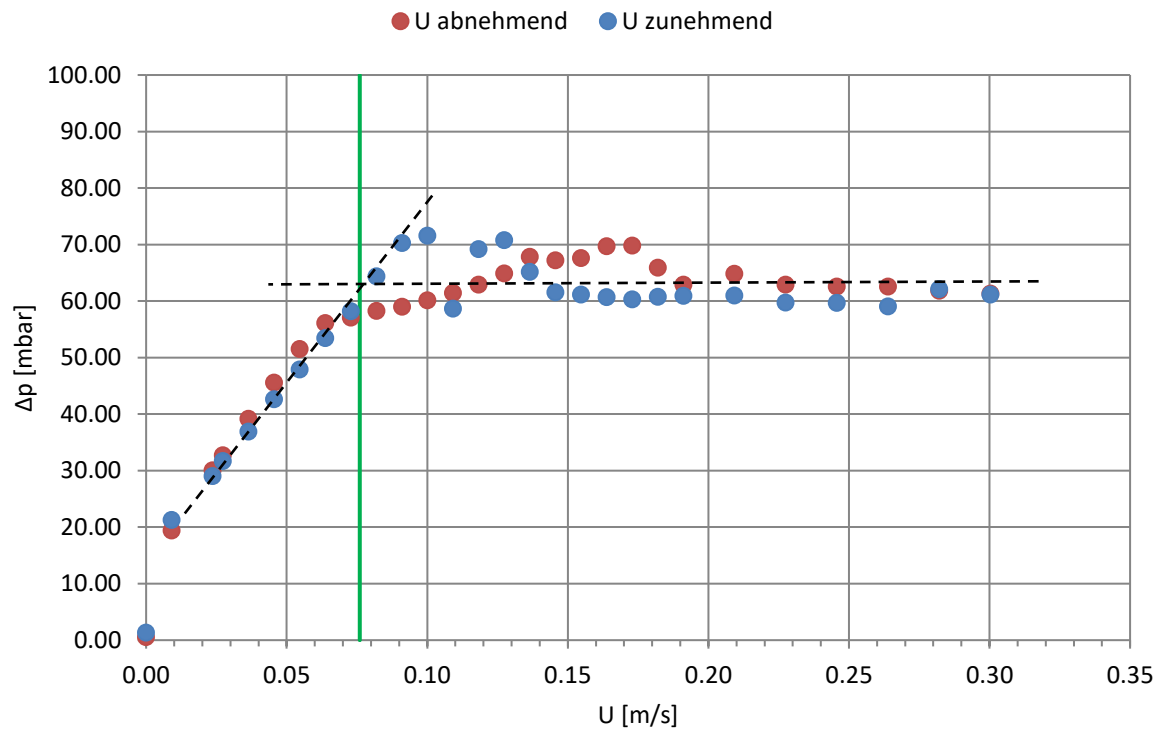


Abbildung 35: Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagramm für Olivin 0.26 bei Fluidisierung von GR1

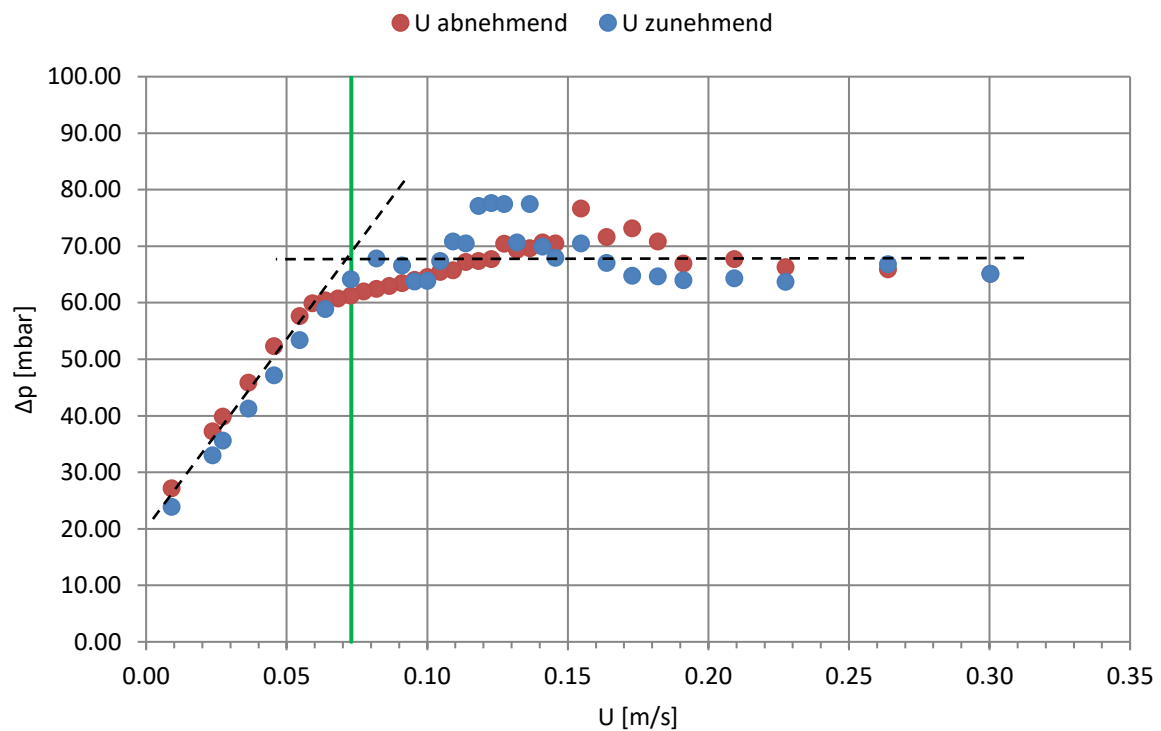


Abbildung 36: Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagramm für Olivin 0.26 bei Fluidisierung von GR1, LLS, CR1

4.3 Druckprofile

Zur Auswertung der Versuche von Fuchs [37] und Martinovic [47] wurde auf gruppeninterne Daten zurückgegriffen [53]. Bei den anderen Versuchen wurden direkt die Rohdaten der Messdatenerfassung verwendet. Dazu wurden die Messwerte für jeden Betriebspunkt über den Zeitraum des stationären Betriebs gemittelt.

Druck

Für die Druckprofile wurden die Drücke korrigiert. Dazu wurden die Überdrücke im Vergasungs- bzw. Verbrennungsreaktor um den jeweiligen Druck vor den Grobabscheidern (p_{GR23} bzw. p_{CR8} ; siehe Abbildung 37) reduziert. Unterschiede durch schwankende Druckverluste in Abgasreinigung und Kamin werden somit ausgeglichen. Dadurch können die Druckprofile besser verglichen werden.

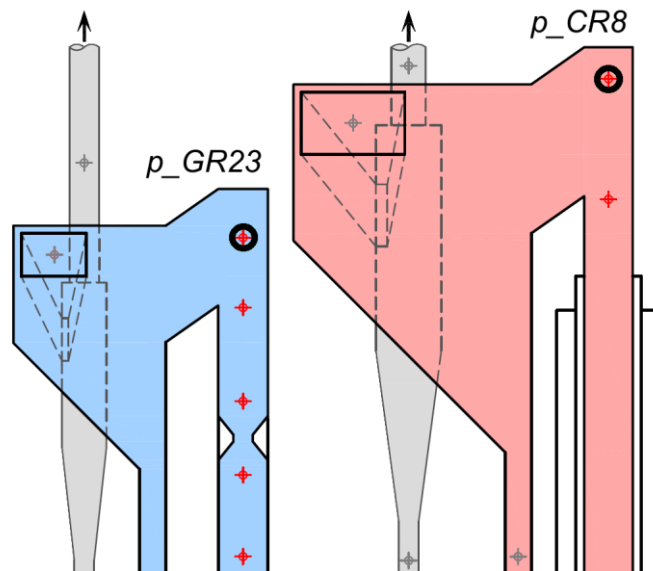


Abbildung 37: Druckmessstellen vor den Grobabscheidern: p_{GR23} , p_{CR8}

Druckgradient

Der Druckgradient zwischen den Druckmessstellen wurde als Quotient aus Druckdifferenz und Höhendifferenz berechnet. Als Referenzhöhe für den Druckgradienten wurde die Mitte zwischen den beiden Druckmessstellen gewählt.

$$\frac{\Delta p}{\Delta H}(H_m) = \frac{p(H_{n+1}) - p(H_n)}{H_{n+1} - H_n} \quad (49)$$

$$H_m = H_n + \frac{(H_{n+1} - H_n)}{2} \quad (50)$$

In Abbildung 38 sind die Abstände zwischen den Drucksensoren im oberen Vergasungsreaktor skizziert. Die Drucksensoren müssen gleichmäßig angeordnet sein, um die Druckgradienten untereinander vergleichen zu können. Um bereits vor der ersten Einschnürung einen Druckgradienten berechnen zu können, wurde unterhalb des Drucksensors p_{GR10} eine fiktive Druckmessstelle $p_{GR10.1} = p_{GR10}$ eingeführt, deren Druck jenem von p_{GR10} entspricht.

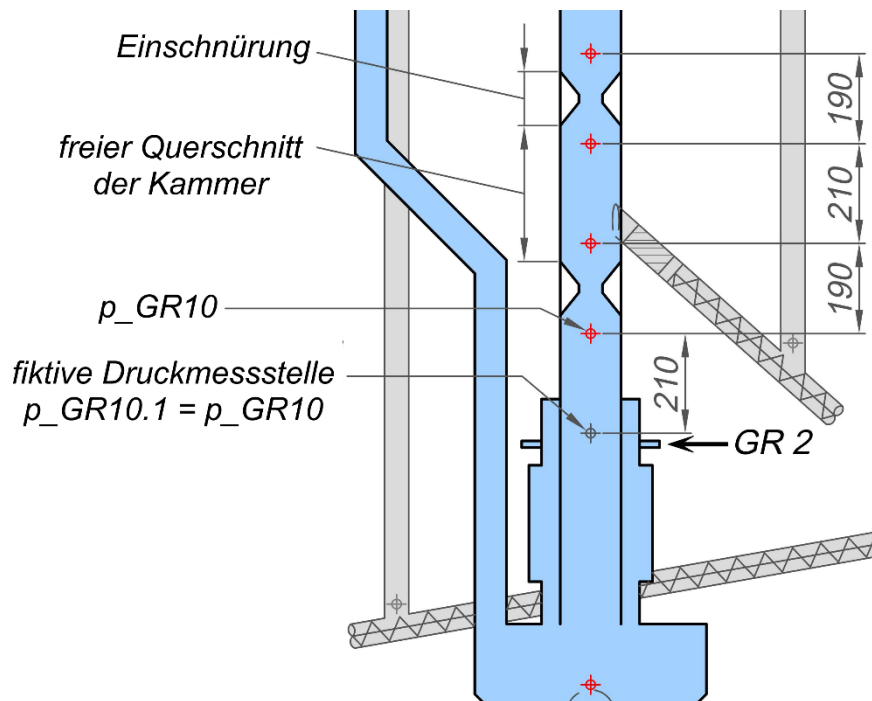


Abbildung 38: Abstände der Druckmessstellen im oberen Vergasungsreaktor [36]

Ergebnisse

In Abbildung 39 bis Abbildung 46 sind die Ergebnisse aufbereitet. Auf der linken Seite der Reaktorskizze werden die Verläufe von Druckgradient und Überdruck im Vergasungsreaktor dargestellt. Auf der rechten Seite ist der Verlauf des Überdrucks im Verbrennungsreaktor abgebildet. Bei den Überdrücken wird stets der um den Gegendruck korrigierte Wert herangezogen.

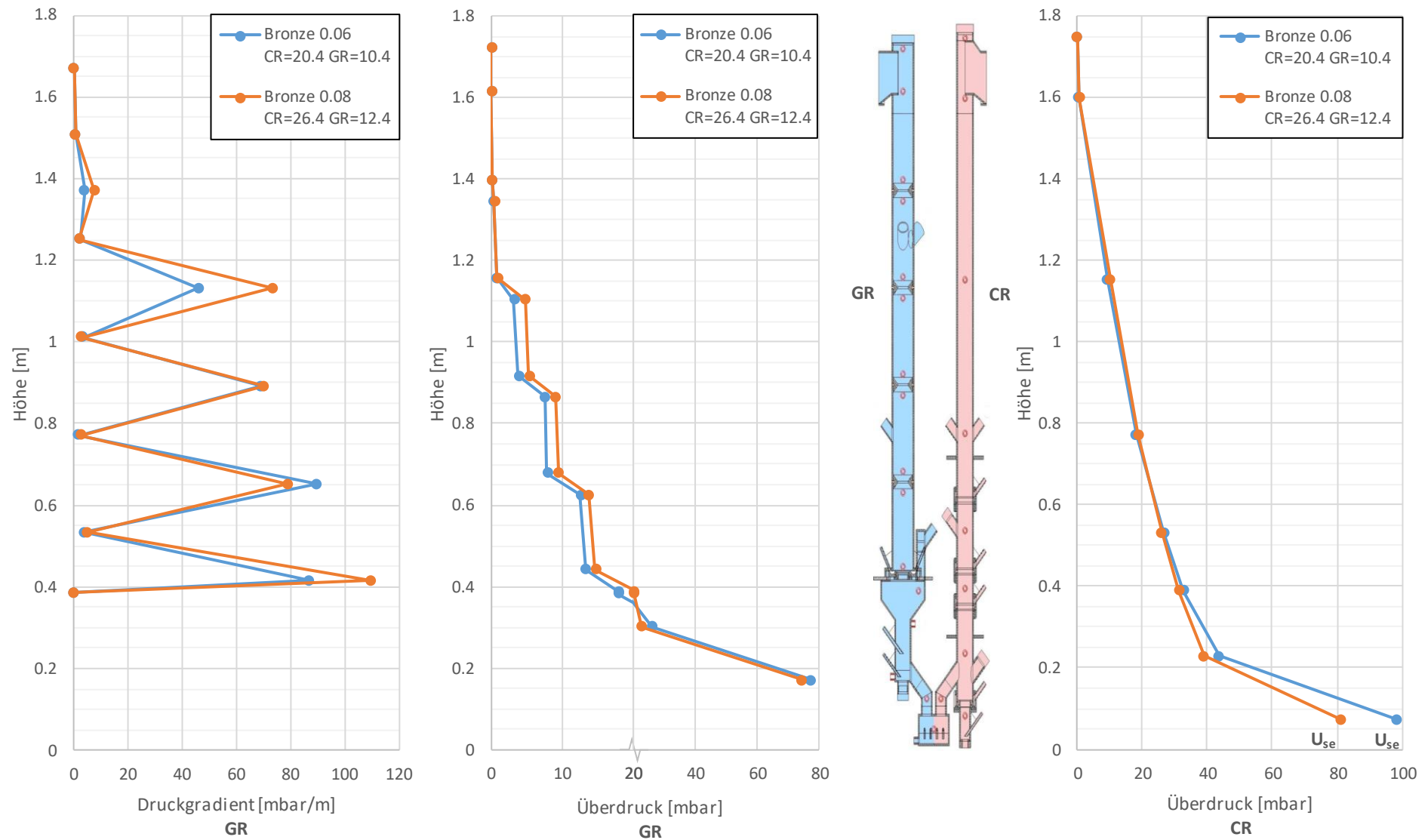


Abbildung 39: Kaltmodellversuche: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR) bei globalem Feststoffumlauf von ca. 1000 kg/h

