

Anne Collin

**Strömungsmechanische Charakterisierung  
des Ringwirbelschichtreaktors  
im Hinblick auf Scale-up**



**Cuvillier Verlag Göttingen**  
Internationaler wissenschaftlicher Fachverlag

**Strömungsmechanische Charakterisierung des  
Ringwirbelschichtreaktors im Hinblick  
auf Scale-up**

Der Technischen Fakultät der  
Universität Erlangen-Nürnberg  
zur Erlangung des Grades

**DOKTOR-INGENIEUR**

vorgelegt von  
Anne Collin  
Erlangen 2009

### **Bibliografische Information der Deutschen Nationalbibliothek**

Die Deutsche Nationalbibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen Nationalbibliografie; detaillierte bibliografische Daten sind im Internet über <http://dnb.ddb.de> abrufbar.

1. Aufl. - Göttingen : Cuvillier, 2009

Zugl.: Erlangen-Nürnberg, Univ., Diss., 2009

978-3-86727-869-0

Als Dissertation genehmigt von  
der Technischen Fakultät der  
Universität Erlangen-Nürnberg

Tag der Einreichung: 29. September 2008  
Tag der Promotion: 17. Dezember 2008  
Dekan: Professor Dr.-Ing. habil. J. Huber  
Berichterstatter: Professor Dr.-Ing. habil. K.-E. Wirth  
Professor Dr. rer. Nat. W. Schwieger

© CUVILLIER VERLAG, Göttingen 2009  
Nonnenstieg 8, 37075 Göttingen  
Telefon: 0551-54724-0  
Telefax: 0551-54724-21  
[www.cuvillier.de](http://www.cuvillier.de)

Alle Rechte vorbehalten. Ohne ausdrückliche Genehmigung des Verlages ist es nicht gestattet, das Buch oder Teile daraus auf fotomechanischem Weg (Fotokopie, Mikrokopie) zu vervielfältigen.

1. Auflage, 2009

Gedruckt auf säurefreiem Papier

978-3-86727-869-0

## **Meinen Eltern**



# Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand in der Zeit von März 2003 bis August 2007 am Lehrstuhl für Feststoff- und Grenzflächenverfahrenstechnik der Universität Erlangen-Nürnberg in Kooperation mit der Outotec GmbH in Oberursel.

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. Karl-Ernst Wirth für die Möglichkeit zur Durchführung dieser Dissertation. Seine ständige Diskussionsbereitschaft und seine wertvollen Anregungen haben ganz wesentlich zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen.

Herrn Prof. Dr. rer. Nat. Wilhelm Schwieger sei für die freundliche Bereitschaft zur Übernahme des Korreferats gedankt.

Allen Mitarbeiterinnen und Mitarbeitern des Lehrstuhls danke ich für die gute Zusammenarbeit und die tatkräftige Unterstützung. Insbesondere den Herren Peter Rollig und Heinrich Drost sowie den Herren Franz-Josef Nagel und Heinz Bachmaier gilt mein Dank bei der Planung und praktischen Ausführung aller anfallenden Auf- und Umbauten der Versuchsanlagen. An dieser Stelle ist die besonders kompetente und effektive Zusammenarbeit mit der Mechanikwerkstatt der Universität Erlangen-Nürnberg unter der Leitung von Herrn Michael Miller nicht zu vergessen. Frau Sieglinde Winter sei für die Unterstützung bei allen organisatorischen Belangen gedankt.

Den Herren Dr.-Ing. Michael Ströder, Dr.-Ing. Nikola Anastasijevic, Dr.-Ing. Jean-Claude Hein, Dr.-Ing. Andreas Orth und Dipl.-Ing. Andreas Spies der Outotec GmbH sei für die Betreuung von der Arbeit industrieller Seite aus, für die stets offenen Diskussionen und für die immer vorhandene Unterstützung während meiner Promotionszeit gedankt. Ohne die Bereitschaft des Industriepartners, Daten zu veröffentlichen, wäre diese Arbeit nie in dieser Form entstanden.

Bei den stets engagierten Studenten, die mit ihren in Erlangen und in Frankfurt durchgeführten Diplomarbeiten einen unverzichtbaren Beitrag zu dieser Arbeit geleistet haben, bedanke ich mich ganz herzlich. In zeitlicher Reihenfolge waren dies Susanne Schreck, Carsten Fichter und Thomas Schmidt. Als einzige studentische Hilfskraft sei Frau Constanze Deimling gedankt.

Letztlich gilt ein besonderer Dank meinen Eltern und Geschwistern sowie den in Erlangen gewonnenen Freunden, die mich während dieses besonders spannungsvollen, aber stets spannenden Lebensabschnitts, unterstützt und begleitet haben. Ihnen allen, ein großes MERCI!



# Inhaltsverzeichnis

<b>1</b>	<b>Einführung .....</b>	<b>1</b>
1.1	Vor- und Nachteile der blasenbildenden und der zirkulierenden Wirbelschichten .....	1
1.2	Problematik der Herstellung eines Gemisches aus Schwelkoks und Eisenerzen für den Schmelzreduktionsprozess .....	2
1.3	Prinzip des Ringwirbelschichtreaktors .....	3
1.4	Auslegungskriterium.....	4
1.5	Weitere Anwendungen.....	5
1.6	Scale-up Problematik.....	5
<b>2</b>	<b>Stand des Wissens .....</b>	<b>7</b>
2.1	Vertikal-aufwärts gerichtete Gas-Feststoff-Strömungen .....	7
2.2	Einordnung der Strömungszustände im Diagramm nach Reh.....	11
2.3	Modell der entmischten Gas-Feststoff-Strömung nach Wirth.....	13
2.4	Scale-up konventioneller Wirbelschichten .....	17
<b>3</b>	<b>Aufgabenstellung .....</b>	<b>21</b>
<b>4</b>	<b>Versuchsaufbau und Versuchsbedingungen.....</b>	<b>23</b>
4.1	Versuchsanlagen.....	23
4.1.1	Anlagengeometrien .....	23
4.1.1.1	Vollkreislaboranlage.....	23
4.1.1.2	Halbkreislaboranlage .....	28
4.1.1.3	Pilotanlage .....	28
4.1.2	Instrumentierung der Anlagen .....	34
4.1.2.1	Datenerfassung .....	34
4.1.2.2	Bestimmung der Leerrohrgasgeschwindigkeiten .....	34
4.1.2.3	Bestimmung der externen Querschnittsbelastung .....	35
4.1.2.4	Messung axialer Druckprofile .....	36
4.1.2.5	Messung der Frequenz der Druckschwankungen.....	36
4.2	Versuchsgüter .....	37
4.3	Versuchsparameter .....	39
4.3.1	Betriebsparameter .....	39
4.3.2	Geometrische Parameter .....	40
4.3.3	Parameter bei der kapazitiven Sondenmessung.....	41

<b>4.4</b>	<b>Vorversuche</b> .....	<b>41</b>
4.4.1	Druckverlust in der Wirbelmischkammer .....	41
4.4.2	Düsendurchfall.....	45
4.4.2.1	Einfluss der Fluidisierung im Ring und des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer .....	45
4.4.2.2	Einfluss der Länge der Zentraldüse.....	48
4.4.2.3	Einfluss des Versuchsmaterials.....	51
4.4.3	Stoßende Wirbelschicht.....	52
<b>4.5</b>	<b>Betriebsbereiche</b> .....	<b>55</b>
<b>5</b>	<b>Kapazitive Sondenmesstechnik</b> .....	<b>59</b>
<b>5.1</b>	<b>Grundlagen</b> .....	<b>59</b>
5.1.1	Theorie.....	59
5.1.2	Praxis .....	61
<b>5.2</b>	<b>Funktionsweise der kapazitiven Sonde</b> .....	<b>62</b>
<b>5.3</b>	<b>Aufbau des eingesetzten Messsystems</b> .....	<b>63</b>
5.3.1	Komponenten des Messsystems .....	63
5.3.2	Messverstärker.....	64
5.3.3	Aufbau der Sonde .....	64
5.3.4	Traversierbarkeit.....	65
<b>5.4</b>	<b>Auswertung</b> .....	<b>66</b>
5.4.1	Bestimmung der axialen Feststoffgeschwindigkeit.....	66
5.4.1.1	Prinzip der Berechnung.....	66
5.4.1.2	Mathematischer Algorithmus.....	67
5.4.1.3	Problematik: der Abschattungseffekt.....	69
5.4.1.4	Auswahlkriterien .....	70
5.4.2	Bestimmung der Feststoffkonzentration.....	73
5.4.2.1	Kalibrierung .....	73
5.4.2.2	Zeitgemittelte Feststoffkonzentration und Strähnenkonzentration .....	76
5.4.2.3	Einflussfaktoren für die Berechnung der Feststoffkonzentration .....	78
5.4.3	Berechnung der Querschnittsbelastung .....	84
5.4.3.1	Lokale anzahl- und zeitgemittelte Querschnittsbelastung.....	84
5.4.3.2	Integrale Querschnittsbelastung.....	85
<b>5.5</b>	<b>Validierung der Messtechnik</b> .....	<b>86</b>
5.5.1	Feststoffkonzentrationsmessung.....	87
5.5.1.1	Überprüfung der Sondenkalibrierung.....	87
5.5.1.2	Vergleich mit der Feststoffkonzentration aus dem Druckprofil.....	88
5.5.2	Querschnittsbelastungsberechnung .....	89
5.5.2.1	Zustand der blasenbildenden Wirbelschicht .....	89
5.5.2.2	Zustand der zirkulierenden Wirbelschicht .....	90
5.5.3	Symmetrie der Strömung.....	91
<b>5.6</b>	<b>Schlussfolgerung zur kapazitiven Sondenmesstechnik</b> .....	<b>92</b>

<b>6</b>	<b>Strömungszustand des Ringwirbelschichtreaktors.....</b>	<b>93</b>
<b>6.1</b>	<b>Charakteristischer Strömungszustand.....</b>	<b>93</b>
6.1.1	Globaler Strömungszustand.....	93
6.1.2	Lokaler Strömungszustand.....	95
6.1.2.1	Laboranlage .....	95
6.1.2.2	Pilotanlage .....	99
<b>6.2</b>	<b>Druckverlust in der Wirbelmischkammer.....</b>	<b>101</b>
6.2.1	Einfluss der Zentraldüsengeschwindigkeit und der Fluidisierung im Ring.....	101
6.2.2	Einfluss des Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer .....	103
<b>6.3</b>	<b>Einfluss der Betriebsparameter .....</b>	<b>104</b>
6.3.1	Einfluss des Druckverlustes bzw. des Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer.....	104
6.3.2	Einfluss der Zentraldüsengeschwindigkeit .....	107
6.3.2.1	Bei konstantem Druckverlust in der Wirbelmischkammer (Pilotanlage)...	107
6.3.2.2	Bei konstantem Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer (Laboranlage) .....	110
6.3.3	Einfluss der Fluidisierung im Ring.....	113
6.3.3.1	Laboranlage .....	114
6.3.3.2	Pilotanlage .....	116
6.3.3.3	Allgemeine Schlussfolgerung zum Einfluss der Fluidisierung im Ring ....	118
6.3.4	Schlussfolgerung für die Feststofffeinmischung oberhalb der Zentraldüse in der Laboranlage .....	118
6.3.4.1	Geringe Gasgeschwindigkeit im Ring.....	120
6.3.4.2	Hohe Gasgeschwindigkeit im Ring.....	123
6.3.5	Einfluss des Versuchsmaterials .....	124
6.3.5.1	Lokale Strömungsprofile.....	124
6.3.5.2	Direkter Vergleich mit Quarzsand.....	127
<b>6.4</b>	<b>Einfluss der geometrischen Parameter .....</b>	<b>129</b>
6.4.1	Einfluss des Durchmessers der Zentraldüse .....	129
6.4.1.1	Laboranlage .....	129
6.4.1.2	Pilotanlage .....	133
6.4.1.3	Schlussfolgerungen zum Einfluss des Durchmessers der Zentraldüse.....	136
6.4.2	Einfluss der Länge der Zentraldüse .....	136
6.4.2.1	Strömungsprofil an der Mündung der Zentraldüse .....	137
6.4.3	Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht .....	139
6.4.3.1	Einfluss der Fluidisierung im Ring.....	141
6.4.3.2	Einfluss des Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer .....	142
6.4.3.3	Einfluss der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse .....	142
6.4.4	Einfluss der Höhe der Wirbelmischkammer.....	143
6.4.5	Einfluss der Einbauten .....	145
6.4.6	Schlussfolgerung zum Einfluss der geometrischen Parameter .....	146
<b>6.5</b>	<b>Vergleich zwischen Labor- und Pilotanlage .....</b>	<b>146</b>

<b>7</b>	<b>Modellierung</b> .....	<b>151</b>
<b>7.1</b>	<b>Konvektiver Feststoffeintrag durch die Gasblasen</b> .....	<b>151</b>
7.1.1	Grundidee des Modells .....	151
7.1.2	Herleitung .....	152
7.1.2.1	Gleichverteilung .....	152
7.1.2.2	Aktiver Blasenanteil aus dem „Kreisring“ .....	153
7.1.2.3	Feststoffanteil pro Blase .....	153
7.1.2.4	Normierter Feststoffmassenstrom .....	155
7.1.3	Validierung .....	156
7.1.4	Konsequenzen .....	158
7.1.5	Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht .....	159
7.1.6	Limitierungen .....	161
<b>7.2</b>	<b>Partikelbahnberechnung</b> .....	<b>161</b>
7.2.1	Grundidee des Modells .....	161
7.2.2	Herleitung .....	163
7.2.2.1	Bewegungsgleichungen .....	163
7.2.2.2	Methode zur Lösung der Bewegungsgleichungen .....	164
7.2.2.3	Modell für die Gasgeschwindigkeit .....	167
7.2.3	Einfluss der Anpassungsparameter des Modells .....	175
7.2.3.1	Feststoffeindringwinkel $\theta_s$ .....	175
7.2.3.2	Halber Öffnungswinkel des Kegels $\alpha_{\text{Kegel}}$ .....	177
7.2.3.3	Anpassung an die experimentellen Ergebnisse .....	178
7.2.3.4	Validierung des Modells .....	180
7.2.4	Einfluss ausgesuchter Versuchsparameter .....	181
7.2.4.1	Einfluss der Zentraldüsengeschwindigkeit .....	181
7.2.4.2	Einfluss der Fluidisierung im Ring .....	182
7.2.4.3	Einfluss des Durchmessers der Zentraldüse .....	183
7.2.4.4	Einfluss des Durchmessers der Anlage .....	184
7.2.5	Konsequenzen .....	185
7.2.5.1	Clusterbildung .....	185
7.2.5.2	Regelung der Einmischung .....	187
7.2.6	Limitierungen .....	188
<b>7.3</b>	<b>Schlussfolgerung aus den beiden Modellen</b> .....	<b>188</b>
<b>8</b>	<b>Scale-up von Ringwirbelschichtreaktoren</b> .....	<b>189</b>
<b>8.1</b>	<b>Auslegung eines industriell einsetzbaren Ringwirbelschichtreaktors</b> .....	<b>189</b>
8.1.1	Prozessbedingungen und Vorgehensweise bei der Auslegung .....	189
8.1.2	Konsequenzen aus der Modellierung .....	191
8.1.2.1	Ausgangsgeometrie für die Dimensionierung .....	191
8.1.2.2	Abschätzung des konvektiven Feststoffmassenstroms .....	193
8.1.2.3	Partikelbahn des Feststoffs .....	195
8.1.3	Zusätzliche Herausforderung bei breiter Korngrößenverteilung .....	197
8.1.4	Scale-up Kriterien .....	198
<b>8.2</b>	<b>Betriebserfahrung einer industriellen HISMelt-Anlage</b> .....	<b>198</b>
8.2.1	Prinzip der Anlage .....	198
8.2.2	Beschreibung der Anlage .....	200

---

8.2.3	Betriebsdaten und Vorteile des Ringwirbelschichtreaktors.....	201
<b>8.3</b>	<b>Vorteile gegenüber klassischen Reaktorkonzepten.....</b>	<b>202</b>
8.3.1	Vergleich mit der blasenbildenden Wirbelschicht.....	202
8.3.2	Vergleich mit der zirkulierenden Wirbelschicht.....	203
<b>8.4</b>	<b>Ausblick.....</b>	<b>204</b>
<b>9</b>	<b>Zusammenfassung .....</b>	<b>207</b>
<b>10</b>	<b>Symbolverzeichnis .....</b>	<b>211</b>
<b>11</b>	<b>Literaturverzeichnis .....</b>	<b>219</b>
<b>12</b>	<b>Summary .....</b>	<b>225</b>



# **1 Einführung**

Seit der ersten Patentanmeldung eines Wirbelschichtreaktors zur Vergasung feinkörniger Kohle am 28. September 1922 von der damaligen I. G. Farbenindustrie [WINKLER 1922] hat sich das Wirbelschichtprinzip dank der Vielzahl immer neuer Reaktorkonzepte in vielen Produktionsverfahren der metallurgischen, chemischen und biochemischen Industrie durchgesetzt. Hauptursache hierfür ist die besonders intensive Gas-Feststoff-Wechselwirkung, die den Wärme-, Stoff- und Impulsaustauschprozessen sowie den chemischen Reaktionen zugrunde liegt. An dieser Stelle wird ein besonderes Augenmerk auf die blasenbildenden und die zirkulierenden Wirbelschichten gelegt.

## **1.1 Vor- und Nachteile der blasenbildenden und der zirkulierenden Wirbelschichten**

Da blasenbildende Wirbelschichten bei Leerrohrgasgeschwindigkeiten unterhalb der Einzelkornsinkgeschwindigkeit betrieben werden, weisen sie einen geringen Feststoffaustrag und eine große Feststoffverweilzeit auf. Aufgrund der vorhandenen Gasblasen liegt eine fast ideale Feststoffdurchmischung über das gesamte Schichtvolumen vor [BARTHOLOMÉ 1972]. Allerdings tritt gleichzeitig im Falle einer mit einem Feststoff katalysierten Gasphasenreaktion eine unerwünschte Bypasswirkung auf, die den Gesamtumsatz des Reaktors merklich verschlechtert [MOLERUS -]. Als mögliche Einsatzgebiete seien die Kohlevergasung und die Feststofftrocknung zu erwähnen.

Mit Betriebsgeschwindigkeiten weit oberhalb der Einzelkornsinkgeschwindigkeit sind die zirkulierenden Wirbelschichten dagegen durch einen großen Feststoffaustrag charakterisiert. Dieser fällt entweder teilweise in Form von Clustern wieder intern in das Wirbelbett zurück oder wird am Kopf der Anlage ausgetragen, über einen Zyklon abgeschieden und mit Hilfe einer Rückführleitung wieder der Bodenzone zugeführt. Aufgrund der daraus resultierenden guten Stoff- und Wärmeübergangsbedingungen, der Möglichkeit, konstante Temperaturen innerhalb der Wirbelschicht einstellen zu können und des Fehlens bewegter Teile werden u.a. katalytische Reaktionen, Beschichtungs- oder Verbrennungsverfahren dort durchgeführt [DRY 1997]. Dabei erfolgt die Verweilzeitregelung des Gases durch die

Festlegung des Gasvolumenstroms, der Anlagenhöhe und des Anlagenquerschnittes. Die mittlere Feststoffverweilzeit wird dagegen durch die Festlegung des Feststoffdurchsatzes und -inventars reguliert. Bedingt durch eine große axiale interne Rückvermischung kann deshalb eine breite Verweilzeitverteilung des Reaktionsgases und des Feststoffs auftreten. Da weiterhin eine enge Beziehung zwischen der Verweilzeit des Katalysators und dessen Aktivität besteht, kann wiederum eine Deaktivierung des Katalysators wie beim FCC-Prozess (FCC = Fluid Catalytic Cracking) [AVIDAN 1997] oder seine irreversible Schädigung wie bei der Herstellung von Maleinsäureanhydrid durch partielle Oxidation von Butan (MSA) [CONTRACTOR 1999] auftreten.

Basierend auf der Tatsache, dass beide Systeme große Vor- und Nachteile aufweisen und dabei ähnliche Anwendungsbereiche abdecken können, ist ein neues Anlagenkonzept entwickelt worden, das eine große Feststoffverweilzeit mit einem guten Wärme- und Stoffaustausch kombiniert. Diese Problematik soll anhand des folgenden Beispiels erläutert werden.

## **1.2 Problematik der Herstellung eines Gemisches aus Schwelkoks und Eisenerzen für den Schmelzreduktionsprozess**

Für die Durchführung des Schmelzreduktionsprozesses werden üblicherweise ein Gemisch aus Schwelkoks und Eisenerzen aus körnigen Kohlen und aus vorgewärmtem Eisenerz hergestellt. Dafür werden die Edukte in einen Schwelreaktor gegeben und in Gegenwart eines sauerstoffhaltigen Gases durch partielle Oxidation der Bestandteile der Kohle bei einem Temperaturbereich zwischen 700 bis 1 050°C in Schwelkoks umgewandelt [ORTH 2002]. Dabei werden die körnigen Feststoffe in wirbelnder Bewegung gehalten und aus dem oberen Bereich des Reaktors einem Feststoffabscheider zugeführt. Somit kann der Schwelreaktor als Wirbelschichtreaktor ausgebildet sein, wobei offengelassen wird, ob das Verfahren mit einer blasenbildenden oder zirkulierenden Wirbelschicht durchgeführt werden kann.

Um den Energiebedarf der Anlage möglichst gering zu halten, wird idealerweise das Eisenerz vor der Zufuhr zu dem Schwelreaktor mit den Abgasen des Feststoffabscheiders vorgewärmt. Die mit diesem Verfahren erzielbare Produktqualität, welche insbesondere von den Stoff- und Wärmeaustauschbedingungen abhängt, ist aber verbesserungsbedürftig. Im Falle der blasenbildenden Wirbelschicht ist dies vor allem trotz sehr großer einstellbarer Feststoffverweilzeiten auf den mäßigen Stoff- und Wärmeaustausch zurückzuführen. Weiterhin ist in diesem Prozess die Integration staubiger Gasströme wie z. B. aus der Produktkühlung besonders schlecht. Demgegenüber weisen zirkulierende Wirbelschichten aufgrund des höheren Fluidisierungsgrades zwar bessere Stoff- und Wärmeaustauschbedingungen auf, sind jedoch hinsichtlich ihrer Verweilzeit beschränkt.

Um die Vorteile der blasenbildenden Wirbelschicht mit denen der zirkulierenden Wirbelschicht zu verbinden, wurde der **Ringwirbelschichtreaktor (eng. Annular Fluidized Bed (AFB))** entwickelt [HIRSCH 1986] und von der damaligen Lurgi Metallurgie GmbH, jetzige Outotec GmbH, zum Patent angemeldet [u.a. ORTH 2004].

### 1.3 Prinzip des Ringwirbelschichtreaktors

Der Ringwirbelschichtreaktor besteht hauptsächlich aus drei wesentlichen Komponenten: die **Zentraldüse ZD**, die **Ringwirbelschicht RWS** und die **Wirbelmischkammer WMK** (Abbildung 1.1). Dabei wird die Mündung der Zentraldüse als Grenze zwischen den beiden letzteren Bereichen herangezogen.

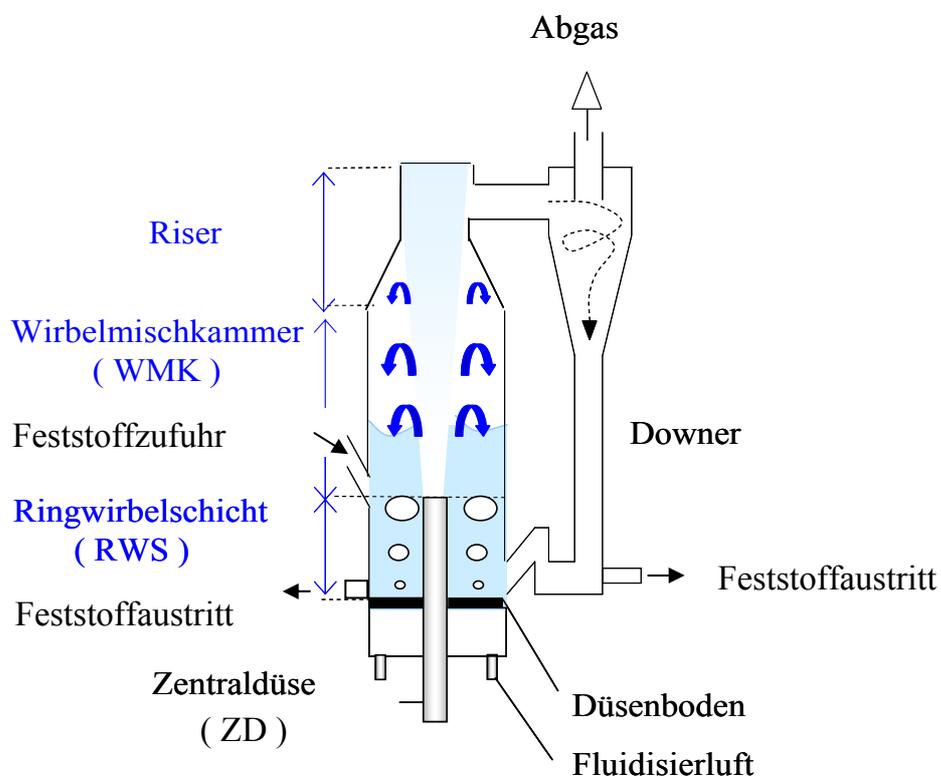


Abbildung 1.1 : Bereiche des Ringwirbelschichtreaktors

Das Gas wird der Anlage als Primär- und als Sekundärgas zugeführt. Die sekundäre Gaszufuhr erfolgt mittels einer vorzugsweise in der Anlagenmitte angeordneten Zentraldüse, die von einem Anströmboden umgeben ist. Durch die primäre Gaseinspeisung über den Anströmboden der Anlage ( $u_{RWS} > u_{mf}$ ) in Form einer blasenbildenden Wirbelschicht wird der Feststoff, wie z. B. die Kohle, fluidisiert und in den Bereich der Zentraldüse eingemischt, wo er von dem Zentralgasstrom in die Wirbelmischkammer mitgerissen wird. Die Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse muss dabei größer als die Einzelkornsinkgeschwindigkeit des eingesetzten Bettmaterials  $u_{ZD} > w_f$  sein, um einen Herabfallen von Feststoff

(Düsendurchfall) zu verhindern. Erreicht der Feststoff den Anlagenkopf, so kann er mit Hilfe eines Zyklons abgeschieden und mittels einer externen Rückföhrleitung im unteren Teil der Anlage neu eingespeist werden. Bei nicht ausreichender Impulsübertragung an den Feststoff fällt dieser an der Anlagenwand herab und wird intern rezirkulieren.

Dank des großen Einstellbereichs der Fluidgeschwindigkeiten in der Zentraldüse und im Ring einerseits und der einfachen Steuerung des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer durch Produktabzug bzw. Eduktzugabe in der Ringwirbelschicht andererseits, ist das Verhältnis der internen zur externen Zirkulation erfahrungsgemäß leicht regelbar. Die Feststoffverweilzeit dagegen ist durch die Höhe der Ringwirbelschicht, d.h. durch die Höhe der Zentraldüse, steuerbar. Es können somit sowohl die **Vorteile der blasenbildenden Wirbelschicht**, wie eine **große Feststoffverweilzeit**, mit denen einer **zirkulierenden Wirbelschicht**, wie ein **guter Wärme- und Stoffaustausch**, vereinigt werden. Im Falle des betrachteten Beispielles bedeutet dies eine gute Ausnutzung der in dem Schwelreaktor eingebrachten Wärmeenergie verbunden mit einer hervorragenden Produktqualität [ORTH 2002].

#### 1.4 Auslegungskriterium

Um einen besonders effektiven Stoff- und Wärmeaustausch in der Wirbelmischkammer und eine ausreichende Verweilzeit im Reaktor sicherzustellen, wurde als vorläufiges Auslegungskriterium zur Festlegung der unterschiedlichen Betriebsgeschwindigkeiten in der Anlage die dimensionslose **Partikel-Froude-Zahl  $Fr_p$**  herangezogen. Diese stellt das Verhältnis der Trägheitskraft des Fluids zu der um den Auftrieb reduzierten Gewichtskraft einer Partikel dar und wird folgendermaßen definiert:

$$Fr_p = \frac{u_{\text{Leer}}}{\sqrt{\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \cdot d_R \cdot g}} \quad (1.1)$$

Dabei ist zu berücksichtigen, dass  $d_R$  nicht den Medianwert  $d_{3,50}$  des zugeführten Materials bezeichnet, sondern für den mittleren Durchmesser des sich während des Reaktorbetriebs bildenden Reaktorinventars steht, der signifikant vom Ersten abweichen kann.

Erfindungsgemäß wurden bei der Herstellung von Schwelkoks Geschwindigkeiten derart eingestellt und patentiert, die Partikel-Froude-Zahlen von 1,15 bis 20 im Zentralrohr, 0,115 bis 1,15 in der Ringwirbelschicht und 0,37 bis 3,7 in der Wirbelmischkammer entsprechen (Tabelle 1.1).

Tabelle 1.1: Durch Patente geschützte  $Fr_p$ -Bereiche

Anlagenteil	$Fr_p$ -Bereich bei der Schwelkoksherstellung	Maximaler $Fr_p$ -Bereich bei anderen Verfahren
Zentraldüse	1,15 - 20	1 - 100
Ringwirbelschicht	0,115 - 1,15	0,02 - 2
Wirbelmischkammer	0,37 - 3,7	0,3 - 30

## 1.5 Weitere Anwendungen

Dank der allgemeinen Anwendbarkeit des Ringwirbelschichtreaktors kann das Konzept für andere Verfahren eingesetzt werden. Dazu zählen z. B. die Wärmebehandlung titanhaltiger Feststoffe [STOCKHAUSEN 2005] oder ähnlich schwerer Feststoffe.

Weiterhin, da der Hauptvolumenstrom (Sekundärgasstrom) durch eine große Zentraldüse der Anlage zugeführt wird, können auch mit heißen und problematischen Stoffen beladene Prozessgase behandelt werden. Diese würden im Falle eines klassischen Düsenbodens zur Verstopfung oder Erosion der Düsen führen oder beim Kondensieren zur Ansatzbildung und Verklebung in Abgaskanälen und Abhitzekesseln neigen [HIRSCH 1993]. Als mögliche Beispiele dafür seien die Schadstoffabtrennung z. B. von Alkalien und Chloriden bei der Zementklinkerung unter Ausnutzung des „Quencheffekts“ des Systems im Bypass zum Schwebegaswärmetauscher oder die Konditionierung von Abgasen und Integration in Gasreinigungsprozesse genannt, die mit brennbaren Adsorbentien wie Herdofenkoks arbeiten.

## 1.6 Scale-up Problematik

Wegen der Vielzahl der kommerziellen Anwendungen mit gegebenenfalls sehr unterschiedlichen Randbedingungen wurden **maximale Bereiche an Partikel-Froude-Zahlen** durch die Patente abgedeckt (Tabelle 1.1). Da aber die außerordentlich flexible Betriebsweise des Ringwirbelschichtreaktors durch ein mehrstufiges Regelkonzept mit zahlreichen nutzbaren Freiheitsgraden, wie die Geschwindigkeit in der Zentraldüse und in der Ringwirbelschicht, die Höhe der Zentraldüse u.a., gewährleistet ist, ist es umso schwieriger nur mit einem einzigen Kriterium die Anlage ohne Rücksicht auf den Düsendurchfall oder auf die Verteilung der internen zur externen Feststoffzirkulation auszulegen. Es ist deshalb erforderlich, andere Kriterien zu definieren, die den unterschiedlichen Systemanforderungen gerecht werden.

Eine möglichst detaillierte und systematische sowohl experimentelle als auch theoretische strömungsmechanische Charakterisierung des Ringwirbelschichtreaktors im Hinblick auf Scale-up zu Anlagen industrieller Größe stellt demgemäß die Grundlage für eine Verbesserung des Reaktordesigns sowie für eine wärme- und reaktionstechnische Modellierung bestehender und zukünftiger Prozesse dar.

## 2 Stand des Wissens

Ringwirbelschichtreaktoren werden von der Outotec GmbH bei einer Vielzahl von Anwendungen wie z. B. bei der Abkühlung schwieriger Abgase [HIRSCH 1993] oder bei der Wärmebehandlung titanhaltiger Feststoffe [STOCKHAUSEN 2005], als Ersatz zur blasenbildenden oder zirkulierenden Wirbelschicht genutzt. Da aber die bisher benutzte **Partikel-Froude-Zahl nicht als einziges Auslegungskriterium** für jegliche denkbare Anwendung herangezogen werden kann, muss eine ausführliche Parameteruntersuchung des Systems erfolgen. Da weiterhin das neue Konzept des Ringwirbelschichtreaktors von den Gasgeschwindigkeiten her betrachtet, aus wohlbekanntem Systemen besteht, werden zunächst die seit längerem bekannten grundlegenden Erkenntnisse vertikal-aufwärts gerichteter Gas-Feststoff-Strömungen erläutert und die dazugehörigen Strömungszustände im Diagramm nach Reh eingegrenzt [REH 1961]. Zur Beschreibung des axialen Strömungszustands in der Anlage wird dann das Modell der entmischten Gas-Feststoff-Strömung nach Wirth [WIRTH 1990] vorgestellt und der Stand des Wissens hinsichtlich des Scale-ups konventioneller Wirbelschichten prinzipiell erläutert.

### 2.1 Vertikal-aufwärts gerichtete Gas-Feststoff-Strömungen

In jeder vertikal-aufwärts gerichteten Gas-Feststoff-Strömung wird eine Feststoffschüttung entgegen der Erdanziehungskraft von einem Gas angeströmt [WIRTH 1990]. Abhängig von den verwendeten Feststoffpartikeln, der Gasart und der eingestellten Gasgeschwindigkeit stellen sich unterschiedliche Strömungszustände gemäß Abbildung 2.1 ein. Dabei wird die **Leerrohrgasgeschwindigkeit**  $u_{\text{Leer}}$  als charakteristische Größe für die Gasgeschwindigkeit herangezogen.

Bei niedrigen Leerrohrgasgeschwindigkeiten reichen die Strömungskräfte, die das Gas auf die Partikel ausübt, nicht aus, um die Gewichtskraft der Schüttung und die Kohäsionskräfte der Partikel relativ zueinander zu überwinden. Das Gas strömt nur durch die vorhandenen Hohlräume und die mit der Festbettporosität  $\varepsilon_{\text{FB}}$  und der Festbetthöhe  $H_{\text{FB}}$  definierte Packungsstruktur bleibt unverändert [MOLERUS -]: die Partikelschüttung ruht weiter auf dem Anströmboden. Dieser Strömungszustand wird als **Festbettdurchströmung** oder kurz **Festbett** bezeichnet (Abbildung 2.1.a).

Der Druckverlust  $\Delta P$  pro Längeneinheit  $\Delta L$  hängt u.a. von der Leerrohrgasgeschwindigkeit ab und wird durch die Ergun-Gleichung gegeben:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = 150 \cdot \frac{1}{d_s^2} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \eta \cdot u_{\text{Leer}} + 1,75 \cdot \frac{1}{d_s} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \rho_f \cdot u_{\text{Leer}}^2 \quad (2.1)$$

Wird die Leerrohrgasgeschwindigkeit erhöht und erreicht die **Lockerungsgeschwindigkeit** oder **Minimalfluidisationsgeschwindigkeit**  $u_{\text{mf}}$  (Abbildung 2.1.b), so befinden sich die Strömungskräfte und die um den Auftrieb reduzierte Gewichtskraft der Schüttung im Gleichgewicht: die Partikeln beginnen sich gegeneinander zu bewegen. Dabei besitzt die Schüttung die Porosität  $\varepsilon_{\text{mf}}$  und die Höhe  $H_{\text{mf}}$ . Zustände mit dieser und höherer Leerrohrgasgeschwindigkeit werden als **Wirbelschichten** bezeichnet. Der Druckverlust über der Feststoffschicht ist nun unabhängig von der eingestellten Gasgeschwindigkeit und ist bei Vernachlässigung von Reibungs- und Beschleunigungseffekte durch:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = (1 - \varepsilon_{\Delta P}) \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g \quad (2.2)$$

gegeben.

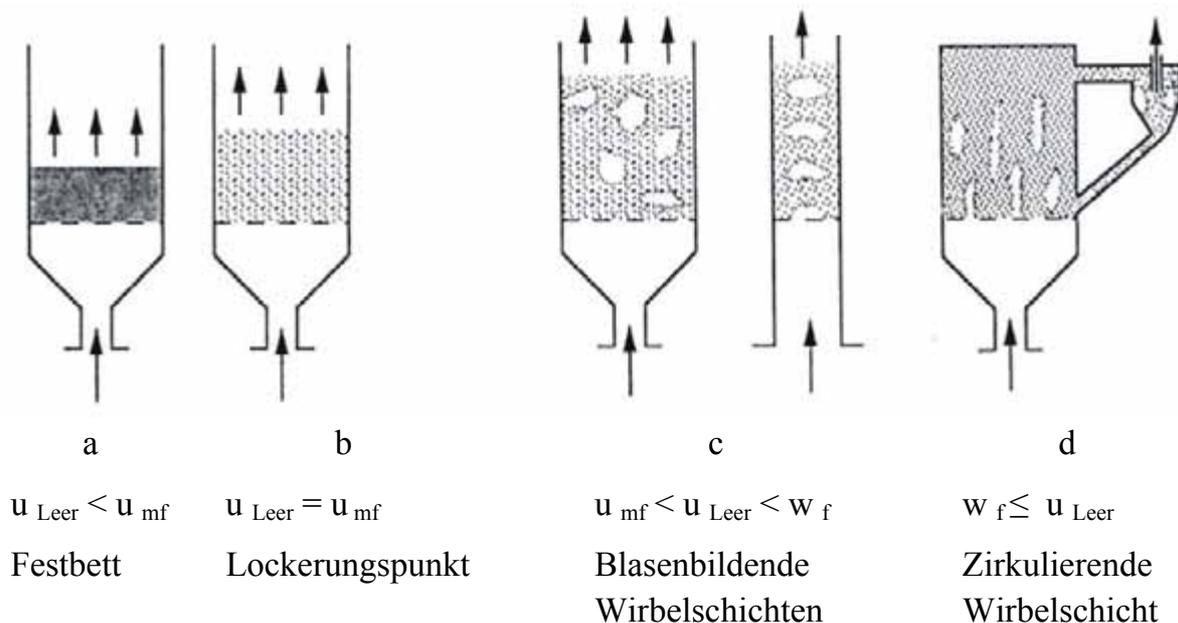


Abbildung 2.1: Strömungszustände bei vertikal-aufwärts gerichteten Gas-Feststoff-Strömungen [MOLERUS 1982]

Bei einer weiteren Steigerung der Leerrohrgasgeschwindigkeit übersteigen die Strömungskräfte die Gewichtskräfte und je nach verwendeten Partikeln und Fluidisierungsgas können, laut Einteilung von Geldart [GELDART 1973], vier verschiedene Fluidisationszustände in der Wirbelschicht auftreten: homogene Fluidisation (Powder A), blasenbildende Wirbelschicht (Powder B), kanalbildende

Wirbelschicht (Powder C) und „spouted bed“ (Powder D). Für Partikel mit einem mittleren Partikeldurchmesser zwischen 100 und 500  $\mu\text{m}$  stellt sich der Zustand der **blasenbildenden Wirbelschicht** ein (Abbildung 2.1.c). Für diesen Fluidisationszustand wird der über die Minimalfluidisation hinausgehende Gasanteil in Form von praktisch feststofffreien Blasen durch die sogenannte Suspensionsphase heraustransportiert. Die Wirbelschichtporosität  $\varepsilon$  ist nun größer als  $\varepsilon_{mf}$  und die Schüttungshöhe  $H$  größer als  $H_{mf}$ . Während des Aufstiegs der Blasen im Bett wachsen die zunächst kleinen Blasen hauptsächlich durch Koaleszenz, solange nicht durch Einbauten für ihre Zerteilung gesorgt wird. Bei genügend schlanken und hohen Apparaturen (Abbildung 2.1.c rechts) nehmen die Gasblasen schließlich den gesamten Querschnitt ein und durchlaufen die dann **stoßende Wirbelschicht** als eine Folge von Gaskolben [MOLERUS -].

Bedingt durch die moderaten Leerrohrgasgeschwindigkeiten  $u_{mf} < u_{Leer} < w_f$  besitzt die blasenbildende Wirbelschicht noch eine abgrenzbare Oberfläche. Per Definition wird der Feststoff nur in Form von Abrieb oder gegebenenfalls durch Blaseneruptionen ausgetragen. Die Feststoffmengen sind jedoch so gering, dass i.a. die blasenbildende Wirbelschicht auch ohne Feststoffrückführung stationär betrieben werden kann [WIRTH 1990].

Wird die Leerrohrgasgeschwindigkeit noch weiter gesteigert und überschreitet nun die Einzelkornsinkgeschwindigkeit  $w_f$  der kleinsten Partikel der Schüttung, so wird diese Kornfraktion vom Gas mitgerissen und nach oben ausgetragen. Durch die so zunehmend hohen Porositäten verschwinden die Blasenbildung und die definierte Schichtoberfläche. Die Wirbelschicht kann nur dann stationär betrieben werden, wenn das Feststoffinventar durch die Rückführung des ausgetragenen Feststoffs oder durch die Neuzufuhr von Feststoff aufrechterhalten wird.

Im ersten Fall, bei dem der ausgetragene Feststoff in einem geeigneten Trennapparat wie z. B. einem Zyklon abgeschieden und der Wirbelschicht erneut zugeführt wird, wird von einer **zirkulierenden Wirbelschicht mit externer Rezirkulation** gesprochen (Abbildung 2.1.d). Dieser Strömungszustand ist grundsätzlich durch ein axiales Konzentrationsgefälle gekennzeichnet, das durch das Zurückfallen des hochgeschleuderten Feststoffs zu Stande kommt. Dabei kann axial grob zwischen zwei Bereichen bezüglich der Feststoffkonzentration unterschieden werden: die **hochkonzentrierte Bodenzone** oder „dense region“ am Fuß der Anlage, die zur Beschleunigung des Feststoffs dient, und nach einer kurzen Übergangszone die **Zone geringerer Feststoffkonzentration** oder „dilute region“, die den größten Teil des Aufstroms einnimmt.

Zusätzlich zu dieser axialen Verteilung tritt auch die in Abbildung 2.2 dargestellte radiale Ungleichverteilung des Feststoffs auf. Im Kernbereich liegt die lokale Feststoffkonzentration unterhalb der querschnittsgemittelten Feststoffkonzentration und besteht hauptsächlich aus suspendierten Einzelpartikeln oder aus lokalen

Feststoffanreicherungen, so genannten **Cluster** oder **Strähnen**. Die überwiegend nach oben gerichtete Gas-Feststoff-Strömung weist deshalb starke Entmischungstendenzen auf und wird als **entmischte** oder als **heterogene Strömung** bezeichnet. In der Wandzone hingegen ist die lokale Feststoffkonzentration deutlich oberhalb der querschnittsgemittelten Feststoffkonzentration und besteht jetzt nahezu ausschließlich aus Clustern. Aufgrund dieser hohen Feststoffkonzentrationen und der an der Wand geringeren vorhandenen Gasgeschwindigkeiten strömt hier der Feststoff schleierartig entgegen der Hauptströmungsrichtung vertikal-abwärts, was eine bedeutsame **interne Rezirkulation** des Feststoffs verursacht. Die so entstehende radiale Ungleichverteilung ist in der Literatur unter „**Kern-Ring-Strömung**“ oder auf englisch unter dem Begriff „**core-annulus-flow**“ bekannt [BAI 1995].

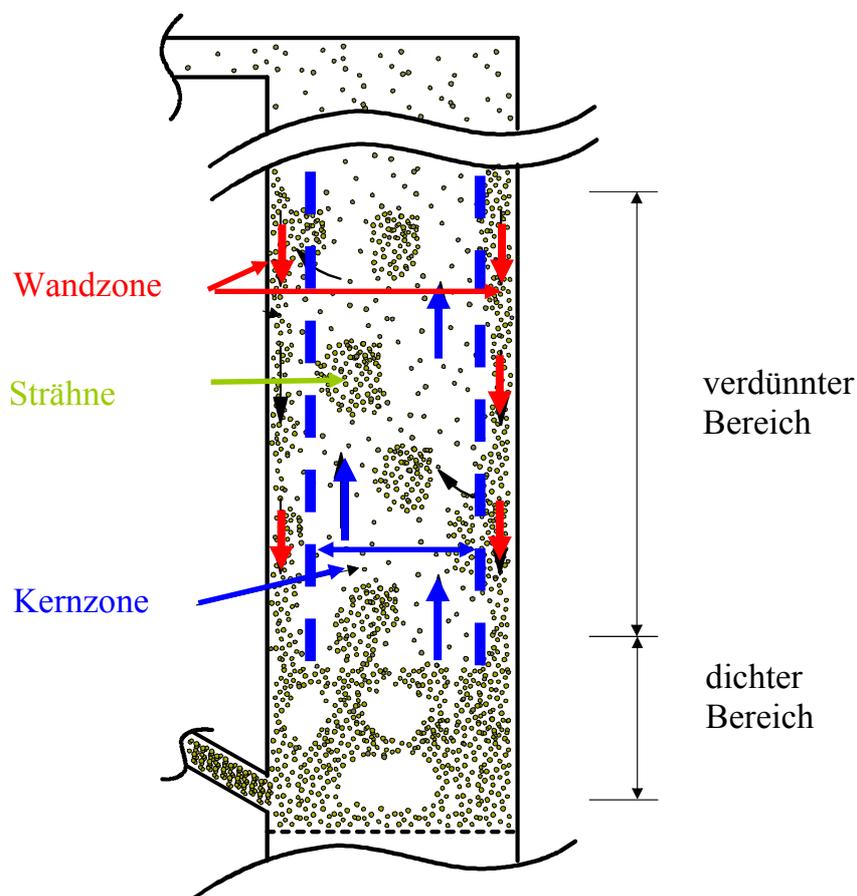


Abbildung 2.2: Schematische Darstellung der lokalen Strömungsstrukturen im Aufstromteil einer zirkulierenden Wirbelschicht mit „Kern-Ring-Strömung“ [in Anlehnungen an STRABEL 2004]

Im zweiten beschriebenen Fall, bei dem ständig genau so viel Feststoff in die Wirbelschicht zwangsweise eindostiert wird wie aus ihr ausgetragen wird, wird der Feststoff nur transportiert [WIRTH 1990]. Es wird deshalb von einer **pneumati-**

**schen Förderung** gesprochen. Dieser Strömungszustand ist meistens durch noch höhere Leerrohrgasgeschwindigkeiten und durch eine Vergleichmäßigung des axialen Feststoffkonzentrationsprofils gekennzeichnet. Der Druckabfall hängt nun neben der Leerrohrgasgeschwindigkeit auch von dem Feststoffdurchsatz ab. In dieser Betriebsweise wird ein Anströmboden meistens überflüssig.

## 2.2 Einordnung der Strömungszustände im Diagramm nach Reh

Die im vorangehenden Abschnitt beschriebenen Strömungszustände wurden quantitativ in einem von Reh hergeleitete Diagramm dimensionslos und für ein praktisch festgehaltenes Dichteverhältnis  $\rho_s / \rho_f$  dargestellt [REH 1961].

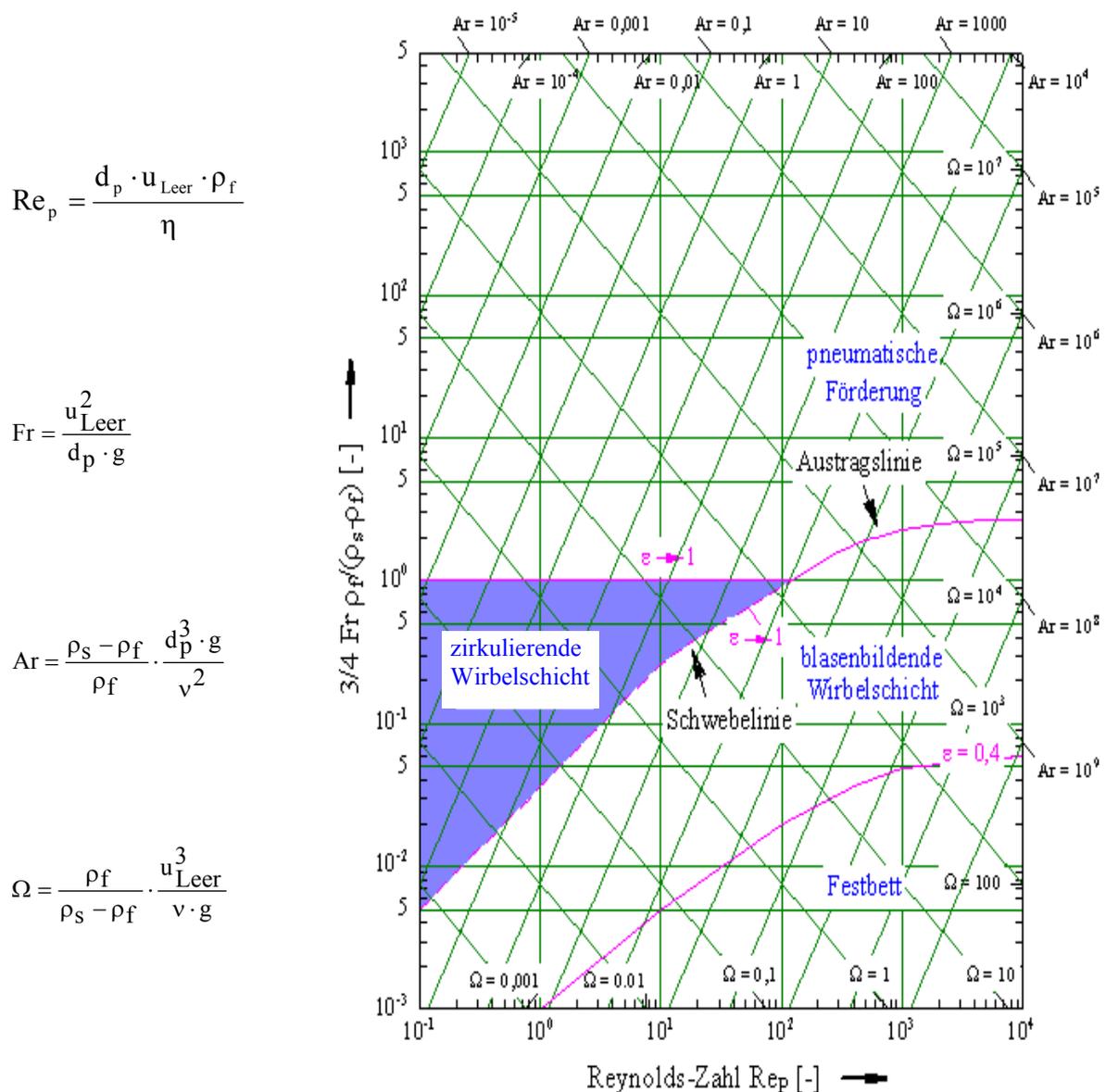


Abbildung 2.3: Strömungszustände einer vertikal-aufwärts gerichteten Gas-Feststoff-Strömung im Diagramm nach Reh [REH 1961]

Ausgangspunkt für dieses nach ihm benannte **Reh-Diagramm** ist die Kräftebilanz aus der an einer Einzelpartikel wirkenden Gewichtskraft, der Auftriebskraft und der Widerstandskraft bei Umströmung. Wie aus der Abbildung 2.3 ersichtlich, wird eine modifizierte Froude-Zahl (Gleichungen (2.3)) als Funktion der mit dem Partikeldurchmesser gebildeten Reynolds-Zahl  $Re_{dp}$  (Gleichung (2.4)), welche das Verhältnis von Trägheitseinflüssen zu Reibungstermen in der Strömung ausdrückt, aufgetragen. Diese modifizierte Froude-Zahl bestehend aus dem Produkt der mit der Leerrohrgasgeschwindigkeit gebildeten Froude-Zahl  $Fr$  (Gleichung (2.5)) und dem Verhältnis der Fluidichte zu der Dichtedifferenz zwischen den Feststoffpartikeln und dem Fluid entspricht dem Kehrwert des Widerstandsbeiwertes der Einzelumströmung  $c_w$ . Weiterhin enthält das Diagramm ein zweites schiefwinkeliges Koordinatensystem mit zwei zusätzlichen dimensionslosen Größen: die Archimedes-Zahl  $Ar$  und die  $\Omega$ -Zahl (Gleichungen (2.6) und (2.7)). Da die Archimedes-Zahl nur Stoffdaten des Feststoffs und des Fluids enthält, ist sie für ein definiertes Fluid-Feststoff-System charakteristisch. Die von dem Partikeldurchmesser unabhängige  $\Omega$ -Zahl dagegen steht für die Fluidbeladung. Als letzter Parameter wird die Porosität  $\varepsilon$  des Systems betrachtet.

$$\frac{3}{4} \cdot Fr \cdot \frac{\rho_f}{\rho_s - \rho_f} = \frac{1}{c_w} \quad (\text{Modifizierte Froude-Zahl}) \quad (2.3)$$

$$Re_p = \frac{d_p \cdot u_{\text{Leer}} \cdot \rho_f}{\eta} \quad (\text{Reynolds-Zahl}) \quad (2.4)$$

$$Fr = \frac{u_{\text{Leer}}^2}{d_p \cdot g} \quad (\text{Froude-Zahl}) \quad (2.5)$$

$$Ar = \frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \cdot \frac{d_p^3 \cdot g}{\nu^2} \quad (\text{Archimedes-Zahl}) \quad (2.6)$$

$$\Omega = \frac{\rho_f}{\rho_s - \rho_f} \cdot \frac{u_{\text{Leer}}^3}{\nu \cdot g} \quad (\Omega\text{-Zahl}) \quad (2.7)$$

Daraus lassen sich die mittleren strömungsmechanischen Daten einer Wirbelschicht als Verknüpfung dieser dimensionslosen Kennzahlen wie folgt darstellen:

$$f \left( \frac{3}{4} \cdot Fr \cdot \frac{\rho_f}{\rho_s - \rho_f} = \frac{1}{c_w}; Re_{dp} = \frac{d_p \cdot u_{\text{Leer}} \cdot \rho_f}{\eta}; \frac{\rho_s}{\rho_f}; \varepsilon \right) = 0 \quad (2.8)$$

und in unterschiedliche Bereiche im Reh-Diagramm abgrenzen (Abbildung 2.3).

Somit kennzeichnet die eingezeichnete Kurve  $\varepsilon = 0,4$  den Übergang vom Festbett zur Wirbelschicht, während die durchgezogene Kurve  $\varepsilon = 1$  den Übergang von der Wirbelschicht zur pneumatischen Förderung darstellt. Der Bereich oberhalb der

gekrümmten gestrichelten Schwebelinie der Einzelpartikel mit  $\varepsilon \rightarrow 1$  bis zur horizontalen Austragslinie der Gas-Wirbelschicht mit  $\varepsilon \rightarrow 1$  steht letztlich für den Betriebsbereich der zirkulierenden Wirbelschicht.

**Das Zustandsdiagramm nach Reh liefert insgesamt ein nützliches strömungsmechanisches Basisdesign, das für viele Anwendungen, insbesondere unter den physikalischen Verfahren und nichtkatalytischen Reaktionen, auch hinreichend sein dürfte. Allerdings erfordert eine genauere Wirbelschichtauslegung eine zusätzliche Berücksichtigung der lokalen strömungsmechanischen Verhältnisse [MOLERUS -].**

### 2.3 Modell der entmischten Gas-Feststoff-Strömung nach Wirth

Um nun zusätzliche Informationen über den globalen axialen Strömungszustand in Wirbelschichten zu bekommen, kann das **strömungsmechanische Modell der entmischten Gas-Feststoff-Strömung nach Wirth** herangezogen werden [WIRTH 1990]. Ausgangspunkt für dieses Modell ist die Entmischung der Strömung in Form einer feststoffarmen Gasphase, als verdünnte Gas-Feststoff-Strömung zu betrachten, und einer aus einer Vielzahl von Feststoffstrahlen und Clustern bestehenden feststoffreichen Phase. Diese werden als zylinderförmige Feststoffanreicherungen mit offen bleibender Querschnittsgestalt, mit einer **Strähmengeschwindigkeit  $w$**  und einer Porosität gleich der bei Minimalfluidisation angesehen. Dabei wird der relative Anteil der Querschnittsfläche aller Strahlen an der Gesamtquerschnittsfläche  $A$  des betrachteten Rohrelements mit dem **Strahlenbedeckungsgrad  $1-\Phi$**  beschrieben (Abbildung 2.4).

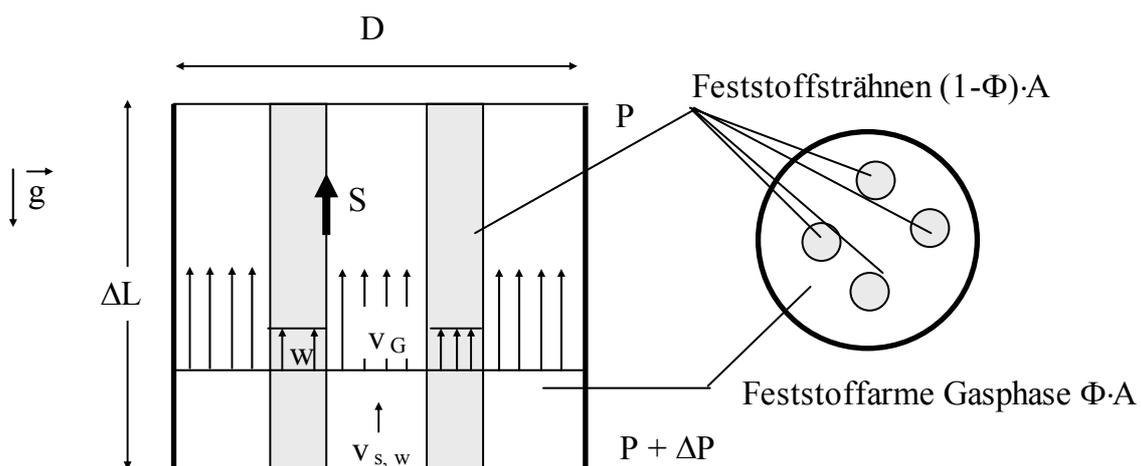


Abbildung 2.4: Modell für die entmischte Gas-Feststoff-Strömung nach Wirth [in Anlehnungen an WIRTH 1990]

In dieser Konstellation wird als Modellannahme die Wechselwirkung zwischen den Phasen in einem Rohrelement der Länge  $\Delta L$  und des Durchmessers  $D$  zugrunde

gelegt. Durch aufprallende Feststoffpartikeln aus der feststoffarmen Gasphase werden die Strähnen angetrieben und der gesamte Impulsaustausch in Form einer Strähnenantriebskraft  $S$  zusammengefasst. Aus der Bilanzierung der Massenströme und der Kräfte wird letztendlich ein Gleichungssystem mit 7 Gleichungen aufgestellt:

$$\frac{v_G}{u_{\text{Leer}}} = \frac{1}{\Phi} \cdot \left[ 1 - \varepsilon_{\text{mf}} \cdot \frac{w}{u_{\text{Leer}}} \cdot (1 - \Phi) - \frac{Fr_{p,u_{\text{mf}}}}{Fr_p} \cdot (1 - \Phi)^2 \right] \quad (2.9)$$

$$\frac{w}{u_{\text{Leer}}} = \frac{1}{1 - \Phi} \cdot \frac{\rho_f}{\rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{\text{mf}})} \cdot \mu \quad (2.10)$$

$$\frac{\Delta P}{(\rho_s - \rho_f) \cdot (1 - \varepsilon_{\text{mf}}) \cdot g \cdot \Delta L} = 1 - \Phi \quad (2.11)$$

$$Fr_p^2 = \frac{1}{\lambda_{\text{Str}}} \cdot (1 - \varepsilon_{\text{mf}}) \cdot \Phi \cdot (1 - \Phi) \cdot \frac{1}{\frac{v_G}{u_{\text{Leer}}} \cdot \left( \frac{v_{s,w}}{u_{\text{Leer}}} - \frac{w}{u_{\text{Leer}}} \right)} \quad (2.12)$$

$$\frac{v_{s,w}}{u_{\text{Leer}}} = \frac{v_G}{u_{\text{Leer}}} - \frac{w_f}{u_{\text{Leer}}} \quad (2.13)$$

$$18 \cdot Fr_{p,w_f} \cdot Ar^{-0,5} + 3 \cdot Fr_{p,w_f}^{1,5} \cdot Ar^{-0,25} + 0,3 \cdot Fr_{p,w_f}^2 = 1 \quad (2.14)$$

$$Fr_{p,u_{\text{mf}}} = 0,05 \cdot Fr_{p,w_f} \quad (2.15)$$

- mit:
- $v_G$ : Gasgeschwindigkeit in der feststoffarmen Phase [m/s]
  - $v_{s,w}$ : Feststoffgeschwindigkeit in der feststoffarmen Phase [m/s]
  - $\Phi$ : Relativer freier Rohrquerschnitt [-]
  - $\lambda_{\text{Str}}$ : Strähnenantriebskoeffizient [-]
  - $\mu$ : Beladung [-]

Dabei wird die mit der Gleichung (1.1) definierte Partikel-Froude-Zahl zur dimensionslosen Darstellung der Leerrohrgasgeschwindigkeit verwendet. Ähnlich werden die Partikel-Froude-Zahlen  $Fr_{p,u_{\text{mf}}}$  und  $Fr_{p,w_f}$  bei Minimalfluidisationsgeschwindigkeit und bei Einzelkornsinkgeschwindigkeit gebildet. Gleichung (2.15) stellt eine Abschätzung für die Partikel-Froude-Zahl  $Fr_{p,u_{\text{mf}}}$  dar.  $Fr_{p,u_{\text{mf}}}$  sollte vorzugsweise mit der gemessenen Lockerungsgeschwindigkeit gebildet werden.

Um die Anzahl der dimensionslosen Kennzahlen nun zu reduzieren, werden zur Lösung dieses Gleichungssystems zwei davon, nämlich die Archimedes-Zahl  $Ar$  aus Gleichung (2.6) und die Lockerungsporosität  $\varepsilon_{\text{mf}}$ , als Randbedingungen fest

vorgegeben. Somit kann für einen durch Wirth experimentell ermittelten **Strähnenantriebskoeffizient**  $\lambda_{str}$  von 0,0053 ein dimensionsloses Zustandsdiagramm berechnet werden. Dieses ist beispielhaft für ein Glas / Luft-System ( $d_p = 60 \mu\text{m}$ ) bei einer Archimedes-Zahl von 20 und einer Lockerungsporosität von 0,45 in Abbildung 2.5 dargestellt [STRABEL 2004].

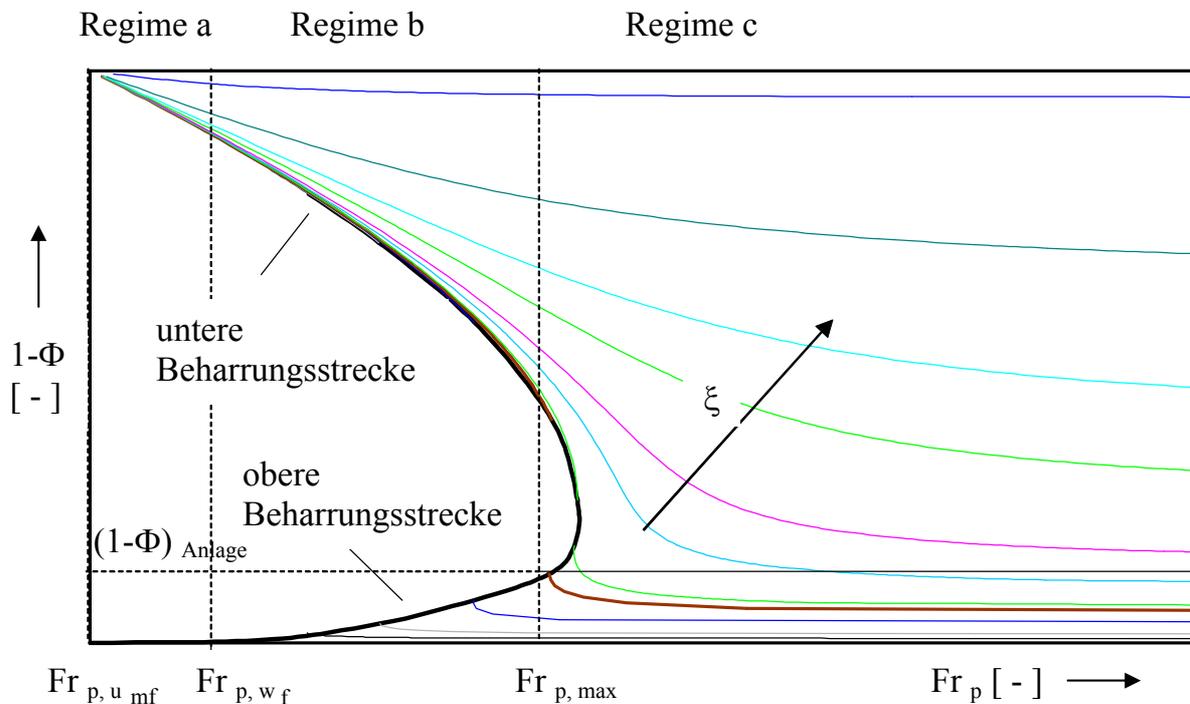


Abbildung 2.5: Druckverlustdiagramm einer entmischten aufwärts gerichteten Gas-Feststoff-Strömung nach Wirth für  $Ar = 20$  und  $\varepsilon_{mf} = 0,45$  [STRABEL 2004]

Wie der Abbildung 2.5 zu entnehmen, wird der Strähnenbedeckungsgrad  $1-\Phi$  als Funktion der Partikel-Froude-Zahl bei Variation des Volumenstromverhältnisses von Fluid und Feststoff  $\xi$  dargestellt. Der Strähnenbedeckungsgrad ist gleich dem gemessenen Druckverlust bezogen auf den Druckverlust bei Minimalfluidisation. Die Beladung  $\mu$  wird mittels des Verhältnisses des Feststoffmassenstroms  $\dot{M}_s$  zum Gasmassenstrom  $\dot{M}_f$  berechnet (Gleichungen (2.16) bis (2.18)).

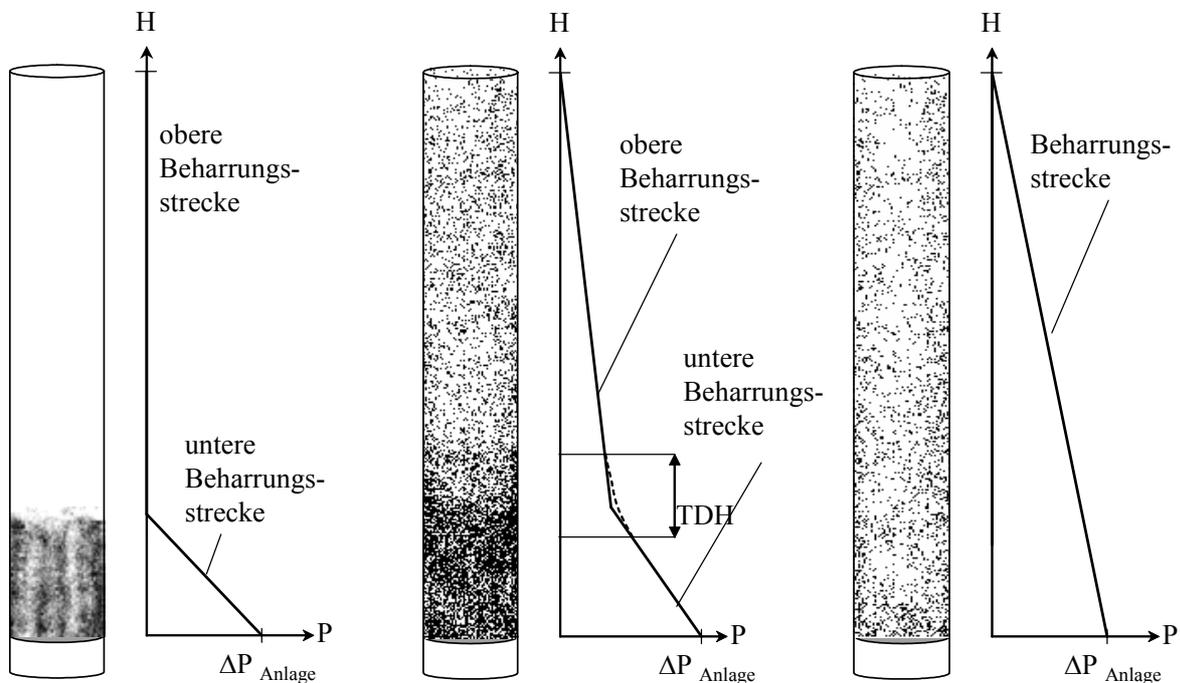
$$1-\Phi = \frac{\Delta P}{(\rho_s - \rho_f) \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot g \cdot \Delta L} \quad (\text{Strähnenbedeckungsgrad}) \quad (2.16)$$

$$\xi = \frac{\rho_f}{\rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{mf})} \cdot \mu \quad (\text{Volumenstromverhältnis}) \quad (2.17)$$

mit:  $\mu = \frac{\dot{M}_s}{\dot{M}_f}$  (Beladung) (2.18)

Somit ist eine Aussage über das axiale Druckprofil im oberen und unteren Teil einer heterogenen zirkulierenden Wirbelschicht bei Variation der dimensionslosen Geschwindigkeit und bei bekanntem Volumenstromverhältnis möglich.

Geht man von dem Zustand des Festbetts aus und erhöht man die Gasgeschwindigkeit bis oberhalb des Lockerungspunktes aber unterhalb der Einzelkornsinkgeschwindigkeit, so stellt sich der Zustand der blasenbildenden Wirbelschicht ein. Da der Feststoff im unteren Bereich der Anlage konzentriert bleibt und das Druckprofil eine konstante Abnahme des Drucks entlang der Bett-höhe aufweist, liegt eine ausgeprägte **untere Beharrungsstrecke** vor. Im oberen Teil der Anlage, wo sich kein Feststoff befindet, sind der Strähnenbedeckungsgrad und die **obere Beharrungsstrecke** gleich Null. Ein mögliches Beispiel für das axiale Druckprofil in diesem Regime ist in Abbildung 2.6.a dargestellt.



$$a: Fr_{p, u_{mf}} < Fr_p < Fr_{p, w_f} \quad b: Fr_{p, w_f} < Fr_p < Fr_{p, max} \quad c: Fr_p > Fr_{p, max}$$

Abbildung 2.6: Druckprofile bei unterschiedlichen Strömungsregimen in zirkulierenden Wirbelschichten [in Anlehnungen an WIRTH 1990]

Wird die Einzelkornsinkgeschwindigkeit überschritten, so wird der Feststoff in Form von Strähnen ausgetragen: der Strähnenbedeckungsgrad steigt im oberen Teil der Anlage an und nimmt im unteren Teil ab (Regime b der Abbildung 2.5). Die **obere und untere Beharrungsstrecke** weisen nun beide einen ausgeprägten Druckgradienten auf (Abbildung 2.6.b). Der Übergangsbereich zwischen den Beiden wird als „**Transport Disengaging Height**“ oder abgekürzt **TDH** bezeichnet.

Bei einer weiteren Steigerung der Geschwindigkeit nähern sich diese beiden Beharrungstrecken an, bis sie schließlich beim Erreichen der maximalen Gasgeschwindigkeit und somit auch der maximalen Partikel-Froude-Zahl  $Fr_{p, \max}$  in eine Gerade übergehen und nur noch **eine Beharrungstrecke** ergeben (Abbildung 2.6.c). Ab diesem Punkt gilt der Feststoff als gleichmäßig über die Anlage verteilt.

Durch die messtechnische Erfassung oder Berechnung von Druckprofilen können in dieser Modelldarstellung somit Rückschlüsse auf den globalen Strömungszustand in Wirbelschichten gezogen und anhand der Gleichung (2.2) Feststoffkonzentrationen ermittelt werden. Allerdings werden dabei die radialen Strömungsverhältnissen nicht mit berücksichtigt.

## 2.4 Scale-up konventioneller Wirbelschichten

Bislang können numerische Berechnungen nur für Detailaspekte angewandt werden. Zur Auslegung von konventionellen Wirbelschichten werden deshalb üblicherweise kostengünstige Vorversuche in einer Laboranlage überschaubarer Größe, die über ähnliche hydrodynamische Eigenschaften wie die kommerzielle Anlage verfügen sollte, durchgeführt. Um diese Ähnlichkeiten zu gewährleisten, müssen gewisse Kriterien von beiden Anlagen erfüllt werden.

Aus den zahlreichen Ansätzen, die publiziert wurden [u.a. HORIO 1986; ZHANG 1987; FOSCOLO 1990; CHAN 1992], hat sich das Modell von Glicksman [GLICKSMAN 1984, 1994 erweitert] am meisten in der Praxis durchgesetzt [KEHLENBECK 2001].

Inspiziert von dem Pi-Theorem von Buckingham [BUCKINGHAM 1914] werden von Glicksman die Gleichungen, die das Verhalten des Fluids und des Feststoffs regieren, wie z. B. die Massen- und Impulserhaltungen, dimensionslos gemacht. Daraus lassen sich **8 dimensionslose Parameter** ableiten, die bis auf einen Vergrößerungsfaktor zwischen der Labor- und der industriellen Anlage konstant gehalten werden sollen. Ihre Auflistung und physikalische Beschreibung ist der Tabelle 2.1 zu entnehmen. Voraussetzungen sind dabei, dass beide Anlagen zusätzlich über **ähnliche Geometrien** verfügen und **ähnliche Strömungszustände** aufweisen.

Obwohl sich dieses Modell mehrmals als zufriedenstellend herausgestellt hat [NICASTRO 1984; ALMSTED 1990; GLICKSMAN 1991, 1993, 1994], werden zusätzliche Effekte, die das Scale-up beeinflussen und erschweren, nicht einbezogen. Dazu gehören u.a. das Scale-up der Blasenkoaleszenz, die von einer Geldart-Gruppe zur anderen wesentliche Unterschiede aufweisen kann [KEHLENBECK 2001], die Berücksichtigung der Populationsbilanzen, die mit der Zeit als Folge Erosions- und Agglomerationsprozessen zu Stande kommen, oder der

Erosion von Zyklonen, Ventilen und ähnlichen Komponenten, die im Falle einer Laboranlage nicht untersucht werden können [MATSEN 1985].

Da der Ringwirbelschichtreaktor als neuer Gas-Feststoffreaktor zum einen über eine wesentliche komplexere Geometrie als die konventionellen Wirbelschichten verfügt und zum anderen die Blasenkoaleszenz „vermutlich“ eine entscheidende Rolle bezüglich des Strömungsverhaltens ausübt, können die Scale-up Kriterien von Glicksman nicht direkt angewandt werden.

*Tabelle 2.1: Scale-up Parameter von Glicksman [GLICKSMAN 1994]*

$\frac{\rho_s \cdot u_{\text{Leer}} \cdot d_p}{\mu}$	Feststoffträgheit / Reibungskraft des Fluids
$\frac{\rho_f \cdot u_{\text{Leer}} \cdot L_{\text{Bett}}}{\mu}$	Fluidträgheit / Reibungskraft des Fluids
$\frac{u_{\text{Leer}}^2}{g \cdot L_{\text{Bett}}}$	Trägheit / Gewichtskraft
$\frac{\rho_s}{\rho_f}$	Feststoffträgheit / Fluidträgheit
$\frac{G_s}{\rho_s \cdot u_{\text{Leer}}}$	Querschnittsbelastung des Feststoffs / Volumetrischer Durchfluss des Fluids
$\frac{L_{\text{Bett}}}{D_{\text{Bett}}}$	Betthöhe / Bettdiameter
PSD	Korngrößenverteilung
$\phi$	Sphärizität der Partikel

Laut Molerus [MOLERUS -] hat der Einfluss der Blasen zur Folge, dass im Hinblick auf eine Maßstabsvergrößerung nicht, wie beim Festbettreaktor, das Verhältnis Partikel zu Gefäßdurchmesser, sondern das Verhältnis Blasendurchmesser zu Gefäßdurchmesser von Bedeutung ist. Da die Abmessungen der Blasen um Größenordnungen über denen der Partikeln in Zentimeter- bzw. Dezimeterbereich liegen und damit von der Größenordnung der im Labor üblichen Gefäßdurchmesser sind, folgt unmittelbar, dass das Betriebsverhalten von kleinmaßstäblichen Wirbelschichten stark durchmesserabhängig ist. Da sich aus zahlreichen Untersuchungen [DE GROOT 1967; VAN SWAAIJ 1972; WERTHER 1974] eine starke Durchmesserabhängigkeit für Gefäße unter 200 mm-Durchmesser herausgestellt hat, folgt hieraus, dass für Labor- bzw. Technikumswirbelschichten ein Mindestdurchmesser von mindestens 200 mm erforderlich ist, wenn die daran gewonnenen Ergebnisse als Grundlage für die Projektierung größerer Einheiten dienen sollen.