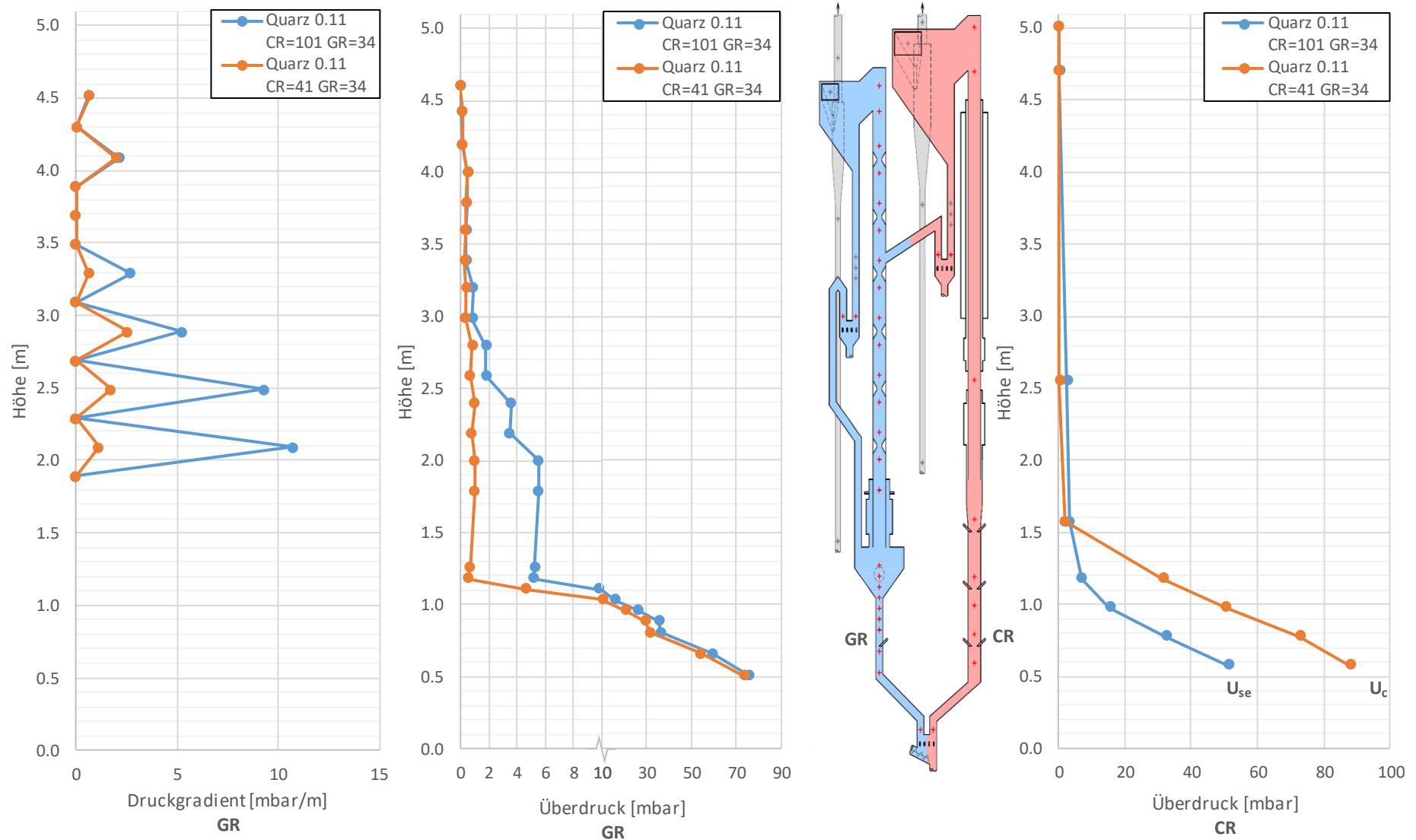


Abbildung 40: Kaltversuch mit Quarz 0.11: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR)

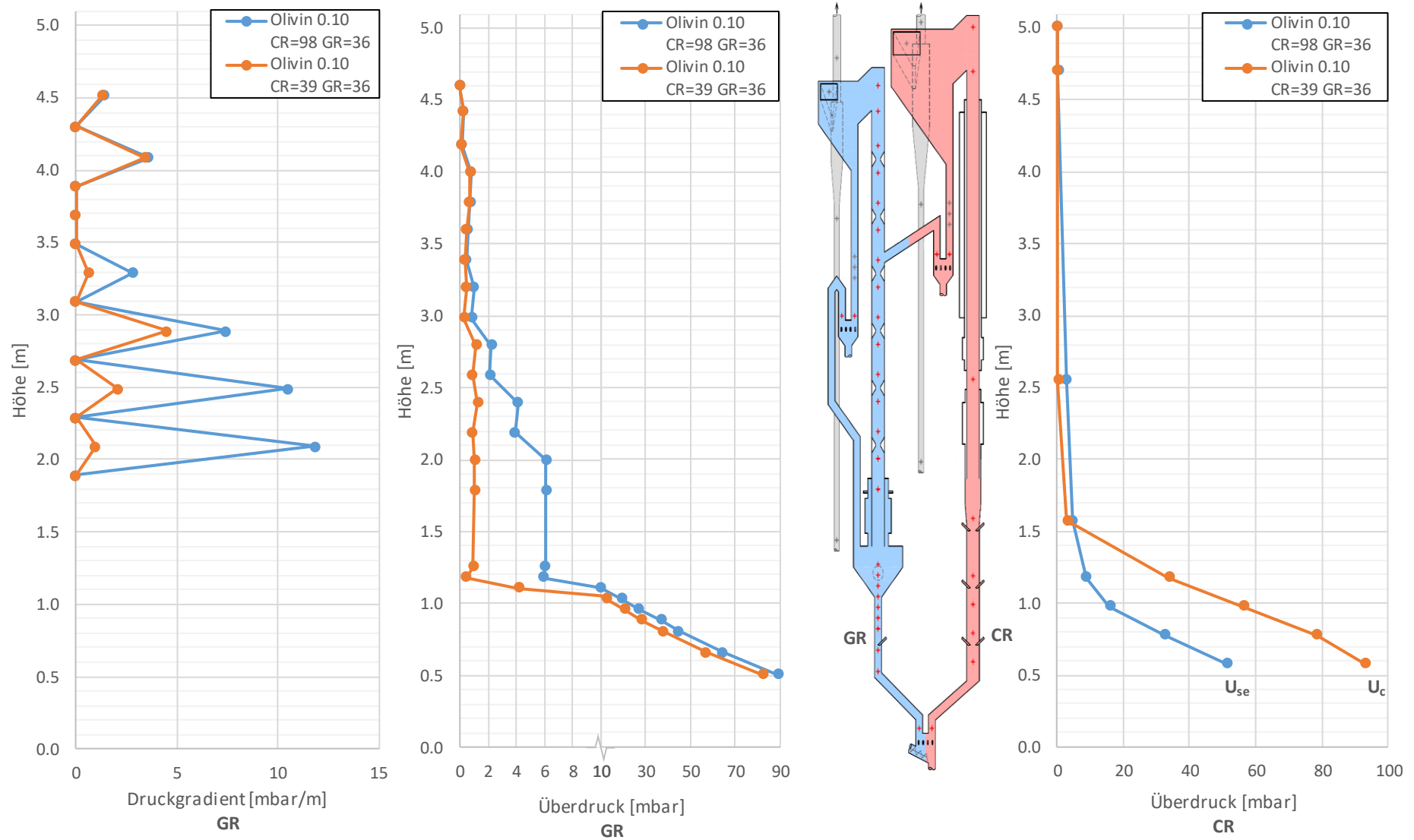


Abbildung 41: Kaltversuch mit Olivin 0.10: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR)

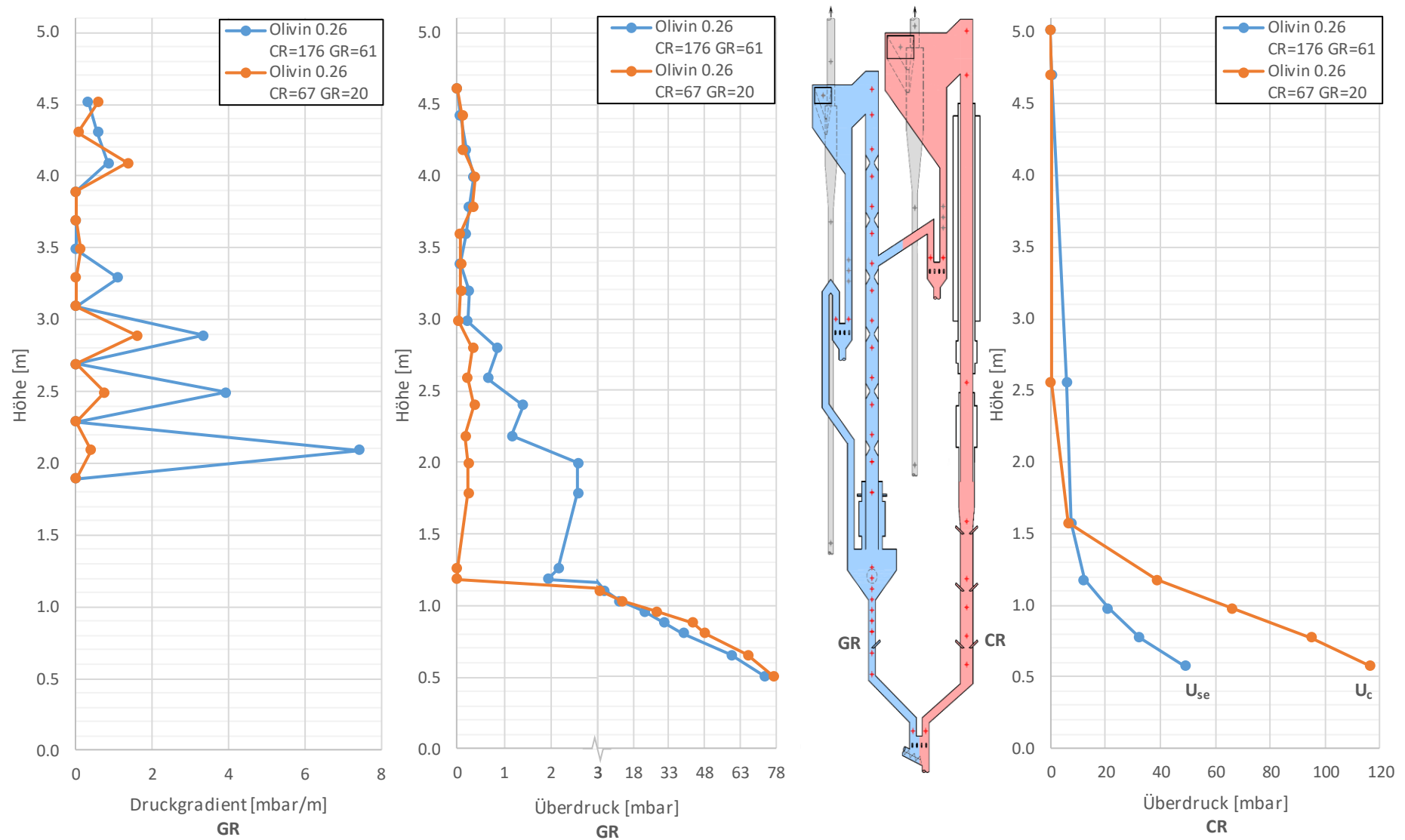


Abbildung 42: Kaltversuch mit Olivin 0.26: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR)