Per Definition stellt der Ringwirbelschichtreaktor eine Kombination aus konventioneller blasenbildender Wirbelschicht und zirkulierender Wirbelschicht dar. Da nicht alle dimensionslose Größen für beide Wirbelschichtarten gleichzeitig für die Labor- und Pilotanlage konstant gehalten werden können, stellt sich die Frage, welche Kennzahlen bzw. Größen maßgeblich das Betriebsverhalten des Ringwirbelschichtreaktors beeinflussen.



### **3 Aufgabenstellung**

Der im vorangegangenen Kapitel erläuterte Kenntnisstand über die konventionellen Wirbelschichten zeigt, dass es trotz ausführlicher und systematischer Charakterisierung der Strömungszustände in diesen Reaktoren immer noch eine Herausforderung ist, den Schritt von einer Laboranlage zu einer kommerziellen Anlage erfolgreich zu absolvieren. Umso mehr stellt das Scale-up von einer neuartigen Reaktorart, die über eine komplexere Geometrie als die konventionellen Wirbelschichten verfügt, eine zusätzliche Herausforderung dar.

Auf die oben erläuterte Problematik lässt sich die Zielsetzung dieser Arbeit, nämlich die experimentelle und theoretische strömungsmechanische Charakterisierung des Ringwirbelschichtreaktors im Hinblick auf Scale-up, zurückführen. Um vorerst den Einfluss relevanter Größen auf den Strömungszustand zu bestimmen, sollen Vorversuche bei einer breiten Variation der Versuchsparameter durchgeführt werden. Dafür soll eine Laboranlage in Verbindung mit der Mess- und Regelmesstechnik in Erlangen aufgebaut werden und eine Pilotanlage mit einem querschnittsbezogenen Vergrößerungsfaktor von 15 auf dem Forschungs- & Entwicklungsgelände der Outotec GmbH in Frankfurt neu in Betrieb genommen werden. Dabei muss die Änderung der Zentraldüsengeometrie (Durchmesser, Gesamtlänge und Länge über dem Düsenboden), der Höhe der Wirbelmischkammer und das Einbauen von einem Wärmeübertrager ohne aufwändigen konstruktiven Umbau gewährleistet werden. Um einen möglichst breiten Bereich an Betriebszuständen zusätzlich abzudecken, werden neben diesen geometrischen Parametern Betriebsparameter sowie das Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer, die Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse und in der Ringwirbelschicht variiert. Weiterhin werden mehrere Versuchsgüter, die sich in ihrer Dichte und Korngrößenverteilung möglichst stark unterscheiden, zum Einsatz kommen. Zusätzlich wird zur Visualisierung der Feststoffbewegung oberhalb der Zentraldüse eine Halbkreisanlage in Labormaßstab errichtet. Nach der Festlegung und Eingrenzung des stabilen Betriebsbereiches der Anlagen im Rahmen dieser Vorversuche muss der Strömungszustand detailliert untersucht werden.

Um eine verlässliche Beschreibung des Strömungszustands in Gas-Feststoff-Systemen vornehmen zu können, sind neben der Erfassung des globalen Strömungszustandes durch die klassischen Messungen der axialen Druckprofile, der

Geschwindigkeiten und der externen Feststoffrezirkulation lokale strömungsmechanischen Untersuchungen zwingend erforderlich. Ein Schwerpunkt dieser Arbeit liegt daher auf der Auswahl, Adaptation, Validierung und Weiterentwicklung eines geeigneten Messverfahrens. In Bezug auf die gestellten messtechnischen Anforderungen fiel die Entscheidung auf ein kapazitives Sondensystem, das aufgrund seiner hohen Arbeitsfrequenz und trotz leichter Beeinflussung der Strömung in unmittelbarer Sondennähe eine hohe zeitliche Signalauflösung instabiler Strömungsphänomene gewährleistet. Durch die zusätzliche Entwicklung einer robusten Traversiereinheit wird die Erfassung radialer Profile entlang des Querschnitts beliebiger Anlagengröße beim Vorliegen hoher mechanischer Belastungen von der Reaktormitte bis zur Wand ermöglicht. Somit können durch die Kreuzkorrelation der aufgenommenen Sonden-signale gleichzeitig lokale Informationen über die Feststoffgeschwindigkeit, -konzentration und Querschnittsbelastung gewonnen werden.

Die so gewonnenen Ergebnisse sollen im experimentellen Teil der Arbeit die Charakterisierung der globalen und gegebenenfalls lokalen axialen und radialen Strömungszustände und besonders der Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse ermöglichen. Dazu sollen radiale Profile der Feststoffkonzentration, der Feststoffgeschwindigkeit und der resultierenden Querschnittsbelastung im stabilen Betriebsbereich der Anlage bei unterschiedlichen betriebsbedingten und geometrischen Parametern ermittelt werden.

Basierend auf dieser detaillierten Beschreibung der Strömungsverhältnissen in unterschiedlichen Ringwirbelschichtreaktoren soll ein Modell aufgestellt werden, dass zum einen die Feststoffeinmischung in den Kernbereich der vorhandenen Anlagen wiedergeben kann und zum anderen Auslegungs- und Scale-up Kriterien zu Anlagen industrieller Größe ermöglichen soll.

Die Kombination aller gewonnenen Informationen kann schließlich zum Vergleich von Ringwirbelschichtreaktoren mit herkömmlichen Verfahren, hinsichtlich ihrer Eignung und Einsatzgrenzen für Gas-Feststoff-Strömungen, genutzt werden.

## **4 Versuchsaufbau und Versuchsbedingungen**

Zur Untersuchung der Strömung in Ringwirbelschichtreaktoren wurden im Hinblick auf die Problematik des Scale-ups Untersuchungen in zwei am Lehrstuhl aufgebauten Laboranlagen ( $D_{RWS} = 190 \text{ mm}$ ) und in einer wieder in Betrieb genommenen Pilotanlage ( $D_{RWS} = 740 \text{ mm}$ ) auf dem Forschungs- & Entwicklungsgelände der Outotec GmbH in Frankfurt durchgeführt. Zwecks der Veranschaulichung des Düsendurchfalls in der Zentraldüse ist eine der Laboranlagen halbkreisförmig und nur mit einer gesamten Länge von 2 Metern angefertigt worden. Die Durchführung von kapazitiven Sondenmessungen erfolgte allerdings ausschließlich in beiden Vollkreisanlagen. Alle drei Anlagen werden mit Luft bei Umgebungsbedingungen betrieben.

Nach einer kurzen Beschreibung der Anlagen und deren Instrumentierung werden die Versuchsgüter und -parameter vorgestellt. Anhand der Vorversuche u.a. bezüglich des Auftretens des Düsendurchfalls und der Druckpulsationen werden die stabilen Betriebsbereiche jeder Anlage eingegrenzt.

### **4.1 Versuchsanlagen**

#### **4.1.1 Anlagengeometrien**

##### 4.1.1.1 Vollkreislaboranlage

Der Aufbau der Vollkreislaboranlage ist in Abbildung 4.1 links dargestellt. Hauptbestandteile sind im wesentlichen die Zentraldüse, die Ringwirbelschicht, die Wirbelmischkammer und die Rückführleitung mit Wägebehälter zur externen Rezirkulation des Feststoffs.

Der untere Teil der Anlage, der von der Zentralwerkstatt der Universität angefertigt wurde und als Herzstück der Anlage gilt, besteht aus einem Edelstahlwindkasten, der durch vier Stahlstäbe unterstützt wird (Abbildung 4.1 rechts).

Durch vier in der unteren Platte angebrachte Luftstutzen dringt die Primärluft aus dem Hausnetz in den Windkasten hinein und strömt durch die hochporöse Edelstahlsinterplatte der Firma Tridelta Siperm GmbH am oberen Ende der

Konstruktion heraus. Dabei gewährleistet der ausgewählte Porendurchmesser von 35  $\mu\text{m}$  bei einer Plattenstärke von 6 mm den notwendigen Bodendruckverlust zur gleichmäßigen Fluidisierung der Ringwirbelschicht [LEHMANN 1968; KUNII 1969]. Die höchst präzise Regelung der Luft auf einen maximalen Volumenstrom von 50  $\text{Nm}^3/\text{h}$  erfolgt mit Hilfe eines Mass Flow Controllers vom Typ E-5712-AAA der Firma Bronkhorst HIGH-TECH, der kontinuierlich mit Hilfe eines LabVIEW-Programms aus der Messwarte ferngesteuert wird.

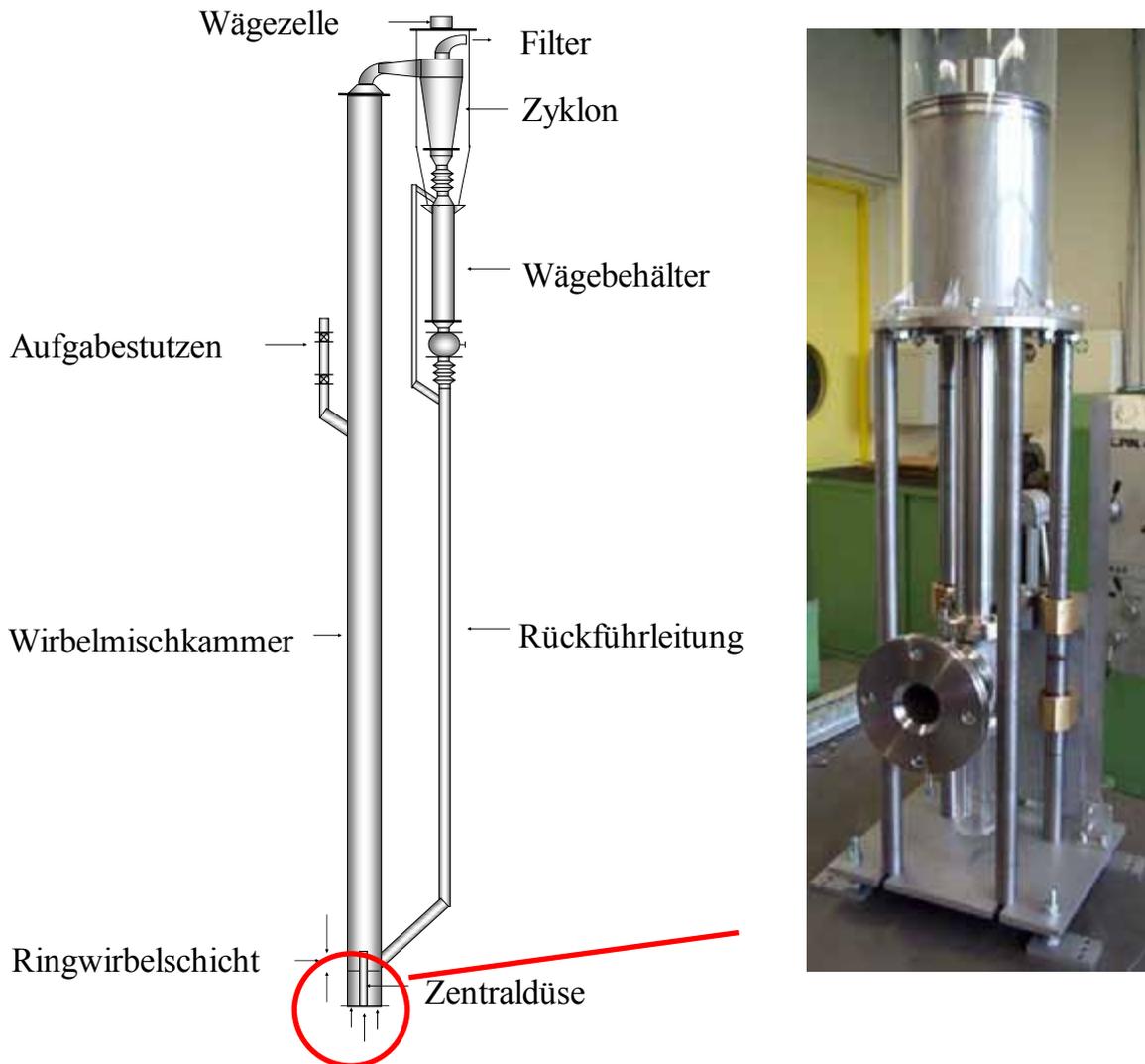


Abbildung 4.1: Skizze der 190 mm-Vollkreislaboranlage (links) mit Foto des unteren Teils der Anlage (rechts)

Der Windkasten wird in der Mitte von einer verschiebbaren Edelstahlzentraldüse durchdrungen, deren Mündung mittels einer Spindel zur **Höheneinstellung** Positionen zwischen 30 und 300 mm oberhalb der Sinterplatte annehmen kann. Je nach Versuch kann wahlweise nach dem Umtausch der Sinterplatte mit einem Zentraldüseninnendurchmesser von 19 bzw. 54 mm gearbeitet werden (Abbildung

4.2). Dabei beträgt die Wandstärke in beiden Fällen 3 mm bei einer gesamten Düsenlänge von 750 mm (Tabelle 4.1). Dank beider Maßnahmen kann der Einfluss des Durchmessers und der Höhe der Ringwirbelschicht auf den Strömungszustand ohne erheblichen Zeitaufwand untersucht werden (Abschnitte 6.4.1 und 6.4.3).

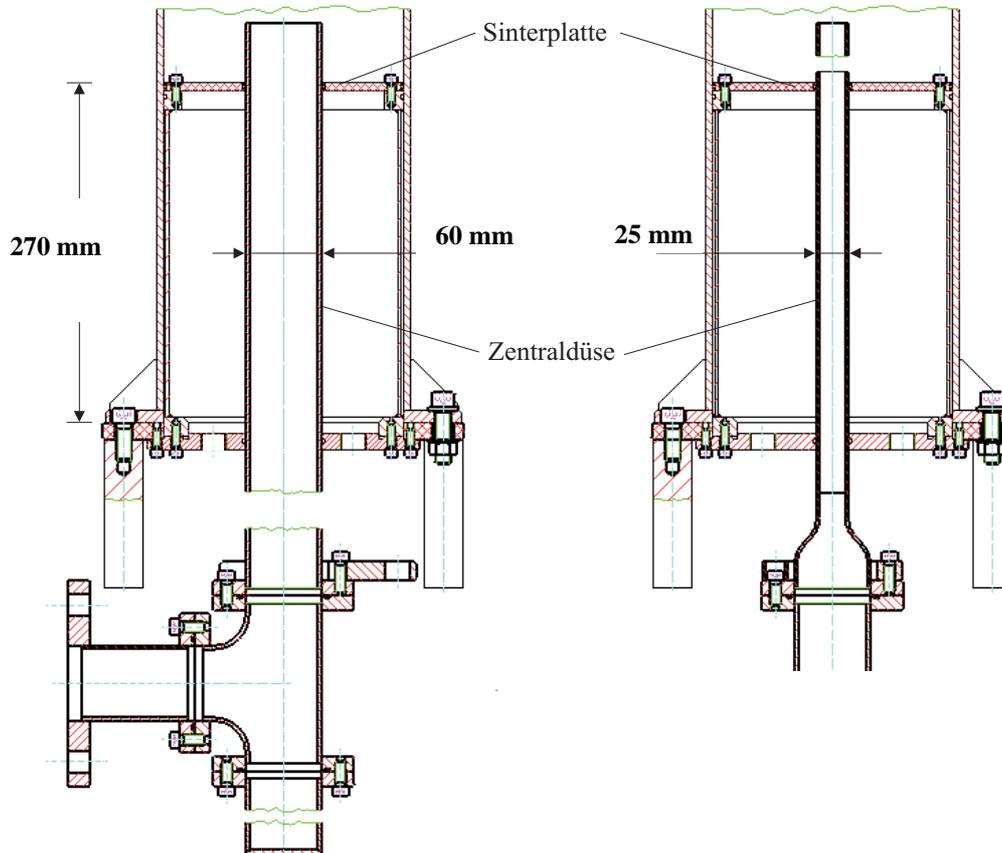


Abbildung 4.2: Schematischer Aufbau des Windkastens ohne Stutzen der Rückführleitung für eine 54 bzw. 19 mm-Zentraldüse (links bzw. rechts) [OSSEGE 2003]

Zur Aufbringung des zentralen Luftstroms wird bei der kleineren Düse Luft aus dem Hausnetz entnommen und mittels eines Rotameters der Firma Krone mit einem maximalen Volumenstrom von  $80 \text{ Nm}^3/\text{h}$  manuell beaufschlagt. Für den höheren Luftbedarf der größeren Zentraldüse dagegen kommt ein Drehkolbengebläse mit einem maximalen Volumenstrom von  $1400 \text{ Nm}^3/\text{h}$  bei einem maximalen Überdruck von 1 bar zum Einsatz. In diesem Fall erfolgt die Regelung pneumatisch mittels eines Regelkastens in der Messwarte. Der Gasvolumenstrom wird durch Normblenden mit Eckdruckentnahme laut DIN 1952 [DIN 1982] in einem LabVIEW-Programm bestimmt (Abschnitt 4.1.2.2). Im letzten Fall passiert der Luftstrom auf dem Weg zur Anlage zusätzlich einen bei den Versuchen stets ausgeschalteten elektrischen Luftvorwärmer der Firma Vulcanic Czepek mit einer Leistung von  $2 \cdot 90 \text{ kW}$ .

Tabelle 4.1: Charakteristika der Versuchsanlagen

		Pilotanlage	Laboranlage	
			Vollkreis	Halbkreis
D <sub>innen</sub> [mm]	ZD	160 / 220	24 / 54	50
	RWS	740	190	
	WMK			
	Riser	500	50	
	Down.	150		
H [mm]	RWS	1 000 / 1 100*	30 bis 300	180
	WMK	2 000**	9 000	1 820
	Konus	1 235		
	Riser	3 950		
L <sub>gesamt</sub> *** [mm]	ZD	1 235 und 1 745 / 1 745	750	500
L / D [-]				
$\frac{D_{ZD,innen}}{D_{RWS,innen}}$ [-]		0,22 / 0,30	0,13 / 0,28	0,26
$\frac{H_{RWS}}{D_{RWS,innen}}$ [-]		1,35	0,16 bis 1,58	0,95
Anströmboden		Düsenboden	Sinterplatte	
Werkstoff		Stahl	Plexiglas, Stahl	Lexan
Versuche		- Düsendurchfall - Sondenmessungen	- Druckschwankungen - Sondenmessungen	- Düsendurchfall - Druckschwankungen - Kegeluntersuchungen
Versuchsgüter		- Quarzsand F32 - Tonerde - Eisenerz	- Glaskugeln - Quarzsand - Tonerde	Glaskugeln

\*: Mit Einbauten

\*\* : Ohne konischen Teil

\*\*\*: Mit konischem Teil

Die Sekundärluft wird dann in beiden Fällen zuerst waagrecht in einem T-Stück eingebracht und nach Umlenkung um 90° in die Wirbelmischkammer eingespeist. Um die Strömung zu vergleichmäßigen, ist eine Lochplatte mit 2 mm Lochdurchmesser bei einer Stärke von 2 mm kurz vor dem T-Stück eingebaut. Das eventuelle Auftreten des Feststoffdurchfalls in der Zentraldüse kann durch einen leicht verschraubbaren durchsichtigen Plexiglastopf im nach unten gerichteten senkrechten Zweig des T-Stücks beobachtet werden (Abbildung 4.1 rechts unten).

Oberhalb der Zentraldüsenmündung, wo die Wirbelmischkammer beginnt, vereinigen sich die beiden Luftströme, der Primär- und Sekundärluftstrom, und strömen mit einer Gasgeschwindigkeit  $u_{WMK}$  (Abschnitt 4.1.2.2) in Richtung des Anlagenkopfs den Aufstromteil hoch. Dieser erstreckt sich über eine gesamte Höhe von 9 000 mm mit einem konstanten Innendurchmesser von 190 mm bei einer

Wandstärke von 5 mm und besteht hauptsächlich aus 2 m langen wärmebehandelten XT-Röhren der Firma König Kunststoffe GmbH. Aufgrund der elektrostatischen Aufladung und trotz zusätzlicher Erdung des unteren Teils der Anlage (Abschnitt 5.4.2.3) mussten aber an den für die Sondenmessungen vorgesehenen Messstellen, die Plexiglasschüsse durch Stahlschüsse (St 37) gleicher Größe ersetzt werden. In den ersten 2 m der Anlage sind demzufolge abwechselnd Rohrstücke beider Werkstoffe zu finden.

In einer Höhe von 5 800 mm wird Feststoff mittels eines Schleusensystems in die Anlage aufgegeben, so dass auch während des Betriebs das Feststoffinventar in der Anlage variiert werden kann. Je nach Einstellungen wird dieser entweder direkt die Wand hinunterfallen oder bei höheren Gasgeschwindigkeiten am Kopf der Anlage Richtung Abscheider umgelenkt. Nach Verlassen des Aufstromteils trennt ein Aerozyklon Gas und Feststoff voneinander. Während der Gasstrom aus dem Tauchrohr einem Schlauchfilter zwecks Feinreinigung zugeführt wird, gelangt der abgetrennte Feststoff über einen Wäagebehälter (Abschnitt 4.1.2.3) in die Rückführleitung mit einem Innendurchmesser von 50 mm. Dieser Plexiglaswäagebehälter mit einem Inhalt von 13 l ist mechanisch von der Rückführleitung entkoppelt und mit einer Wäagezelle C3H2 der Firma HBM mit einem Messbereich von 0 bis 1 000 kg verbunden. Ein pneumatisch gesteuertes Quetschventil unterhalb des Behälters dient als Absperrung während der einigen Sekunden langen Massenstrommessung. Der dafür erforderliche Druckausgleich ist durch einen Bypass um den Wäagebehälter gewährleistet. Nach der Messung wird der Feststoff schließlich über einen 45° geneigten Schenkel direkt oberhalb des Sinterbodens in die Ringwirbelschicht eindosiert, wo er erneut eingemischt wird.

Um die Strömungsverhältnisse des Ringwirbelschichtreaktors untersuchen zu können, ist die Anlage mit unterschiedlichen Messsystemen ausgestattet.

Zur Erfassung axialer Druckverläufe sind 14 Differenzdruckaufnehmer der Firma Rosemount über die Höhe des Aufstromteils verteilt. Dabei wird jeweils der Kopf der Anlage als Bezugspunkt herangezogen. Je nach axialer Position besitzen die Differenzdruckaufnehmer eine Messspanne zwischen 62 und 75 mbar mit einer auf den Endwert bezogenen Messgenauigkeit von 0,025 %. Um einen Feststoffeintritt und somit ein Verstopfen der Druckmessleitungen zu verhindern, werden alle Stutzen mit einer feinen Polyethylengaze abgedichtet.

Um die Temperatur- und Druckkorrektur bei der Berechnung der Volumenströme durchzuführen, werden zusätzlich der Absolutdruck und die Temperatur am Kopf der Anlage gemessen. Dafür kommen ein Druckaufnehmer der Firma Rosemount mit einem Messbereich von 2 bar und ein NiCr / Ni-Mantelthermoelement der Firma TC Mess- und Regeltechnik GmbH mit einem Messbereich bis 400°C zum Einsatz.

Lokale Strömungsuntersuchungen sind mittels kapazitiver Sonden möglich, welche immer bei konstanten Abständen von 25, 50, 200 und 625 mm oberhalb der Mündung der Zentraldüse eingebaut werden. Dabei sind diese Höhen auf den Mittelpunkt beider Sonden in der Halterung bezogen (Abschnitt 5.3.4).

#### 4.1.1.2 Halbkreislaboranlage

Zur Veranschaulichung des Düsendurchfalls in der Zentraldüse und der Kegelbildung oberhalb der Ringwirbelschicht wurde eine Halbkreisanlage aus Lexan von der Zentralwerkstatt der Universität angefertigt, die über die ähnliche Geometrie wie der untere Teil der Vollkreislaboranlage verfügt (Tabelle 4.1) und sich über eine gesamte Höhe der Wirbelmischkammer von 1 820 mm erstreckt (Abbildung 4.3). Allerdings ragt die Zentraldüse mit einer konstanten, auf 180 mm festgelegten Höhe oberhalb der Sinterplatte heraus. Die gesamte Düsenlänge beträgt in dem Fall 500 mm bei einem Außendurchmesser von 60 mm und einer Wandstärke von 5 mm. Da die Anlage direkt neben der Vollkreislaboranlage aufgebaut wurde, werden nach Umstellung zweier Ventile, die gleichen Luftversorgungen wie bereits erläutert benutzt: Mass Flow Controller zur Fluidisierung des Rings und Rotameter zur Einstellung der Luft in der Zentraldüse.

Aufgrund der Beeinflussung der Strömung durch die vordere Platte werden nur Druckmessungen mit 5 Differenzdruckaufnehmern der Firma Rosemount durchgeführt.

#### **Bemerkung:**

Da die Halbkreislaboranlage nur im Rahmen der Voruntersuchungen (Düsendurchfall, Druckschwankungen und Kegeluntersuchungen, Tabelle 4.1) erwähnt wird, wird die Bezeichnung Laboranlage für die Vollkreislaboranlage angewandt.

#### 4.1.1.3 Pilotanlage

Um einen Vergleich der Strömungen zwischen einer Laboranlage und einer Pilotanlage mit einem querschnittsbezogenen Scale-up Faktor von 15 zu ermöglichen, wurde die Circotherm<sup>®</sup>-Anlage mit einem Innendurchmesser von 740 mm auf dem Forschungs- & Entwicklungsgelände der Outotec GmbH in Frankfurt im Rahmen zweier Diplomarbeiten wieder in Betrieb genommen und zur Untersuchung des Einflusses der gesamten Düsenlänge umgebaut. Während die Prozessleittechnik in einem Container untergebracht ist, befindet sich die Pilotanlage im Gegensatz zur Laboranlage im Freien.

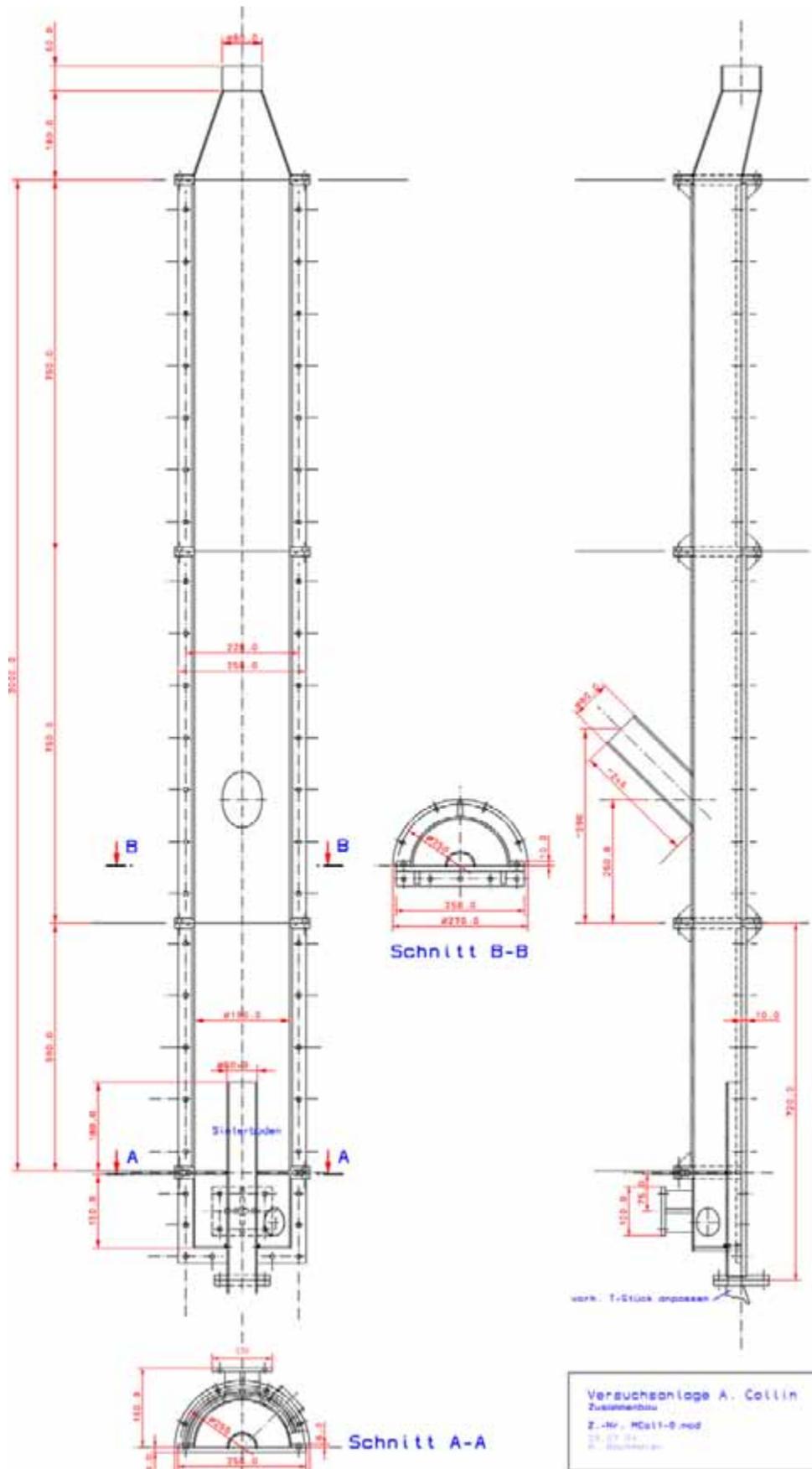


Abbildung 4.3: Technische Zeichnung der Halbkreislaboranlage [BACHMAIER 2004]

Wie der Abbildung 4.4 zu entnehmen, verfügt die Anlage im wesentlichen über ähnliche Elemente wie die beiden Laboranlagen. Um aber bei eventuell anfallenden Umbauten eine größtmögliche Flexibilität beizubehalten, werden die aus rostfreiem Stahl angefertigten Baugruppen nicht miteinander verschweißt, sondern durchwegs verschraubt.

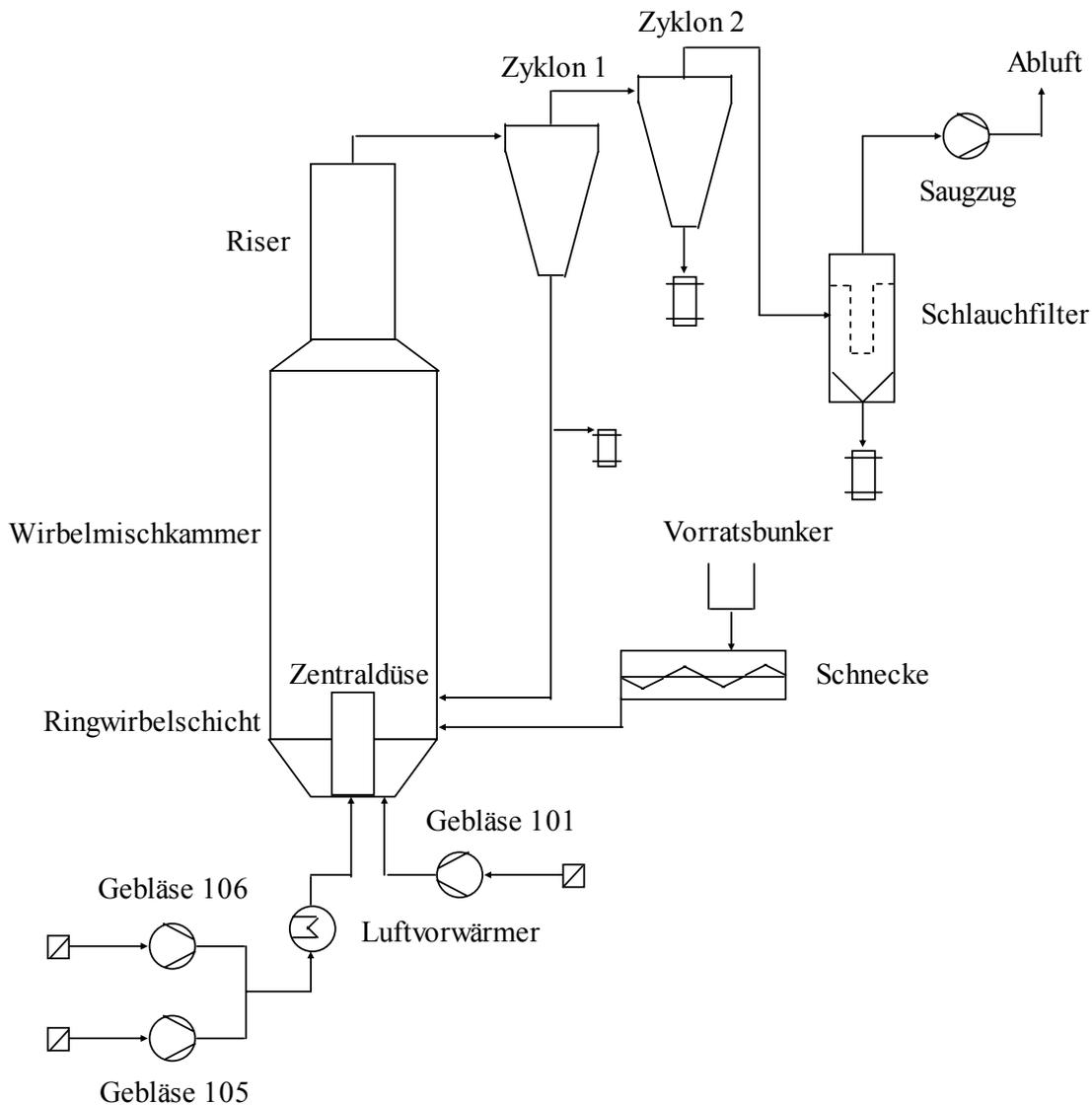


Abbildung 4.4: Verfahrensfließbild der Pilotanlage

Die Fluidisierungsluft wird mit dem Drehkolbengebläse 101 mit einem maximalen Volumenstrom von  $650 \text{ Nm}^3/\text{h}$  bei einem maximalen Druck von 200 mbar ( $20^\circ\text{C}$ ) gefördert und gelangt über einen Düsenboden in den ringförmigen Bereich der Anlage (Abbildung 4.5). Dieser besteht aus 32 Düsen mit einem einheitlichen Außendurchmesser von 40 mm: 20 bzw. 12 davon sind mit 6 bzw. 4 Bohrungen à 4 mm versehen.

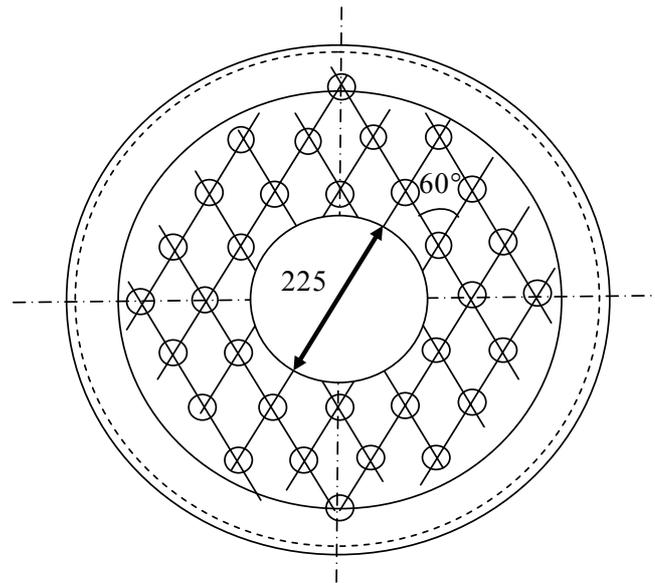


Abbildung 4.5: Technische Zeichnung des Düsenbodens der Pilotanlage

Der Prozessgasstrom wird mittig in der Anlage mit dem Drehkolbengebläse 105 bzw. mit dem Radialgebläse 106 (maximaler Volumenstrom von 2 600 bzw. 3 000 Nm<sup>3</sup>/h bei einem maximalen Druck von 500 bzw. 200 mbar (20°C)) der Zentraldüse zugeführt. Auf dem Weg passiert er einen elektrischen Luftvorwärmer mit einer Leistung von 360 kW, der das Gas auf ca. 450°C bei einem maximalen Volumenstrom von 3 000 Nm<sup>3</sup>/h aufheizen kann. Die kapazitiven Messungen wurden allerdings nur bei kaltem Anlagenbetrieb durchgeführt. Messblenden, die im jeweiligen Rohrabschnitt eingebaut sind, ermöglichen die Volumenstrommessung.

Für die Versuche wurden 2 Düsen mit Innendurchmessern von 160 und 220 mm und mit unterschiedlichen L / D-Verhältnissen eingesetzt (Tabelle 4.2). Da zuerst der Einfluss von Einbauten untersucht wurde, verfügte die 160 mm-Düse ursprünglich über eine Länge von 1 845 mm, 1 100 mm davon oberhalb des Düsenbodens. Danach wurde sie um 100 mm gekürzt, so dass beide Düsen sich dann über eine gesamte Länge von 1 745 mm, 1 000 mm davon oberhalb des Düsenbodens erstreckten. Für die weitere Untersuchung des Einflusses der gesamten Länge der Zentraldüse auf den Feststoffdurchfall in der Düse wurde zusätzlich eine 160 mm-Düse mit einer Länge von 1 235 mm gebaut. Damit diese dritte verkürzte Düse weiterhin 1 000 mm oberhalb des Düsenbodens herausragt, wurde die Einlaufstrecke unterhalb der Zentraldüse umgebaut und mit einem höheren breiteren Zwischenstück zur Kompensierung der Rohrverkürzung versehen (Abbildung 4.6).

Tabelle 4.2: Geometrien der Düsen

Nummer	D <sub>innen</sub> [mm]	D <sub>außen</sub> [mm]	L [mm]	L <sub>gesamt</sub> [mm]	L / D [-]	Einlauf*
1	160	167	1 450 / 1 550**	1 745 / 1 845**	9,1 / 9,7**	A
2	220	225	1 450	1 745	6,6	
3	160	220	1 000	1 235	6,2	B

\*: Abbildung 4.6

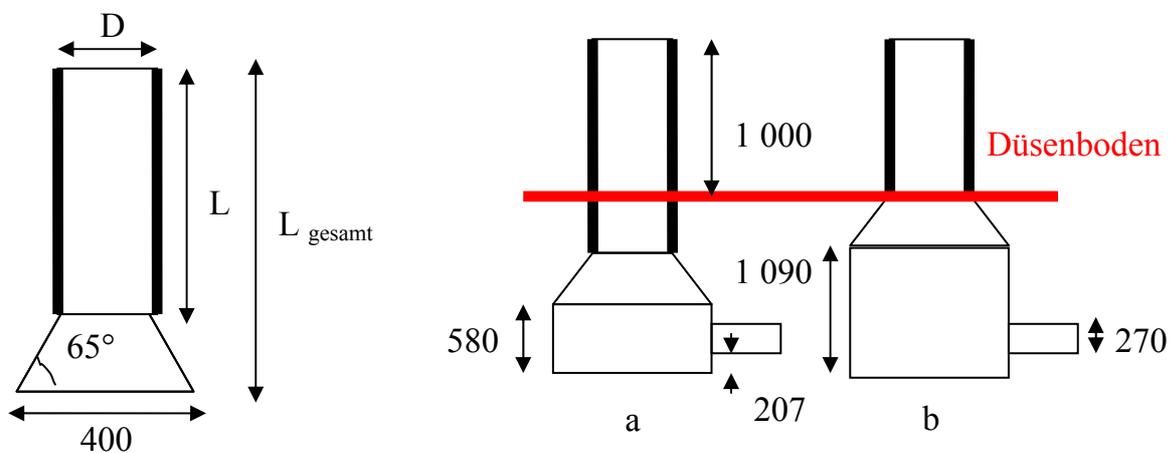
\*\*: Mit Einbauten, H<sub>RWS</sub> = 1 100 mm

Abbildung 4.6: Schema einer Zentralsdüse (links) mit zwei unterschiedlichen Einlaufgeometrien (rechts)

Unabhängig von der benutzten Zentralsdüse verfügt die Pilotanlage im unteren Bereich der Wirbelmischkammer über einen Innendurchmesser von  $740$  mm bei einer Höhe von  $2\,000$  mm. Der in einem Vorratsbunker ( $1,1\text{ m}^3$  Rauminhalt) gelagerte Feststoff wird über eine drehzahlregelte Eintragschnecke durch ein Rohr mit  $170$  mm Durchmesser in einer Höhe von ungefähr  $730$  mm direkt in die Ringwirbelschicht aufgegeben.

Erreicht ein Teil des Feststoffs beim Hochschleudern den konischen Teil der Anlage, so wird er, aufgrund der Verjüngung des Durchmessers auf  $500$  mm nach einem  $1\,214$  mm langen konischen Teil im Riserteil, der als **Abhitzeessel** dienen kann, beschleunigt und aus der Anlage ausgetragen. Obwohl der Riser für die meisten Versuche eine Länge von  $3\,950$  mm mit einem eingebauten Wärmeüberträger mit einer Tauscherfläche von  $7,12\text{ m}^2$  aufweist, war dieser ursprünglich um  $2$  m länger ( $14,17\text{ m}^2$  Tauscherfläche) und die Wirbelmischkammer dementsprechend um  $2$  m kürzer. Dadurch konnte der Einfluss der Höhe der Wirbelmisch-

kammer auf die Verteilung der internen zur externen Feststoffzirkulation untersucht werden (Abschnitt 6.4.4).

Der ausgetragene Feststoff wird über zwei Aerozyklone aus dem gesamten Gasstrom abgeschieden und der Luftstrom mit einem Filter fein gereinigt. Da der erste Zyklon einen sehr hohen Abscheidegrad aufweist, übernimmt der zweite Zyklon dabei nahezu keine Funktion. Eine Rückführung des Feststoffs findet lediglich über die Rückführleitung (150 mm Durchmesser) des ersten Zyklons statt. Um eventuelle Rückströmungen aus der Ringwirbelschicht zu unterbinden, kann die Rückführleitung durch ein eingebautes Drosselorgan verengt oder ganz abgesperrt werden. Eine Probeentnahmestelle bestehend aus Absperrklappe und abnehmbarem Behälter mit Schnellverschraubung ermöglicht dann eine repräsentative Aussage über den externen rezirkulierten Feststoff. Zwei Rohrstutzen zum Einblasen von Spülluft sorgen zusätzlich für gute Fließeigenschaften des Versuchsmaterials. Für die Versuche wird der Anlagendruck schließlich mit dem Saugzug so geregelt, dass kein Überdruck im ersten Zyklon herrscht.

Um den Einfluss von Einbauten auf die Blasendynamik im Ring zu untersuchen (Abschnitt 6.4.5), ist ein 1 060 mm hoher Wärmeübertrager oberhalb des Düsenbodens eingebaut worden. Dieser besteht aus drei konzentrischen Rohrschlangen à 10 mm Rohrdurchmesser, die konzentrisch mit Durchmessern von 400, 500 und 600 mm um die Zentraldüse angeordnet sind (Abbildung 4.7).



*Abbildung 4.7: Wärmeübertrager in der Pilotanlage (Ansicht: von unten in der Anlage blickend)*

Um die Strömungsverhältnisse in der Anlage zu erfassen, ist die Anlage mit PT 100 Widerstandsthermometern und mit im regelmäßigen Zeitabstand Druckluftgespülten Druckaufnehmern der Firma Endress & Hauser versehen. Dabei ist das

Druckprofil direkt oberhalb der Zentraldüsenmündung besonders fein aufgelöst. Lokale kapazitive Messungen können bei den Höhen 100, 200, 300, 400 und 500 mm oberhalb der Zentraldüsenmündung, sowie direkt am Ausgang der Düse ( $H_{\text{Sonden}} = 0 \text{ mm}$ ) durchgeführt werden.

**Bemerkung:**

Durch die konstruktive Gestaltung der Versuchsanlagen wird die Laboranlage bei konstantem Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer gefahren, während die Pilotanlage bei konstantem Druckverlust in der Wirbelmischkammer betrieben wird.

#### 4.1.2 Instrumentierung der Anlagen

##### 4.1.2.1 Datenerfassung

Um den Betrieb der unterschiedlichen Anlagen zu beobachten und gegebenenfalls nachzuregulieren, werden die Messsignale der oben genannten Größen (Druck, Temperatur, Gewicht bzw. Massenstrom) einem A / D-Wandler zugeführt und von diesem an einen PC weitergeleitet. Die daraus berechneten Messwerte und Betriebsparameter werden zeitgleich graphisch dargestellt und abgespeichert. Im Falle der beiden Laboranlagen werden die gesamten Daten aus dem Multiplexer von einer PCI-MIO-16E-1 Karte der Firma National Instruments mit einer Geschwindigkeit von 1,25 Millionen Samples pro Sekunde erfasst und mit einem selbst angepassten LabVIEW-Programm weiter bearbeitet. Es können somit u.a. hoch zeitaufgelöst Druckschwankungen erfasst und dargestellt werden. Bei der Pilotanlage wird dagegen mit einer älteren Messdatenerfassung FIX 32 gearbeitet. In beiden Fällen werden aber die Betriebsparameter, wie in den folgenden Abschnitten beschrieben, gleichermaßen bearbeitet.

##### 4.1.2.2 Bestimmung der Leerrohrgasgeschwindigkeiten

Durch die Erfassung des Blendenvordrucks und -differenzdrucks sowie der Temperatur an der Blende wird nach DIN 1952 [DIN 1982] der Volumenstrom für die unterschiedlichen Gebläse bestimmt. Beim Mass Flow Controller bzw. beim Rotameter wird der Volumenstrom unter Normalbedingungen aus der Messwerte ferngesteuert bzw. direkt bei Berücksichtigung einer Eichkurve manuell mit einem Ventil vor dem Gerät geregelt. Der Volumenstrom in der Wirbelmischkammer ergibt sich dann aus der Summe der Volumenströme aus der Ringwirbelschicht und aus der Zentraldüse. Alle Volumenströme werden auf den Kopfzustand, d.h. auf den am Kopf der Anlage gemessenen Druck und die dort vorhandene Temperatur

bezogen. Bei Berücksichtigung der Flächen der Ringwirbelschicht bzw. der Zentraldüse und der Wirbelmischkammer werden die entsprechenden Leerrohrgasgeschwindigkeiten  $u_{RWS}$ , bzw.  $u_{ZD}$  und  $u_{WMK}$  unter Betriebsbedingungen berechnet.

#### 4.1.2.3 Bestimmung der externen Querschnittsbelastung

Die externe Querschnittsbelastung wurde anhand zweier unterschiedlicher Methoden, die hier kurz vorgestellt werden, bestimmt.

- **Gewichtszunahme**

Für die erste Methode wird die Gewichtszunahme  $\Delta M$  in einem absperrbaren Behälter während einer bestimmten Messzeit  $\Delta t$  mittels eines Wägebehälters (Laboranlage) bzw. mit Hilfe einer Schnellverschraubung mit Absperrklappe (Pilotanlage) ermittelt. Für eine charakteristische Querschnittsfläche  $A$  gilt dann für die integrale Querschnittsbelastung:

$$\bar{G}_{s, \text{Wägezelle}} = \frac{\Delta M}{\Delta t \cdot A} \quad (4.1)$$

Da die Messdauer der Absperrung nur wenige Sekunden beträgt, ist die Beeinträchtigung der Strömung als minimal zu betrachten, insbesondere, wenn ein Druckausgleich (Abschnitt 4.1.1.1) vorhanden ist.

- **Wärmebilanz**

Als zweite mögliche Messmethode wird in der Pilotanlage eine Wärmebilanz anhand von Temperaturmessungen an unterschiedlichen strategisch günstigen Stellen in der Anlage und an den mit Wasser gekühlten Wärmetauschern aufgestellt und gelöst [KRETSCHMER 1993].

Für die externe Querschnittsbelastung für die Fläche  $A$  gilt dann:

$$\bar{G}_{s, \text{Wärme, extern}} = \frac{\Delta \dot{Q}_{AHK}}{A \cdot c_{p, \text{Bett}} \cdot \Delta T_{AHK}} \quad (4.2)$$

mit: -  $\Delta \dot{Q}_{AHK}$ : Wärmestromdifferenz im Abhitzekegel [W]  
 -  $c_{p, \text{Bett}}$ : Spezifische Wärmekapazität des Bettes [J/(kgK)]  
 -  $\Delta T_{AHK}$ : Temperaturdifferenz zwischen dem Eingang und dem Ausgang des Abhitzekegels [K]

Ähnlich kann die **interne Querschnittsbelastung** in der Wirbelmischkammer mit dem Wärmestrom in der Wirbelmischkammer und der Temperaturdifferenz zwischen der Ringwirbelschicht und dem Eingang des Abhitzekegels bestimmt werden.

#### 4.1.2.4 Messung axialer Druckprofile

Um schnelle und kostengünstige globale Informationen über den Strömungszustand und besonders über die Verteilung der Feststoffkonzentration in den Anlagen zu bekommen, werden axiale Druckprofile aufgenommen. Dabei gilt wie im Abschnitt 2.1 schon erläutert, dass der Druckverlust  $\Delta P$  zwischen zwei durch einen Abstand  $\Delta H$  getrennten Druckstutzen gemäß Gleichung (2.2) berechnet werden kann. Nach Umformulierung wird der gesuchte Feststoffvolumenanteil  $1 - \varepsilon_{\Delta P}$  zu:

$$(1 - \varepsilon_{\Delta P}) = \frac{\Delta P}{(\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot \Delta H} \quad (4.3)$$

Dieser wird im Kapitel 5.5.1 zur Validierung der lokalen Feststoffkonzentrationen aus den kapazitiven Sondenmessungen verwendet.

#### 4.1.2.5 Messung der Frequenz der Druckschwankungen

Um die Frequenz der Druckschwankungen an der Mündung der Zentraldüse zu ermitteln, wird online eine Frequenzanalyse mit Hilfe einer in LabVIEW bereits programmierten Fourier-Analyse-Funktion durchgeführt. Wie der Abbildung 4.8 zu entnehmen, wird bei einer Abtastfrequenz von 100 Hz die Frequenz eines auf 4 Hz vorgegebenen sinusförmigen Signals eindeutig bestimmt. Eine Validierung der ermittelten Frequenz im Falle realer Druckschwankungen ist nach Abspeicherung und nachträglicher Auswertung der Daten durch die Fourier-Analyse über ein Zeitfenster von 5 Sekunden in der Software Microcal<sup>TM</sup> Origin<sup>TM</sup> sichergestellt.

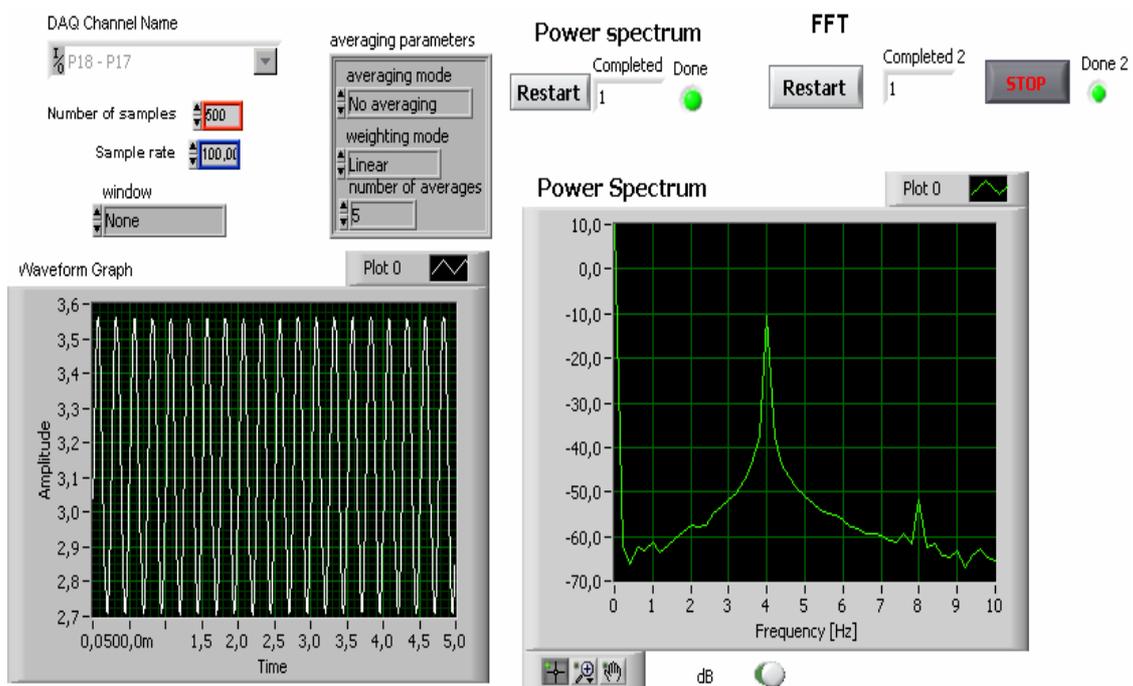


Abbildung 4.8: LabVIEW-Benutzeroberfläche für die Frequenzanalyse

## 4.2 Versuchsgüter

Bei allen durchgeführten Untersuchungen ist Luft als einziges Fluid für den Zentraldüsen- und Fluidisierungsstrom entweder unter Umgebungsbedingungen oder bei erhöhter Temperatur in der Zentraldüse (Abschnitt 6.4.4) zum Einsatz gekommen. Der Feststoff wurde dagegen mehrmals gewechselt. Um den Düsendurchfall zu untersuchen, wurden z. B. Versuchsgüter, die sich in ihrer Dichte und ihrer Korngrößenverteilung möglichst stark unterscheiden, benutzt: dazu gehören für die Versuche in Frankfurt der Quarzsand F32, Tonerde und Eisenerz. Da aber für kapazitive Sondenmessungen gewisse Anforderungen erfüllt werden müssen: d.h. geringe elektrostatische Aufladung, geringer Verschleiß an den Sonden (Abschnitt 5.2), wurden diese Versuche nur mit Quarzsand und mit Tonerde durchgeführt. Zu bemerken ist, dass für die Versuche in Erlangen die gleiche Tonerde, aber ein anderer Quarzsand (Quarz P0,2-0,25) benutzt wurden. Aufgrund ihrer quasi-perfekten Kugelgestalt, welche eine schlechte Abfuhr der elektrostatischen Aufladung verursacht (Abbildung 4.9), konnten die ursprünglich dafür vorgesehenen Glaskugeln nicht verwendet werden und wurden deshalb nur zur Untersuchung der Druckschwankungen, der Kegelbildung und des Düsendurchfalls meistens in der Halbkreislaboranlage benutzt. Ein kurzer Überblick über den Einsatz und über die Stoffdaten der verwendeten Materialien ist der Tabelle 4.3 für 1 bar und 20°C zu entnehmen.

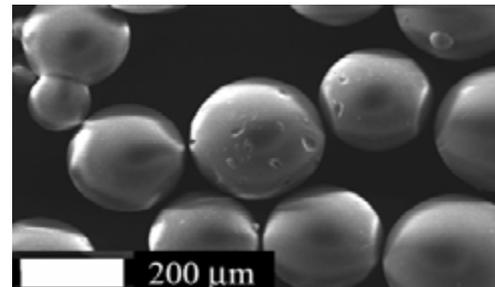


Abbildung 4.9: REM-Aufnahme der Glaskugeln

Die in Abbildung 4.10 dargestellten Korngrößenverteilungen der unterschiedlichen Versuchsgüter wurden mittels Laserbeugung (Coulter LS 130, Fa. Coulter und Mastersizer S, Fa. Malvern) bestimmt. Dabei ist die jeweilige Massenanteilsumme  $Q_3$  über den Partikeldurchmesser aufgetragen und der zugehörige Sauterdurchmesser  $d_s$ , als Maß für die mittlere Partikelgröße, und der Medianwert  $d_{3,50}$  daraus berechnet worden (Tabelle 4.3). Die mittlere Feststoffdichte der Quarzsande, des Eisenerzes und der Glaskugeln wurde jeweils mit einem Gaspyknometer (Micromeritics AccuPyc) bestimmt, die der Tonerde aus der Literatur entnommen [HERR 1997]. Experimentell wurden die Festbettporosität  $\varepsilon_{FB}$  und die anhand der ermittelten Wirbelschichtkennlinien bestimmte Minimalfluidisationsgeschwindigkeit  $u_{mf}$  gemessen. Die Einzelkornsinkgeschwindigkeit  $w_f$  wurde iterativ aus einer Kräftebilanz berechnet und die Archimedes-Zahl  $Ar$  mit Gleichung (2.6) ermittelt.

Tabelle 4.3: Stoffdaten der eingesetzten Feststoffe

Feststoffbezeichnung	Glas	Quarz P0,2-0,25	Quarz F32	Tonerde	Eisenerz
Korngrößenintervall [ $\mu\text{m}$ ]	130-430	140-480	100-500	30-200	90-2 000
Sauterdurchmesser $d_s$ [ $\mu\text{m}$ ]	220	273	199	92	345
Medianwert $d_{3,50}$ [ $\mu\text{m}$ ]	242	279	206	101	422
Mittlere Feststoffdichte $\rho_s$ [ $\text{kg/m}^3$ ]	2 450	2 618	2 657	2 400	4 842
Minimalfluidisations- geschwindigkeit $u_{mf}$ [ $\text{cm/s}$ ]	3,8	6,9	3,4	0,7	17,7
Festbettporosität $\varepsilon_{FB}$ [-]	0,40	0,45	0,47	0,55	0,44
Einzelkornsink- geschwindigkeit $w_f$ [ $\text{m/s}$ ]	1,6	2,2	1,5	0,5	4,1
Archimedes-Zahl $Ar$ [-]	919	1 882	726	65	6 966
Geldart-Gruppe [-]	B	B	B	A bis B	D
Untersuchung*	1, 2, 3	1, 3	3, 4	1, 3, 4	3
Anlage**	2, 3	2	1	1, 2	1

\*: 1: Druckschwankungen  
 2: Kegeluntersuchungen  
 3: Düsendurchfall  
 4: Kapazitive Sondenmessungen

\*\* : 1: Pilotanlage  
 2: Laboranlage  
 3: Halbkreislaboranlage

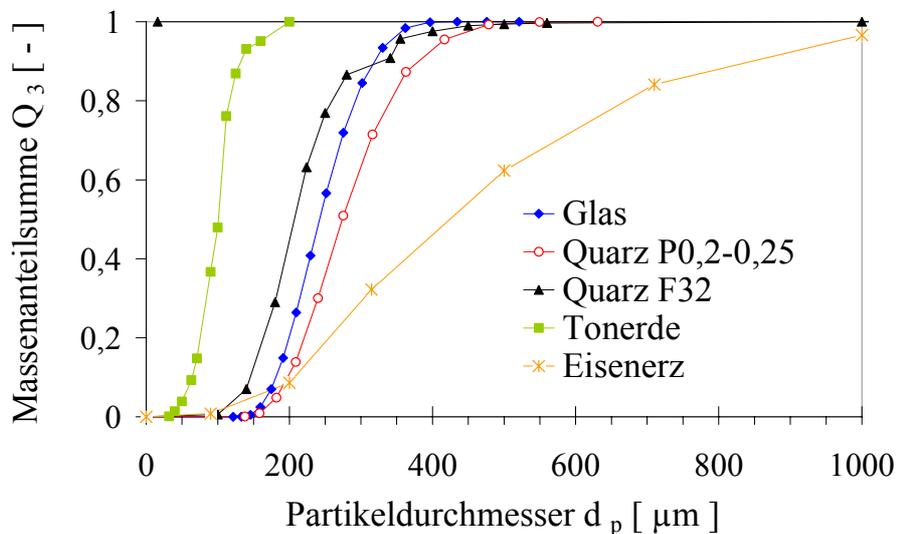


Abbildung 4.10: Korngrößenverteilung der eingesetzten Feststoffe

Da das Eisenerz in der Klassifikation nach Geldart [MOLERUS 1982] zur Gruppe D gehört, lässt es sich nicht so einfach fluidisieren und neigt zum Pulsieren. Die anderen Feststoffe der Gruppe A und B weisen dagegen sehr gute Fließeigenschaften auf, so dass deren Verwendung in Wirbelschichten problemlos sein sollte.

### 4.3 Versuchsparameter

Um ein möglichst vollständiges Bild der Funktionsweise des Ringwirbelschichtreaktors zu bekommen, wurde im Rahmen dieser Arbeit der Einfluss zahlreicher sowohl betriebsbedingter wie auch geometrischer Parameter untersucht (Abbildung 4.11). Nach deren Auflistung und Erläuterung folgen deren Eingrenzung durch Vorversuche (Abschnitt 4.4) und die daraus resultierende Festlegung der stabilen Betriebsbereiche der Anlage (Abschnitt 4.5). Der Einfluss dieser Größen auf das Strömungsverhalten des Ringwirbelschichtreaktors erfolgt durch die Bestimmung der lokalen Feststoffkonzentration und -geschwindigkeit mittels kapazitiver Sondenmessungen. Dafür werden radiale Profile an unterschiedlichen axialen Positionen in der Anlage aufgenommen (Kapitel 6).

#### 4.3.1 Betriebsparameter

Zu den Betriebsparametern, die für eine festgelegte Anlagengeometrie variiert wurden, zählen:

- die **Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse**  $u_{ZD}$ , ausgedrückt als ein Vielfaches der Einzelkornsinkgeschwindigkeit des Feststoffs  $w_f$ , um den Feststoffdurchfall in der Zentraldüse zu vermeiden,
- die **Gasgeschwindigkeit in der Ringwirbelschicht**  $u_{RWS}$ , eingestellt als ein Vielfaches der Minimalfluidisationsgeschwindigkeit des Feststoffs  $u_{mf}$ , um den Feststoff im Ring zu fluidisieren,
- das **Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer** ausgedrückt als **Feststoffinventar**  $M_{WMK}$  im Falle der Laboranlage oder als **Druckverlust**  $\Delta P_{WMK}$  im Falle der Pilotanlage. Der Druckverlust wird zwischen dem unteren Teil der Zentraldüse innen und dem Kopf der Anlage gemessen und gemittelt (Abbildung 4.11). Die Problematik einer repräsentativen Druckmessung für diesen Druckverlust wird im Abschnitt 4.4.1 ausführlich erläutert.
- das **Versuchsgut**, das möglichst unterschiedliche Dichten und Korngrößenverteilungen aufweisen muss (Abschnitt 4.2).

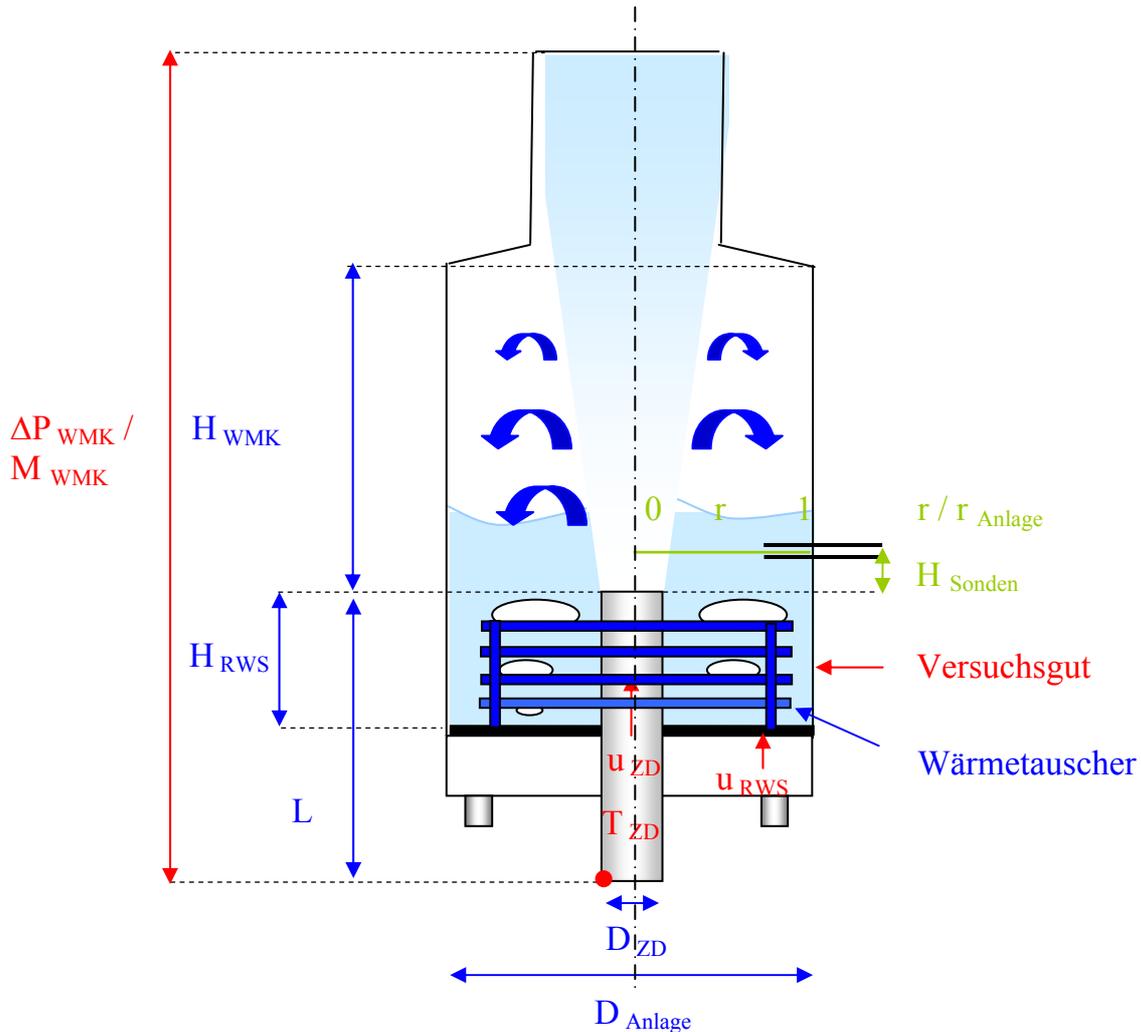


Abbildung 4.11: Versuchsparameter (rot: Betriebsparameter, blau: geometrische Parameter, grün: Parameter für die kapazitiven Sondenmessungen)

### 4.3.2 Geometrische Parameter

Zur Untersuchung des Scale-ups werden Anlagen ähnlicher Geometrien aber mit einem festgelegten Vergrößerungsfaktor zwischen Labor- und Pilotanlage eingesetzt. Dafür werden gewisse Größen sowie der Anlagendurchmesser  $D_{\text{Anlage}}$ , der Durchmesser der Zentraldüse  $D_{\text{ZD}}$  oder die Höhe der Ringwirbelschicht  $H_{\text{RWS}}$  angepasst.

Als Herzstück der Anlage wird der Geometrie der Zentraldüse ein besonderes Augenmerk gewidmet. Dabei werden ihr **Durchmesser  $D_{\text{ZD}}$** , ihre **gesamte Länge  $L$**  und ihre **Höhe oberhalb des Düsenbodens  $H_{\text{RWS}}$** , charakteristisch für die Höhe der Ringwirbelschicht und maßgeblich für die Blasendynamik, variiert.

Der Einfluss der **Höhe der Wirbelmischkammer** auf die Verteilung zwischen interner und externer Feststoffzirkulation wird mittels Heißversuchen in der Pilotanlage zur Bestimmung der Querschnittsbelastung (Abschnitt 4.1.2.3) verdeutlicht,

wobei der Gasvolumenstrom in der Zentraldüse auf eine **Temperatur  $T_{ZD}$**  aufgeheizt wird.

Letztlich wird der Einfluss von **Einbauten** in der Ringwirbelschicht zur eventuellen Störung der Blasendynamik untersucht (Abschnitt 6.4.5).

### 4.3.3 Parameter bei der kapazitiven Sondenmessung

Der Einfluss der oben aufgelisteten Parameter auf die Strömungsmechanik in den Anlagen wird mittels kapazitiver Sonden axial und radial detailliert untersucht. Zur axialen Untersuchung werden die Sondenhalterungen bei unterschiedlichen **Höhen oberhalb der Zentraldüse  $H_{\text{Sonden}}$**  angebracht. Für die radiale Untersuchung dagegen werden Sonden bei vordefinierten Abständen mittels einer Halterung in die Anlage hinein geschoben (Abschnitt 5.3.4). So kann eine beliebige **radiale Position  $r$**  zwischen  $r / r_{\text{Anlage}} = 1$  (Wand der Anlage) und  $r / r_{\text{Anlage}} = 0$  (Mitte der Anlage) eingestellt werden. Die radiale Auflösung der Messungen ist durch die Abstände zwischen den Messpositionen gegeben. Um zuverlässige Ergebnisse zu bekommen, werden schlussendlich **drei Messreihen pro radiale Position aufgenommen und gemittelt**.

## 4.4 Vorversuche

Unter Vorversuche werden die Versuche bezeichnet, die im Vorfeld zur groben Einteilung der stabilen Betriebsbereiche des Ringwirbelschichtreaktors gedient haben. Dabei gilt als stabiler Zustand derjenige, der bei konstantem Druckverlust in der Wirbelmischkammer ohne zusätzliche externe Zugabe an Feststoff aufrechterhalten werden kann. Davor wird aber auf das Problem der Bestimmung des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer näher eingegangen.

### 4.4.1 Druckverlust in der Wirbelmischkammer

Da der Druckverlust in der Wirbelmischkammer für den Differenzdruck zwischen der Mündung der Zentraldüse und dem Kopf der Anlage steht, kann er sowohl im unteren und oberen Teil der Zentraldüse wie auch an der Wand in der Höhe der Mündung der Zentraldüse relativ zum Kopf der Anlage gemessen werden (Abbildung 4.12).

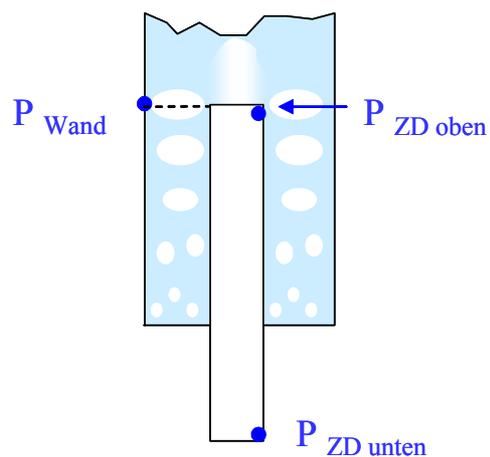


Abbildung 4.12: Druckstutzen für die Bestimmung des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer

Mit einer Datenerfassungsgeschwindigkeit von 30 Hz sind exemplarisch in Abbildung 4.13 die Druckschwankungen in der Wirbelmischkammer über 2 Sekunden für die Laboranlage dargestellt. Wie anhand der Ergebnisse der statistischen Auswertung in der Tabelle 4.4 ersichtlich, weist der untere Druckstutzen in der Zentraldüse trotz ähnlicher Mittelwerte für die drei Stutzen die höchsten Druckschwankungen auf, die durch deren Standardabweichung  $\sigma$  und deren Amplitude charakterisiert werden.

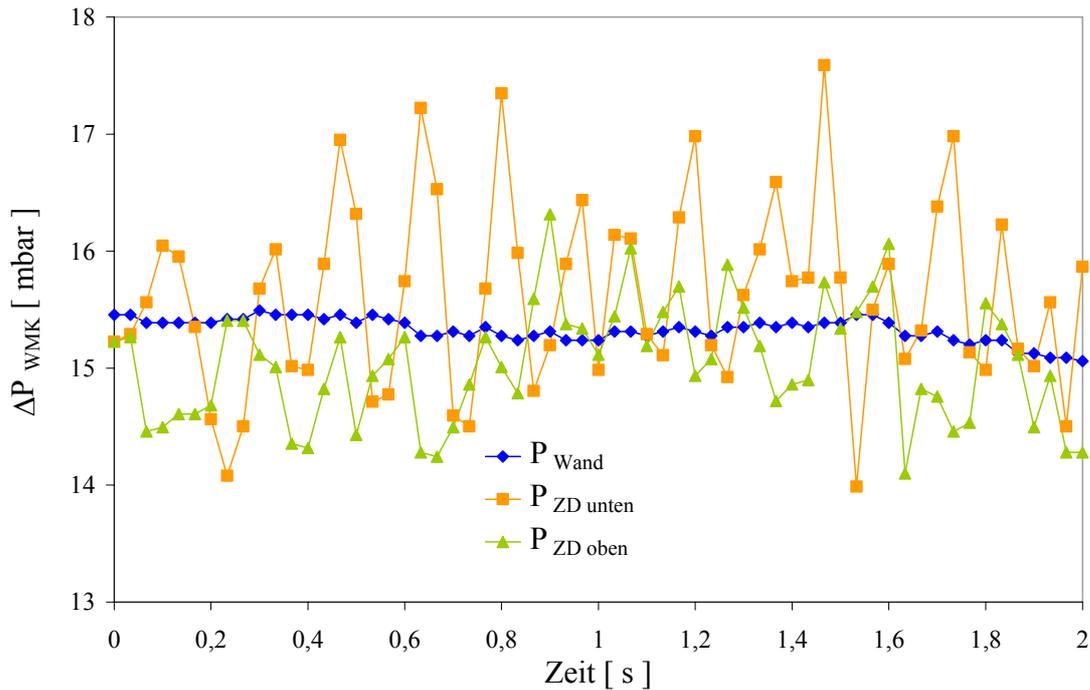


Abbildung 4.13: Druckschwankungen in der Wirbelmischkammer für unterschiedliche Druckstutzen bei 30 Hz Zeitauflösung (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{ZD} / w_f = 2$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 2$ ,  $M_{WMK} = 4,3$  kg,  $D_{ZD, innen} = 54$  mm,  $H_{RWS} = 180$  mm)

Tabelle 4.4: Statistik für den Druckverlust in der Wirbelmischkammer\* bei unterschiedlichen Messpositionen

Druckstutzen	Mittelwert [mbar]	Standardabweichung $\sigma$ [mbar]	Amplitude** [mbar]
P <sub>Wand</sub>	15,33	0,10	0,43
P <sub>ZD unten</sub>	15,62	0,80	3,60
P <sub>ZD oben</sub>	15,04	0,51	2,22

\*: Messgenauigkeit: 0,019 mbar

\*\* : Amplitude = (Maximaler – Minimaler) Druckverlust

Beim Vergleich der Mittelwerte der jeweiligen Druckschwankungen ist der Mittelwert, gemessen im unteren Teil der Zentraldüse der Laboranlage, unabhängig von der Fluidisierungsgeschwindigkeit im Ring immer am größten (Abbildung 4.14).