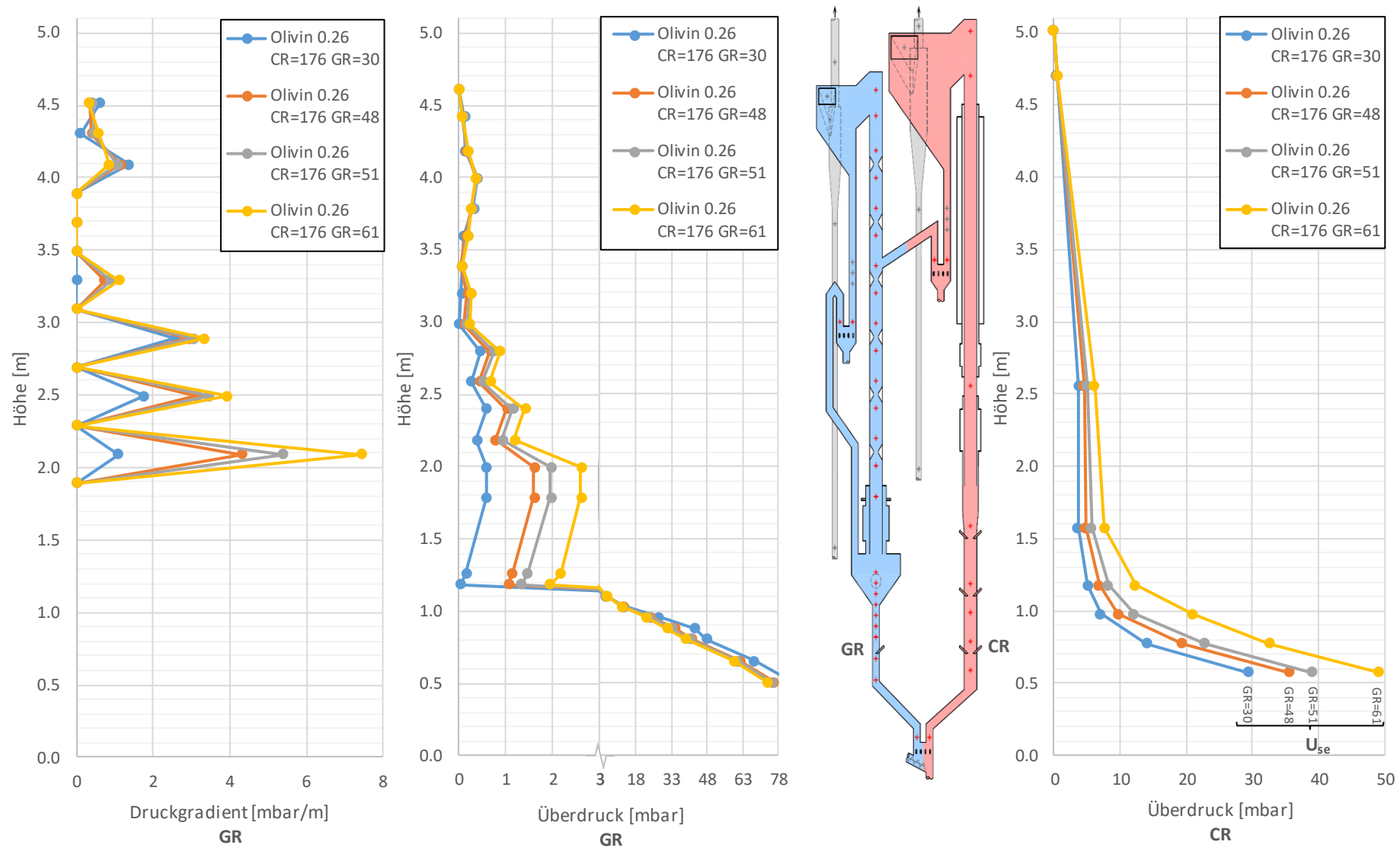


Abbildung 43: Kaltversuch mit Olivin 0.26: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR), Variation GR

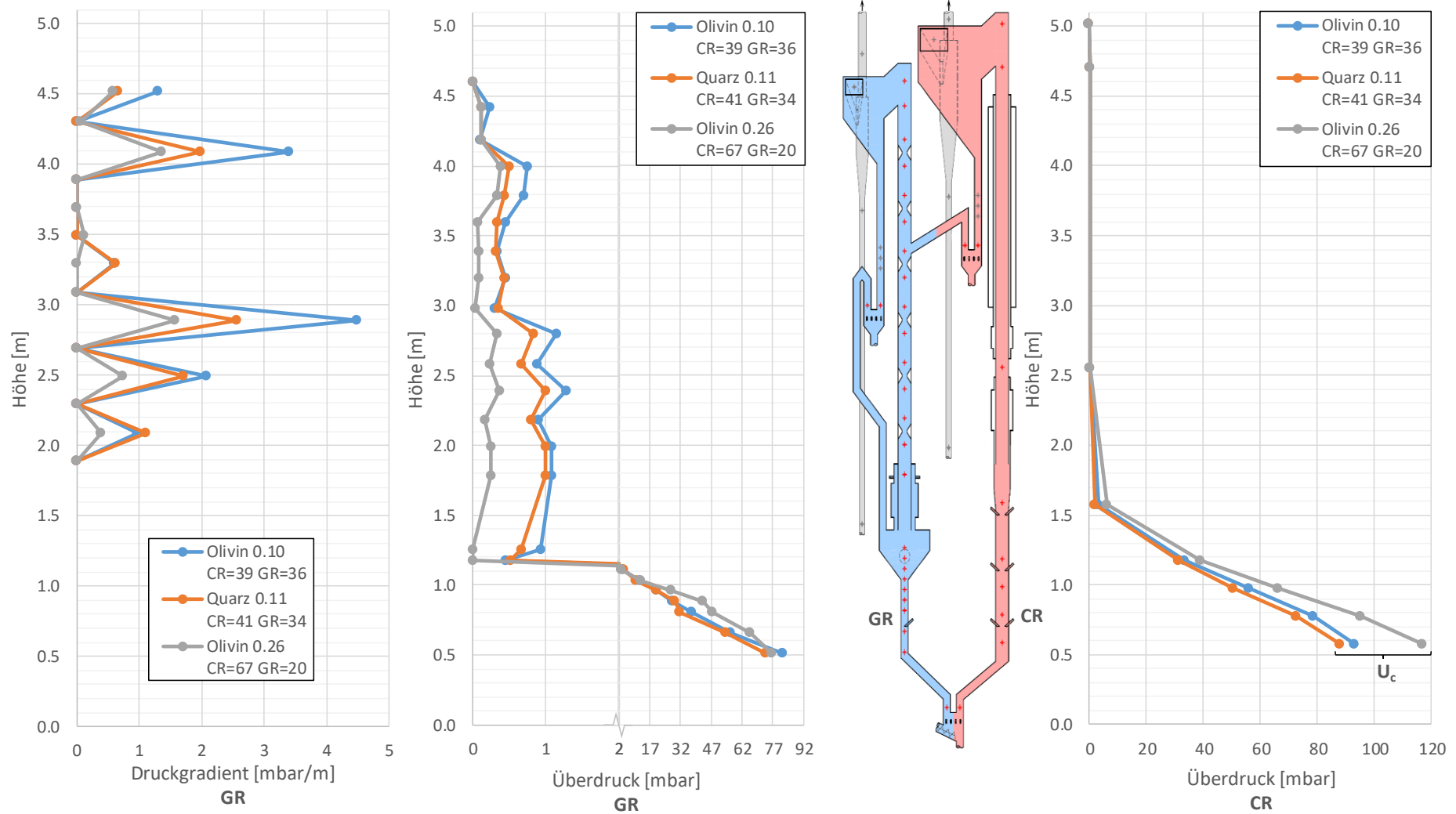


Abbildung 44: Kaltversuche: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR) bei U_c im CR

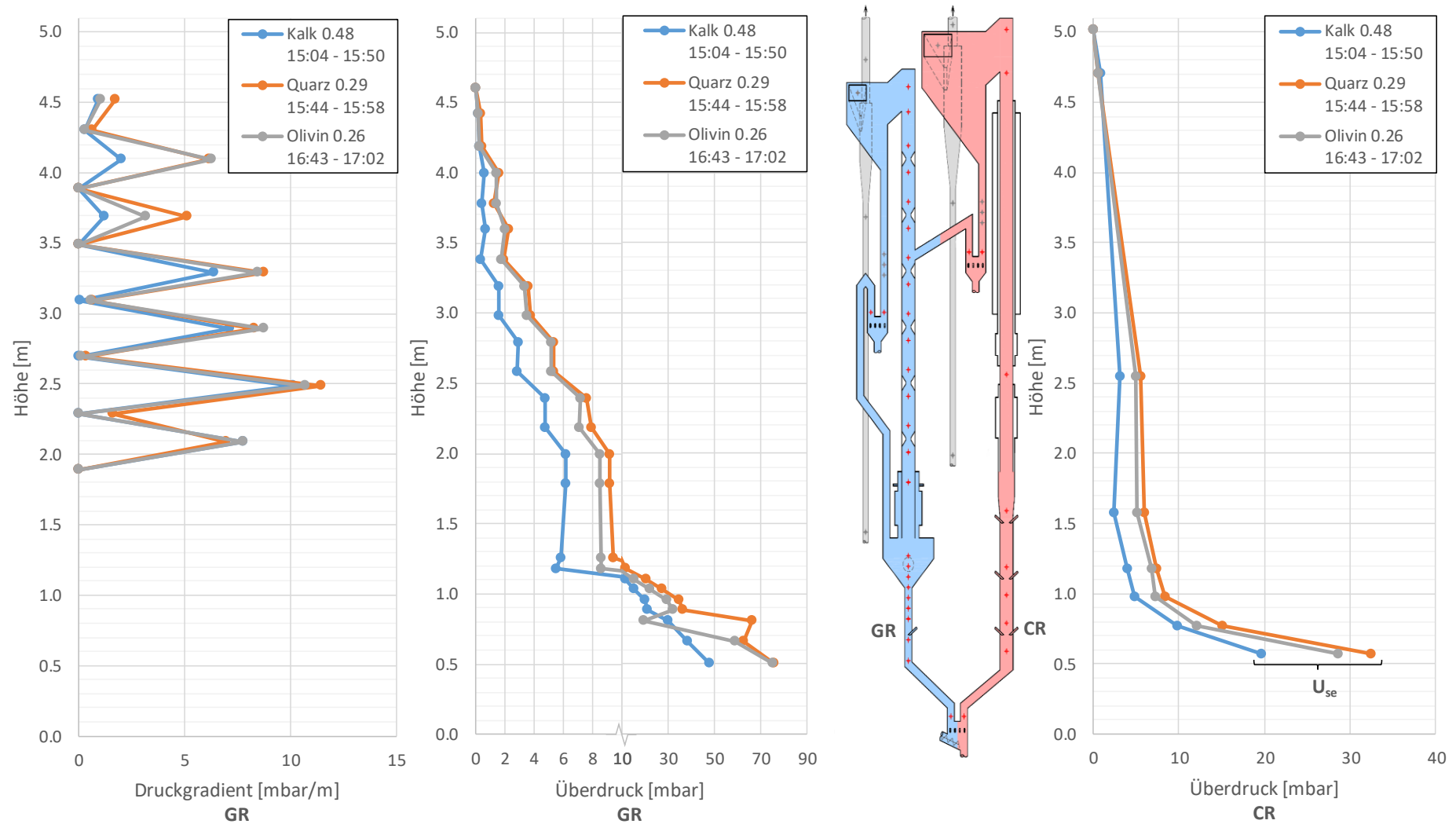


Abbildung 45: Heißversuche: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR)

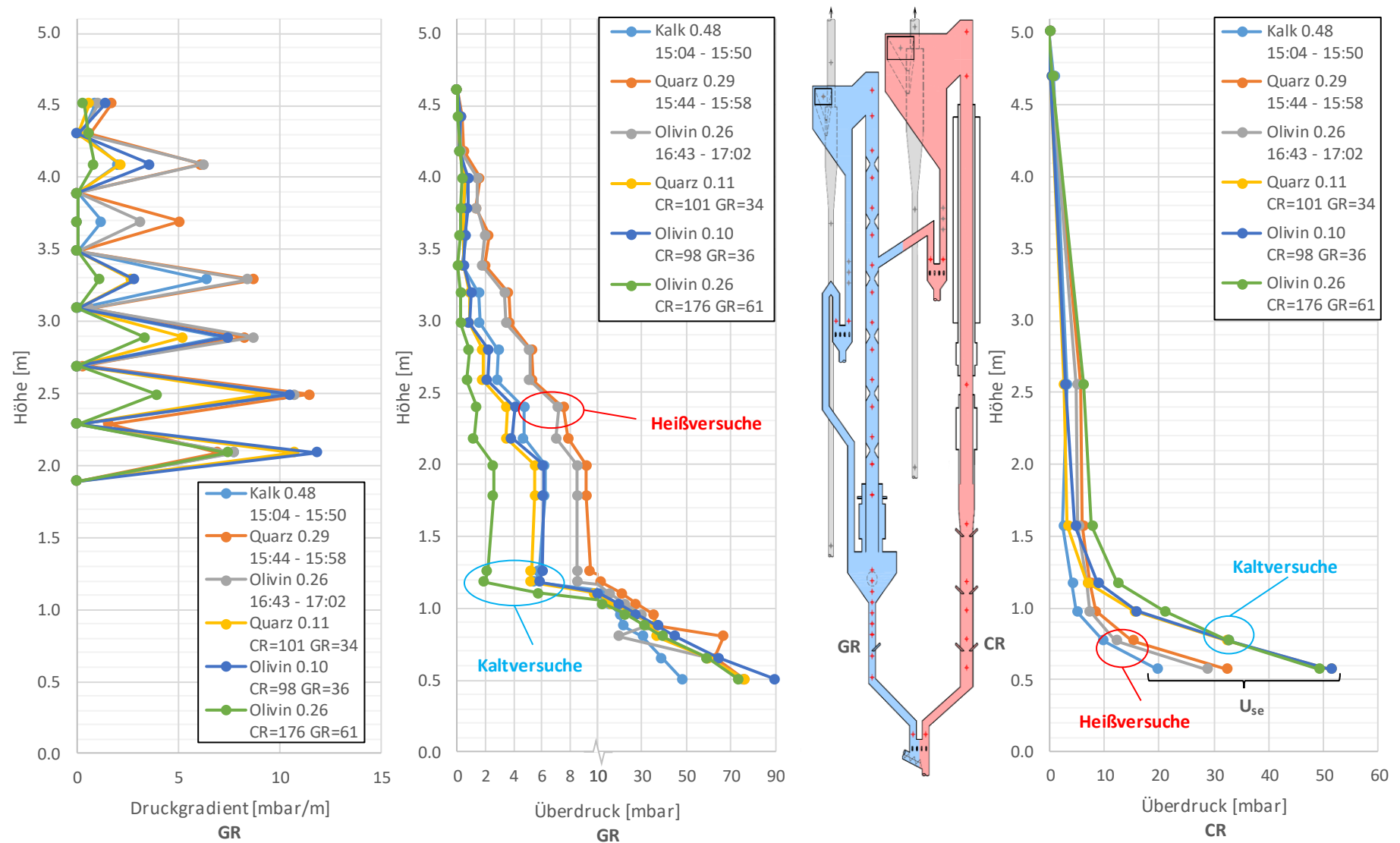


Abbildung 46: Kalt- und Heißversuche: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR) bei U_{se} im CR

Die Druckprofile der Kaltmodellversuche mit Bronze 0.06 und Bronze 0.08 bei U_{se} im Verbrennungsreaktor sind in Abbildung 39 dargestellt. Der Überdruck im Verbrennungsreaktor nimmt über die gesamte Höhe ab und erreicht erst beim Grobabscheider 0. Das Bettmaterial ist über die ganze Höhe verteilt, es kommt zu einem deutlichen Feststoffaustrag, eine schnelle Wirbelschicht liegt vor. Die Verläufe der beiden Versuche stimmen gut überein. Im Vergasungsreaktor ist ein treppenförmiges Druckprofil erkennbar. Die Profile der einzelnen Versuche sind auch hier nahezu deckungsgleich. Die Druckgradienten passen ebenfalls gut zusammen. Über die oberste Einschnürung ist nur ein sehr niedriger Druckgradient beobachtbar. Das heißt über dem oberen Siphon liegt im Vergasungsreaktor kaum Bettmaterial vor.

In Abbildung 40 bis Abbildung 42 sind die Druckprofile der Kaltversuche an der 100 kW-Versuchsanlage mit Quarz 0.11, Olivin 0.10 und Olivin 0.26 dargestellt. Wird der Verbrennungsreaktor bei U_c betrieben, zeigen sich bei allen Versuchen qualitativ dieselben Druckprofile (siehe Abbildung 44). Im unteren Verbrennungsreaktor fällt der Druck nicht scharf ab, sondern nimmt auch noch in einer Höhe von 1.5 m bis 2.5 m kontinuierlich ab. Über 2.5 m ist kein Abfall des Druckes mehr beobachtbar. Dieser Verlauf deutet darauf hin, dass keine klare Bettoberkante mehr vorhanden ist, das Bettmaterial aber hauptsächlich im unteren Verbrennungsreaktor bis in eine Höhe von 2.5 m verteilt vorliegt. Es findet noch kein merklicher Feststoffaustrag statt. Der Druckverlauf gleicht dem Verlauf des Feststoffanteils in der turbulenten Wirbelschicht in Abbildung 7. Im oberen Vergasungsreaktor zeigt sich ein verhältnismäßig gleichmäßiger Druckverlauf. Die Druckgradienten über die Einschnürungen sind deutlich schwächer ausgeprägt als bei U_{se} . Dies deckt sich mit der Aussage, dass kaum Feststoffaustrag aus dem Verbrennungsreaktor stattfindet. Bei niedrigem Umlauf gelangt weniger Bettmaterial in den oberen Vergasungsreaktor, der Feststoffanteil in den Kammern und somit auch die Druckgradienten sinken.

Bei U_{se} im Verbrennungsreaktor weisen die Versuche ebenfalls vergleichbare Druckprofile auf. Der Druck im Verbrennungsreaktor nimmt über die gesamte Höhe des Reaktors kontinuierlich ab. Das Bettmaterial wird also bis in die obersten Bereiche des Reaktors transportiert. Ein merklicher Bettmaterialumlauf ist vorhanden. Der Druckverlauf deckt sich qualitativ mit dem Verlauf des Feststoffanteils in der schnellen Wirbelschicht in Abbildung 7. Die Variation der Fluidisierung im Vergasungsreaktor (siehe Abbildung 43) beeinflusst beim Kaltversuch mit Olivin 0.26 auch die Druckprofile im Verbrennungsreaktor. Mit steigender Fluidisierung im Vergasungsreaktor nimmt im unteren Verbrennungsreaktor der Überdruck zu. Im oberen Verbrennungsreaktor gleichen sich die Druckverläufe schließlich wieder an. Im unteren Vergasungsreaktor nimmt der Druck bis in eine Höhe von 1.2 m stark ab, darüber bleibt er konstant. Dieser Verlauf ist charakteristisch für eine blasenbildende Wirbelschicht. Die Bettkante ist deutlich erkennbar und grenzt das Bett vom nahezu feststofffreien Freeboard darüber ab.

Im oberen Vergasungsreaktor zeigt sich ein treppenförmiges Druckprofil. In den untersten drei Einschnürungen (C1, C2, C3) sind die Druckgradienten stark ausgeprägt. An den anderen Einschnürungen können nur geringe Druckgradienten gemessen werden. Dies lässt den Schluss zu, dass das umlaufende Bettmaterial hauptsächlich vom oberen Siphon aus nach unten weg strömt. Der Druckgradient über C6 deutet darauf hin, dass in der obersten Kammer trotzdem noch geringe Mengen Bettmaterial vorhanden sind. Beim Kaltversuch mit Olivin 0.26 wurde die Fluidisierung des Vergasungsreaktors variiert. Mit zunehmend stärkerer Fluidisierung im Vergasungsreaktor stiegen auch die Druckgradienten im oberen Vergasungsreaktor an. Dies ist ein Indikator dafür, dass dadurch auch der Feststoffanteil in den Kammern steigt.

Die Druckprofile der Heißversuche sind in Abbildung 45 zusammengefasst. Im Verbrennungsreaktor zeigt sich über die gesamte Höhe eine Abnahme des Druckes, wie dies für eine schnelle Wirbelschicht typisch ist. Es lassen sich dieselben Schlüsse ziehen wie bereits bei den Kaltversuchen bei U_{se} . Die Druckprofile im Vergasungsreaktor sind bei allen Heißversuchen stufenförmig, wobei der Überdruck bei Kalk 0.48 niedriger als bei den anderen Bettmaterialien ausfällt. Die Druckgradienten sind bei den Versuchen mit Quarz 0.29 und Olivin 0.26 über alle Kammern stark ausgeprägt. Dies spricht für eine gleichmäßige Feststoffverteilung im oberen Vergasungsreaktor und einen hohen Umlauf. Beim Versuch mit Kalk 0.48 zeigt sich über die oberen zwei Einschnürungen C5 und C6 ein schwächerer Druckgradient. Das Bettmaterial befindet sich also hauptsächlich in den drei Kammern unterhalb des oberen Siphons, ähnlich wie bei den Kaltversuchen.

In Abbildung 46 können die Druckprofile bei U_{se} im Verbrennungsreaktor verglichen werden. Im unteren Verbrennungsreaktor ist erkennbar, dass sich die Druckprofile der Kaltversuche von denen der Heißversuche unterscheiden. Vergleicht man hingegen die Druckverläufe der Kaltversuche miteinander und die Druckverläufe der Heißversuche miteinander, so zeigt sich eine gute Übereinstimmung der einzelnen Versuche. Im Vergasungsreaktor deckt sich der Druckverlauf des Heißversuchs mit Kalk 0.48 mit den Druckverläufen der Kaltversuche mit Quarz 0.11 und Olivin 0.10. Auch die Druckverläufe der Heißversuche mit Olivin 0.26 und Quarz 0.29 stimmen gut überein.

Zwischen den Versuchen am Kaltmodell und an der 100 kW-Versuchsanlage gibt es einige qualitative Übereinstimmungen. So zeigen sich im Vergasungsreaktor ebenfalls die typischen treppenförmigen Druckprofile. Zudem konnte sowohl am Kaltmodell als auch an der Anlage geschlussfolgert werden, dass im oberen Vergasungsreaktor das umlaufende Bettmaterial vom oberen Siphon kommend hauptsächlich nach unten strömt und sich in den Kammern darunter ansammelt.

4.4 Bettmaterialumlauf

Kaltmodellversuche

Der globale Feststoffumlauf und der dimensionslose Umlauf am Kaltmodell ist in Abbildung 47 in Abhängigkeit des Volumenstromes im Verbrennungsreaktor dargestellt. Hierfür wurden gruppeninterne Daten [53] und die Arbeiten von Fuchs [37] und Martinovic [47] herangezogen. Die strichlierten Linien kennzeichnen die Betriebspunkte aus Abbildung 39. Beide Betriebspunkte ergeben einen globalen Feststoffumlauf von circa 1000 kg/h.

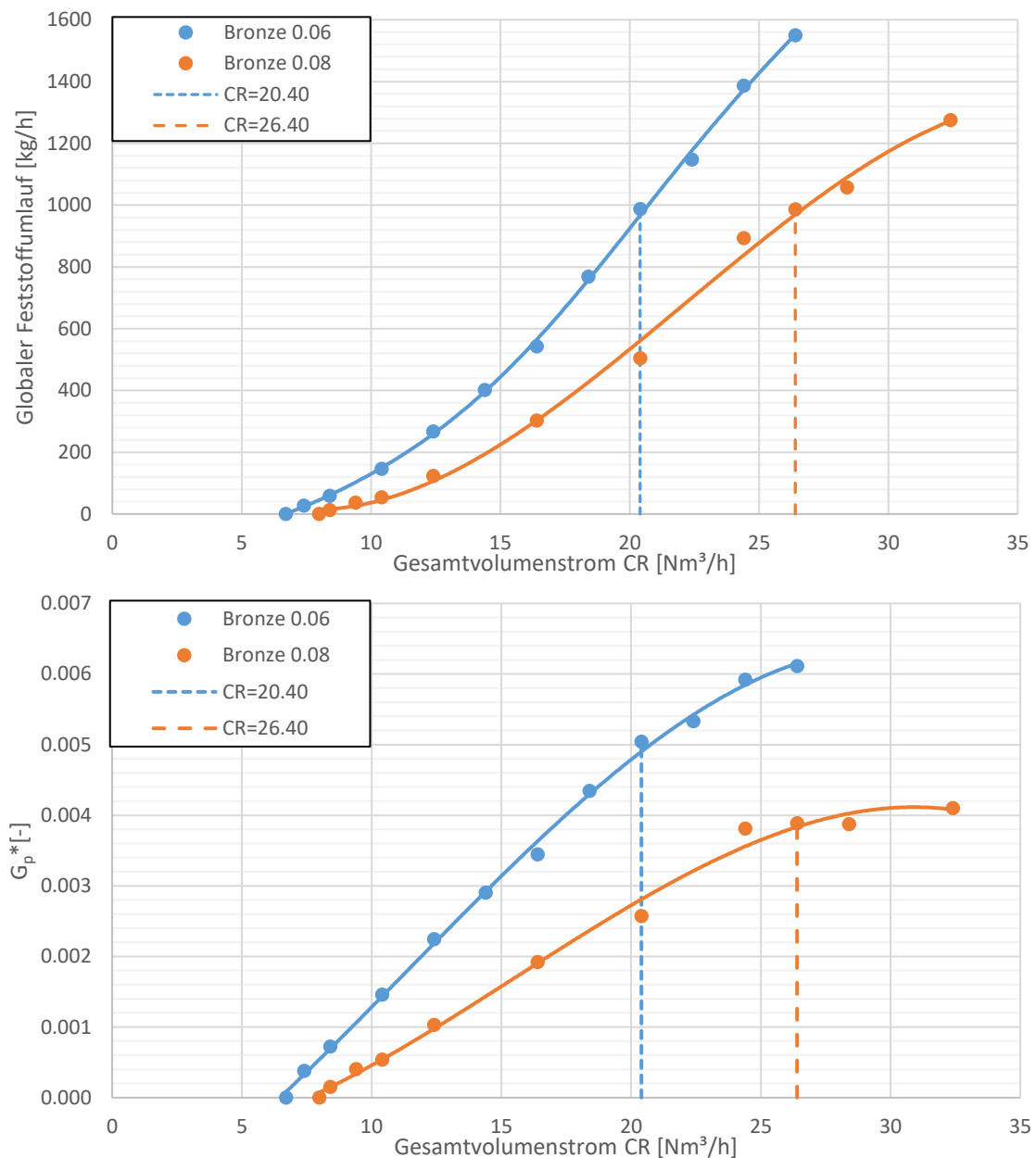


Abbildung 47: Globaler Feststoffumlauf und dimensionsloser Umlauf am Kaltmodell

Betrachtet man zusätzlich die Druckprofile aus Abbildung 39, fällt auf, dass bei gleichem globalen Feststoffumlauf die Druckprofile sowohl im Verbrennungs- als auch im Vergasungsreaktor trotz unterschiedlicher Korngrößen sehr gut übereinstimmen.

Kaltversuche

Die Ergebnisse der Ulaufmessung des Kaltversuches mit Olivin 0.10 sind in Abbildung 48 und Tabelle 20 dargestellt. Zur Berechnung des globalen Feststoffumlaufs wurde die Masse des akkumulierten Bettmaterials auf den Messzeitraum bezogen. Es zeigt sich ein ähnliches Verhalten wie bei den Kaltmodellversuchen. Mit steigender Fluidisierung im Verbrennungsreaktor steigt auch der globale Feststoffumlauf. Der dimensionslose Feststoffumlauf steigt zu Beginn ebenfalls, stagniert jedoch bei hohen Volumenströmen.