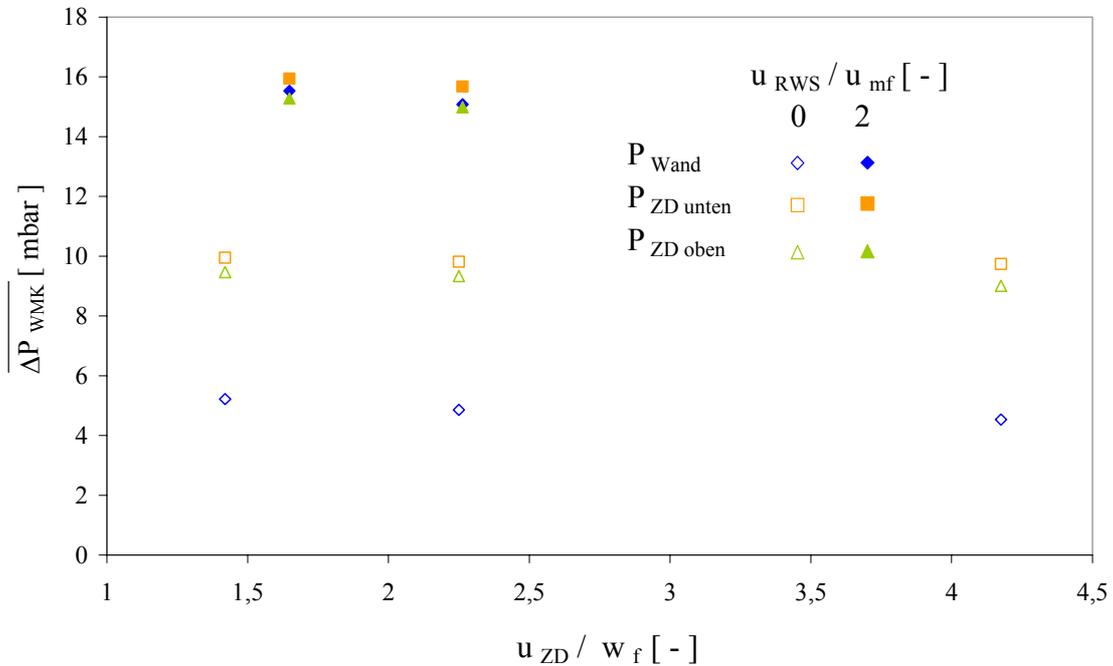


Abbildung 4.14: Gemittelte Druckschwankungen in der Wirbelmischkammer bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten in der Zentraldüse und im Ring (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $M_{wmk} = 4,3 \text{ kg}$ ,  $D_{ZD, \text{innen}} = 54 \text{ mm}$ ,  $H_{RWS} = 180 \text{ mm}$ )

Wegen des Strömungsdruckverlustes in der einphasigen Rohrströmung bis zur Mündung der Zentraldüse ist der Druckverlust, gemessen am oberen Ende der Zentraldüse, dagegen kleiner (Tabelle 4.4). Der Unterschied in der Düse von 0,58 mbar liegt im Rahmen des mit Gleichungen (4.4) bis (4.6) berechneten Druckverlustes [VDI 1994], der als Funktion der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse in Abbildung 4.15 dargestellt wurde.

$$\Delta P = \xi_{ZD} \cdot \frac{\rho_f \cdot L_{ZD}}{2 \cdot D_{ZD}} \cdot u_{ZD}^2 \quad (4.4)$$

mit:  $\xi_{ZD} = \frac{0,364}{\text{Re}_{ZD}^{0,25}}$  für  $3 \cdot 10^3 < \text{Re}_{ZD} < 10^5$  nach Blasius (4.5)

und  $\text{Re}_{ZD} = \frac{D_{ZD} \cdot \rho_f \cdot u_{ZD}}{\eta}$  (4.6)

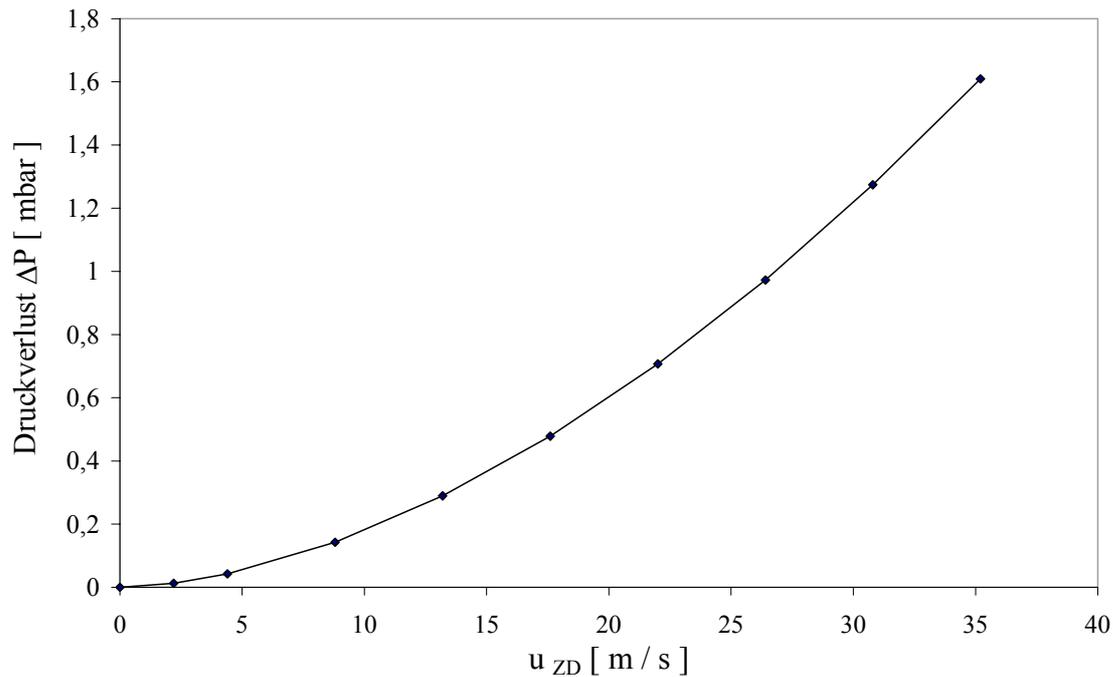


Abbildung 4.15: Theoretischer Druckverlust in der Zentraldüse bei einer glatten Rohrströmung (Laboranlage,  $D_{ZD, \text{innen}} = 54 \text{ mm}$ )

Die Messstelle an der Wand weist gegenüber diesem oberen Druckstutzen in der Zentraldüse **im fluidisierten Zustand** geringfügig kleinere Werte auf und weicht **ohne Fluidisierung** erheblich von den beiden Anderen ab. Da sich, wie im Abschnitt 4.4.2 später erläutert, ohne Fluidisierung ein starrer Kegel im unteren Teil der Wirbelmischkammer bildet, muss dieser Feststoffanteil nicht von der Strömung in der Schwebelage gehalten werden und die gemessenen Drücke nehmen unabhängig vom betrachteten Stutzen in der Zentraldüse um 5 mbar ab.

In der Pilotanlage dagegen konnte gelegentlich die gegenläufige Tendenz, d.h. ein höherer Druckverlust, gemessen an der Mündung im Vergleich zur Messposition im unteren Teil der Zentraldüse, beobachtet werden. Dieses Sachverhalten ist höchstwahrscheinlich durch das geringere  $L / D$ -Verhältnis und die dadurch entstehenden Rückströmbereiche, die einen Einfluss auf die Druckmessung im unteren Teil der Zentraldüse ausüben können, erklärbar (Abschnitt 4.4.2).

Da die Druckschwankungen im **unteren Teil der Zentraldüse** für die oben dargestellten Mittelwerte die größten Standardabweichungen aufweisen (Abbildung 4.16), ist dieser Druckstutzen bezüglich der Messung am empfindlichsten und als einziger für die Bestimmung der Frequenz der Druckschwankungen mit Hilfe von Fourier-Analyse geeignet (Abschnitt 4.1.2.5). Für die meisten Versuche wird er deshalb im restlichen Teil der Arbeit als **Referenzstutzen** genommen. Falls dieser aber aufgrund von Feststoff in der Leitung verstopft sein sollte, was für einige

Versuche in der Pilotanlage durchaus der Fall war, wird der Druckstutzen direkt an der Mündung der Zentraldüse herangezogen.

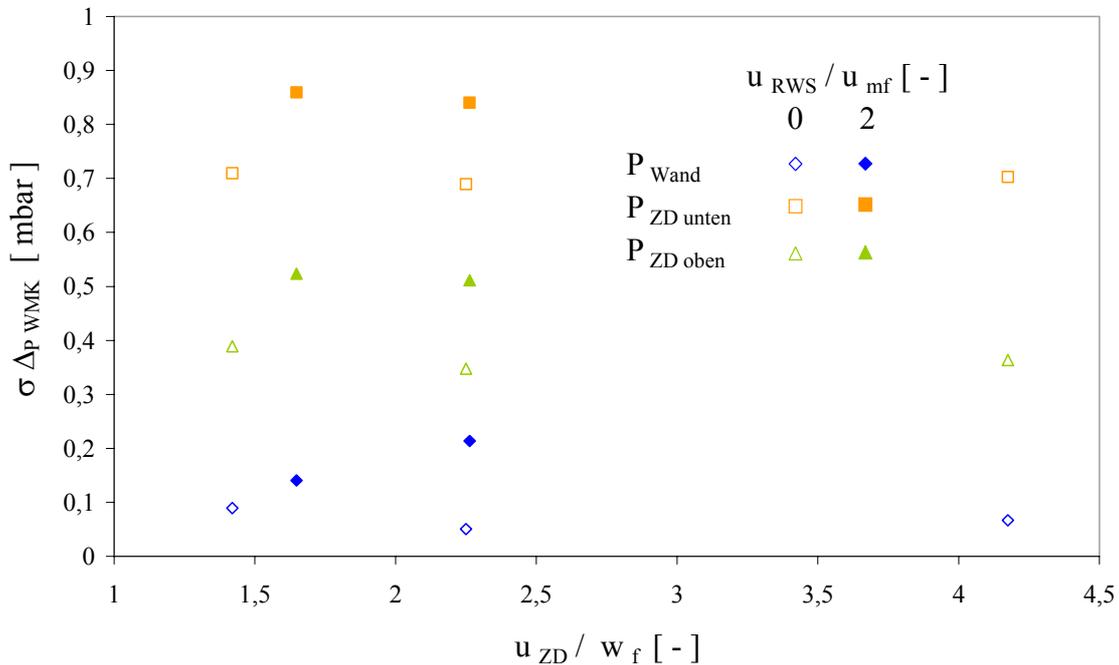


Abbildung 4.16: Standardabweichung über die gemittelten Druckschwankungen in der Wirbelmischkammer bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten in der Zentraldüse und im Ring (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $M_{WMK} = 4,3$  kg,  $D_{ZD, innen} = 54$  mm,  $H_{RWS} = 180$  mm)

#### 4.4.2 Düsendurchfall

Als Kriterium zur Bestimmung der unteren Grenze der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse, d.h. des stabilen Betriebsbereiches der Anlage, kann der Feststoffdurchfall in der Zentraldüse herangezogen werden. Dafür wird experimentell die Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse schrittweise solange reduziert bis der oben definierte Druckverlust in der Wirbelmischkammer nicht mehr aufrechterhalten werden kann und sich der Feststoff im Sammelbehälter unterhalb der Düse befindet. Diese Geschwindigkeit und die damit verbundene Partikel-Froude-Zahl in der Zentraldüse, die anhand des **Medianwertes**  $d_{3,50}$  nach Gleichung (1.1) berechnet wird, werden als **Mindestzentraldüsen geschwindigkeit**  $u_{ZD, min}$  und **Mindestpartikel-Froude-Zahl**  $Fr_{p, ZD, min}$  bezeichnet.

##### 4.4.2.1 Einfluss der Fluidisierung im Ring und des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer

Wie der Abbildung 4.17 exemplarisch für die Glaskugeln in der Halbkreislaboranlage zu entnehmen, werden bei einer Steigerung des Druckverlustes in der

Wirbelmischkammer und der Fluidisierung im Ring höhere Mindestzentraldüsen-  
geschwindigkeit  $u_{ZD, \min}$  bzw. Mindestpartikel-Froude-Zahl  $Fr_{p, ZD, \min}$  gebraucht,  
um den Düsendurchfall zu vermeiden. Im betrachteten Fall ist diese erforderliche  
Gasgeschwindigkeit somit ca. 2- bis 4-mal so groß wie die Einzelkornsink-  
geschwindigkeit des Bettmaterials.

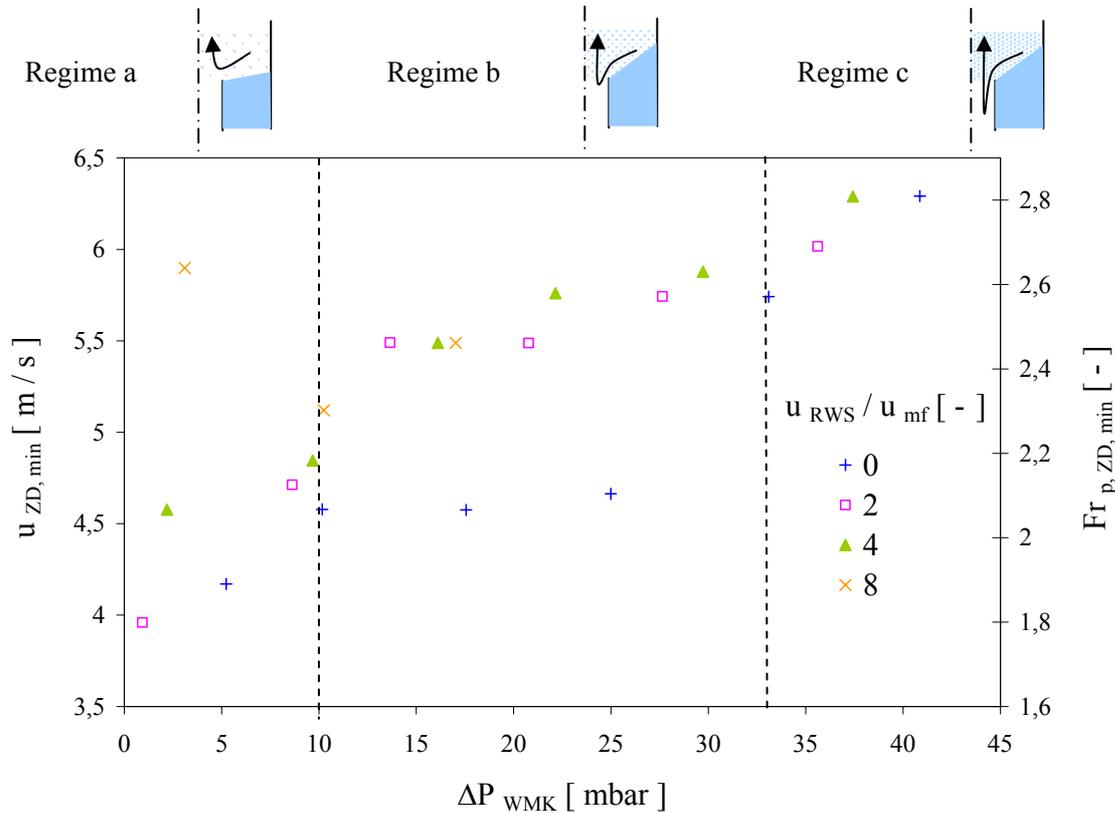


Abbildung 4.17: Mindestzentraldüsen-  
geschwindigkeit und Mindestpartikel-Froude-  
Zahl bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmisch-  
kammer und Fluidisierungen im Ring (Halbkreislaboranlage,  
Glaskugeln,  $w_f = 1,6$  m/s)

Besonders ohne Fluidisierung im Ring ( $u_{RWS} / u_{mf} = 0$ ) treten Geschwindigkeits-  
unterschiede von bis zu 1 m/s auf. Da sich ohne Fluidisierung eine Art Feststoff-  
kegel mit parabolischen Konturen bildet (blaue Markierung in Abbildung 4.18.a),  
muss nur der überschüssige Feststoffanteil von dem Zentraldüsenstrom in  
der Schwebe gehalten werden. Allerdings treten dabei unterschiedliche Regime auf  
(Abbildung 4.17). Bei einem geringen Druckverlust in der Wirbelmischkammer  
(Regime a) ist weder der Feststoffkegel bereits ausgebaut noch viel Feststoff in der  
Schwebe zu halten: die Mindestzentraldüsen-  
geschwindigkeit ist gering aber stetig  
steigend mit zunehmendem Druckverlust in der Wirbelmischkammer. Im Regime b  
dagegen scheint der Kegel ausgebaut zu sein und ein Plateau an Mindest-  
zentraldüsen-  
geschwindigkeit erreicht zu sein.

Für diese beiden Regime treten bei zunehmender Fluidisierung im Ring zwei zusätzliche Effekte auf. Zum einen nimmt der Feststoffanteil in der Wirbelmischkammer aufgrund von größeren Blasen in der Ringwirbelschicht zu (Abbildung 4.18.b), was auch bei einem zunehmenden Druckverlust in der Wirbelmischkammer der Fall ist. Zum anderen werden gleichzeitig beim Zerplatzen der Blasen **Feststoffcluster in die Zentraldüse hineingeworfen** (Abbildung 4.19.a). Diese Cluster werden im „wake“ oder **Wirbelschleppbereich** der Blasen transportiert, die entweder gleichmäßig verteilt sind (Abschnitt 7.1.2.1) oder sich bevorzugt aufwärts in die Richtung der Anlagenmitte bzw. der Zentraldüse bewegen [LEVA 1962; POTTER 1971; SCHUEGERL 1967]. Um diese wieder aus der Zentraldüse hochwirbeln zu können, muss dementsprechend der Volumenstrom bzw. die Geschwindigkeit in der Zentraldüse erhöht werden. Da phänomenologisch bei einer „hinreichenden“ Länge der Zentraldüse die „schnellen“ abwärts strömenden Feststoffcluster von den vorhandenen Gaswirbeln wiederaufgelöst und von der Strömung erneut transportiert werden können, spielt die Länge der Zentraldüse dabei eine wesentliche Rolle (Abbildung 4.19.b und c). Sie hat einen direkten Einfluss auf die erforderliche Mindestgeschwindigkeit in der Zentraldüse.

	a	b	c
$\Delta P_{\text{WMK}}$ [mbar]		6	32
$u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}}$ [-]	0	2	



a



b



c

Abbildung 4.18: Strömungszustand bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmischkammer und Fluidisierungen im Ring (c: Zustand der stoßenden Wirbelschicht) (Halbkreislaboranlage, Glaskugeln)

Bei einer weiteren Steigerung des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer (Regime c der Abbildung 4.17) ist nun die Menge an Feststoff so hoch, dass **unabhängig von der Fluidisierung und von der Clusterbildung** viel Feststoff in die Zentraldüse fällt und die Mindestzentraldüsen­geschwindigkeit weiter steigt.

Dabei scheint der Zustand der stoßenden Wirbelschicht erreicht zu sein (Abschnitt 4.4.3).

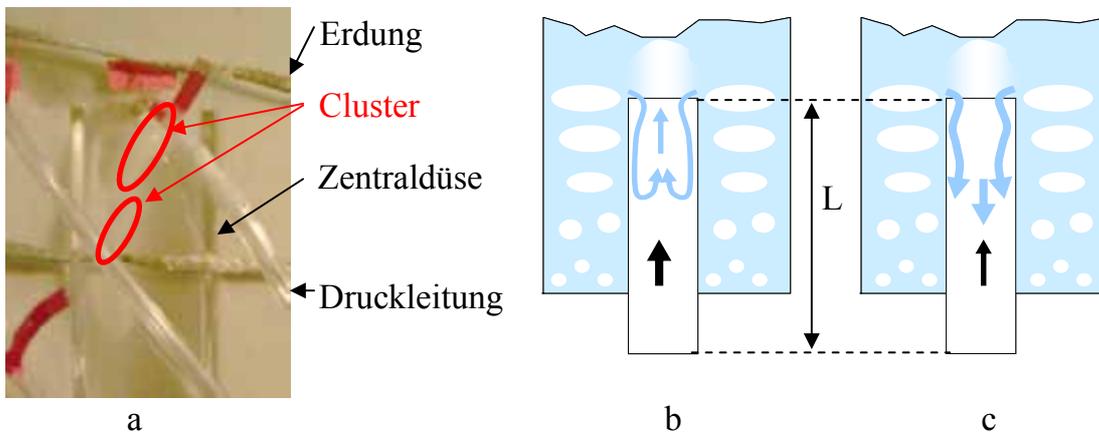


Abbildung 4.19: Feststoffcluster in der Zentraldüse (a) und Mechanismen des Düsendurchfalls (b: Hochwirbeln des in die Zentraldüse eingedrungenen Feststoffs, c: Durchfall des Feststoffs)

#### 4.4.2.2 Einfluss der Länge der Zentraldüse

Um den Einfluss der Länge der Zentraldüse zu verdeutlichen, wird die Grenze des Düsendurchfalls für den Quarzsand bei zwei unterschiedlichen Düsenlängen ( $L_1 = 1\,450\text{ mm}$  und  $L_3 = 1\,000\text{ mm}$  aus Tabelle 4.2) in der Pilotanlage untersucht.

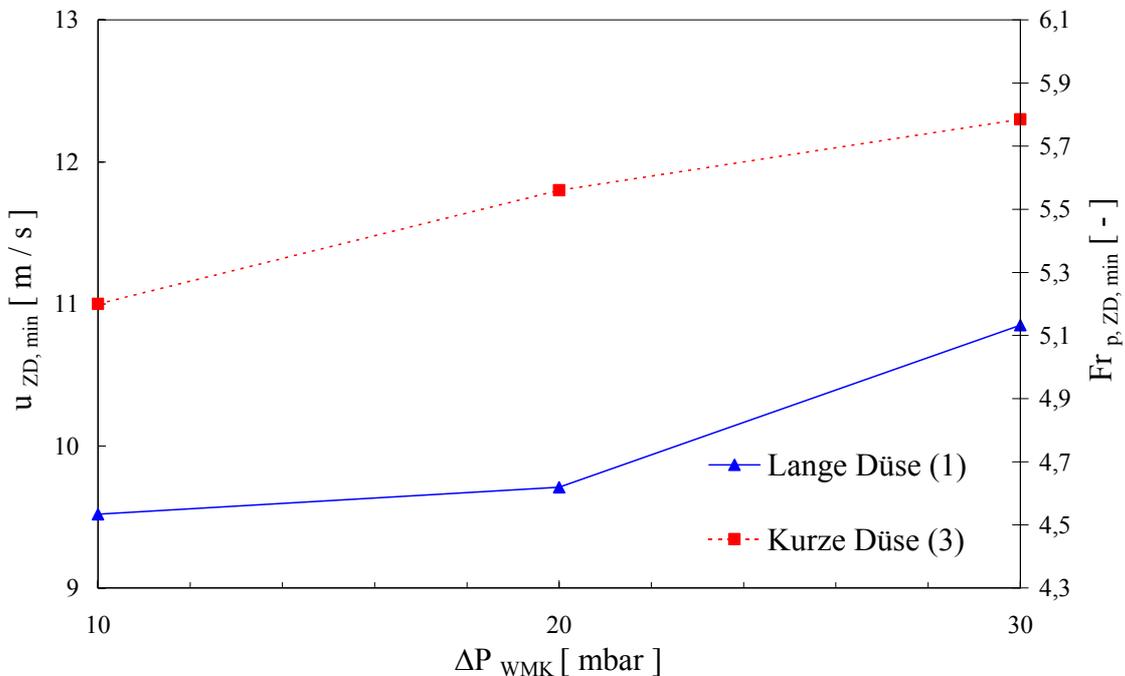


Abbildung 4.20: Mindestzentraldüsengeschwindigkeit und Mindestpartikel-Froude-Zahl bei unterschiedlichen Düsenlängen (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $D_{ZD, \text{innen}} = 160\text{ mm}$ )

Wie aus Abbildung 4.20 ersichtlich, tritt der Düsendurchfall bei der kürzeren Düse mit einer Mindestzentraldüsendurchflussgeschwindigkeit größer als 11 m/s bei wesentlich größeren Gasgeschwindigkeiten auf, als bei der längeren Düse, bei der ein Wert von mindestens 9,5 m/s schon hinreichend ist. D.h. bei gleicher Beladung in der Wirbelmischkammer und Fluidisierung im Ring ist die erforderliche Mindestgasgeschwindigkeit in der Zentraldüse für einen stabilen Betrieb umso kleiner, je länger die Zentraldüse ist.

Laut Ergebnissen von Schmidt [SCHMIDT 1993] bilden sich bei einer einphasigen Rohrströmung mit einer plötzlichen Rohrverengung die Verläufe der Stromlinien und des statischen Drucks längst der Rohrachse gemäß der Abbildung 4.21 aus. In einem Abstand von maximal dem Eineinhalbfachen des Zulaufrohrinnendurchmessers  $D_1$  vor der Übergangsstelle löst die Strömung vor der Rohrwand ab und schnürt bis auf einen engsten Strömungsquerschnitt kurz hinter der Übergangsstelle ein. Anschließend weitet sich der Fluidstrahl auf und legt sich, je nach Strömungsbedingungen, in einer Entfernung von weniger als dem Vierzehnfachen des Rohrablaufdurchmessers  $D_2$  erneut an die Rohrwand an [VASQUEZ-MALEBRAN 1986, ESDU 1989]. Der statische Druck im Zulaufrohr fällt im Bereich der Strömungseinschnürung stärker ab als bei einer voll entwickelten Rohrströmung. Im engsten Strömungsquerschnitt (Vena Contracta), erreicht er den örtlich kleinsten Wert. Von dort aus entspricht der Verlauf des Drucks dann dem in einer Rohrerweiterung: er steigt zunächst an und geht nach Erreichen eines Maximalwerts in den parabolischen Rohrreibungsdruckabfall über, der aufgrund der Dichteabnahme des Gases bei einer Beschleunigung der Strömung zu Stande kommt.

Zwischen den Stellen, an denen sich die Strömung von der Rohrwand ablöst und wieder anlegt, bilden sich Rückströmzonen mit Wirbeln aus. Diese entstehen durch örtliche Druckunterschiede in der Rückströmungszone, was dazu führt, dass aus der Zone des Strahls Fluidteile aus einem Bereich mit höherem Druck zunächst herausgerissen werden und dann gegen die Hauptströmungsrichtung in einem Bereich mit einem niedrigeren Druck fließen, wo sie nun erneut in den Strahl eintreten. Dort werden sie anschließend in Richtung der Rohrachse beschleunigt. Aus Kontinuitätsgründen müssen genau so viele Fluidteile durch turbulenten Queraustausch aus der schnellen Querströmung nahe der Rohrachse in den Randbereich des Strahls eingemischt und abgebremst werden wie umgekehrt aus dem Rückstromgebiet in den Strahl eingemischt oder beschleunigt wird. Diese Strömungsvorgänge sind verlustbehaftet. Insgesamt sind die Dissipation von Energie und damit der turbulente Queraustausch im Bereich der Strahleinschnürung vergleichsweise gering. Das Fluid bewegt sich in Richtung des fallenden Drucks und erhält dabei ständig neuen Antrieb zu einer wirbelfreien Vorwärtsbewegung. Im Bereich der Strahlerweiterung nimmt der Druck in Strömungsrichtung dagegen zu, die Fluidteilchen werden gleichzeitig abgebremst und verwirbelt. Durch die

Verwirbelung und den damit verbundenen Impulsaustausch innerhalb des Fluids wird der weitaus größte Anteil der Strömungsverluste verursacht.

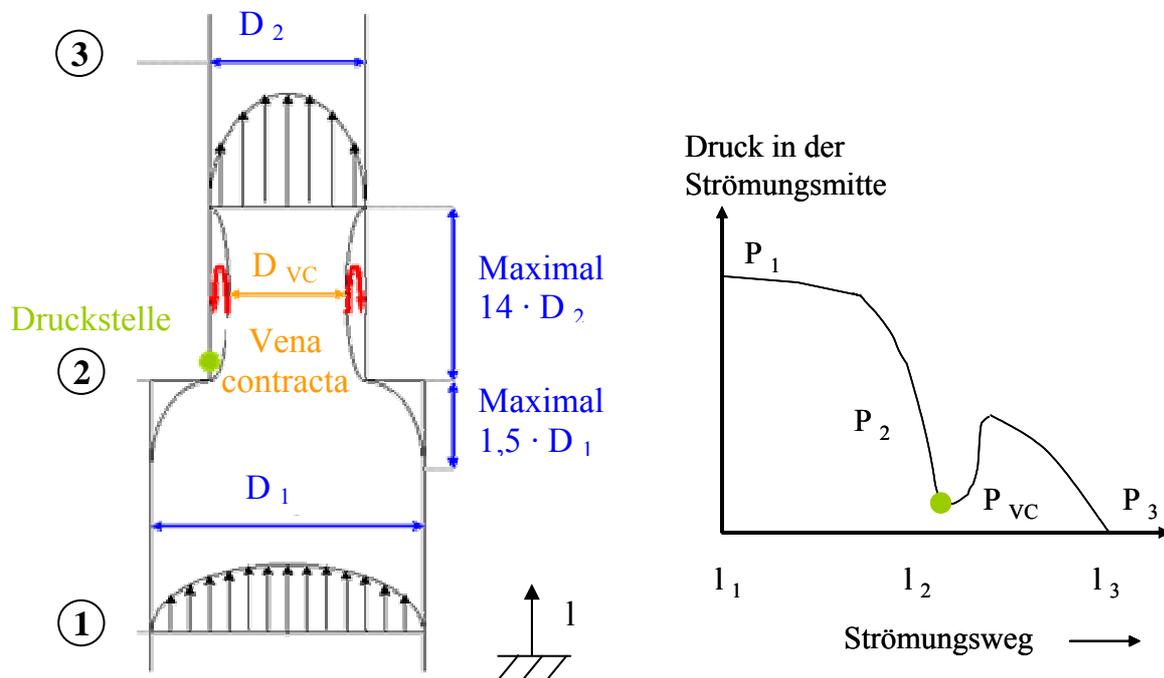


Abbildung 4.21: Strömungs- (links) und Druckprofil (rechts) längst der Rohrachse bei einer plötzlichen Rohrverengung [in Anlehnungen an SCHMIDT 1993; ESDU 1989; VASQUEZ-MALEBRAN 1986]

Da bei den zwei eingesetzten Düsen in Frankfurt die  $L/D$ -Verhältnisse von 6,2 und 9,1 kleiner als 14 betragen, sollte in beiden Fällen beim Vorliegen einer plötzlichen Rohrverengung ein Rückströmbereich vorhanden sein. Da eine Verstopfung der Druckstutzen im unteren Teil der kürzeren Düse auch ohne Feststellung eines Düsendurchfalls mehrmals beobachtet wurde, muss sich dort auch Feststoff angesammelt haben. Somit scheint sich auch im Falle eines „sanften“ Übergangs von circa  $65^\circ$  zwischen dem Windkasten und dem Zenträldüsenrohr (Abbildung 4.6) ein Rückströmbereich auszubilden, in dem Feststoff stationär zirkulieren und zu einer Verstopfung der Druckstutzen führen kann.

Wenn das  $L/D$ -Verhältnis dagegen groß genug ist, wie im Falle der 54 mm Düse in der Laboranlage mit einem  $L/D$ -Verhältnis von 13,9, kann nach Schmidt von einer voll entwickelten Strömung ausgegangen werden. Experimentell konnten mit dieser Geometrie Versuche bei geringeren Zenträldüsenengeschwindigkeit ( $u_{ZD} / w_f$  zwischen 1 und 2) mit Druckverlusten in der Wirbelmischkammer von bis zu 55 mbar ohne Düsendurchfall gefahren werden. Diese Geschwindigkeit kommt dem theoretischen Grenzfall der Einzelkornsinkgeschwindigkeit  $u_{ZD} = w_f$  sehr nahe.

## 4.4.2.3 Einfluss des Versuchsmaterials

Als weiterer Parameter zur Untersuchung des Düsendurchfalls kamen Versuchsgüter, die sich in ihrer Dichte und Korngrößenverteilung möglichst stark unterscheiden, zum Einsatz (Tabelle 4.3). Dabei tritt der Düsendurchfall bei konstant gehaltener Fluidisierung im Ring ( $u_{RWS} / u_{mf, \text{Quarzsand F32}} = 4$ ) tendenziell für leichte und kleinere Versuchsgüter sowie die Tonerde oder den Quarzsand bei kleineren Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse auf (Abbildung 4.22 links). Bei einem schweren und gröberen Material dagegen, wie z. B. beim Eisenerz, muss die Mindestzentraldüsen­geschwindigkeit höher eingestellt werden. Allerdings muss dabei berücksichtigt werden, dass bei der eingestellten Fluidisationsgeschwindigkeit im Ring von  $u_{RWS} / 4 u_{mf, \text{Quarzsand F32}} = 4$ , d.h.  $u_{RWS} = 15 \text{ cm/s}$ , das Eisenerz nicht vollständig fluidisiert wird ( $u_{mf} = 17,7 \text{ cm/s}$ ), sondern nur in der Ringwirbelschicht gesichtet wird. Demzufolge werden nur die kleineren Eisenerzpartikeln in den Kernbereich gelangen.

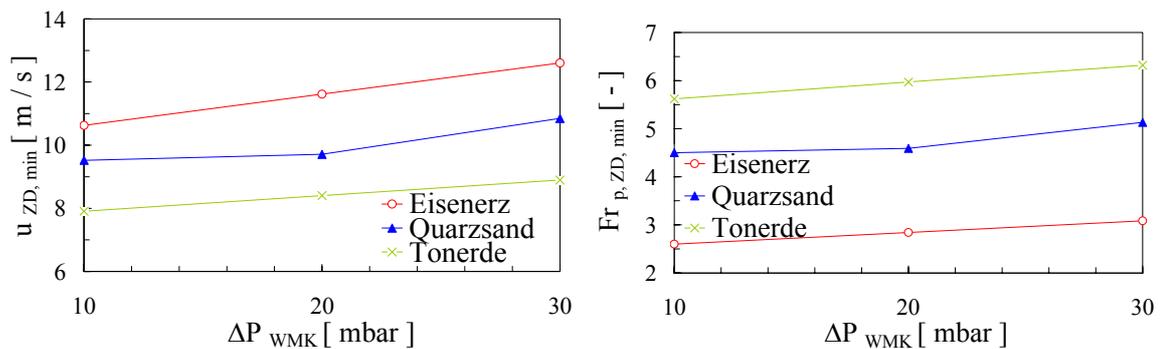


Abbildung 4.22: Mindestzentraldüsen­geschwindigkeit und Mindestpartikel-Froude-Zahl bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmischkammer und Versuchsgütern (Pilotanlage, Düse 1,  $u_{RWS} / u_{mf, \text{Quarzsand F32}} = 4$ )

Wenn man sich aber auf die Mindestpartikel-Froude-Zahl in der Zentraldüse bezieht (Abbildung 4.22 rechts), ist die gegenläufige Tendenz zur Abbildung 4.22 links vorhanden. Die Tonerde weist nun mit 5,6 die höchsten Werte auf, während diese zwischen 2,6 und 3 beim Eisenerz liegen. Ursache hierfür scheint die erwähnte Sichtung des Feststoffs durch eine schlechtere Fluidisierung im Ring bei Verwendung von Eisenerz zu sein. Da die Mindestpartikel-Froude-Zahl anhand des Medianwertes der gesamten vorliegenden Korngrößenverteilung berechnet wird (Gleichung (1.1)), werden im Falle einer Sichtung nur die kleineren Partikeln von der Strömung mitgerissen. Dadurch sollte der repräsentative Medianwert aus der resultierenden engeren Korngrößenverteilung kleiner sein und die Mindestpartikel-Froude-Zahl größer, was die beobachtete gegenläufige Tendenz relativisiert. Bei der Tonerde dagegen, mit einer Fluidisierung im Ring von  $u_{RWS} / u_{mf} = 40$ , können die Blasen qualitativ größere Cluster erzeugen, die hohe Mindestzentraldüsen-

geschwindigkeiten im Vergleich zu der Einzelkornsinkgeschwindigkeit von 0,46 m/s hervorrufen.

**Für alle betrachteten Versuchsgüter in der Labor- und Pilotanlage liegen die Mindestpartikel-Froude-Zahl in der Zentraldüse im Rahmen von 1 bis 20 (Tabelle 1.1). Da diese Größe nicht die Länge der Düse als Einflussparameter mitberücksichtigt, kann sie nicht als einziges Auslegungskriterium herangezogen werden. Durch die Ausbildung einer voll entwickelten Strömung bei einem größeren L / D-Verhältnis wird der Düsendurchfall zwar geringer, muss aber bei größeren Durchmessern der Zentraldüse mit einer extrem langen Zentraldüse erkauft werden, was in der Regel den zusätzlichen konstruktiven und finanziellen Aufwand nicht gerechtfertigt. Eine weitere Möglichkeit wäre, Turbulenzen in der Zentraldüse zu erzeugen, die zu einem schnellen Auflösen der Strähnen führen. Auf diesen eher konstruktiven Aspekt wird aber nicht näher eingegangen. Ein Vorschlag zur Eingrenzung des Düsendurchfalls bei industriellen Anlagen wird im Abschnitt 8.1.1 vorgestellt.**

#### 4.4.3 Stoßende Wirbelschicht

Die obere Grenze des stabilen Betriebsbereiches der Ringwirbelschicht ist durch den Übergang zum Zustand der stoßenden Wirbelschicht beim Vorliegen eines zu hohen Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer gekennzeichnet. Diese ist messtechnisch durch hohe Druckschwankungen in der Wirbelmischkammer und visuell durch eine über dem Querschnitt gleichmäßig verteilte Feststofffront feststellbar (Abbildung 4.18.c). Dieser Zustand wird hier als **Pulsieren** bezeichnet. Gegebenenfalls kann er mit einem zusätzlichen „kontinuierlichen“ Düsendurchfall verbunden sein, der trotz Turbulenzen in der Strömung nicht mehr zu verhindern ist. Experimentell wird der Feststoff der Wirbelmischkammer solange zugegeben bis das Pulsieren oder der Düsendurchfall eintritt. Der zugehörige **kritische Druckverlust** wird als  $\Delta P_{\text{WMK, kritisch}}$  bezeichnet.

In Abbildung 4.23 ist die Amplitude der Druckschwankungen in der Wirbelmischkammer als Funktion des dortigen über 2 Sekunden gemittelten Druckverlustes, der Fluidisierung im Ring und der Höhe der Zentraldüse dargestellt. Die beobachteten Zustände der stoßenden Wirbelschicht ohne bzw. mit Düsendurchfall sind mit oranger bzw. roter Farbe gekennzeichnet.

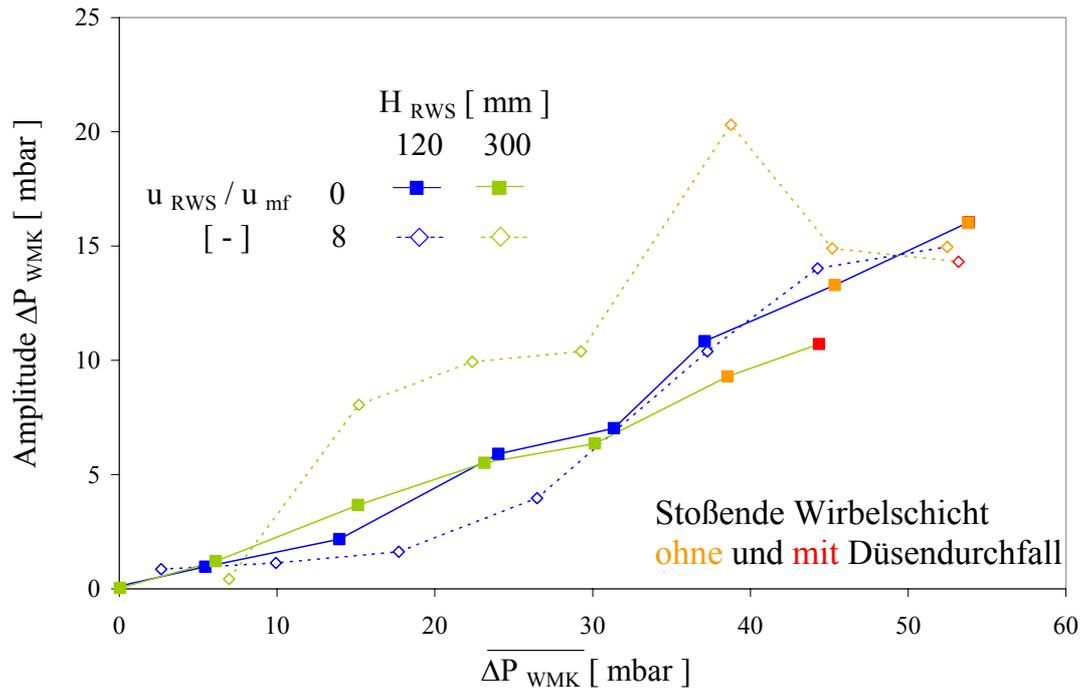


Abbildung 4.23: Amplitude der Druckschwankungen in der Wirbelmischkammer bei unterschiedlichen gemittelten Druckverlusten in der Wirbelmischkammer, Fluidisierungen im Ring und Höhen der Ringwirbelschicht (Laboranlage, Glaskugeln,  $u_{\text{ZD}}/w_f = 2$ )

Wie ersichtlich, ist bei der 300 mm hohen Ringwirbelschicht der Einfluss der Zunahme der Fluidisierung im Ring mit einer um die 5 mbar größeren Amplitude der Druckschwankungen deutlich zu erkennen. Ohne Fluidisierung tritt der Zustand der stoßenden Wirbelschicht, unabhängig vom Düsendurchfall, tendenziell früher ein, d.h. bei kleineren Druckverlusten in der Wirbelmischkammer. Weder ein kritischer Wert des Differenzdruckes noch der Amplitude der Druckschwankung in der Wirbelmischkammer scheint für die Begrenzung des stabilen Betriebsbereiches des Ringwirbelschichtreaktors hin zur stoßenden Wirbelschicht charakteristisch zu sein. Vielmehr ist der **Gesamtdruckverlust in der Anlage**  $\Delta P_{\text{Anlage}}$  die maßgebliche Größe. Dieser ergibt sich aus der Summe des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer und des Druckverlustes in der Ringwirbelschicht, der mit zunehmender Ringwirbelschichthöhe steigt. Für vier unterschiedliche Ringwirbelschichthöhen (120, 180, 240 und 300 mm) liegt der kritische Druckverlust der Laboranlage zwischen 75 und 80 mbar.