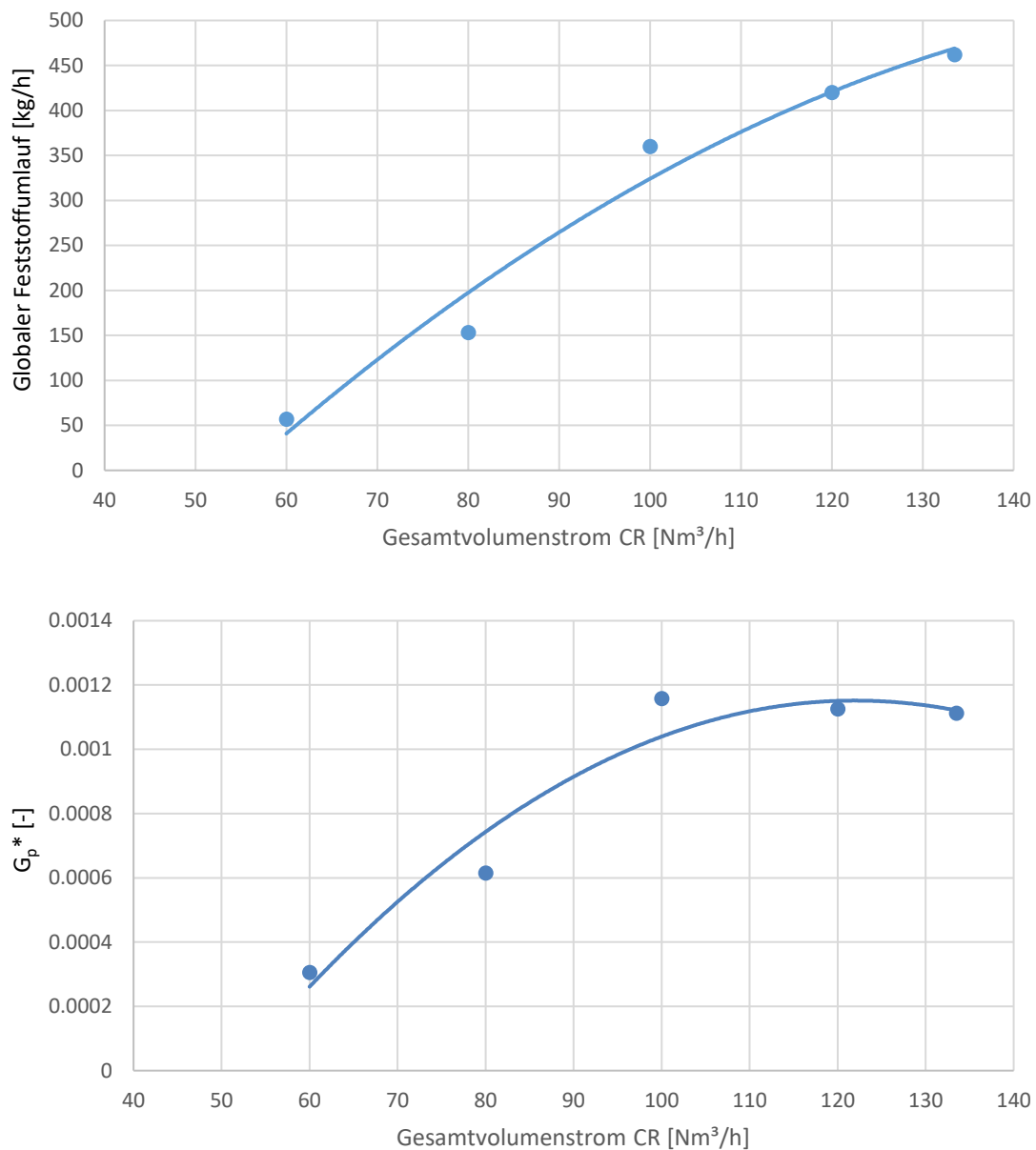


Abbildung 48: Globaler Feststoffumlauf und dimensionsloser Umlauf an der 100 kW-Versuchsanlage

Tabelle 20: Ergebnisse der Umlaufmessung mit Olivin 0.10

Position	Volumenstrom [Nm³/h]				
LLS	5	4			
ILS	1.2	1.2			
ULS	5	5			
GR1	10				
GR1.1	23				
GR=ΣGRi+LLS/2	35.5	35			
CR1	52	48	40	32	24
CR2	52	48	40	32	24
CR3	27	22	18	14	10
CR=ΣCRi+LLS/2	133.5	120	100	80	60
Messzeitraum [s]	30	30	30	60	60
akkumuliertes Bettmaterial [kg]	3.85	3.50	3.00	2.55	0.95
Globaler Feststoffumlauf [kg/h]	462	420	360	153	57

In Abbildung 49 sind die Druckprofile im Verbrennungsreaktor für die jeweiligen Betriebspunkte der Umlaufmessung dargestellt. Im Druckverlauf ist erkennbar, dass der Druckgradient im oberen Verbrennungsreaktor mit steigendem Umlauf zunimmt. Trägt man den globalen Feststoffumlauf über den Druckgradienten zwischen den Messpunkten p_CR6 und p_CR7 auf, lässt sich ein linearer Zusammenhang zwischen den beiden Größen feststellen. Über den Druckgradienten im oberen Verbrennungsreaktor lässt sich also der globale Feststoffumlauf abschätzen.

Stollhof et. al [57] aus der Forschungsgruppe von Univ.Prof. Dr. Hofbauer haben sich zwischenzeitlich ausführlich mit der Abschätzung des globalen Feststoffumlaufes über den Druckgradienten im oberen Verbrennungsreaktor beschäftigt. Der Artikel [57] ist bereits online im Journal Powder Technology verfügbar.

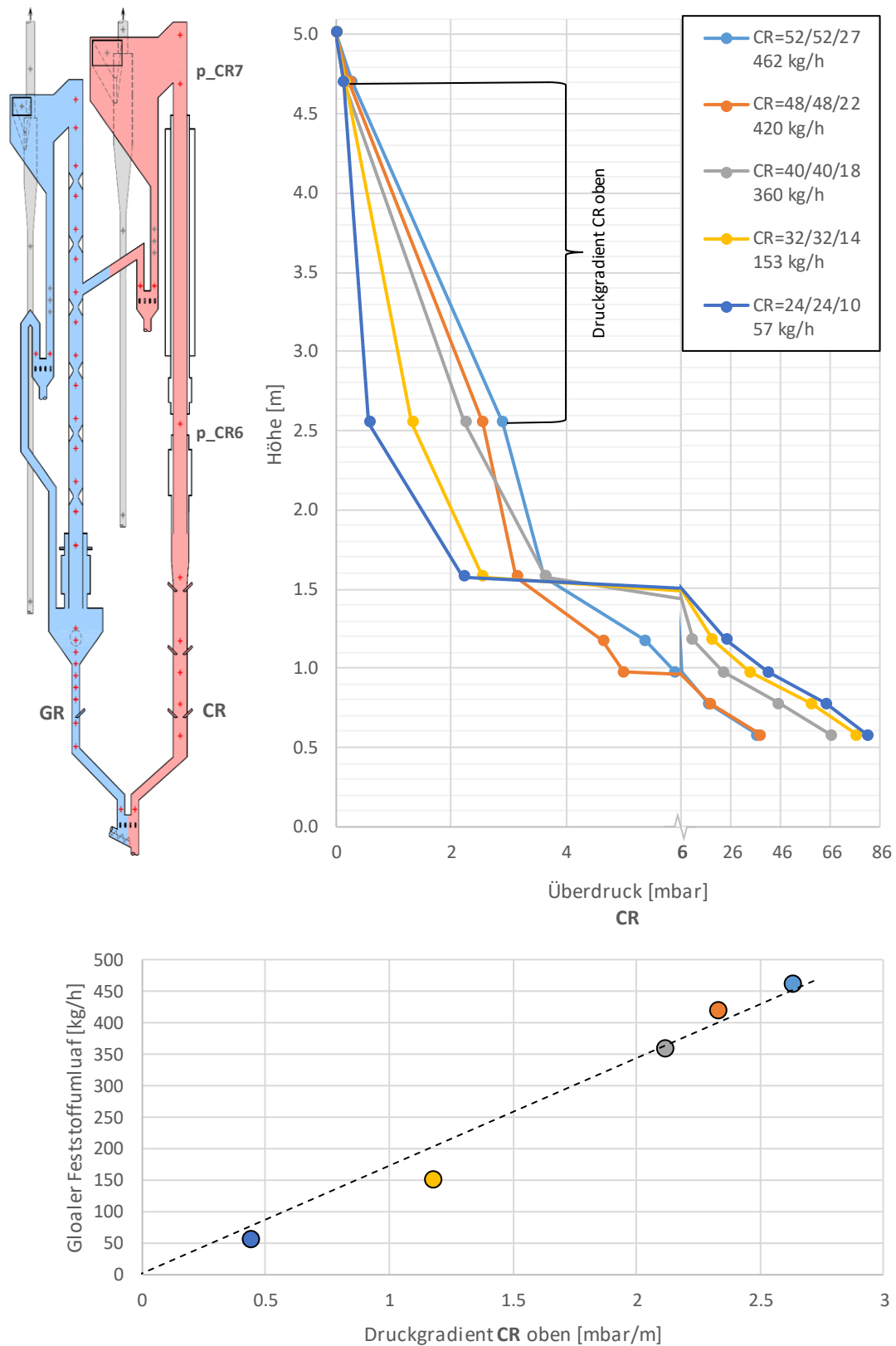


Abbildung 49: Druckprofile und Druckgradienten im CR bei der Umlaufmessung mit Olivin 0.11

Heißversuche

Die Auswertung der Umlaufmessung an der Versuchsanlage gestaltete sich schwierig, da ein Problem mit der Messdatenerfassung und Speicherung vorlag. Die Drucksensoren im oberen Siphon sollten eigentlich eine Reaktionszeit von einer Millisekunde aufweisen. Die Rohdaten zeigten allerdings, dass lediglich alle 100 Millisekunden ein Messwert aufgezeichnet wurde. Eine Änderung des Wertes zeigte sich nur alle 600 bis 800 Millisekunden mit einem Wertesprung von mehreren Millibar. Es scheint, dass von der Messdatenerfassung so lange der letzte Messwert weiterverwendet wurde, bis eine gewisse Differenz zum tatsächlichen Messwert vorlag. In Abbildung 50 ist ein beispielhafter Ausschnitt der Rohdaten dargestellt.

Durch Zusammenfassung der konstanten Messwerte zu einem Messpunkt konnten die Daten in Abbildung 51 übersichtlicher dargestellt werden. Zur Ermittlung der Zeitdifferenz des Druckanstieges in den Sensoren wurden parallele Geraden durch die Messpunkte der jeweiligen Drucksensoren gelegt. Über den Abstand der Geraden auf der Zeitachse konnte der Umlauf berechnet werden. Bei den aufbereiteten Daten der weiteren Messungen war ein Ablesen der Zeitdifferenz nicht mehr möglich. Die 500 bis 800 Millisekunden breiten Messwerte überlappten sich zu häufig. Die Ergebnisse waren nicht reproduzierbar, bei vergleichbaren Einstellungen ergaben sich stark unterschiedliche Umläufe. Auf eine Darstellung der Ergebnisse wird daher verzichtet.

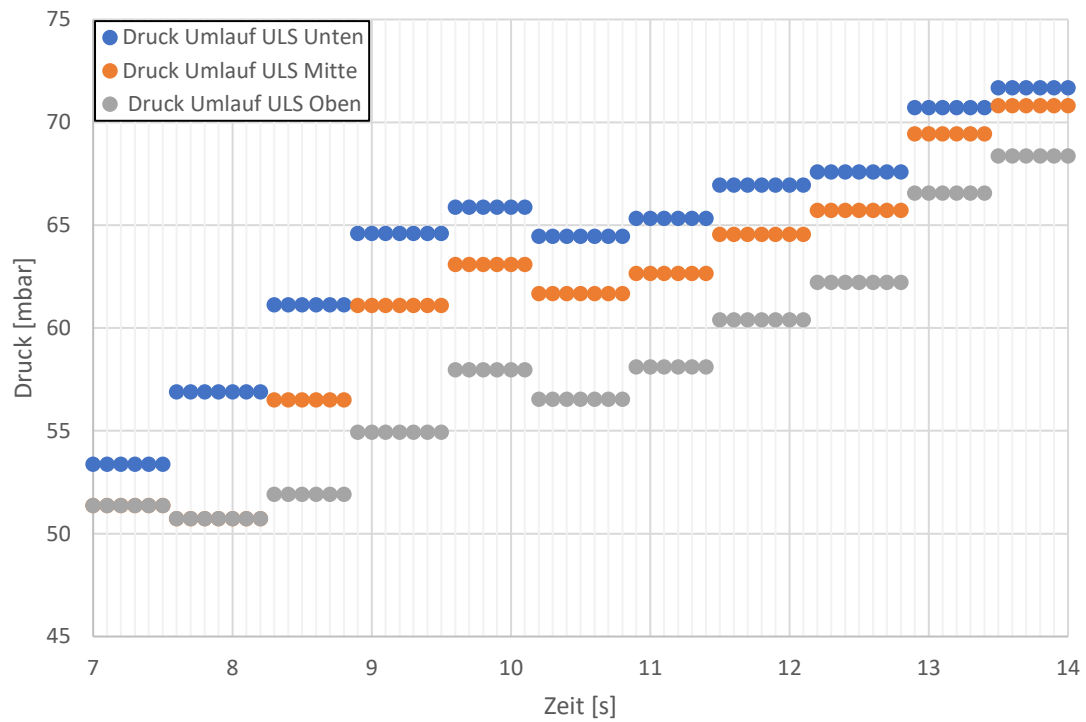


Abbildung 50: Rohdaten im oberen Siphon bei der Umlaufmessung

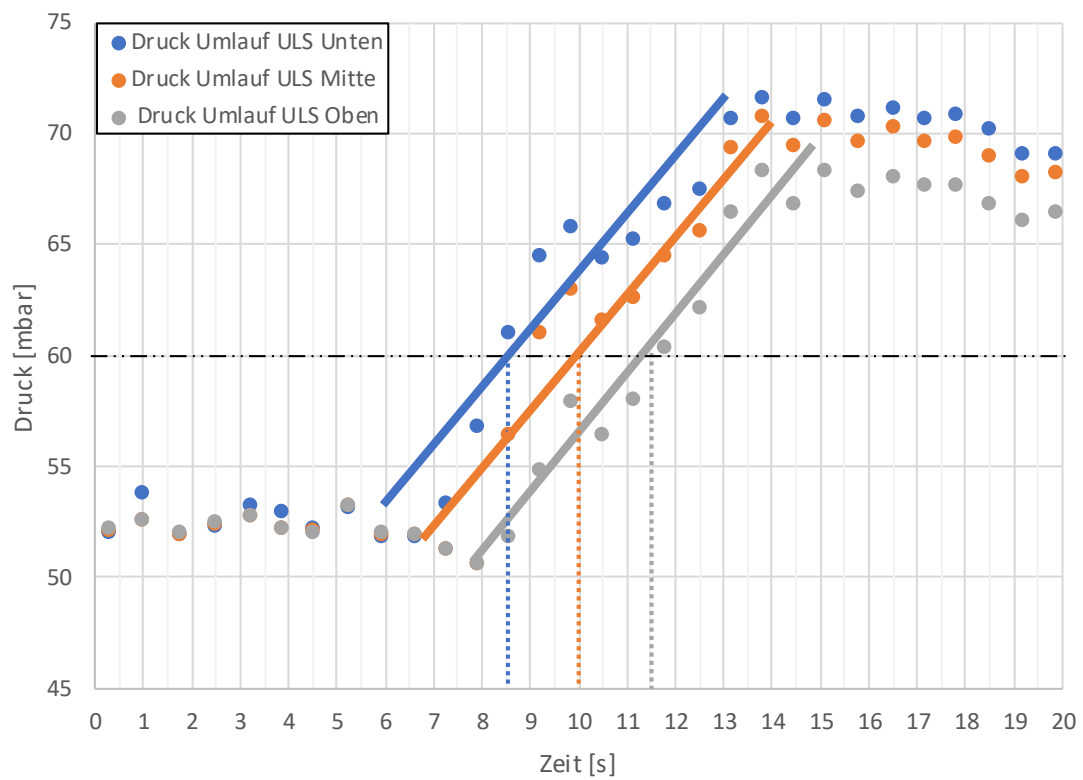


Abbildung 51: Druckverlauf im oberen Siphon bei der Umlaufmessung

5 Zusammenfassung und Ausblick

5.1 Überblick

Es wurden die Partikelgrößenverteilungen der eingesetzten Bettmaterialien ermittelt. Dafür wurden die Bettmaterialien mittels Siebanalyse und Laserbeugungsspektrometrie untersucht. Die Ergebnisse der beiden Messmethoden wurden miteinander verglichen.

Bei Kaltversuchen an der 100 kW-Versuchsanlage wurden die Lockerungsgeschwindigkeiten ermittelt und die stationären Druckprofile bei U_c und U_{se} im Verbrennungsreaktor dargestellt. Der globale Feststoffumlauf wurde durch Aufstauen und anschließendes Absaugen des zirkulierenden Bettmaterials im oberen Siphon erfasst.

Im Zuge von Heißversuchen an der 100 kW-Versuchsanlage wurden die stationären Druckprofile aufgezeichnet und eine Messung des Feststoffumlaufes mit Drucksensoren im oberen Siphon versucht.

Zum Vergleich wurden auch die Versuche am Kaltmodell von Fuchs [37] und Martinovic [47] einbezogen. Es wurden die stationären Druckprofile und die Ergebnisse der Umlaufmessungen betrachtet.

5.2 Beantwortung der Forschungsfragen und Diskussion

Können die Lockerungsgeschwindigkeiten verschiedener Bettmaterialien experimentell bestimmt werden und stimmen die Ergebnisse mit bewährten Berechnungsmethoden überein?

- Durch Messung der zugeführten Volumenströme und des Druckabfalls über das Bett konnte die Lockerungsgeschwindigkeit von Quarz 0.11 und Olivin 0.26 im Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagramm (Kapitel 4.2) grafisch ermittelt werden.
- Die gemessenen Lockerungsgeschwindigkeiten decken sich sehr gut mit der Formel von Grace [1].

Welche Druckprofile ergeben sich in Abhängigkeit verschiedener Wirbelschicht-Regime am kleinen Kaltmodell und an der 100 kW-Versuchsanlage?

- Die unterschiedlichen Wirbelschicht-Regime im Reaktor werden in Kapitel 4.1.4 im Zustandsdiagramm nach Grace ersichtlich.
- Die zugehörigen Druckprofile werden in Kapitel 4.3 dargestellt.

Können die stationären Druckprofile der Reaktorbauteile der gesamten Vergasungsanlage für den Standardbetrieb inklusive Bettmaterialumläufe dargestellt werden?

- Am Kaltmodell können die Druckprofile (Abbildung 39) und Bettmaterialumläufe (Abbildung 49) dargestellt werden.
- An der 100 kW-Versuchsanlage können die Druckprofile (Abbildung 46) dargestellt werden, die Bettmaterialumläufe gegenwärtig nur bei Kaltversuchen (Abbildung 49). Grund dafür ist, dass die Ergebnisse der Umlaufmessung im oberen Siphon mittels Drucksensoren bei den Heißversuchen nicht reproduzierbar waren (siehe Kapitel 4.4).

Wie kann bestmöglich die Vergleichbarkeit der Messdaten sichergestellt werden?

- Die Siebanalysen wurden je zwei Mal durchgeführt und der Mittelwert angegeben.
- Bei den Versuchen zur Lockerungsgeschwindigkeit wurden die Messwerte für jeden Messpunkt zeitlich gemittelt, wobei zu Beginn und am Ende jeweils ein Teil der Daten verworfen wurde. Dadurch wird gewährleistet, dass möglichst nur stationäre Messpunkte in die Ergebnisse einfließen.
- Zur Ermittlung der Druckprofile wurden die Messwerte über den Zeitraum des stationären Betriebs gemittelt. Somit können kurze Schwankungen der Messwerte ausgeglichen werden.
- Bei allen Versuchen wurde für die Berechnung auf Betriebsvolumenströme umgerechnet. Bei den Kaltmodell- und Kaltversuchen wird somit ein systematischer Fehler durch die Verwendung von Normvolumenströmen vermieden.
- Bei den Heißversuchen wurden die mit IPSE validierten Gaszusammensetzungen, Temperaturen und Volumenströme des jeweiligen Betriebspunktes für die Berechnungen herangezogen.
- Durch die Korrektur der Druckmesswerte um den Gegendruck am oberen Ende des Reaktors können die Druckprofile besser miteinander verglichen werden.

Parallel zur Beantwortung der definierten Forschungsfragen konnten im Rahmen der Arbeit zusätzliche interessante Erkenntnisse gewonnen werden:

Betrachtet man die **vereinfachten Scalingkriterien** nach Glicksman et al. [40], so stimmt der **Kaltmodellversuch mit Bronze 0.08** am besten mit den Heißversuchen überein. An der 100 kW-Versuchsanlage zeigt sich im Vergasungsreaktor eine gute **Übereinstimmung** des Betriebsverhaltens zwischen den **Kaltversuchen mit Olivin 0.10 und Quarz 0.11** und dem **Heißversuch mit Kalk 0.48**. Die Druckprofile im Verbrennungsreaktor weisen im unteren Verlauf jedoch einen signifikanten Unterschied auf.

Bei den Untersuchungen zur Lockerungsgeschwindigkeit zeigte sich bei **Quarz 0.11** sowohl bei zunehmender als auch bei abnehmender Geschwindigkeit eine **Drucküberhöhung im Bereich der Lockerungsgeschwindigkeit**. Möglich ist, dass die feinen Anteile im Quarz 0.11 zu kohäsivem Verhalten führen, da das Bettmaterial bereits an der Grenze zur Geldart Gruppe A liegt. Zudem könnte die Bettgeometrie eine Rolle spielen.

Bei **Olivin 0.26** konnte ein zweiter **Knick im Druckverlauf im Bereich der Lockerungsgeschwindigkeit** beobachtet werden. Eine erste Vermutung war, dass das eingesetzte Schwebekörperdurchflussmessgerät fehlerhaft war. Allerdings zeigt sich der Knick nur bei abnehmender Geschwindigkeit. Zur Abklärung, was zu diesem Verhalten führt, bedarf es weiterer Untersuchungen.

An der 100 kW-Versuchsanlage konnten **bei U_c im Verbrennungsreaktor** nur **schwache Druckgradienten im oberen Vergasungsreaktor** gemessen werden, ein klares Zeichen für sehr geringe Bettmaterialumläufe. **Bei U_{se} im Verbrennungsreaktor** war der Druckverlauf treppenförmig und die **Druckgradienten stark ausgeprägt**, was auf einen effektiven Bettmaterialumlauf schließen lässt. Die Druckverläufe im Verbrennungsreaktor glichen qualitativ den Feststoffverläufen in der turbulenten (U_c) bzw. schnellen (U_{se}) Wirbelschicht. Die **Druckprofile** der Kaltversuche mit **Olivin 0.10** und **Quarz 0.11** zeigten die **beste Übereinstimmung mit jenen der Heißversuche**.

Im oberen Vergasungsreaktor konnte sowohl am Kaltmodell als auch an der Versuchsanlage beobachtet werden, dass die **Druckgradienten** in den Kammern **über dem oberen Siphon deutlich niedriger** ausfallen. Das **Bettmaterial strömt** vom Auslass des oberen Siphons kommend also hauptsächlich **nach unten** in den Vergasungsreaktor. Nur sehr feine Partikel, z.B. Bettmaterialabrieb oder Asche, werden nach oben getragen. Dadurch ergibt sich ein Sichtungseffekt.

Am Kaltmodell zeigten sich bei **gleichem Feststoffumlauf** trotz unterschiedlicher Korngrößen **deckungsgleiche Druckprofile im Verbrennungsreaktor**. Zudem konnte an der 100 kW-Versuchsanlage der **Zusammenhang zwischen dem globalen Feststoffumlauf und dem Druckgradienten im oberen Verbrennungsreaktor** bestätigt werden.

Die Ergebnisse müssen unter dem Gesichtspunkt verschiedener Einschränkungen interpretiert werden:

Die Zuverlässigkeit der Siebanalyse hängt stark von den Maschenweiten der Siebe und der Anzahl der Siebebenen ab. Die Sphärizität wurde rein optisch abgeschätzt, auch die Richtwerte aus der Literatur schwanken. Deshalb ist insbesondere die Bestimmung des Sauterdurchmessers mit einer größeren Messunsicherheit behaftet. Für die Laserbeugungsspektrometrie müssen bereits die optischen Eigenschaften des zu untersuchenden Materials bekannt sein. Sie werden in der Praxis meist aus einer Datenbank ausgewählt. Manche Bettmaterialien sind aber nicht optisch homogen. So besteht beispielsweise Quarzsand aus variierenden Anteilen an transparenten, schwarzen und beige Körnern. Somit ist auch bei dieser Methode von entsprechenden Messunsicherheiten auszugehen.

Bei den Kaltmodellversuchen und den Kaltversuchen an der 100 kW-Versuchsanlage wurde für die Berechnung der Betriebsvolumenströme zur Vereinfachung eine Raumtemperatur von 25 °C angenommen. Die tatsächliche Lufttemperatur im Reaktor wurde nicht herangezogen, da die Abweichungen dadurch sehr gering sind. Für die Berechnungen der Heißversuche wurde die Anlage zur Vereinfachung in drei Temperaturzonen unterteilt: Verbrennungsreaktor, unterer und oberer Vergasungsreaktor. Als Gaszusammensetzung wurde im Verbrennungsreaktor die des Abgases und im Vergasungsreaktor die des Produktgases angenommen.

Bei der Bestimmung der Lockerungsgeschwindigkeit ist schwierig zu beurteilen, ob sich der Volumenstrom im unteren Siphon in der zweiten Messserie tatsächlich zu je 50% auf Vergasungs- und Verbrennungsreaktor aufteilt. Die grafische Ermittlung der Lockerungsgeschwindigkeit ist zudem nicht exakt. Je nachdem wie die Tangenten angelegt werden, können die Ergebnisse um bis zu 10% schwanken.

Ein Vergleich der Druckprofile im Vergasungsreaktor in Abbildung 46 ist nicht unbedingt sinnvoll, da das Verhältnis von Leerrohr- zu Lockerungsgeschwindigkeit nicht immer übereinstimmt. Ein direkter Vergleich der Druckprofile des Kaltmodells mit denen der 100 kW-Versuchsanlage ist schwierig, da beim Kaltmodell der interne Siphon anders ausgeführt ist und der obere Vergasungsreaktor über weniger Einschnürungen bzw. Kammern verfügt.

Eine allgemein gültige Formel zur Berechnung des globalen Feststoffumlaufs aus dem Druckgradienten im oberen Vergasungsreaktor lässt sich aus den Daten des Kaltversuchs mit Olivin 0.10 noch nicht ableiten. Dazu werden noch weitere Versuche benötigt.