Da die Höhe der Ringwirbelschicht bei der Pilotanlage auf 1 m konstant gehalten wurde, konnte das obige Ergebnis an diese Anlage nicht validiert werden. Unabhängig von der Fluidisierung im Ring ( $u_{\text{RWS}}/u_{\text{mf}} = 2, 4$  oder  $8$ ) wurde beim Auftreten des Düsendurchfalls der kritische Druckverlust in der Wirbelmischkammer  $\Delta P_{\text{WMK, kritisch}}$  auf 40 mbar bestimmt. Der Gesamtdruckverlust betrug 155 mbar.

Aus den gemessenen Druckschwankungen der Laboranlage konnten die in Abbildung 4.24 dargestellten Frequenzen ermittelt werden (Abschnitt 4.1.2.5). Die Frequenz nimmt mit steigendem Druckverlust in der Wirbelmischkammer ab. Ein signifikanter Einfluss der Fluidisierung im Ring bzw. der Höhe der Ringwirbelschicht ist nicht vorhanden. Nach Davidson können bei Wirbelschichten die Gaszuführung und das Bett als ein harmonischer Oszillator modelliert werden [DAVIDSON 1968]. Für die Frequenz des Bettes ergibt sich:

$$f_{\text{Bett}} = \frac{1}{2 \cdot \pi} \cdot \sqrt{\frac{\kappa \cdot P_{\text{Gaszuführung}} \cdot A_{\text{Bett}}}{\rho_{\text{Bett}} \cdot H_{\text{Bett}} \cdot V_{\text{Gaszuführung}}}} \quad (4.7)$$

- mit: -  $P_{\text{Gaszuführung}}$ : mittlerer Druck in der Gaszuführleitung [ $10^5$  Pa]  
 -  $\kappa$ : Isotropenkoeffizient [-]  
 -  $V_{\text{Gaszuführung}}$ : Volumen des Gaszuführungssystems samt Leitungen [ $\text{m}^3$ ]

Mit den Annahmen, dass die Wirbelmischkammer das Bett darstellt und dass bei Vernachlässigung der Gasdichte die Beziehung:

$$\Delta P_{\text{WMK}} = (1 - \varepsilon) \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot H_{\text{WMK}} \approx (1 - \varepsilon_{\text{mf}}) \cdot \rho_s \cdot g \cdot H_{\text{WMK}} \quad (4.8)$$

gilt, wird Gleichung (4.7) zu:

$$f_{\Delta P_{\text{WMK}}} = \frac{1}{2 \cdot \pi} \cdot \sqrt{\frac{\kappa \cdot P_{\text{Gaszuführung}} \cdot A_{\text{WMK}} \cdot g}{\Delta P_{\text{WMK}} \cdot V_{\text{Gaszuführung}}}} = \frac{a_{\text{Osz.}}}{\sqrt{\Delta P_{\text{WMK}}}} \quad (4.9)$$

Mit einem auf  $0,142 \text{ m}^3$  grob abgeschätztes Volumen des Gaszuführungssystems wird die Konstante in Gleichung (4.9)  $a_{\text{Osz., theo.}}$  auf  $83,44 \text{ Pa}^{0,5}/\text{s}$  berechnet. Durch Anpassung an die experimentell ermittelten Frequenzen ergibt sich ein Wert von  $116,78 \text{ Pa}^{0,5}/\text{s}$  (Abbildung 4.24). Obwohl beide Werte voneinander abweichen und die berechneten Frequenzen zu kleineren Werten verschoben sind, werden die beobachteten Tendenzen durch das Modell nach Davidson zufriedenstellend wiedergegeben.

**Mit zunehmendem Druckverlust in der Wirbelmischkammer treten größere Druckschwankungen in der Zentraldüse mit einer niedrigen Frequenz auf, die beim Erreichen des Zustands der stoßenden Wirbelschicht bis zum „kontinuierlichen“ Düsendurchfall führen können. Um den Bereich der stoßenden Wirbelschicht zu vermeiden, sollte die gesamte Betthöhe im fluidisierten Zustand zwischen dem Ein- und Zweifachen des Anlagendurchmessers gewählt werden.**

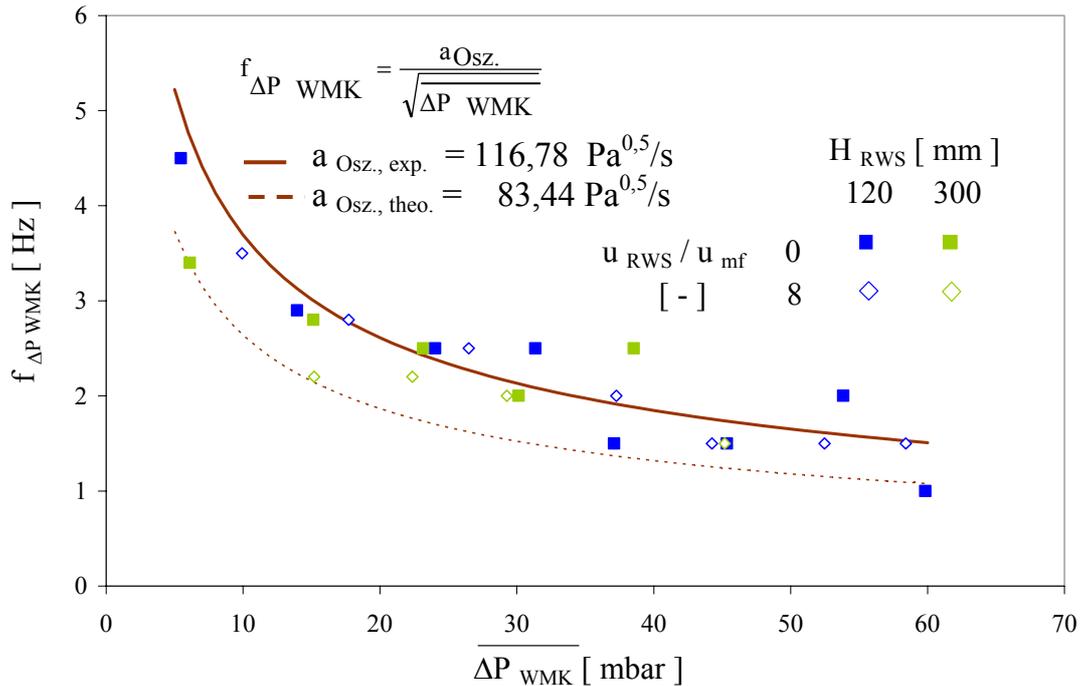


Abbildung 4.24: Frequenz der Druckschwankungen in der Wirbelmischkammer bei unterschiedlichen gemittelten Druckverlusten in der Wirbelmischkammer, Fluidisierungen im Ring und Höhen der Ringwirbelschicht (Laboranlage, Glaskugeln,  $u_{ZD} / w_f = 2$ ,  $D_{ZD, innen} = 54 \text{ mm}$ )

#### 4.5 Betriebsbereiche

Aus der Abgrenzung des stabilen Betriebsbereiches der Anlage nach unten durch das Auftreten des Düsendurchfalls bei zu geringer Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse und nach oben durch den Beginn der stoßenden Wirbelschicht kann die Festlegung der Versuchsparameter für eine systematische Untersuchung des Strömungszustandes in der Wirbelmischkammer mittels kapazitiver Sondenmessungen erfolgen. Diese sind exemplarisch in Tabelle 4.5 für eine gegebene Zentraldüsengeometrie für die Labor- und Pilotanlage bei Verwendung von Quarzsand als Versuchsmaterials angegeben. Die zugehörigen Betriebspunkte für unterschiedliche Bereiche der Anlage (Zentraldüse, Ringwirbelschicht und Wirbelmischkammer) sind dem Reh-Diagramm der Abbildung 4.25 zu entnehmen.

Um den Düsendurchfall zu vermeiden, ist in der Zentraldüse der Bereich der pneumatischen Förderung eingestellt. Da die Ringwirbelschicht dagegen nur zum Fluidisieren des Feststoffs dient, herrscht dort der Zustand der blasenbildenden Wirbelschicht. Als Kombination beider Volumenströme kann sich dann der resultierende Zustand in der Wirbelmischkammer vom Bereich der blasenbildenden Wirbelschicht ohne externe Feststoffrezirkulation bis zum Bereich der pneumatischen Förderung mit einer externen Rezirkulation erstrecken. Wie im Abschnitt

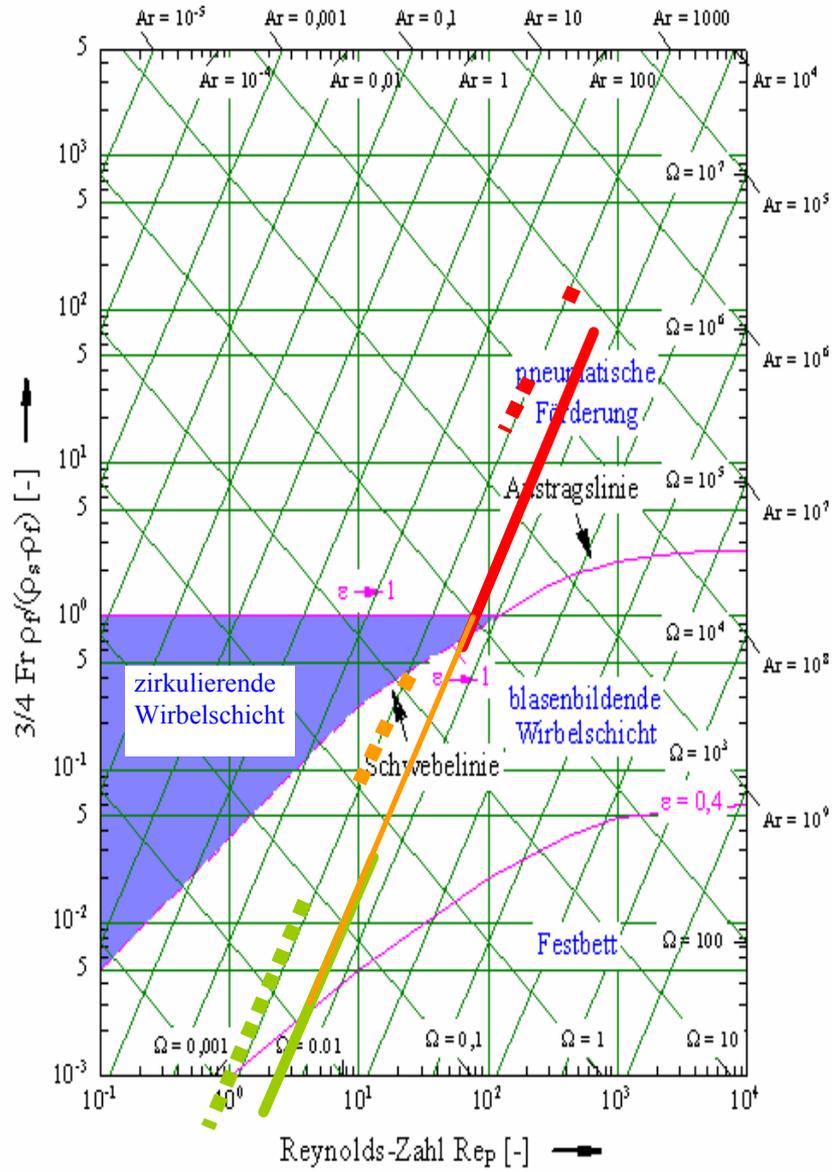
6.4.4 und in Abbildung 6.13 später verdeutlicht, spielt die Höhe der Wirbelmischkammer dabei aber auch eine entscheidende Rolle.

*Tabelle 4.5: Eingestellte Versuchsparameter für Quarzsand bei einer festgelegten Zentraldüsengeometrie in beiden Versuchsanlagen*

Feststoff		Pilotanlage	Laboranlage
		Quarzsand F32	Quarzsand P0,2-0,25
$D_{ZD, \text{innen}}$	[mm]	160	54
$H_{RWS}$	[mm]	1 000	180
$M_{WMK} / \Delta P_{WMK}$	[kg] / [mbar]	- / 2 bis 40	1,1 bis 8,7 / -
$H_{Sonden}$	[mm]	0; 100; 200; 300; 400 und 500	25; 50; 200 und 625
$u_{ZD} / W_f$	[-]	10; 12 und 20	1 bis 16
$u_{ZD}$	[m/s]	15; 18 und 30	2 bis 37
$u_{RWS} / u_{mf}$	[-]	2; 4 und 8	0, 2, 4 und 8
$u_{RWS}$	[m/s]	0,07; 0,14 und 0,27	0; 0,14; 0,28 und 0,56
$u_{WMK}$	[m/s]	0,8 bis 1,1 und 1,7 bis 1,8	0,1 bis 3,1

Um Vergleiche zwischen beiden Anlagen erstellen zu können, wird das  $H_{RWS} / D_{RWS}$ -Verhältnis in beiden Anlagen im ähnlichen Größenbereich festgelegt. Aus konstruktiven Gründen liegt dieser bei der Pilotanlage bei 1,35. In der Laboranlage wurde nach den Vorversuchen die Höhe der Ringwirbelschicht bei 180 mm, d.h. bei einem Verhältnis von 0,95, konstant gehalten. Der Einfluss dieser Höhe auf den Strömungszustand wird im Abschnitt 6.4.3 separat behandelt.

**Wie anhand des Düsendurchfalls verdeutlicht (Abschnitt 4.4.2.1), spielt das Einwerfen von Feststoff aus den Blasen in den Kernbereich der Anlage in diesem Anlagenkonzept eine zentrale Rolle. Deshalb wird diesem Mechanismus und seiner Interaktion mit der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse im experimentellen Teil der Arbeit besonderes Augenmerk gewidmet.**



		Anlage	
		Laboranlage	Pilotanlage
Bereich	Zentraldüse	—	.....
	Ringwirbelschicht	—	.....
	Wirbelmischkammer	—	.....

Abbildung 4.25: Eingestellte Betriebspunkte im Zustandsdiagramm nach Reh für unterschiedliche Anlagenbereiche in den beiden Versuchsanlagen [REH 1961] (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $D_{ZD, innen} = 54\text{ m}$ ; Pilotanlage, Quarzsand F32,  $D_{ZD, innen} = 160\text{ mm}$ )



## 5 Kapazitive Sondenmesstechnik

Die kapazitive Sondenmesstechnik beruht auf der Störung eines elektrischen Feldes durch den Feststoff in einer Gas-Feststoff-Strömung. Da dieses elektrische Feld sich an der Spitze einer in der Strömung eingebrachten Sonde befindet, gehört diese Messtechnik zu den invasiven Messverfahren. Obwohl die Strömung dadurch geringfügig beeinflusst wird, wird bei stark entmischten Strömungen der reale Zustand deutlich besser als bei einem LDA-Messsystem wiedergespiegelt (LDA = Laser Doppler Anemometer) [BRUST 2003]. Kapazitive Sonden gelten deshalb als besonders geeignet, um lokale Feststoffkonzentrationen und Feststoffgeschwindigkeiten bei hochkonzentrierten Gas-Feststoff-Strömungen zu erfassen. Nach geeigneter mathematischer Betrachtung der Messwerte können Rückschlüsse auf die lokale und integrale Querschnittsbelastung in der Anlage getroffen werden.

In den folgenden Abschnitten wird auf das Messprinzip, die Funktionsweise der Sonden und besonders auf die Auswertung der Messsignale eingegangen. Hierbei wird insbesondere die Berechnung der gesamten Feststoffkonzentration und der Strähnenkonzentration bei Berücksichtigung des Wandeinflusses detailliert behandelt. Ebenso werden Störeffekte und Berechnungen mit Kreuzkorrelationskoeffizienten vorgestellt und ein neuer Ansatz zur Berechnung der anzahl- und zeitgemittelten integralen Querschnittsbelastung eingeführt. Abschließend wird die Messtechnik validiert.

### 5.1 Grundlagen

#### 5.1.1 Theorie

Kapazitive Sonden funktionieren nach dem Grundprinzip des elektrischen Kondensators. Dieser besteht aus zwei gegeneinander isolierten, entgegengesetzt geladenen Leiteroberflächen beliebiger Geometrie, an denen die Spannung  $U$  anliegt [BORUCKI 1995]. Im einfachsten Fall des Plattenkondensators bildet sich ohne Dielektrikum zwischen den zwei Leiterplatten ein annähernd gleichförmig ausgebildetes elektrisches Feld mit dem in Abbildung 5.1 links dargestellten Feldlinienverlauf. Der Kondensator wird über seine Kapazität  $C_0$  charakterisiert,

die ein Maß für das Speichervermögen darstellt und als Verhältnis von gespeicherter Ladung  $Q$  zur anliegenden Spannung  $U$  gekennzeichnet ist:

$$C_0 = \frac{Q}{U} \quad (5.1)$$

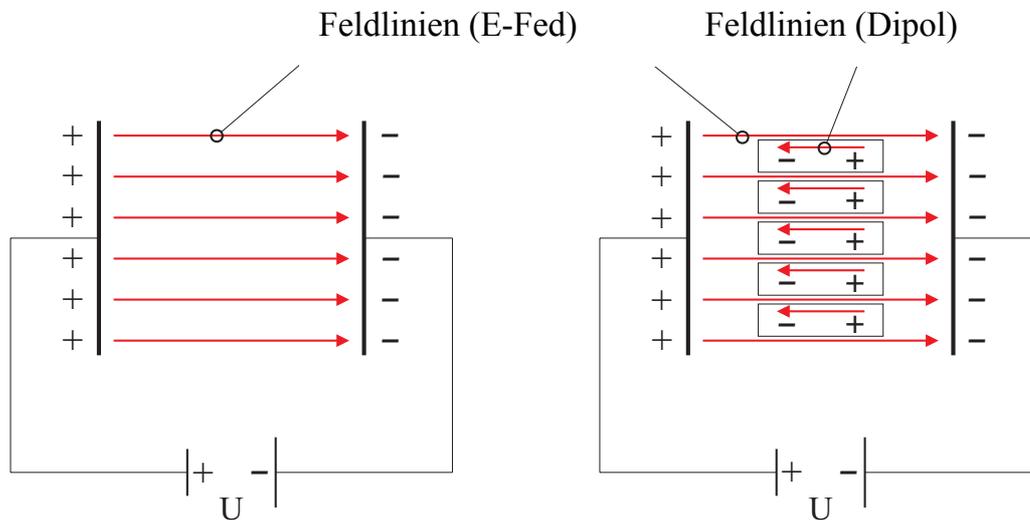


Abbildung 5.1: Feldlinienverlauf in einem Plattenkondensator ohne (links) und mit Dielektrikum (rechts)

Befindet sich jedoch ein Dielektrikum zwischen den beiden geladenen Leiterflächen, so werden Dipole im Dielektrikum induziert, die sich parallel zu den Feldlinien ausrichten (Abbildung 5.1 rechts). Somit entsteht ein elektrisches Feld, welches dem ursprünglichen Feld des Kondensators entgegen wirkt und dieses schwächt. Da die Ladung auf den Kondensatorplatten teilweise dadurch kompensiert wird, kann der Kondensator weitere Ladungen aufnehmen, wodurch sich wiederum die Kapazität  $C_{\text{diel}}$  um einen Faktor  $\chi$  ändert:

$$C_{\text{diel}} = \chi \cdot C_0 = \chi \cdot \frac{Q}{U} = \frac{Q_{\text{diel}}}{U} \quad \text{mit } \chi: \text{ Dielektrizitätskonstante [-], } \chi \geq 1 \quad (5.2)$$

Die Dielektrizitätskonstante stellt damit den Faktor der Abweichung der Kapazität eines Kondensators, der sich im Dielektrikum befindet, von der Kapazität im Vakuum ( $\chi = 1$ ) dar. In Abhängigkeit von dem in den Kondensator eingebrachten Dielektrikum und dessen Menge steigen die Werte der Dielektrizitätskonstante und damit auch der Kapazität an. Dieses Prinzip der Änderung der elektrischen Feldstärke durch verschiedene Dielektrika nutzt die kapazitive Sondenmesstechnik.

### 5.1.2 Praxis

Bei Verwendung der kapazitiven Sonden im Ringwirbelschichtreaktor stellen die Luft und der verwendete Feststoff das Dielektrikum dar. Somit kann der Feststoffanteil sowohl zeitlich als auch örtlich ständig zwischen zwei extremen Feststoffvolumenanteilen variieren, nämlich zwischen einer maximalen Feststoffkonzentration, die derjenigen im Festbett entspricht, und einem Wert gleich Null, wenn sich statt Feststoff nur Luft im Kondensator befindet. Die Dielektrizitätskonstante  $\chi$  wird damit Werte zwischen einem minimalen Wert von  $\chi = 1$  für die reine Luft mit  $1-\varepsilon_{\text{Luft}} = 0$  und einem maximalem Wert von  $\chi_{\text{max}} > 1$  für die Feststoffschüttung mit  $1-\varepsilon_{\text{FB}}$  annehmen.

Will man den Feststoffvolumenanteil in der Anlage bestimmen, so wird mit Hilfe der Sonde die Kapazität  $C_x$  im Messvolumen gemessen. Dies geschieht, indem die an den Kondensatorelektroden anliegende Spannung  $U_m$  bei konstanter aufgebrachtener Ladungsmenge  $Q$  ermittelt wird. Dabei gilt:

$$U_m = \frac{Q}{C_s} \quad (5.3)$$

$C_s$  bezeichnet hierbei die Gesamtkapazität der Sonde. Sie setzt sich aus der Kapazität  $C_x$  im Messvolumen zwischen den Elektroden und aus einer Streukapazität  $C_r$ , die durch Wechselwirkungen des Sondenkörpers mit elektrischen Ladungen in der nahen Umgebung aufgebaut wird, folgendermaßen zusammen:

$$C_s = C_x + C_r = \frac{Q}{U_m} \quad (5.4)$$

Über die Messung von  $U_m$  lässt sich durch mehrere Ansätze aus der Literatur wie z. B. durch die von Bottcher oder Wiener [TUZLA 1995], eine theoretische Verknüpfung mit der Feststoffvolumenkonzentration  $1-\varepsilon$  finden. Betrachtungen von Richtberg [RICHTBERG 2001] haben aber gezeigt, dass die mittels einer Kalibrieranlage experimentell bestimmte Kalibrierkurve (Abschnitt 5.4.2.1) von der mittels einer modifizierten Form einer Gleichung nach Maxwell theoretisch berechneten Kalibrierkurve [HAGE 1997] Unterschiede von bis zu 100 % aufweist. Als mögliche Ursachen dafür können die weitgehend idealisierten Bedingungen für das Modell benannt werden. Zu diesen gehören u.a. ein Messvolumen in Form eines homogenen elektrischen Feldes, eine Gleichverteilung des Feststoffs im Messvolumen oder eine Ladungsfreiheit der Partikeln. Um ausreichend genaue Konzentrationsmessungen durchführen zu können, ist deswegen eine **experimentell bestimmte sondenspezifische und materialspezifische Kalibrierung** unerlässlich. Die dazu notwendige Kalibrierprozedur wird im Abschnitt 5.4.2.1 vorgestellt.

## 5.2 Funktionsweise der kapazitiven Sonde

Um eine möglichst hohe mechanische Belastung bei einer möglichst geringfügigen Störung der Strömung zu erreichen, hat sich die mit der Lehigh University (Pennsylvania, USA) [SOONG 1996] entwickelte Nadelform der Sonde als geeignete Bauform erwiesen. Dabei ragt eine mit einer Wechselspannung  $U_G$  betriebene Zentralelektrode geringfügig aus der sich darum angeordneten äußeren geerdeten Zylinderelektrode heraus, wodurch ein elektrisches Feld mit halb ellipsoider Form entsteht (Abbildung 5.2).

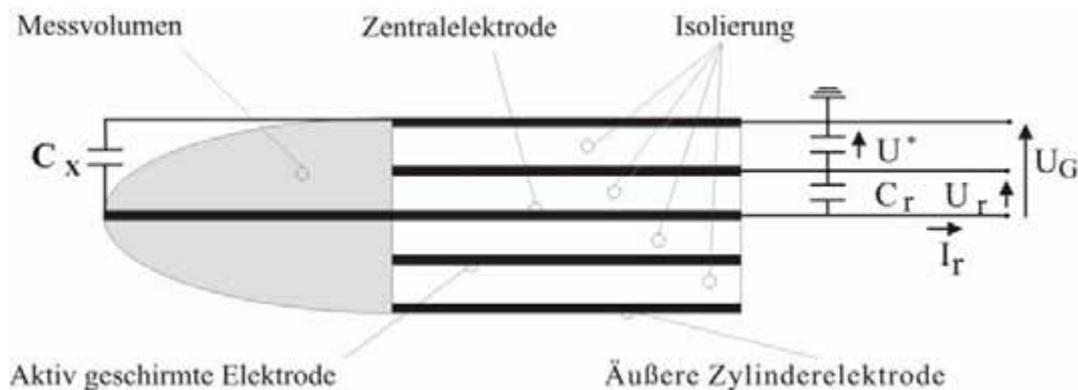


Abbildung 5.2: Schematischer Aufbau einer kapazitiven Sonde [in Anlehnungen an HAGE 1997]

Da aber die durch Wechselwirkungen mit elektrischen Ladungen in der nahen Umgebung entstehende Streukapazität  $C_r$  des Sondenkörpers die Kapazität  $C_x$  im Messvolumen in dieser Konfiguration bei weitem überwiegen würde, wurde eine zusätzliche „aktiv geschirmte“ Elektrode zwischen der Zentral- und der äußeren Zylinderelektrode eingebaut. Die Spannung dieser dritten Elektrode wird stets so abgeglichen, dass sie immer denselben sinusförmigen Verlauf ohne Phasenverschiebung mit dem Betriebsstrom  $I_r$  besitzt. Dadurch wird eine Potentialdifferenz zwischen Zentral- und äußerer Zylinderelektrode verhindert und die Streukapazität völlig eliminiert. Dank dieses Abgleichs und durch die zusätzliche kapazitive Brückenschaltung, die das direkte Erfassen der Kapazität  $C_x$  im Volumen der Sonde ermöglicht, wird bei jeder Änderung von  $C_x$ , wie zum Beispiel durch eintretenden Feststoff, die Spannung  $U^*$  verändert. Wird das Gesetz von Kirchhoff angewandt, so erhält man für  $U^*$ :

$$U^*(C_x) = U_r \cdot \left( \frac{\frac{I_r}{U_r \cdot j\omega} - C_r}{C_x} - 1 \right) \quad (5.5)$$

Der Einfluss der Streukapazität  $C_r$  auf  $U^*$  ist minimal, solange der Term  $I_r / (U_r \cdot j\omega)$  im Vergleich zur Streukapazität groß wird. Entsprechend werden  $I_r$ ,  $U_r$  und  $\omega$  eingestellt [HAGE 1997].

Die Verwendung einer Gleichrichterschaltung und eines Tiefpassfilters erlaubt letztlich die Konvertierung der Wechselspannung  $U^*$  in die bereits aus Gleichung (5.3) bekannte Gleichspannung  $U_m$ , die mittels der Kalibrierkurve mit der Feststoffkonzentration  $1-\varepsilon_m$  korreliert (Abschnitt 5.4.2.1).

### 5.3 Aufbau des eingesetzten Messsystems

#### 5.3.1 Komponenten des Messsystems

Das eingesetzte Messsystem besteht aus einer am Lehrstuhl hergestellten Sondenhalterung pro kapazitives Sondenpaar, einem kommerziell erhältlichen analogen zweikanaligen Messverstärker, einem Anschlussblock und einem Personal Computer mit Datenerfassungskarte (Abbildung 5.3). Die Verbindung der einzelnen Komponenten wird durch geschirmte BNC-Kabel realisiert. Die Spezifikationen und die Hersteller sind der Tabelle 5.1 zu entnehmen.

Tabelle 5.1: Messsystemkomponenten

Komponente	Spezifikation	Hersteller
Sonde	Stabelektrode	Werkstatt des Lehrstuhls
Sondenhalterung	-	Werkstatt des Lehrstuhls und Zentralwerkstatt
Messverstärker	ACCUMEASURE 5000 <sup>®</sup>	MECHANICAL Technology Inc.
Anschlussblock	CB-68 LP	National Instruments
Datenerfassungskarte	PCI-MIO-16E-1	National Instruments
Personal Computer	Intel Pentium, 4 CPU, 3 GHz	Frasch



Abbildung 5.3: Prinzipieller Aufbau des eingesetzten kapazitiven Messsystems

### 5.3.2 Messverstärker

Zur Spannungsversorgung der Sonden, Konvertierung und Konditionierung der Sondausgangssignale dient ein zweikanaliger externer Signalkonverter vom Typ ACCUMEASURE 5000<sup>®</sup> der Firma MECHANICAL Technology Inc. mit einer Messgenauigkeit von  $\pm 0,015\%$  [MIT INSTRUMENTS INC. 2000]. Zum einen erzeugt das Gerät die Wechselstromkreise an Betriebs- und Abschirmelektrode mit einer Frequenz von 100 kHz. Zum anderen erfasst es die Kapazitätsänderung von  $C_x$  im Messvolumen anhand zweier Brückenschaltungen. Letztlich erzeugt es für beide Sonden ein konditioniertes Ausgangssignal  $U_m$  von 0 bis 10 V in Abhängigkeit der gemessenen Kapazität  $C_x$ . Danach wird das analoge Spannungssignal einer Datenerfassungskarte mit einem Eingangsbereich von 0 bis 10 V weitergeleitet und unter einer Abtastfrequenz von 20 kHz digitalisiert. Die Abspeicherung und das Weiterbearbeiten der Signale erfolgen dann mit einem Personal Computer über selbstweiterentwickelte LabVIEW-Programme (Abschnitt 5.4).

### 5.3.3 Aufbau der Sonde

Um den physikalischen und mechanischen Anforderungen aus Abschnitt 5.2 gerecht zu werden, wurden kapazitive Sonden am Lehrstuhl entwickelt (Abbildung 5.4).

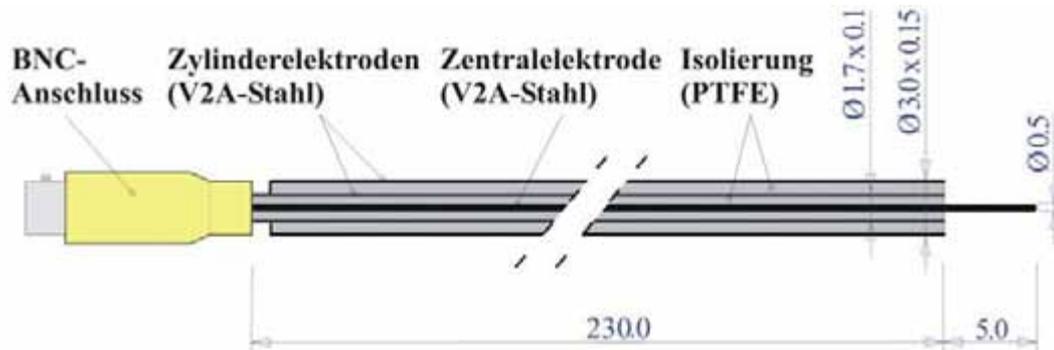


Abbildung 5.4: Abmessungen einer kapazitiven Sonde für die 190 mm-Anlage [in Anlehnungen an RICHTBERG 2001]

Die bauähnlichen Sonden bestehen alle standardmäßig aus einer Zentralelektrode und aus zwei Zylinderelektroden, die als aktiv geschirmte und als geerdete äußere Elektrode dienen. Die drei aus V2A-hergestellten Elektroden mit Außendurchmessern von 0,5 mm bzw. 1,7 mm und 3,0 mm sind koaxial angeordnet und voneinander durch einen Zweikomponentenkleber, der zur Fixierung der Elektroden und als Isolationsschicht benutzt wird, getrennt. Die Zentralelektrode ragt dabei 5 mm aus den Zylinderelektroden hervor, wodurch ein halb ellipsoides Messvolumen an der Sondenspitze mit einer Länge von 5 mm bei einem Durchmesser von 3 mm entsteht. Diese Abmessungen haben sich laut Untersuchungen

von Richtberg [RICHTBERG 2001] als bester Kompromiss aus ausreichender Sensibilität und ausreichender räumlicher Auflösung erwiesen, um sowohl die zu untersuchenden Strömungsstrukturen als auch die Änderungen der Feststoffkonzentration zufriedenstellend erfassen zu können. Die gesamte Länge der Sonde ist frei wählbar und wird an die radiale Weglänge, die für eine bestimmte Anwendung benötigt wird, angepasst. Im Falle einer 190 mm-Anlage wurde diese auf 230 mm festgelegt.

#### 5.3.4 Traversierbarkeit

Sollen lokale Feststoffkonzentrationen und -geschwindigkeitsmessungen an unterschiedlichen radialen Positionen in der Anlage durchgeführt werden, müssen die Sonden durch eine mechanisch stabile Konstruktion radial verschiebbar sein. Dabei müssen die Sonden paarweise, lotrecht übereinander bei einem auf 15 mm festgelegten konstanten Abstand  $\Delta y$  synchron in der Anlage verschoben werden (Abbildung 5.3). Um zusätzlich noch eine leicht handhabbare radiale Justierung der Sonde als auch einen schnellen Ein- und Ausbau zu gewährleisten, wurde eine mehrfach am Lehrstuhl eingesetzte einfache Halterung mit Spindeltrieb benutzt (Abbildung 5.5). Da aber bei Messungen in einer 740 mm-Pilotanlage aufgrund von höheren Gasgeschwindigkeiten deutlich größere mechanische Beanspruchungen an den Sonden herrschen, musste eine zusätzliche mechanische Stabilisierung der Sonden erfolgen. Inspiriert von der Konstruktion von Richtberg [RICHTBERG 2001], wurde in Kooperation mit der Zentralwerkstatt der Universität ein Aufbau konzipiert, bei dem die Sonden zusätzlich in einem Stahlrohr mit einem Außendurchmesser von 30 mm eingebaut werden. Um die Strömung nur geringfügig zu beeinflussen, ragen dabei die zwei Messsonden 35 mm aus dem Rohr heraus. Mit Hilfe eines Spindeltriebs, der sich außerhalb der Anlage befindet, wird dann die gesamte Einheit durch einen Flansch in der Anlage verschoben (Abbildung 5.6). So können beliebige radiale Positionen zwischen  $r / r_{\text{Anlage}} = 1$  (Wand der Anlage) und  $r / r_{\text{Anlage}} = 0$  (Mitte der Anlage) eingestellt werden.