5.3 Ausblick

In Zukunft sollten bei Siebanalysen **so viele Siebebenen wie möglich** verwendet werden, damit die Partikelklassen nicht zu groß werden. Bei weichen Bettmaterialien sollte eine schonende Siebung gewählt oder auf andere Messmethoden zurückgegriffen werden.

Auf Basis der Ergebnisse kann die **Formel von Grace** [1] zur Berechnung der Lockerungsgeschwindigkeit **empfohlen** werden.

Die Umlaufmessung bei den Kaltversuchen durch Absaugen des akkumulierten Bettmaterials im oberen Siphon lieferte konsistente Ergebnisse. Die Ergebnisse der Umlaufmessung bei den Heißversuchen mittels Drucksensoren im oberen Siphon waren nicht reproduzierbar. Trotz passendem Drucksensor mit geringer Reaktionszeit lassen die Rohdaten auf ein Problem bei der Messdatenverarbeitung und -erfassung schließen. **Eine Wiederholung der Umlaufmessung über Drucksensoren im oberen Siphon mit einer verbesserten Messdatenerfassung (z.B. LabView statt B&R) und mit größeren Abständen zwischen den Messpunkten wird empfohlen.**

Es konnte ein Zusammenhang zwischen dem globalen Feststoffumlauf und dem Druckgradienten im oberen Verbrennungsreaktor festgestellt werden. Dies passt auch gut zur Beobachtung, dass sich am Kaltmodell bei gleichem Feststoffumlauf deckungsgleiche Druckprofile im Verbrennungsreaktor einstellen. **Zur Umlaufbestimmung könnte in Zukunft also auch der Druckgradient im oberen Verbrennungsreaktor herangezogen werden. Dazu wird ein Abgleich der Ergebnisse mit der bereits online veröffentlichten Arbeit von Stollhof et. al [57] empfohlen.**

Literaturverzeichnis

- [1] J. R. Grace, „Contacting modes and behaviour classification of gas-solid and other two-phase suspensions“, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Bd. 64, Nr. 3, S. 353–363, 1986.
- [2] IPCC, „Climate Change 2014: Synthesis Report“, *IPCC Fifth Assessment Report (AR5)*, 2014.
- [3] UNFCCC, „Historic Paris Agreement on Climate Change“, *UN Climate Change Newsroom*, 2015.
- [4] M. Kaltschmitt, H. Hartmann, und H. Hofbauer, *Energie aus Biomasse*, 3. Auflage. Berlin, Heidelberg: Springer, 2016.
- [5] H. Hofbauer, H. Stoiber, und G. Veronik, „Gasification of organic material in a novel fluidization bed system“, *Proceedings of the first SCEJ Symposium on Fluidization*, S. 291–299, 1995.
- [6] J. C. Schmid, C. Pfeifer, H. Kitzler, T. Pröll, und H. Hofbauer, „A new dual fluidized bed gasifier design for improved in situ conversion of hydrocarbons“, *Proceedings of the International Conference on Polygeneration Strategies (ICPS)*, S. 1–10, 2011.
- [7] J. C. Schmid, T. Pröll, H. Kitzler, C. Pfeifer, und H. Hofbauer, „Cold flow model investigations of the countercurrent flow of a dual circulating fluidized bed gasifier“, *Biomass Conversion and Biorefinery*, Bd. 2, Nr. 3, S. 229–244, 2012.
- [8] J. C. Schmid, „Development of a novel dual fluidized bed gasification system for increased fuel flexibility“, Dissertation, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2014.
- [9] M. Zogg, *Einführung in die Mechanische Verfahrenstechnik*, 3. Auflage. Stuttgart: Teubner, 1993.
- [10] M. Stieß, *Mechanische Verfahrenstechnik - Partikeltechnologie 1*, 3. Auflage. Berlin, Heidelberg: Springer, 2009.
- [11] H. Hofbauer, „Wirbelschichttechnik“, Skriptum zur Vorlesung, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2016.
- [12] H. Wadell, „Volume, shape, and roundness of rock particles“, *The Journal of Geology*, Bd. 40, Nr. 5, S. 443–451, 1932.
- [13] D. S. Christen, *Praxiswissen der chemischen Verfahrenstechnik*. Berlin, Heidelberg: Springer, 2010.
- [14] G. Mausitz, „Partikelmesstechnik“, Folien zur Vorlesung, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2015.
- [15] „Mastersizer 2000 User Manual“, Handbuch, Malvern Instruments Ltd, 2007.

- [16] „Malvern Messtechnologien Laserbeugung“. (Online). Verfügbar unter: <https://www.malvern.com/de/products/technology/laser-diffraction/>. (Zugegriffen: 05.07.2017).
- [17] D. Kunii und O. Levenspiel, *Fluidization Engineering*, 2. Aufl. Boston: Butterworth-Heinemann, 1991.
- [18] D. Geldart, „Types of gas fluidization“, *Powder Technology*, Bd. 7, Nr. 5, S. 285–292, 1973.
- [19] H. T. Bi und J. R. Grace, „Flow regime diagrams for gas-solid fluidization and upward transport“, *International Journal of Multiphase Flow*, Bd. 21, Nr. 6, S. 1229–1236, 1995.
- [20] J. C. Schmid, T. Pröll, C. Pfeifer, und H. Hofbauer, „Improvement of Gas – Solid Interaction in Dual Circulating Fluidized Bed Systems“, *Proc. 9th European Conference on Industrial Furnaces and Boilers (INFUB)*, Estoril, Portugal, 2011, S. 1–13, 2011.
- [21] D. Kunii und O. Levenspiel, „Circulating fluidized-bed reactors“, *Chemical Engineering Science*, Bd. 52, Nr. 15, S. 2471–2482, 1996.
- [22] K. Lim, J. . Zhu, und J. . Grace, „Hydrodynamics of gas-solid fluidization“, *International Journal of Multiphase Flow*, Bd. 21, S. 141–193, 1995.
- [23] C. Y. Wen und Y. H. Yu, „A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity“, *AIChE Journal*, Bd. 12, Nr. 3, S. 610–612, 1966.
- [24] E. Rabinovich und H. Kalman, „Flow regime diagram for vertical pneumatic conveying and fluidized bed systems“, *Powder Technology*, Bd. 207, Nr. 1–3, S. 119–133, 2011.
- [25] A. Haider und O. Levenspiel, „Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles“, *Powder Technology*, Bd. 58, Nr. 1, S. 63–70, 1989.
- [26] I. A. Abba, J. R. Grace, H. T. Bi, und M. L. Thompson, „Spanning the flow regimes: Generic fluidized-bed reactor model“, *AIChE Journal*, Bd. 49, Nr. 7, S. 1838–1848, 2003.
- [27] N. Ellis, H. T. Bi, C. J. Lim, und J. R. Grace, „Hydrodynamics of turbulent fluidized beds of different diameters“, *Powder Technology*, Bd. 141, Nr. 1–2, S. 124–136, März 2004.
- [28] M. Horio, „Hydrodynamics of circulating fluidization: Present status and research needs“, in *Circulating Fluidized Bed Technology III*, Oxford: Pergamon Press, S. 3–14, 1991.
- [29] T.-Y. Yang und L. Leu, „Study of transition velocities from bubbling to turbulent fluidization by statistic and wavelet multi-resolution analysis on absolute pressure fluctuations“, *Chemical Engineering Science*, Bd. 63, Nr. 7, S. 1950–1970, 2008.
- [30] L. Leu, J. W. Huang, und B. B. Gua, „Axial pressure distribution in turbulent fluidized beds“, *Proceedings of the second Asian conference on fluidized-bed and three-phase reactors*, S. 71–79, 1990.
- [31] G. S. Lee und S. D. Kim, „Pressure fluctuations in turbulent fluidized beds.“, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Bd. 21, Nr. 5, S. 515–521, 1988.

- [32] M. Nakajima, M. Harada, R. Yamazaki, und G. Jimbo, „Bubble fraction and voidage in an emulsion phase in the transition to a turbulent fluidized bed“, in *Circulation Fluidized Bed Technology III*, Oxford: Pergamon Press, S. 79–84, 1991.
- [33] X. Bi, „Flow regime transitions in gas-solid fluidization and transport“, Dissertation, University of British Columbia, 1994.
- [34] S. Koppatz, M. Fuchs, S. Müller, und J. C. Schmid, „Join the research platform FUTURE ENERGY TECHNOLOGY to bring visions to life“, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2012.
- [35] T. Proell, J. C. Schmid, C. Pfeifer, und H. Hofbauer, „Fluidized bed reactor system“, Patent: USA, Nr. Us 9,089,826 B2, 28.07.2015.
- [36] H. A. Pasteiner, „Cold Flow Investigations on a Novel Dual Fluidised Bed Steam Gasification Test Plant“, Diplomarbeit, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2015.
- [37] J. Fuchs, „Ermittlung des Betriebskennfeldes einer innovativen Zweibettwirbelschicht anhand von Kaltmodelluntersuchungen“, Diplomarbeit, Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes, MU Leoben, 2013.
- [38] M. Zlokarnik, *Scale-up*. Weinheim, FRG: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2005.
- [39] L. R. Glicksman, „Scaling relationships for fluidized beds“, *Chemical Engineering Science*, Bd. 39, Nr. 9, S. 1373–1379, 1984.
- [40] L. R. Glicksman, M. Hyre, und K. Woloshun, „Simplified scaling relationships for fluidized beds“, *Powder Technology*, Bd. 77, Nr. 2, S. 177–199, 1993.
- [41] M. Horio, A. Nonaka, Y. Sawa, und I. Muchi, „A new similarity rule for fluidized bed scale-up“, *AIChE Journal*, Bd. 32, Nr. 9, S. 1466–1482, 1986.
- [42] M. Horio, H. Ishii, Y. Kobukai, und N. Yamanishi, „A scaling law for circulating fluidized beds.“, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Bd. 22, Nr. 6, S. 587–592, 1989.
- [43] P. U. Foscolo, R. Di Felice, L. G. Gibilaro, L. Pistone, und V. Piccolo, „Scaling relationships for fluidisation: the generalised particle bed model“, *Chemical Engineering Science*, Bd. 45, Nr. 6, S. 1647–1651, 1990.
- [44] W. C. Yang, „Modification and re-interpretation of Geldart’s classification of powders“, *Powder Technology*, Bd. 171, Nr. 2, S. 69–74, 2007.
- [45] D. R. Oltrogge, „Gas fluidized beds of fine particles“, Dissertation, University of Michigan, 1972.
- [46] L. Reh, „Das Wirbeln von körnigem Gut in schlanken Diffusoren als Grenzzustand zwischen Wirbelschicht und pneumatischer Förderung“, Dissertation, TH Karlsruhe, 1961.
- [47] D. Martinovic, „Kaltmodellversuche und MSR-Konzept einer Zweibett-Wirbelschicht-Vergasungsanlage“, Diplomarbeit, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2013.

- [48] M. Kolbitsch, „First Fuel Tests at a Novel 100 kW Dual Fluidized Bed Steam Gasification Pilot Plant“, Dissertation, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2016.
- [49] J. C. Schmid, T. Proell, und H. Hofbauer, „Fluidized bed reactor system“, Patent: USA, Nr. Us 9,687,806 B2, 27.06.2017.
- [50] F. Winter, J. C. Schmid, S. Penthor, G. Schöny, R. Rauch, M. Swoboda, A. Reichold, und H. Hofbauer, „Efficient Utilization of Resources: Fluidized bed technology as a key technology“, *6th Conference on Industrial Fluidization*, 2017.
- [51] M. Rihs, „Untersuchungen an einem Wirbelschicht-Kaltmodell mit Bronze als Bettmaterial“, Bachelorarbeit, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2016.
- [52] T. Keller, „Untersuchungen zur Fluidodynamik einer Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlage“, Bachelorarbeit, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2016.
- [53] Projektgruppe Vergasung und Gasreinigung, „Gruppeninterne Daten“, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien.
- [54] M. Schmalzl, „Implementierung der MSR- Technik einer 100 kW DUAL FLUID Versuchsanlage zur Vergasung von Festbrennstoffen“, Diplomarbeit, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2014.
- [55] A. M. Mauerhofer, B. Wojnicka, M. Eberharter, A. Aghaalikhani, und J. C. Schmid, „Change of product gas composition over height inside the steam blown gasification reactor of a dual fluidized bed reactor system“, Interner Technischer Bericht, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 2017.
- [56] „CAU-T Series Pressure Sensors“, Datenblatt, EPCOS AG, 2009.
- [57] M. Stollhof, S. Penthor, K. Mayer und H. Hofbauer, „Estimation of the solid circulation rate in circulating fluidized bed systems“, *Powder Technology*, 2018.