Abbildung 5.5: Foto der Sondenhalterung in der Laboranlage



Abbildung 5.6: Technische Zeichnung der Sondenhalterung mit zusätzlicher Verstärkung für die Pilotanlage [OSSEGE 2006]

## 5.4 Auswertung

### 5.4.1 Bestimmung der axialen Feststoffgeschwindigkeit

#### 5.4.1.1 Prinzip der Berechnung

Anhand der im vorherigen Abschnitt 5.3 beschriebenen Messanordnung werden zwei Sonden pro Messebene zur Bestimmung der axialen Feststoffgeschwindigkeit eingesetzt. Bewegt sich nun eine Feststoffstruktur vertikal durch die zwei Messvolumina, so steigen die Kapazitäten  $C_x$  im Messvolumen der jeweiligen Sonde an und die dazugehörigen Spannungen  $U_{m,x}(t)$  und  $U_{m,y}(t)$  entsprechend Gleichung (5.5) mit zusätzlicher Gleichrichterschaltung und Tiefpassfilterung sinken. Dabei bleiben die Spannungssignale zwar qualitativ ähnlich, sind aber aufgrund des geometrischen Abstands zwischen den Sonden zeitversetzt. Aufgrund der digitalen Abtastung der Messsignale sind in Abbildung 5.7 die Spannungsverläufe über die Datenpunktanzahl aufgetragen, **wobei jeder Punkt bei bekannter Frequenz einem gewissen Zeitintervall entspricht:**

$$\Delta t_{\text{Punkte}} = \frac{1}{f} \text{ d.h. } 50 \mu\text{s bei } f = 20 \text{ kHz} \quad (5.6)$$

Tritt die Feststoffbewegung z. B. von unten nach oben auf, so zeigt die obere Sonde das zeitversetzte Signalmuster  $U_{m,y}(t)$  im Vergleich zur unteren Sonde an. Kann nun der Zeitversatz der zwei Signalmuster bestimmt werden, so kann, sofern der Abstand zwischen beiden Sonden  $\Delta y$  bekannt ist, die axiale Feststoffgeschwindigkeit folgendermaßen berechnet werden:

$$v_s = \frac{\Delta y}{\Delta t} \quad (5.7)$$

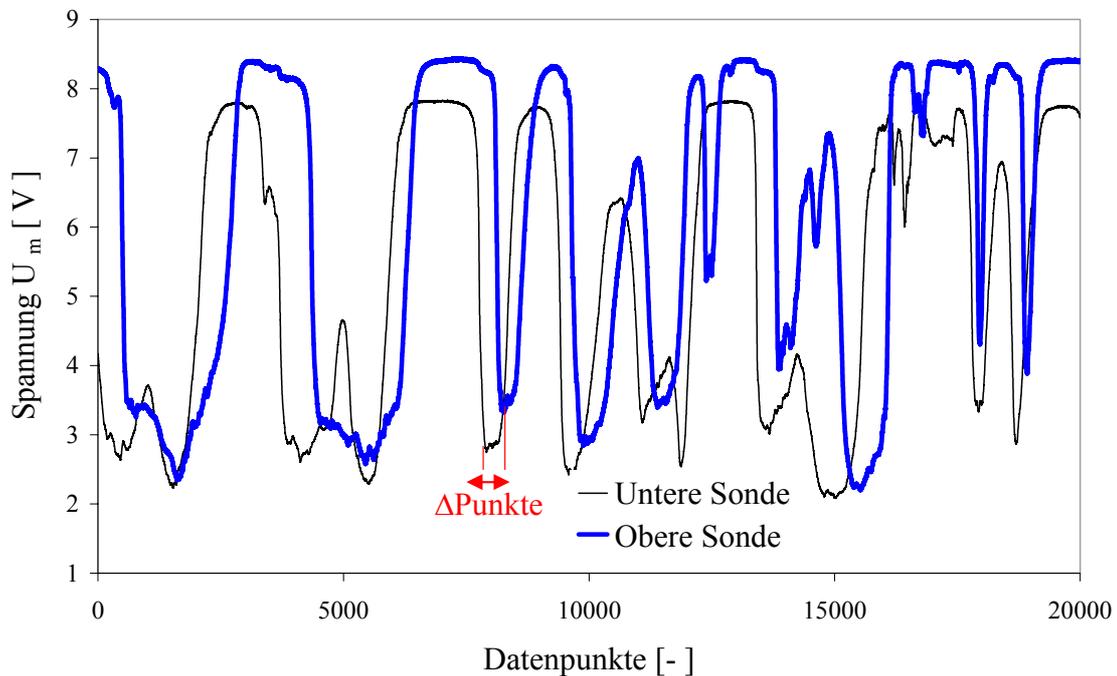


Abbildung 5.7: Spannungssignale aus einer Messung in der Anlage

#### 5.4.1.2 Mathematischer Algorithmus

Die Bestimmung der Feststoffgeschwindigkeit ist demzufolge gleichbedeutend mit der Berechnung des zeitlichen Versatzes zweier qualitativ ähnlicher Signalmuster. Das hierfür verwendete mathematische Instrument bietet die Kreuzkorrelation  $R_{U_{m,xy}}(t)$  der beiden Signale  $U_{m,x}(t)$  und  $U_{m,y}(t)$  an. Je niedriger die Spannung, desto größer wird die Feststoffkonzentration und damit die Größe der sich bewegenden Struktur sein. Da die Geschwindigkeit der Struktur unter Verwendung der Kreuzkorrelation bestimmt wird, die Kreuzkorrelation aber im Gegensatz zum vorliegenden Signalmuster für die maximalen Spannungsspitzen angewandt werden kann, müssen die Signale entsprechend überarbeitet werden und zuerst unter Hilfenahme der Spannungen für Luft invertiert werden. Somit folgt für die Kreuzkorrelation:

$$\begin{aligned} R_{U_{m,xy}}(t) &= (U_{m,x,\text{Luft}} - U_{m,x}(t)) \otimes (U_{m,y,\text{Luft}} - U_{m,y}(t)) \\ &= \int_{-\infty}^{\infty} (U_{m,x,\text{Luft}} - U_{m,x}(\tau)) \cdot (U_{m,y,\text{Luft}} - U_{m,y}(t+\tau)) \cdot d\tau \end{aligned} \quad (5.8)$$

Dabei werden Ausschnitte zweier Spannungsmessreihen definierter Punktanzahl bzw. Zeitdauern, die so genannten „**Messfenster**“, miteinander verglichen. Dies erfolgt mit dem bereits im Programm LabVIEW der Firma National Instruments anwendbaren Algorithmus **der Kreuzkorrelation**, der hier kurz prinzipiell erläutert wird [NATIONAL INSTRUMENTS 2001].

$h$  ist eine Datenmenge, deren Laufvariablen  $j$  sowohl negativer als auch positiver Art sind. Seien  $x$  und  $y$  zwei aus  $n$  und  $m$  Werten bestehende Signale, die miteinander korreliert werden sollen. Unter der Annahme, dass alle Elemente der Datenmenge  $h$ , die außerhalb des Sequenzbereiches von  $x$  und  $y$  liegen, gleich Null sind, d.h.:

$$x_j = 0 \text{ für } j < 0 \text{ oder } j \geq n \quad (5.9)$$

$$\text{und } y_j = 0 \text{ für } j < 0 \text{ oder } j \geq m,$$

berechnet der Algorithmus die Elemente  $h_j$  von  $h$  mit:

$$h_j = \sum_{k=0}^{n-1} x_k \cdot y_{j+k} \quad (5.10)$$

$$\text{für } j = -(n-1), -(n-2), \dots, -2, -1, 0, 1, 2, \dots, m-1$$

Der relative Versatz  $\Delta j$  des Signals  $y$  zum Signal  $x$  ist gleich der Laufvariablen  $j$  am Maximum der Sequenz  $h$ :

$$\Delta j = j (\max(h)) \quad (5.11)$$

Zum besseren Verständnis soll der Algorithmus anhand zweier einfacher Signalsequenzen  $x_j$  und  $y_j$  erläutert werden, die unter einer Frequenz  $f = 1$  Hz erfasst wurden [RICHTBERG 2001].

Mit  $j = 0, \dots, 5$  für  $x_j$  und  $y_j$ , d.h. mit  $n = 6$  und  $m = 6$  ergibt sich für die Sequenz  $h$  ein Bereich von  $j = -5, \dots, 0, \dots, 5$

Nach Gleichung (5.10) lassen sich die Elemente  $h_j$  von  $h$  berechnen zu:

$$h_{-5} = 0; h_{-4} = 0; h_{-3} = 0; h_{-2} = 0;$$

$$h_{-1} = 0; h_0 = 0; h_1 = 0; h_2 = 0;$$

$$h_3 = x_0 \cdot y_3 + x_1 \cdot y_4 + x_2 \cdot y_5 + x_3 \cdot y_6 + x_4 \cdot y_7 + x_5 \cdot y_8 = 0,5$$

$$h_4 = 0; h_5 = 0$$

Das Maximum der Sequenz  $h$  liegt bei  $h_3 = 0,5$ . Somit ergibt sich der relative Versatz der Sequenzen  $x(j)$  und  $y(j)$  nach Gleichung (5.11) zu  $\Delta j = 3$ .

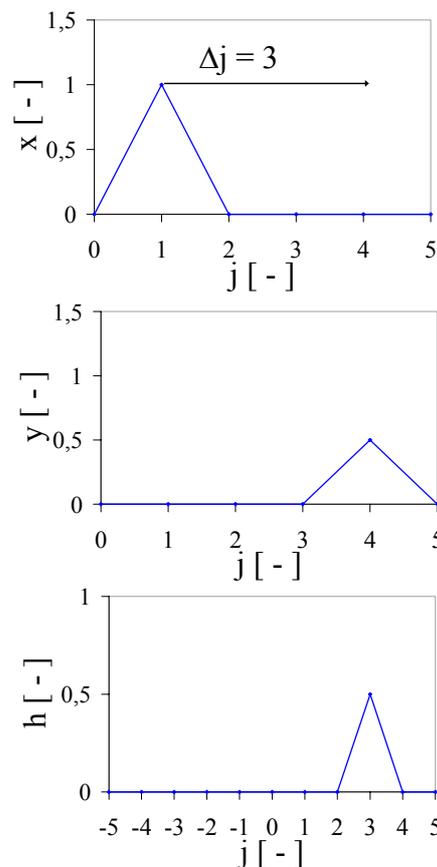


Abbildung 5.8: Signalsequenzen  $x(j)$  und  $y(j)$  mit Korrelationssequenz  $h(j)$

Zusammenfassend werden die Signalsequenzen  $x(j)$  und  $y(j)$  als Sondensignale  $U_{m,x}(j)$  und  $U_{m,y}(j)$ , bzw. die Sequenz  $h$  als Korrelationsfunktion  $h_{xy}(j)$  bezeichnet, so existiert innerhalb einer Messreihe eine Verschiebung  $\Delta j$ , für die die Korrelationsfunktion maximal wird. Diese ergibt dann bei bekannter Abtastfrequenz  $f$  aus Gleichung (5.12) den gesuchten Zeitversatz und demzufolge nach Gleichung (5.7) die **Feststoffgeschwindigkeit**. Erhält man aus der Kreuzkorrelation eine negative Verschiebung, so ist die ermittelte Feststoffgeschwindigkeit auch negativ.

$$\Delta t = \frac{\Delta j}{f} \quad (5.12)$$

#### 5.4.1.3 Problematik: der Abschattungseffekt

Die Zuverlässigkeit der Berechnung der Feststoffgeschwindigkeit ist schlussendlich direkt abhängig von der qualitativen Übereinstimmung der Signalmuster der beiden Sonden. Passiert nun eine Feststoffstruktur die Messvolumina der paarweise lotrecht übereinander angeordneten Sonden in vertikaler Richtung wie im Falle einer abwärts gerichteten Gas-Feststoff-Strömung, so wird ein Teil des Feststoffs von der zuerst angeströmten Sonde abgelenkt (obere Sonde der Abbildung 5.9). Wie von Richtberg [RICHTBERG 2001] mittels einer CCD-Kamera aufgezeichnet, folgt daraus eine Abschattung der zweiten Sonde mit einem entweder abgeschwächten oder komplett veränderten Sondensignal. Wird das Sondensignal nur abgeschwächt, so bleibt der qualitative Verlauf des Signals erhalten und die Kreuzkorrelation aussagekräftig. Andererseits kann bei hohen Feststoffkonzentrationen auch so viel Feststoff abgelenkt werden, dass das Spritzkorn zu einer zusätzlichen Veränderung der Feststoffstruktur bzw. des Signalmusters an der zweiten Sonde führt. Eine aussagekräftige Korrelation ist dann nur bedingt möglich und würde eher mit verfälschten Feststoffgeschwindigkeiten verbunden werden.

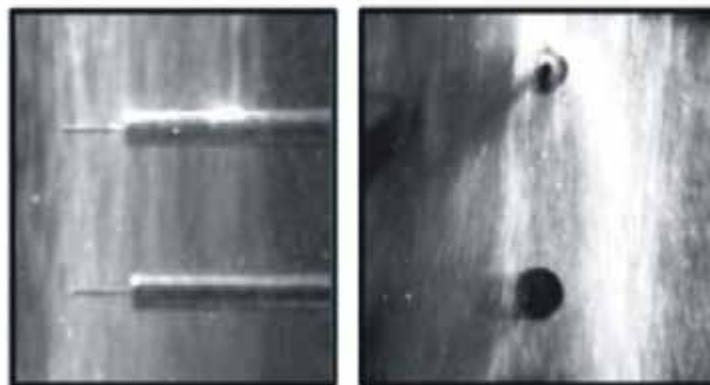


Abbildung 5.9: Aufnahmen eines Sondenpaares in einer abwärts gerichteten Gas-Feststoff-Strömung in Seitenansicht (links) und Frontalansicht (rechts) [RICHTBERG 2001]

#### 5.4.1.4 Auswahlkriterien

Um trotz eventuell auftretender schlechter qualitativer Übereinstimmung der Sondersignale die Berechnung der Feststoffgeschwindigkeit mittels der Kreuzkorrelation zu ermöglichen, wurden speziell von Richtberg [RICHTBERG 2001] eingeführte Auswahlkriterien im LabVIEW-programmierten **Auswertalgorithmus** neu implementiert. Erfüllt eine Kreuzkorrelation diese Kriterien, so wird sie als aussagekräftig angesehen und ihre Ergebnisse zur Berechnung der Feststoffgeschwindigkeit weiterverwendet. Wird dagegen nur eine einzige dieser Bedingungen nicht erfüllt, so wird die Kreuzkorrelation verworfen.

Im Folgenden sollen anhand der von Richtberg übernommenen Beispiele die Möglichkeiten der Fehldeutung von Korrelationsfunktionen erläutert und die Korrelationskoeffizienten kurz vorgestellt werden.

Die Signale  $U_{m,x}(i)$  und  $U_{m,y}(i)$  werden über eine auf 2 000 Datenpunkte ( $\Delta t = 0,1$  s) festgelegte Fensterbreite miteinander kreuzkorreliert und dementsprechend Korrelationsfunktionen  $h_{xx}(j)$  bzw.  $h_{xy}(j)$  mit  $j$  zwischen -1 999 und 1 999 berechnet. Als Maß für die Ähnlichkeit der beiden Signale werden die in Abbildung 5.10 dargestellten Quotienten aus Korrelationsfunktionen und ihrem jeweiligen Maximalwert herangezogen. Nur Werte zwischen Null und Eins können erhalten werden, wobei die Null für vollkommen unkorrelierte Signale und die Eins für perfekt übereinstimmende Signale stehen.

Wird nun ein Signal ohne zeitlichen Versatz  $\Delta t$  mit sich selbst kreuzkorreliert, so ergibt sich die in Abbildung 5.10.a dargestellte Kurve mit einem eindeutigen Maximum bei  $h_{xx}(0)$  und mit einem für das jeweilige Signalmuster charakteristischen Verlauf. Da das Ergebnis dieser **Autokorrelation** immer die eindeutigste Korrelationsfunktion ergibt, gilt diese als **Referenzkorrelationsfunktion**.

In Abbildung 5.10.b ist die Korrelation von zwei qualitativ sehr ähnlichen Signalmustern  $U_{m,x}(i)$  und  $U_{m,y}(i)$  dargestellt, die einen relativen Signalversatz von  $\Delta j = 500$  aufweisen. Da der Funktionsverlauf von  $h_{xy}(j)$  dem Referenzfall a bis auf eine Verschiebung um  $j = 500$  des Maximums der Funktion sehr ähnlich bleibt, wird das Ergebnis der Korrelation akzeptiert.

Tritt aber der Fall c auf, bei dem zwei vergleichbar große Beträge in den Funktionsmaxima berechnet werden, so kann nicht zwischen den beiden gleich wahrscheinlichen Korrelationsergebnissen unterschieden werden. Damit kann die Korrelationsfunktion  $h_{xy}(j)$  die Berechnung eines eindeutigen Geschwindigkeitswerts nicht mit ausreichend hoher Sicherheit zulassen: das Ergebnis muss verworfen werden.

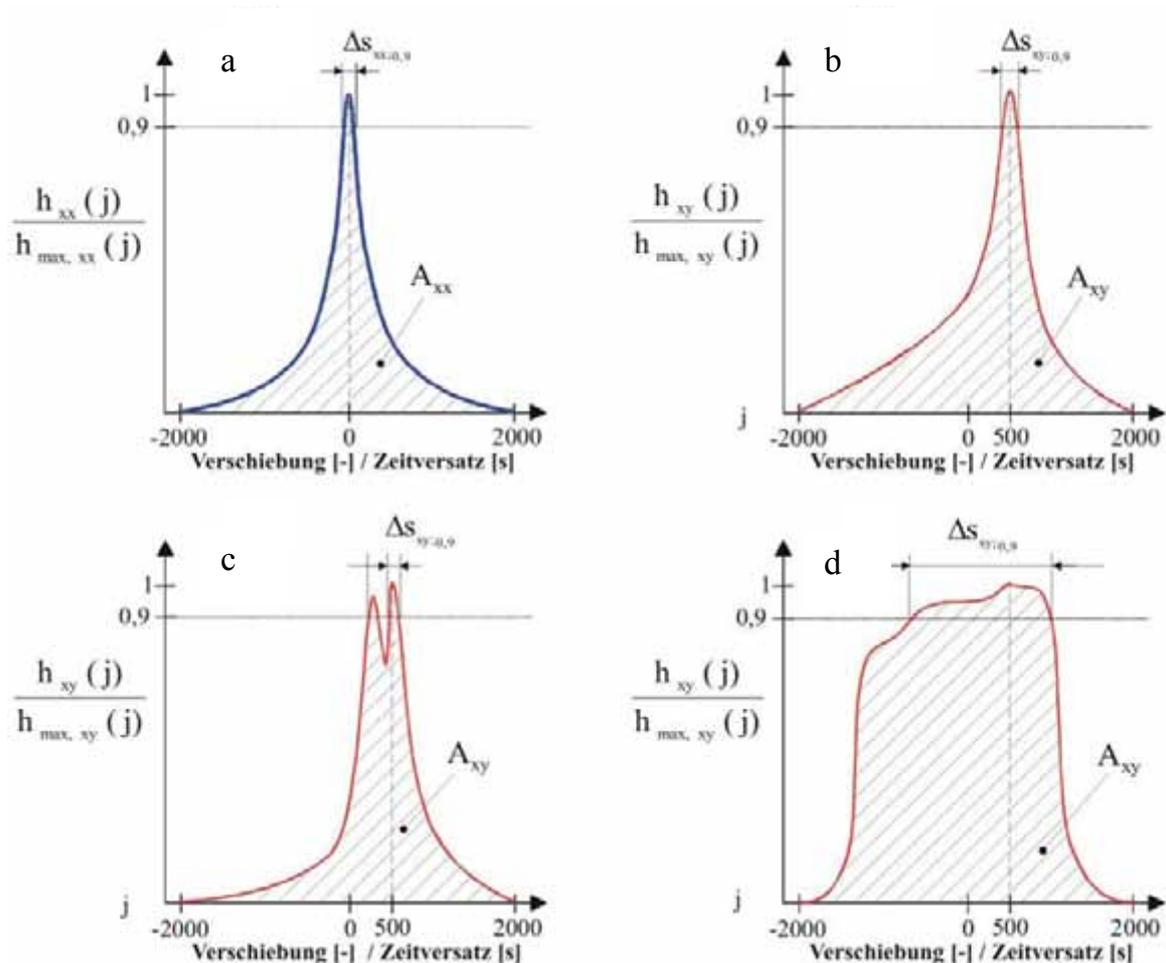


Abbildung 5.10: Beispiele möglicher Korrelationsfunktionen [RICHTBERG 2001]

Wird dagegen bei der Kreuzkorrelation zweier Signale ein gravierender Unterschied im Signalverlauf von  $h_{xy}(j)$  im Vergleich zu  $h_{xx}(j)$  festgestellt, wie in Abbildung 5.10.d im Vergleich zu 5.10.a aufgezeigt, so ist die Übereinstimmung der Signale vermutlich sehr gering. Die Aussagekraft der Berechnung muss folglich ebenso angezweifelt werden: das Ergebnis wird verworfen.

Um die oben beschriebenen Fälle einer unzulässigen Berechnung der Geschwindigkeit zu unterbinden, wurden von Richtberg [RICHTBERG 2001] zwei **Korrelationskoeffizienten  $\alpha_p$  und  $\beta_p$**  eingeführt. Nur wenn die Bedingungen mit beiden Koeffizienten erfüllt werden, werden die Korrelationen als aussagekräftig angesehen und für weitere Berechnungen herangezogen.

- **Korrelationskoeffizient  $\alpha_p$**

Dem Korrelationskoeffizienten  $\alpha_p$  mit  $0 \leq \alpha_p \leq 1$  liegt ein Vergleich des Flächeninhalts zweier Korrelationsfunktionen zugrunde. Hierbei wird der Flächeninhalt  $A_{xx}$  der Autokorrelation dem Flächeninhalt  $A_{xy}$  der tatsächlichen Korrelations-

funktion mit  $A_{xx} \leq A_{xy}$  (Abbildung 5.10.a) gegenübergestellt. Ist der Unterschied zwischen den beiden Flächeninhalten groß, so gilt die Korrelation als nicht zwingend aussagekräftig und muss deshalb verworfen werden (Abbildung 5.10.d). Für diese Diskrepanz hat sich aus Betrachtungen von Richtberg ein tolerierbarer Schwellenwert von 50 % (Gleichung (5.13)) als sinnvoll erwiesen, wodurch in allen untersuchten Fällen ein relativer Fehler von maximal 10 % verursacht wurde [RICHTBERG 2001].

Dann ergibt sich für das erste Auswahlkriterium:

$$A_{xy} \leq (1 + \alpha_p) \cdot A_{xx} \quad \text{mit} \quad \alpha_p = 0,5 \quad (5.13)$$

- **Korrelationskoeffizient  $\beta_p$**

Da die Bedingung der Gleichung (5.13) weder den Fall einer möglichen Mehrdeutigkeit der Berechnung durch das Auftreten von mehreren Funktionsmaxima, noch den Fall eines zu flachen Funktionsverlaufs in der Nähe des Maximums ausschließt (Abbildung 5.10.c bzw. d), wurde der zweite Korrelationskoeffizient  $\beta_p$  eingeführt.

Um die **Mehrdeutigkeit** zu unterbinden, werden nur Berechnungsergebnisse mit mehr als **einem Funktionsmaximum** in dem Bereich  $h_{xy}(j) / h_{\max, xy}(j) > 0,9$  akzeptiert, d.h. die Marke 0,9 darf nur ein einziges Mal über- und unterschritten werden.

Des Weiteren wird als Maß für einen zu flachen Funktionsverlauf oberhalb der 0,9-Grenze, das Verhältnis  $\beta_p$  der Referenzlänge im Falle der Autokorrelation  $\Delta s_{xx; 0,9}$  zur Länge des Maximums der Kreuzkorrelation  $\Delta s_{xy; 0,9}$  herangezogen (Abbildung 5.10.). Aus Untersuchungen von Richtberg [RICHTBERG 2001], die unter Verwendung vorgegebener Signalbeispiele durchgeführt wurden, hat sich ein empirischer Faktor von 0,25 als sinnvoll erwiesen.

Beim Vorliegen nur eines einzigen Maximums gilt dann:

$$\frac{\Delta s_{xx; 0,9}}{\Delta s_{xy; 0,9}} \geq \beta_p = 0,25 \quad (5.14)$$

**Wie die Validierung mittels LDA-Messungen von Richtberg [RICHTBERG 2001] bewiesen hat, trägt die Implementierung dieser beiden Korrelationskoeffizienten durch die Elimination zweifelhafter Korrelationsergebnisse zu einer aussagekräftigeren Berechnung der Feststoffgeschwindigkeit bei. Weitere Bedingungen zur Optimierung der Kreuzkorrelation werden im Abschnitt 5.4.2.3 vorgestellt.**

### 5.4.2 Bestimmung der Feststoffkonzentration

Im Gegensatz zur Berechnung der Feststoffgeschwindigkeit ist bei der Bestimmung der Feststoffkonzentration **nur eine einzige kapazitive Sonde** erforderlich. Da die aus der Literatur bekannten Modelle zur Auswertung der Messsignale die hohen Anforderungen des untersuchten Systems nicht erfüllen (Abschnitt 5.1.2), wird der funktionale Zusammenhang zwischen Spannungssignalen  $U_m$  des kapazitiven Signalkonverters und den dazugehörigen Dielektrizitätskonstanten bzw. Feststoffkonzentrationen der Gas-Feststoff-Strömung  $1-\varepsilon$  direkt mittels einer am Lehrstuhl erarbeiteten **Kalibrierprozedur** erstellt. Aufgrund der werkstoff-spezifischen Werte der Dielektrizitätskonstanten und aufgrund der kleinen unvermeidlichen baulichen Unterschiede der einzelnen Sonden muss die in den folgenden Abschnitten beschriebene Prozedur für jede Sonde und für jeden angewandten Feststoff pro angewandten Messverstärker erneut durchgeführt werden.

#### 5.4.2.1 Kalibrierung

- **Kalibrieranlage**

Um die Zuordnung von Spannungen und Feststoffkonzentrationen unter anwendungsnahen Bedingungen zu ermöglichen, wurde eine von Richtberg erstmals entwickelte Kalibrieranlage verwendet [RICHTBERG 2001].

Wie aus Abbildung 5.11 ersichtlich, besteht diese aus einer Feststoffdosiereinrichtung oberhalb eines mit zwei Quetschventilen versehenen Fallrohrs. Eine axiale Gleichverteilung des Feststoffs wird durch die auf 4 850 mm festgelegte Gesamtlänge des Rohrs gewährleistet. Um den Fehler beim Vorliegen einer radialen Ungleichverteilung möglichst gering zu halten, wurde ein Rohrrinnendurchmesser von 12 mm ausgewählt. Dabei deckt das Messvolumen der Sonde nahezu den halben Rohrdurchmesser bei einer gleichzeitig unerheblichen Beeinträchtigung des elektrischen Feldes ab (Abbildung 5.11 links oben). Zusätzliche 300 und 450 mm oberhalb der Sonde eingebaute Kreisringe sorgen durch die Unterbindung der Randgängigkeit des Feststoffs und durch die Verstärkung der Strömungsstruktur-turbulenz für eine bessere radiale Verteilung des Feststoffs. Dank dieser konstruktiven Maßnahmen kann schlussendlich von einer sowohl axialen wie radialen gleichmäßigen Verteilung des Feststoffs im Rohr ausgegangen werden. Eine Zuordnung vom Sondensignal  $U_m$  entweder mit dem querschnittsgemittelten Feststoffanteil  $1-\varepsilon_m$  oder mit dem über das Messvolumen gemittelten Feststoffanteil  $1-\varepsilon_{lok}$  ist demzufolge gleich bedeutend.

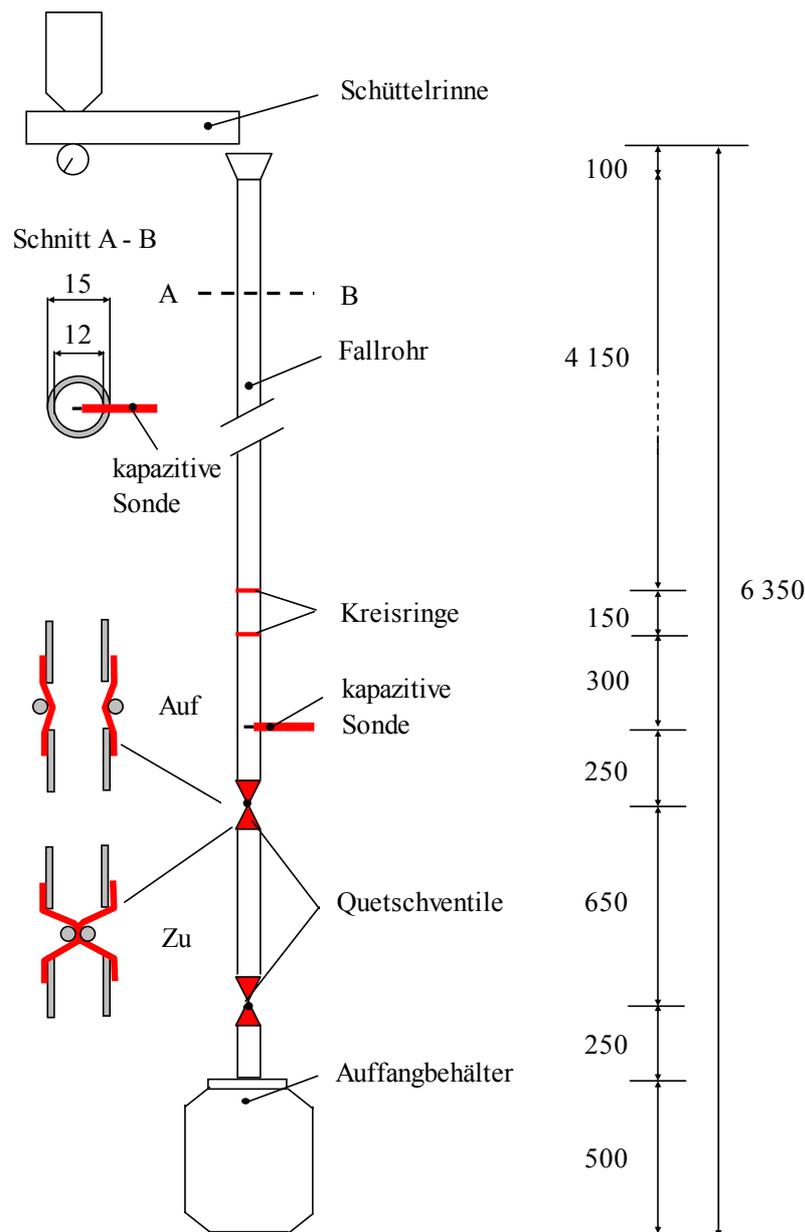


Abbildung 5.11: Aufbau der Kalibrieranlage (Einheit: mm)

- **Dosierkennlinie**

Über eine regelbare Einstellung der Schüttelintensität der Dosiereinrichtung wird die Feststoffkonzentration im Rohr schrittweise von 0 bis zur maximalen einstellbaren Feststoffkonzentration variiert. Die maximal einstellbare Feststoffkonzentration tritt aufgrund von Durchflussstörungen kurz vor dem Verstopfen des Rohrs auf und nimmt je nach Feststoff Werte zwischen 15 und 30 Vol% an. Um die Schüttelintensität einem Feststoffvolumenanteil zuordnen zu können, muss zuerst die querschnittsgemittelte Feststoffkonzentration im Fallrohr bestimmt werden. Dies ist durch das binnen weniger Millisekunden annähernd gleichzeitige Schließen der beiden druckluftgesteuerten Quetschventile mit anschließendem Wiegen der eingeschlossenen Feststoffmenge möglich. Sind das Feststoffgewicht und das

Volumen zwischen den Ventilen bekannt, so kann die Berechnung der Konzentration erfolgen. Ein typischer Verlauf einer Dosierkennlinie ist exemplarisch in Abbildung 5.12 verdeutlicht.

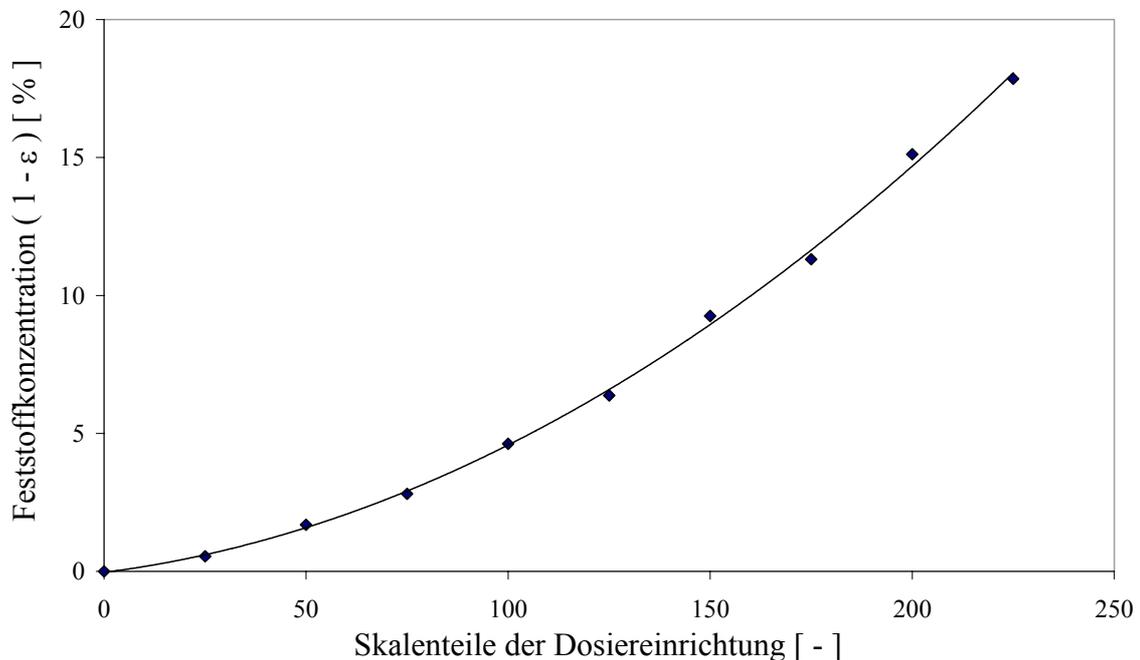


Abbildung 5.12: Dosierkennlinie für den Quarzsand F32 ( $d_s = 199 \mu\text{m}$ )

- **Kalibrierkurve**

Anhand dieser Voruntersuchungen lassen sich jetzt die Kalibrierkurven für die einzelnen Sonden erstellen. Hierfür werden die Sonden nacheinander 250 mm oberhalb des ersten Quetschventils in das Fallrohr eingebaut. Feststoff wird über die vorgegebenen Einstellungen der Dosierkennlinie der Schüttelrinne in das Rohr eindosiert und die Sonde mit einer dadurch bekannten annähernd konstanten Feststoffkonzentration beaufschlagt. Sobald sich ein stationärer Zustand eingestellt hat, werden die Spannungswerte  $U_m$  über einen Zeitraum von 5 Sekunden bei einer Abtastfrequenz von 20 kHz erfasst und nachträglich gemittelt. Der Signalverstärkungsbereich des Kanals des kapazitiven Messverstärkers wird jeweils so eingestellt, dass ein maximaler Messbereich von idealerweise  $\Delta U_m = 8 \text{ V}$  zwischen einem Luftwert bei 1 V und einem Festbettwert bei 9 V zur Verfügung steht. Es werden somit nur Spannungen im erfassten Spannungsintervall zwischen 0 und 10 V ermittelt. Um die Kalibrierkurve noch mit einem zusätzlichen Punkt oberhalb der Verstopfungsgrenze der Kalibrieranlage zu ergänzen (Abbildung 5.13), wird eine letzte Spannungsmessung beim Vorliegen der nach dem Schließen der Ventile erreichten Festbettkonzentration durchgeführt.

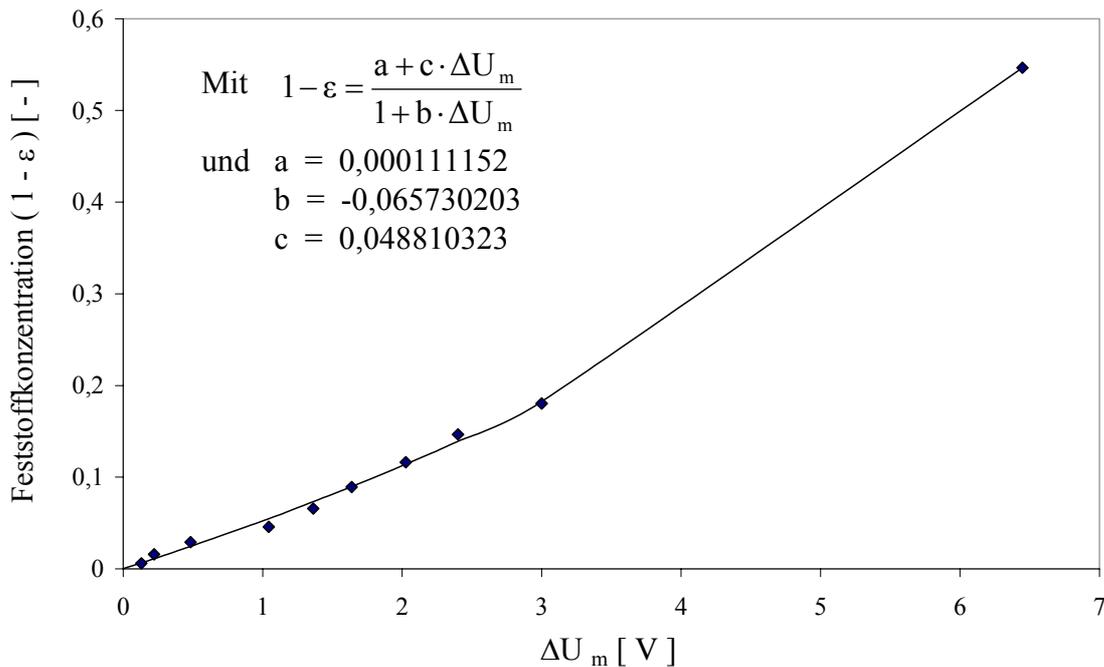


Abbildung 5.13: Kalibrierkurve einer Sonde

Aufgrund der hohen Empfindlichkeit der kapazitiven Messmethode kann sich das Sondersignal durch z. B. schwankende Luftfeuchtigkeit oder geringfügige Temperaturänderung minimal verändern [WIESENDORF 2000]. Um nun einen Wert zu bekommen, der unabhängig von solchen Randbedingungen ist, werden alle Spannungswerte bei Kaltversuchen von dem Spannungswert der Luft (0 Vol% Feststoff) abgezogen und weiterhin mit der **Spannungsdifferenz**  $\Delta U_m$  gearbeitet. Somit ergeben sich pro Sonde die in Abbildung 5.13 beispielhaft dargestellten Kalibrierpunkte für die die Feststoffkonzentration  $1 - \varepsilon$  gegen die Spannungsdifferenz  $\Delta U_m$  aufgetragen ist.

Zur Berechnung der Feststoffkonzentration werden diese Punkte nachträglich anhand einer rationalen Funktion folgender Form:

$$1 - \varepsilon = \frac{a + c \cdot \Delta U_m}{1 + b \cdot \Delta U_m} \quad (5.15)$$

mit den materialspezifischen Konstanten  $a$ ,  $b$  und  $c$  angepasst. Aus den gemessenen Spannungen ergeben sich so die jeweiligen Feststoffkonzentrationen.

#### 5.4.2.2 Zeitgemittelte Feststoffkonzentration und Strahlenkonzentration

- **Zeitgemittelte Feststoffkonzentration**

Für jede radiale Messposition der Sonden in der Anlage kann nun anhand der Kalibrierkurven für die untere und obere Sonde über die gesamte Messzeit bzw. über die Fensteranzahl  $m_{\text{Fenster}}$  eine **zeitgemittelte Feststoffkonzentration**  $1 - \varepsilon_{\text{zeit}}$

ermittelt werden (Gleichung (5.16)). Aus diesem lokalen Wert wird, wie im Abschnitt 5.4.3.2 später beschrieben, bei Berücksichtigung der unterschiedlichen Flächen zwischen den radialen Positionen eine integrale querschnittsgemittelte flächenbezogene Feststoffkonzentration bestimmt. Diese kann dann herangezogen werden, um die Messungen mittels der anhand des Druckprofils ermittelten Feststoffkonzentration zu validieren (Abschnitt 5.5.1.2).