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Stufen der Biomassevergasung	4
Abbildung 2: Vergasungskonzepte	5
Abbildung 3: Reaktortypen	6
Abbildung 4: Bett-, Partikel- und Porenvolumen am Beispiel von Partikeln in einem Becherglas	10
Abbildung 5: Schematischer Aufbau eines Siebturms	12
Abbildung 6: Geldart-Einteilung für Luft bei Umgebungsbedingungen	14
Abbildung 7: Wirbelschichtzustände und Feststoffverteilung über die Höhe	16
Abbildung 8: Druckverlust-Geschwindigkeits-Diagramm	17
Abbildung 9: Bestimmung der Lockerungsgeschwindigkeit	18
Abbildung 10: Kräftegleichgewicht für ein vertikal umströmtes Partikel	20
Abbildung 11: Stationäre, zirkulierende und Zweibettwirbelschicht	22
Abbildung 12: Grundprinzip der Zweibett-Wirbelschicht mit umlaufendem Bettmaterial	23
Abbildung 13: Klassische Ausführungen von Zweibett-Wirbelschichten	24
Abbildung 14: Heatpipe-Reformer	24
Abbildung 15: Neues Zweibett-Wirbelschichtkonzept	25
Abbildung 16: Typischer Druckverlust, Druckgradient und Feststoffanteil in der Gegenstromkolonne	26
Abbildung 17: Dimensionsloses Geldart-Diagramm nach Yang	29
Abbildung 18: Wirbelschichtzustandsdiagramm von Schmid	31
Abbildung 19: Foto (links) und Skizze (rechts) des Kaltmodells	33
Abbildung 20: Ausführung der Einschnürungen im Kaltmodell	33
Abbildung 21: Fotos der Versuchsanlage	35
Abbildung 22: Skizze der 100 kW-Versuchsanlage	36
Abbildung 23: Siebturm	37
Abbildung 24: Druckmessstellen und Saugrohr im oberen Siphon zur Umlaufmessung	43
Abbildung 25: Prinzip der Umlaufmessung: Bettmaterial (blau), Druckverläufe (rot)	46
Abbildung 26: Skizze der Bettgeometrie im unteren GR (links: Kaltmodell, rechts: 100 kW-Versuchsanlage)	53
Abbildung 27: Skizze der Bettgeometrie im CR (links: Kaltmodell, rechts: 100 kW-Versuchsanlage)	53
Abbildung 28: Dimensionsloses Geldart-Diagramm der eingesetzten Bettmaterialien	58
Abbildung 29: Zustandsdiagramm nach Grace: Kaltmodellversuche	60
Abbildung 30: Zustandsdiagramm nach Grace: Kaltversuche an der 100 kW-Versuchsanlage	61
Abbildung 31: Zustandsdiagramm nach Grace: Heißversuche an der 100 kW-Versuchsanlage	62
Abbildung 32: Messung des Druckverlusts über das Bett	63
Abbildung 33: Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagramm für Quarz 0.11 bei Fluidisierung von GR1	64
Abbildung 34: Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagramm für Quarz 0.11 bei Fluidisierung von GR1, LLS, CR1	64
Abbildung 35: Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagramm für Olivin 0.26 bei Fluidisierung von GR1	65
Abbildung 36: Druckverlust-Geschwindigkeitsdiagramm für Olivin 0.26 bei Fluidisierung von GR1, LLS, CR1	65
Abbildung 37: Druckmessstellen vor den Grobabscheidern: p_{GR23} , p_{CR8}	66
Abbildung 38: Abstände der Druckmessstellen im oberen Vergasungsreaktor	67
Abbildung 39: Kaltmodellversuche: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR) bei globalem Feststoffumlauf von ca. 1000 kg/h	68
Abbildung 40: Kaltversuch mit Quarz 0.11: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR)	69
Abbildung 41: Kaltversuch mit Olivin 0.10: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR)	70
Abbildung 42: Kaltversuch mit Olivin 0.26: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR)	71
Abbildung 43: Kaltversuch mit Olivin 0.26: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR), Variation GR	72
Abbildung 44: Kaltversuche: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR) bei U_c im CR	73

Abbildung 45: Heißversuche: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR)	74
Abbildung 46: Kalt- und Heißversuche: Druckprofile (GR, CR) und Druckgradient (oberer GR) bei U_{se} im CR	75
Abbildung 47: Globaler Feststoffumlauf und dimensionsloser Umlauf am Kaltmodell	78
Abbildung 48: Globaler Feststoffumlauf und dimensionsloser Umlauf an der 100 kW-Versuchsanlage	79
Abbildung 49: Druckprofile und Druckgradienten im CR bei der Umlaufmessung mit Olivin 0.11	81
Abbildung 50: Rohdaten im oberen Siphon bei der Umlaufmessung	83
Abbildung 51: Druckverlauf im oberen Siphon bei der Umlaufmessung	83

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Vergasungsmittel	4
Tabelle 2: Typische Sphärizität in Abhängigkeit der Teilchenform	8
Tabelle 3: Typische Sphärizität von Sand	8
Tabelle 4: Mengenarten von Verteilungen	11
Tabelle 5: Widerstandsgesetze für umströmte Kugel	19
Tabelle 6: Berechnungsformeln für Grenzlinien zwischen den Wirbelschichtzuständen	30
Tabelle 7: Einschnürungen im oberen Vergasungsreaktor	35
Tabelle 8: Bilder der untersuchten Bettmaterialien	38
Tabelle 9: Einstellungen der Fluidisierungen bei den Kaltmodellversuchen	39
Tabelle 10: Einstellungen der Fluidisierungen bei den Kaltversuchen an der 100 kW-Versuchsanlage	41
Tabelle 11: Einstellungen der Fluidisierungen bei der Umlaufmessung mit Olivin 0.10	43
Tabelle 12: Einstellungen der Fluidisierungen bei den Heißversuchen an der 100 kW-Versuchsanlage	45
Tabelle 13: Durchmesser und wichtige Parameter der Bettmaterialien	48
Tabelle 14: Massenverteilungssummen: Siebanalyse (blau), Laserbeugungsspektrometrie (orange)	49
Tabelle 15: Temperaturen und Gaszusammensetzungen bei den Heißversuchen	52
Tabelle 16: Dimensionslose Kennzahlen im stationären Betrieb: unterer Vergasungsreaktor	54
Tabelle 17: Dimensionslose Kennzahlen im stationären Betrieb: oberer Vergasungsreaktor	55
Tabelle 18: Dimensionslose Kennzahlen im stationären Betrieb: Verbrennungsreaktor	56
Tabelle 19: Vergleich der Lockerungsgeschwindigkeiten	63
Tabelle 20: Ergebnisse der Umlaufmessung mit Olivin 0.10	80

Formelverzeichnis

Formel (1)	Siebdurchmesser	7
Formel (2)	Volumenbezogener Durchmesser	7
Formel (3)	Oberflächenbezogener Durchmesser	7
Formel (4)	Sauterdurchmesser	8
Formel (5)	Sphärizität	8
Formel (6)	Sauterdurchmesser: volumenbezogener Durchmesser	8
Formel (7)	Sauterdurchmesser: näherungsweise kugelförmig	9
Formel (8)	Sauterdurchmesser: weicht nicht zu stark von Kugelform ab	9
Formel (9)	Sauterdurchmesser: in einer Dimension deutlich größer	9
Formel (10)	Sauterdurchmesser: in einer Dimension deutlich kleiner	9
Formel (11)	Hydrodynamische Partikeldichte	9
Formel (12)	Absolute Materialdichte	9
Formel (13)	Schüttdichte	10
Formel (14)	Porosität	10
Formel (15)	Verteilungssumme	11
Formel (16)	Breite der Partikelklasse	11
Formel (17)	Mittlere Partikelgröße im Intervall	11
Formel (18)	Verteilungsdichte	11
Formel (19)	Sauterdurchmesser für N_i kugelförmige Partikel	11
Formel (20)	Mittlerer Siebdurchmesser	12
Formel (21)	Carman-Kozeny-Gleichung	14
Formel (22)	Ergun-Gleichung	14
Formel (23)	Kräftegleichgewicht in der Wirbelschicht	15
Formel (24)	Druckabfall in der Wirbelschicht	15
Formel (25)	Gleichgewicht am Lockerungspunkt	17
Formel (26)	Reynoldszahl am Lockerungspunkt	17
Formel (27)	Formel von Wen und Yu (Lockerungspunkt)	17
Formel (28)	Formel von Grace (Lockerungspunkt)	17
Formel (29)	Formel von Rabinovich und Kalman (Blasenbildende Wirbelschicht)	18
Formel (30)	Kräftegleichgewicht bei der Schwebegeschwindigkeit	19
Formel (31)	Schwebegeschwindigkeit	19
Formel (32)	Reynoldszahl bei der Schwebegeschwindigkeit	19
Formel (33)	Formel von Haider und Levenspiel (Schwebegeschwindigkeit)	19
Formel (34)	Formel von Schmid (Turbulente Wirbelschicht)	20
Formel (35)	Formel von Bi und Grace (Schnelle Wirbelschicht)	20
Formel (36)	Druckgradient in der Wirbelschicht	25
Formel (37)	Archimedeszahl	27
Formel (38)	Reynoldszahl	27
Formel (39)	Froudezahl	27
Formel (40)	Dimensionsloses Dichteverhältnis	27
Formel (41)	Dimensionsloser Durchmesser	27
Formel (42)	Dimensionslose Geschwindigkeit	27
Formel (43)	Dimensionsloser Umlauf	27
Formel (44)	Scaling Beziehungen, <i>full set</i>	28
Formel (45)	Scaling Beziehungen, <i>full set</i> , unter Viskositätsgrenze	28
Formel (46)	Scaling Beziehungen, <i>full set</i> , über Trägheitsgrenze	28
Formel (47)	Scaling Beziehungen, <i>simplified</i>	28
Formel (48)	Scaling Beziehungen, <i>simplified</i> , unter Viskositätsgrenze	28
Formel (43)	Dimensionsloser Feststoffumlauf	27
Formel (49)	Berechnung Druckgradient	66
Formel (50)	Berechnung Referenzhöhe Druckgradient	66

Symbolverzeichnis

A	Bettquerschnittsfläche	[mm ²]
A _c	Verengter Querschnitt (constriction)	[mm ²]
Ar	Archimedeszahl	[-]
C ₁ , C ₂	Konstante	[-]
C _w	Widerstandsbeiwert	[-]
d	Partikeldurchmesser	[μm]
D	Bettdurchmesser	[mm]
$\bar{d}$	Mittlere Partikelgröße im Intervall	[mm]
D _{äqu}	Durchmesser des flächengleichen Kreises	[mm]
d _p	Siebdurchmesser	[μm]
d _p [*]	Dimensionsloser Durchmesser	[-]
d _{pm}	Mittlerer Siebdurchmesser	[μm]
d _s	Oberflächenbezogener Durchmesser	[μm]
d _{sv}	Sauterdurchmesser	[μm]
d _v	Volumenbezogener Durchmesser	[μm]
F _A	Auftriebskraft	[N]
F _G	Gewichtskraft	[N]
Fr	Froudezahl	[-]
F _w	Strömungswiderstandskraft	[N]
g	Erdbeschleunigung	[m/s ²]
G _p	Massenstromdichte Feststoffumlauf	[kg/m ² /s]
G _p [*]	Dimensionsloser Umlauf	[-]
H	Betthöhe	[mm]
H _{mf}	Betthöhe am Lockerungspunkt	[mm]
H _u	Heizwert	[MJ/kg]
M	Gesamtmasse	[kg]
M _p	Partikelmasse	[kg]
$\dot{m}_p$	Massenstrom Feststoffumlauf	[kg/h]
N _i	Anzahl an Partikeln mit Durchmesser d _i	[-]
O _p	Partikeloberfläche	[mm ²]
Q	Verteilungssumme	[-]
q	Verteilungsdichte	[-]
r	Verteilungsart	[-]
Re	Reynoldszahl	[-]
Re _c	Reynoldszahl am Übergang zur turbulenten Wirbelschicht	[-]
Re _{mb}	Reynoldszahl am Übergang zur blasenbildenden Wirbelschicht	[-]
Re _{mf}	Reynoldszahl am Lockerungspunkt	[-]
Re _{se}	Reynoldszahl am Übergang zur turbulenten Wirbelschicht	[-]
T	Temperatur	[°C]
U	Leerrohrgeschwindigkeit	[m/s]
U [*]	Dimensionslose Geschwindigkeit	[-]
U _c	Leerrohrgeschwindigkeit am Übergang zur turbulenten Wirbelschicht	[m/s]
U _{mb}	Leerrohrgeschwindigkeit am Übergang zur blasenbildenden Wirbelschicht	[m/s]
U _{mf}	Lockerungsgeschwindigkeit	[m/s]
U _{se}	Leerrohrgeschwindigkeit am Übergang zur turbulenten Wirbelschicht	[m/s]
U _t	Schwebegeschwindigkeit	[m/s]
U _t [*]	Dimensionslose Geschwindigkeit bei der Schwebegeschwindigkeit	[-]

$\dot{V}$	Volumenstrom	$[\text{m}^3/\text{h}], [\text{Nm}^3/\text{h}]$
V_B	Bettvolumen	$[\text{mm}^3]$
V_p	Partikelvolumen inklusive innerer Poren	$[\text{mm}^3]$
V_{Poren}	Porenvolumen	$[\text{mm}^3]$
x	Massenanteil	$[-]$
Δd_i	Breite der Partikelklasse	$[\mu\text{m}]$
ΔH	Höhenunterschied	$[\text{m}]$
Δp	Druckabfall	$[\text{mbar}]$
ε	Porosität	$[-]$
ε_{mf}	Porosität am Lockerungspunkt	$[-]$
λ	Luftzahl	$[-]$
μ	Dynamische Viskosität	$[\text{Pa}\cdot\text{s}]$
ν	Kinematische Viskosität	$[\text{m}^2/\text{s}]$
ρ^*	Dimensionsloses Dichteverhältnis	$[-]$
ρ_B	Schüttdichte des Bettes	$[\text{kg}/\text{m}^3]$
ρ_g	Gasdichte	$[\text{kg}/\text{m}^3]$
ρ_p	Partikeldichte	$[\text{kg}/\text{m}^3]$
$\rho_{p,\text{abs}}$	Absolute Materialdichte	$[\text{kg}/\text{m}^3]$
Φ	Sphärizität	$[-]$

Abkürzungsverzeichnis

CR	Verbrennungsreaktor (combustion reactor)
DFB	Zweibettwirbelschicht (dual fluidized bed)
GR	Vergasungsreaktor (gasification reactor)
ILS	Interner Siphon (internal loop seal)
LLS	Unterer Siphon (lower loop seal)
ULS	Oberer Siphon (upper loop seal)
VM	Vergasungsmittel
WS	Wirbelschicht