- **Strähnenfeststoffkonzentration**

Bei der Kreuzkorrelation der Spannungssignale beider Sonden wird anstatt des gesamten Messfensters nur eine Anzahl an kleineren Fenstern definierter Fensterbreite nacheinander betrachtet. Da aber die Geschwindigkeiten und Konzentrationen ausschließlich ausgerechnet werden, wenn die Kreuzkorrelation gewisse Auswahlkriterien erfüllt (Abschnitte 5.4.1.4 und 5.4.2.3), wird die daraus **anzahlgemittelte** Feststoffkonzentration nur für die Summe aller dieser als „**Treffer**“ bezeichneten Fenster repräsentativ sein. D.h. da die Treffer eher beim Vorliegen von Strähnen zu Stande kommen [RICHTBERG 2001], ist die Bezeichnung dieser Feststoffkonzentration als **Strähnenkonzentration** gerechtfertigt. Wird diese mit der Feststoffgeschwindigkeit und der Feststoffdichte multipliziert, erhält man die Querschnittsbelastung (Abschnitt 5.4.3).

Wenn  $m_{\text{Fenster}}$  für die Anzahl der Fenster und  $m$  für die Anzahl der Treffer im gesamten Messintervall mit  $m \leq m_{\text{Fenster}}$  stehen, dann ist aus Gleichungen (5.16) und (5.17) ersichtlich, dass die zeitgemittelte Feststoffkonzentration sich von der anzahlgemittelten Strähnenfeststoffkonzentration unterscheiden wird und in den meisten Fälle, da der Feststoffanteil in Strähnen höher ist, kleiner sein wird. Selbsterklärend ist auch, dass bei strengeren Auswahlkriterien die Trefferanzahl geringer und dieser Unterschied größer wird.

$$1 - \varepsilon_{\text{zeit}} = \frac{1}{m_{\text{Fenster}}} \cdot \sum_{i=1}^{m_{\text{Fenster}}} (1 - \varepsilon_i) \quad (5.16)$$

$$1 - \varepsilon_{\text{Strähnen}} = \frac{1}{m} \cdot \sum_{i=1}^m (1 - \varepsilon_i) \quad (5.17)$$

mit:

$m$ : Trefferanzahl im gesamten Messintervall

**Schlussendlich dient die Strähnenkonzentration als Maß für den durch den Querschnitt transportierten Feststoff in Form von Strukturen, während die zeitgemittelte Feststoffkonzentration als Maß für den zeitgemittelten Feststoffanteil im Querschnitt über die gesamte Messzeit steht.**

### 5.4.2.3 Einflussfaktoren für die Berechnung der Feststoffkonzentration

Zur zuverlässigen Berechnung der Feststoffkonzentration müssen zusätzlich mehrere Effekte, die zur Verfälschung der Kreuzkorrelationsergebnisse führen, betrachtet und gegebenenfalls durch die entsprechenden Maßnahmen im Auswerteprogramm korrigiert werden. Dazu gehören der schon im Kapitel 5.4.1.3 erwähnte Abschattungseffekt, der Aufstauereffekt, der Wandeinfluss und die durch die Reibung resultierende elektrostatische Aufladung. Eine jeweilige kurze Beschreibung einzelner Effekte ist in den folgenden Abschnitten gegeben.

#### • Abschattungseffekt

Da bei den durchgeführten lokalen strömungsmechanischen Untersuchungen Geschwindigkeiten und Feststoffkonzentrationen aus versuchstechnischen Gründen gleichzeitig zu ermitteln sind, müssen die Sonden pro Messebene paarweise eingesetzt werden. Dadurch ist unvermeidbar mit einer gegenseitigen Beeinflussung der Sonde zu rechnen: der **Abschattungseffekt**. Wird ein Teil des Feststoffs von der erst angeströmten Sonde abgelenkt, so muss die Zweite, im Falle einer vertikalen Anströmung, eine niedrigere Feststoffkonzentration aufweisen.

Wird aber die gleiche Feststoffkonzentration bei beiden Sonden bestimmt, so ist dieses Verhalten nur durch eine für die Berechnung unrelevante schräge Anströmung beider Sonden erklärbar und deshalb von der Auswertung auszuschließen. Dieser Sachverhalt soll anhand der Abbildung 5.14 erläutert werden.

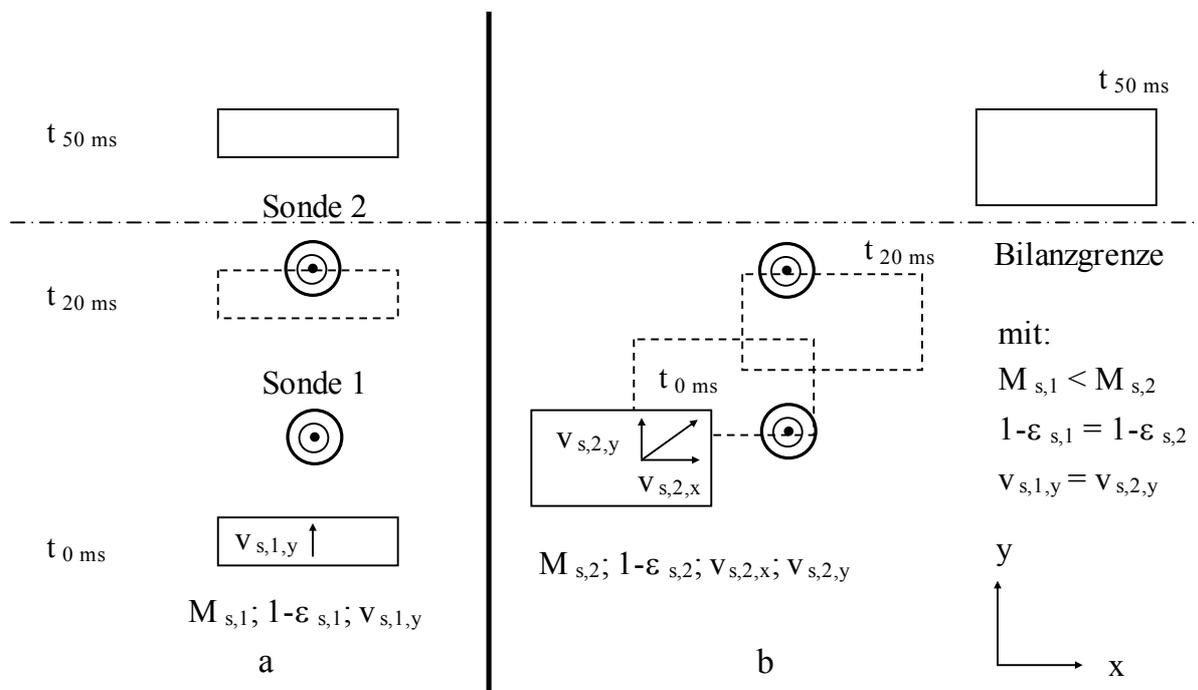


Abbildung 5.14: Einfluss der Bewegungsrichtung einer Feststoffstruktur auf das Ergebnis der Kreuzkorrelation (a: reine vertikale Bewegung, b: schräge Bewegung) [in Anlehnungen an RICHTBERG 2001]

Dafür geht man gedanklich von unterschiedlich großen durch Rechtecke symbolisierte Feststoffstrukturen gleicher Feststoffkonzentrationen  $1-\varepsilon_s$  aus, d.h. im betrachteten Fall mit einer Masse  $M_{s,1} < M_{s,2}$ , die innerhalb von 50 ms die beiden Sonden passieren müssen. Obwohl die beiden Strömungszustände der Abbildung 5.14.a und b sich offensichtlich aufgrund ihrer Bewegungsrichtung unterscheiden - reine vertikale Bewegung im Fall a gegen schräge Bewegung mit zusätzlicher Geschwindigkeitskomponente in x-Richtung im Fall b - wird jeweils das gleiche Signalmuster bei den beiden Sonden registriert. D.h. in beiden Fällen werden sowohl die gleiche Feststoffkonzentration als auch die gleiche Geschwindigkeit berechnet. Da aber nur reine vertikale Geschwindigkeiten von Bedeutung sind, wird ein zusätzliches **Auswahlkriterium**  $\gamma_s$ , das diesen Fall ausschließt, eingeführt und im Auswerteprogramm implementiert.

➤ Auswahlkriterium  $\gamma_s$

Der erläuterte Abschattungseffekt wird genutzt, um die Bedingung (5.18) bezüglich der Konzentration mit  $\gamma_s$  zu formulieren. Diese besagt, dass die gemessene Konzentration nur als zuverlässig gilt, wenn an beiden Sonden ein gewisser Konzentrationsunterschied vorliegt. Ein empirischer Wert von 20 % zwischen der Konzentration der ersten und der zweiten angeströmten Sonde wurde von Richtberg festgelegt [RICHTBERG 2001].

$$1 - \varepsilon_{s,1} \geq \gamma_s \cdot (1 - \varepsilon_{s,2}) \quad \text{mit} \quad \gamma_s = 1,2 \quad (5.18)$$

➤ Maximale Geschwindigkeit

Eine andere Möglichkeit, schräge Bewegungen zu detektieren, ist durch die Vorgabe einer maximalen Feststoffgeschwindigkeit gewährleistet (Gleichung (5.19)). Ist die korrelierte Feststoffgeschwindigkeit  $v_s$  fälschlicherweise größer als die eingestellte maximale physikalisch sinnvolle Gasgeschwindigkeit des Systems, dies ist hier die Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD}$ , so ist diese entweder durch schräge Bewegungen oder durch die Kreuzkorrelation zwei ähnlicher Signale zu Stande gekommen und deshalb auszuschließen.

$$u_{ZD} \geq v_s \quad (5.19)$$

**Werden die letzten beiden Bedingungen (5.18) und (5.19) erfüllt, so wird das Ergebnis der Kreuzkorrelation als „richtig“ betrachtet und das Ergebnis für die anschließende Berechnung der Querschnittsbelastung eingesetzt (Abschnitt 5.4.3).**

• **Aufstauereffekt**

Bedingt durch die bauliche Ausführung der Sonde selbst, kann besonders im Wandbereich der Anlage, wo eher höhere Konzentrationen vorliegen, die Konzen-

trationsmessung durch den unvermeidlichen **Aufstauereffekt** entlang des stabförmigen Sondenkörpers verfälscht werden. Zur Veranschaulichung dieses Phänomens wurden mittels einer Hochgeschwindigkeitskamera (Ultra 8, DRS Hadland Ltd.) Aufnahmen einer abwärts angeströmten Sonde aufgezeichnet (Abbildung 5.15) [RICHTBERG 2001]. Obwohl die Feststoffströmung nur außerhalb des Messvolumens erfolgt, wandert der Feststoff durch nachströmenden Feststoff allmählich nach vorne in das Messvolumen hinein und erhöht damit die lokale Feststoffkonzentration. Da aber in der Praxis im Aufstromteil stets ein Feststoffstrom durch das Messvolumen der Sonde vorliegt, der dem Einfließen von Feststoff über den Sondenkörper entgegenwirkt, kann von einer geringeren aber nicht vollständig auszuschließenden Einflussnahme des Aufstauereffekts ausgegangen werden.

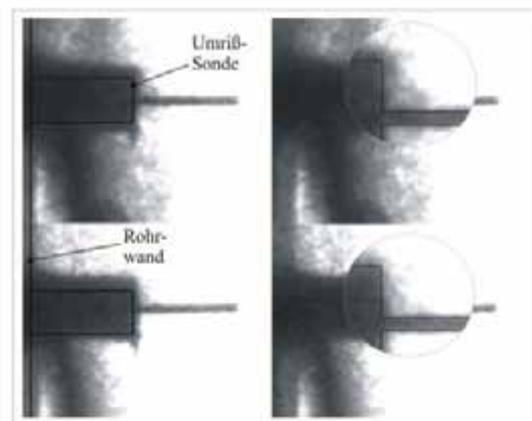


Abbildung 5.15: Transport von aufgestautem Feststoff ins Messvolumen einer kapazitiven Sonde [RICHTBERG 2001]

Wegen der gegenseitigen Auswirkungen dieser beiden gerade angesprochenen Effekte, d.h. Verschiebung zu höheren Konzentrationswerten beim Aufstauereffekt, bzw. zu niedrigeren Werten für die zweite angeströmte Sonde beim Abschattungseffekt, wird sowohl für die Darstellung der Feststoffkonzentration wie auch für die anschließende Berechnung der Querschnittsbelastung über die Werte beider Sonden gemittelt.

- **Wandeeinfluss**

Um den Einfluss der „reinen“ Anlagenrohrwand vom Einfluss der Strömung auf die Bestimmung der Feststoffkonzentration zu unterscheiden, wurden mit und ohne Gasdurchsatz und ohne Vorliegen von Feststoff in der Strömung die Sonden radial in die Anlage verschoben und die Spannungswerte  $U_m$  für die Luft aufgenommen. Dabei wurde mit einer mit der Wand bündigen Messposition des Messvolumens der Sonden begonnen ( $r = 95$  mm im Falle der Laboranlage) und das Sondenpaar schrittweise Richtung Anlagenmitte bis  $r = 0$  hineingefahren (Abbildung 5.16). Wird der jeweilige Luftwert mit dem Luftwert in der Anlagenmitte normiert, so ist

eine Abnahme des Luftwertes Richtung Wand ( $r = 95 \text{ mm}$ ) von 100 auf 92 %, wie aus Abbildung 5.17 durch die approximierte Kurve ersichtlich, festzustellen. Diese scheint durch die Störung des Messvolumens in der Nähe der ebenso geerdeten Anlagenwand verursacht zu werden (Abbildung 5.16). Da das Volumen größer wird, wird die Kapazität  $C_s$  größer, d.h. bei konstanter Ladung  $Q$ , wird die resultierende Spannung  $U_m$  kleiner (Gleichung (5.3)).

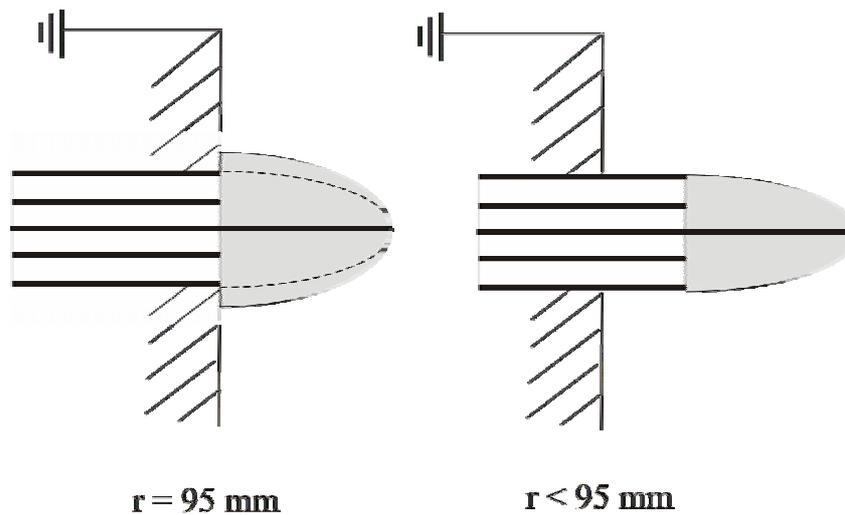


Abbildung 5.16: Einfluss der Wand auf das Messvolumen der Sonde (links: bündig mit der Wand ( $r = 95 \text{ mm}$ ), rechts: mit einem Abstand  $r < 95 \text{ mm}$  von der Mitte)

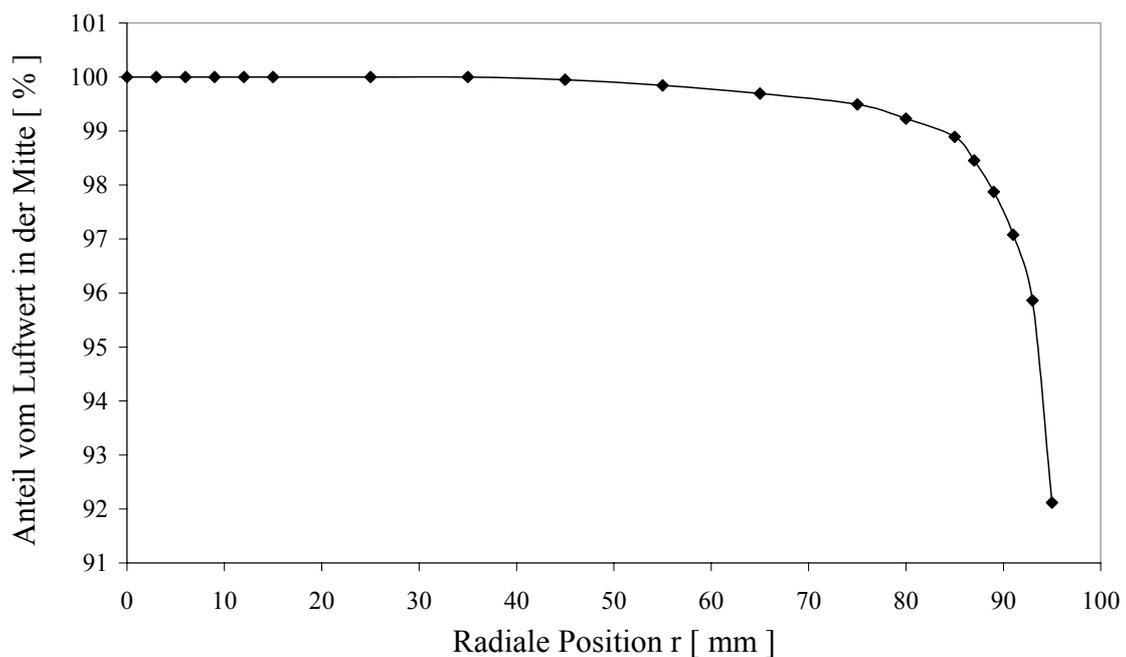


Abbildung 5.17: Einfluss der Wand auf den Luftwert

Da aber zur Bestimmung der Konzentration mit der Kalibrierkurve der Unterschied der Spannungsdifferenz zwischen Luftwert und gemessener Spannung herangezogen wird (Abschnitt 5.4.2.1), würde er zu einer Verfälschung der Messwerte führen. Um dem vorzubeugen, wird abhängig von der radialen Position in der Anlage anhand der 1 000 höchsten Spannungswerte für die jeweilige Messposition ein „Luftwert“ bestimmt. Ist dieser größer als der durch die Approximation korrigierte Luftwert (Abbildung 5.17), so wird der Erste beibehalten. Ist er aber kleiner, so wird der korrigierte Wert als „richtig“ betrachtet. Diese im Auswerteprogramm implementierte **Auswertestrategie** ist besonders im Wandbereich notwendig, da dort sehr hohe Konzentrationen vorliegen.

Um dieses Phänomen anhand eines Beispiels zu verdeutlichen, sind exemplarisch in Abbildung 5.18 die Spannungssignale einer Sonde beim Vorliegen einer Gas-Feststoff-Strömung für zwei unterschiedliche radiale Positionen dargestellt.

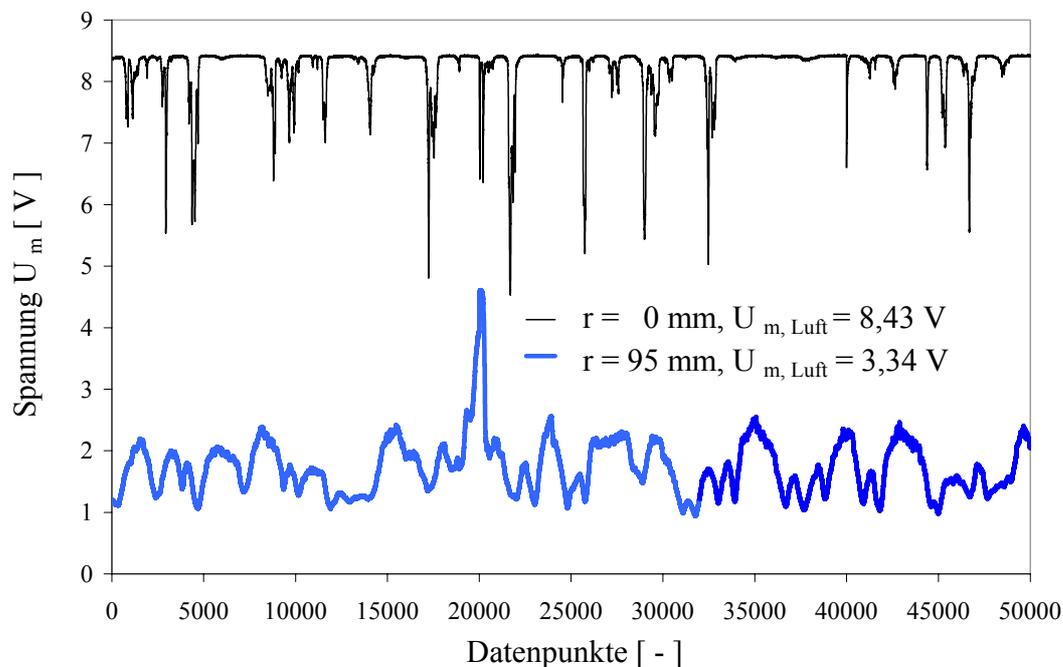


Abbildung 5.18: Spannungssignale mit Feststoff in der Strömung in der Mitte für  $r = 0$  mm (schwarze Kurve) und an der Wand  $r = 95$  mm (blaue Kurve)

Befindet sich die Sonde in einem hochkonzentrierten Feststoffbereich mit entsprechend geringen Spannungen (blaue Kurve), so wird der aus den 1 000 höchsten Spannungswerten berechnete Luftwert eine geringe Spannung von 3,34 V aufweisen. Wird dieser Wert zur Berechnung der Konzentration herangezogen, so wird ein maximaler Spannungsunterschied von 2,24 V erzielt, was fälschlicherweise mit einer eher geringeren Konzentration durch die Kalibrierkurve verknüpft werden würde. Da aber direkt oberhalb der Düse deutlich mehr Gas vorhanden ist, weisen die Spannungswerte in der Mitte dagegen sehr hohe Werte auf und liefern deshalb einen „benutzbaren“ Luftwert von 8,43 V. Wird nun dieser mit der zusätzlichen

Korrektur von 92 % zur Konzentrationsberechnung der Abbildung 5.17 verwendet, so steigt der Spannungsunterschied am Rand maximal auf 7,33 V an, was zu einer für den erläuterten Fall deutlich zutreffenderen höheren Konzentration führen würde.

**Schlussendlich werden zur aussagekräftigeren Bestimmung der Konzentration die unterschiedlichen Luftmittelwerte ausgerechnet und mit demjenigen in der Mitte, bei zusätzlicher Berücksichtigung der Wandkorrektur, verglichen. Der jeweilige größere Wert wird dann als relevant betrachtet.**

- **Elektrostatische Aufladung**

Der letzte zu berücksichtigende Effekt ist, trotz zusätzlicher Erdung der Anlagenwand im unteren Bereich der Anlage, die unvermeidliche **elektrostatische Aufladung**. An Stellen, bei denen schnell bewegte Teilchen bevorzugt miteinander kollidieren bzw. bei denen große Geschwindigkeitsgradienten herrschen, wie z. B. an der Wand bzw. an der Oberfläche des Kegels oberhalb der Zentraldüse (Abschnitt 4.4.2.1), werden aufgrund triboelektrischer Effekte die aufgenommenen Spannungswerte zu negativen Werten verschoben. Wird nur ein Teil der Punkte davon betroffen, wie in Abbildung 5.19 dargestellt, so werden die negativen Peaks bei der Auswertung abgeschnitten und im Ergebnis nicht mitberücksichtigt. Wird aber das gesamte Signal beeinflusst, so ist die Messung nicht verwendbar und demzufolge noch einmal durchzuführen.

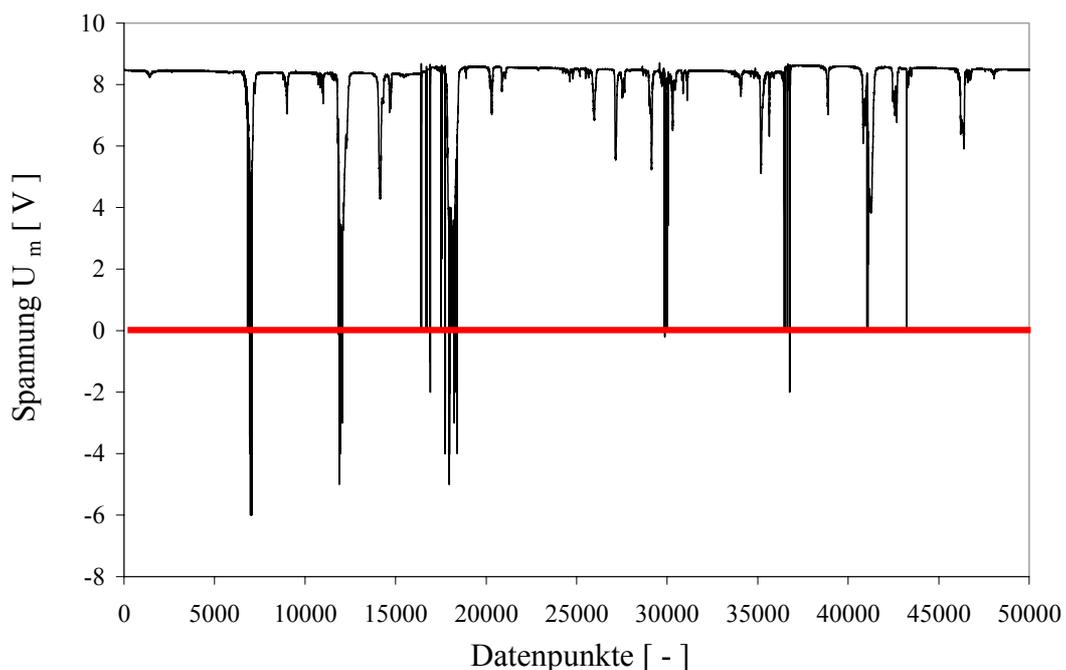


Abbildung 5.19: Spannungssignale mit elektrostatischer Aufladung

Um in ähnlicher Weise die positiven Spannungswerte im Bereich von Null auszuschließen, wird der maximale erlaubte Spannungsunterschied bei der Auswertung durch den maximalen Spannungsunterschied zwischen dem Luftwert und dem Festbett während der Sondenkalibrierung begrenzt (Abschnitt 5.4.2.1). Wenn ein maximaler Unterschied von 6 V bei der Kalibrierung vorliegt, würden somit in Abbildung 5.19 alle Werte kleiner 2,3 V geschnitten werden.

**Die Quintessenz der Auswertestrategie ist zusammenfassend folgendermaßen formulierbar: Feststoffgeschwindigkeiten und -konzentrationen werden nur dann in einem Fenster bei der Kreuzkorrelation ausgerechnet und zur weiteren Berechnung der Querschnittsbelastung verwendet, wenn die vier oben beschriebenen Effekte berücksichtigt werden und wenn die Bedingungen bezüglich der Kreuzkorrelation der Signale, d.h. Bedingungen mit  $\alpha_p$  und  $\beta_p$ , erfüllt werden. Das Fenster wird dann als „Treffer“ bezeichnet. Eine Mittelung über die gesamte Trefferanzahl ergibt dann die vertikale „anzahlgemittelte“ Feststoffgeschwindigkeit und die „anzahlgemittelte“ Strähnenfeststoffkonzentration. Die zeitgemittelte Feststoffkonzentration wird unabhängig von der Anzahl der Treffer berechnet und im Teil über die Ergebnisse (Kapitel 6) dargestellt. Zur Vereinfachung der Schreibweise wird dann nur von Feststoffkonzentration gesprochen.**

### 5.4.3 Berechnung der Querschnittsbelastung

#### 5.4.3.1 Lokale anzahl- und zeitgemittelte Querschnittsbelastung

- **Lokale anzahlgemittelte Querschnittsbelastung**

Anhand der lokalen Messungen der Feststoffgeschwindigkeit  $v_s$  und der Strähnenfeststoffkonzentration  $1-\varepsilon_{\text{Strähnen}}$  können indirekt durch eine anschließende Berechnung Rückschlüsse auf die lokale anzahlgemittelte Querschnittsbelastung  $G_s$  und deren Richtung in der Anlage getroffen werden. Gebildet aus dem Produkt beider oben genannten Größen mit der Feststoffdichte, steht diese als Maß für den transportierten Feststoff pro Fläche und pro Zeit.

Da aber pro radiale Position  $r_j$  mehrere Geschwindigkeiten und Konzentrationen gemessen werden, hat sich laut Untersuchungen von Richtberg [RICHTBERG 2001], statt der Berechnung des Produkts der Mittelwerte (Gleichung (5.20)), die Berechnung der Mittelwert der Produkte (Gleichung (5.21)) als physikalisch richtige Auswertestrategie zur Berechnung der lokalen Querschnittsbelastung erwiesen.

$$G_s(r_j) = \rho_s \cdot \frac{\sum_{i=1}^m (1 - \varepsilon_{\text{Str\u00e4hlen},i}(r_j))}{m} \cdot \frac{\sum_{i=1}^m v_{s,i}(r_j)}{m} \quad (5.20)$$

$$G_s(r_j) = \rho_s \cdot \frac{\sum_{i=1}^m (1 - \varepsilon_{\text{Str\u00e4hlen},i}(r_j)) \cdot v_{s,i}(r_j)}{m} \quad (5.21)$$

mit:  $m$ : Trefferanzahl im gesamten Messintervall

- **Lokale zeitgemittelte Querschnittsbelastung**

Die so erhaltene lokale Querschnittsbelastung besteht aber nur aus dem Teil der Korrelationsfenster, bei denen die Bedingungen der Kreuzkorrelation erf\u00fcllt sind, die so genannten Treffer. Um eine Aussage \u00fcber die Querschnittsbelastung w\u00e4hrend der gesamten Messzeit zu erhalten, muss zus\u00e4tzlich noch eine Gewichtung \u00fcber die gesamte Fensteranzahl  $m_{\text{Fenster}}$  erfolgen.

Da innerhalb einer Messzeit von 25 Sekunden 500 000 Punkte aufgenommen werden, die Fensterbreite 1 000 Punkte betr\u00e4gt und mit einer zus\u00e4tzlichen \u00dcberlappung von 250 Datenpunkten, um einen eventuellen Datenverlust vorzubeugen, kreuzkorreliert wird, ergibt sich eine gesamte Fensteranzahl von 666 Fenstern.

Daraus folgt die gesuchte **lokale zeitgemittelte Querschnittsbelastung**:

$$G_{s,\text{zeit}}(r_j) = \frac{m}{m_{\text{Fenster}}} \cdot G_s(r_j) \quad (5.22)$$

mit:  $m$ : Trefferanzahl im gesamten Messintervall und  $m_{\text{Fenster}} = 666$

#### 5.4.3.2 Integrale Querschnittsbelastung

Um die mittlere fl\u00e4chenbezogene Querschnittsbelastung \u00fcber dem gesamten Rohrquerschnitt zu erhalten (Querschnittsfl\u00e4che  $A$ ), ist eine Integration \u00fcber die unterschiedlichen radialen Positionen  $r_j$  der Sonde bei Ber\u00fccksichtigung der unterschiedlichen Kreisfl\u00e4chen notwendig. Diese Berechnung erfolgt unter Verwendung eines „Zwiebelschalenmodells“ und kann nur im Falle einer \u00fcber dem Anlagenquerschnitt rotationssymmetrischen Str\u00f6mung durchgef\u00fchrt werden. Dieser Punkt ist durch die Validierung im Abschnitt 5.5.3 gew\u00e4hrleistet. Das Integral kann dann problemlos als Summation aller zwischen den jeweiligen Messpunkten liegenden Teilintegralen (Gleichung (5.23)) berechnet werden (Abbildung 5.20).

$$\bar{G}_s(r_j) = \frac{1}{A} \int_0^{2\pi} \int_{r_j}^{r_{j+1}} G_s(r) \cdot r \cdot dr \cdot d\varphi \quad (5.23)$$

f\u00fcr  $j \leq p-1$  und  $p = \text{Anzahl der radialen Positionen}$

Mit der Geradengleichung:

$$G_s(r) = \underbrace{\frac{G_{s,j+1} - G_{s,j}}{r_{j+1} - r_j} \cdot r}_{1} + \underbrace{G_{s,j+1} - \frac{G_{s,j+1} - G_{s,j}}{r_{j+1} - r_j} \cdot r_{j+1}}_{2} \quad \text{für } r_j \leq r < r_{j+1} \quad (5.24)$$

ergibt sich aus Gleichung (5.23):

$$\bar{G}_s(r_j) = \frac{1}{3} \left[ G_{s,j+1} \cdot \left[ 2 \cdot \left( \frac{r_{j+1}}{r_{\text{Anlage}}} \right)^2 - \frac{r_j \cdot r_{j+1}}{r_{\text{Anlage}}^2} - \left( \frac{r_j}{r_{\text{Anlage}}} \right)^2 \right] + G_{s,j} \cdot \left[ \left( \frac{r_{j+1}}{r_{\text{Anlage}}} \right)^2 + \frac{r_j \cdot r_{j+1}}{r_{\text{Anlage}}^2} - 2 \cdot \left( \frac{r_j}{r_{\text{Anlage}}} \right)^2 \right] \right] \quad (5.25)$$

Durch Aufsummieren über die Anzahl  $p$  der radialen Positionen wird dann die gesamte integrale Querschnittsbelastung gleich:

$$\bar{G}_{s,\text{gesamt}} = \sum_{j=0}^{p-1} \bar{G}_s(r_j) \quad \text{mit } p = \text{Anzahl der radialen Positionen} \quad (5.26)$$

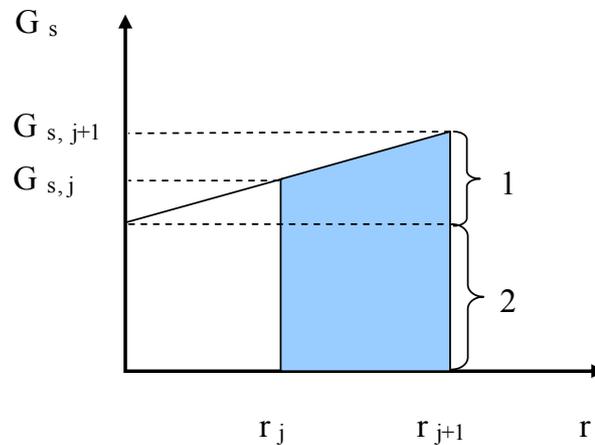


Abbildung 5.20: Lokale Querschnittsbelastung an verschiedenen radialen Positionen

Ähnlich können die gesamte integrale zeitgemittelte Querschnittsbelastung und die gesamte Feststoffkonzentration berechnet werden.

### Bemerkung:

Da die lokale und integrale zeitgemittelte Querschnittsbelastung zur Darstellung der Ergebnisse im restlichen Teil der Arbeit herangezogen werden, wird zur Vereinfachung der Schreibweise nur von Querschnittsbelastung und integraler Querschnittsbelastung gesprochen.

## 5.5 Validierung der Messtechnik

Nachdem die Problematik aussagekräftiger Sondenmessungen mehrmals verdeutlicht wurde, wird eine Validierung der gemessenen Feststoffkonzentrationen und

der berechneten Querschnittsbelastungen in den folgenden Abschnitten erfolgen und die für die Messungen vorausgesetzte Symmetrie der Strömung untersucht.

Da eine Validierung der axialen Feststoffgeschwindigkeit bereits von Richtberg durchgeführt wurde [RICHTBERG 2001] und die gute Übereinstimmung in den von Laser-Doppler-Anemometer und kapazitivem Sondensystem erfassten Werten gezeigt hat, wird diese im Rahmen der Arbeit nicht noch einmal untersucht. Allerdings wird darauf hingewiesen, dass diese beiden Messsysteme gegenüber den vorhandenen Strukturen unterschiedlich empfindlich reagieren. Werden Feststoffgeschwindigkeiten höher konzentrierter Strukturen, so genannte Cluster, im Falle der kapazitiven Sondenmessung besonders gut bestimmt, so sind Einzelpartikelgeschwindigkeiten dagegen schlecht detektierbar. Im Falle der LDA-Messungen ist die genau entgegengesetzte Tendenz zu beobachten.

### 5.5.1 Feststoffkonzentrationsmessung

Die Feststoffkonzentrationsmessung wird durch die Überprüfung der Kalibrierkurven der Sonden nach regelmäßigen Zeitabständen und durch den Vergleich mit der anhand des Druckprofils bestimmten Feststoffkonzentration validiert.

#### 5.5.1.1 Überprüfung der Sondenkalibrierung

Zur Überprüfung der zeitlichen Stabilität der Sonden wurden mehrere Sonden nach einem Einsatz von 4 Monaten in der Pilotanlage erneut kalibriert. Wie für eine Sonde exemplarisch in Abbildung 5.21 dargestellt, weisen die anhand der Rohdaten ermittelten Approximationen bei gleichem Spannungsunterschied  $\Delta U_m$  Abweichungen kleiner 0,6 % bezüglich der Feststoffkonzentration auf. Damit kann von einer Langzeitstabilität der Kalibrierkurve ausgegangen werden.

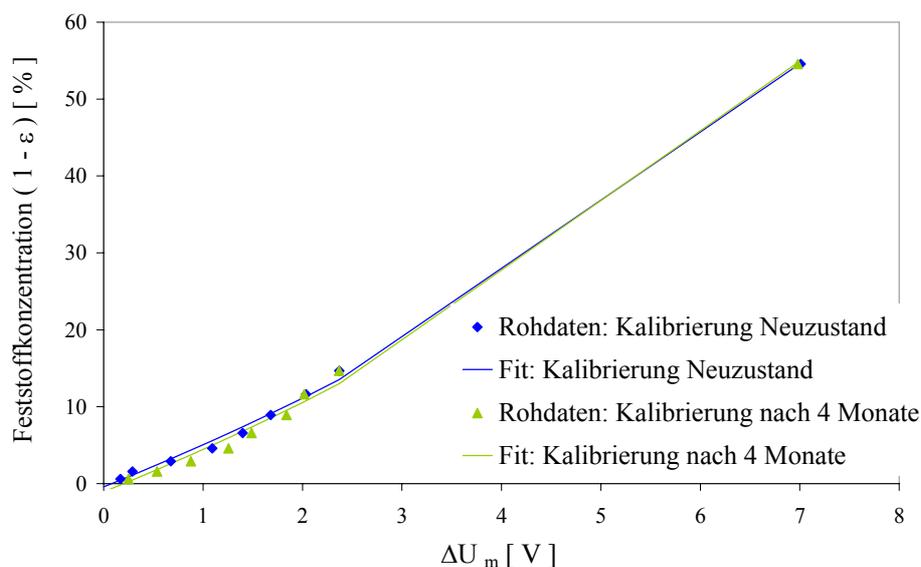


Abbildung 5.21: Gegenüberstellung zweier Kalibrierkurven in einem Zeitabstand von 4 Monaten (Quarzsand F32)

### 5.5.1.2 Vergleich mit der Feststoffkonzentration aus dem Druckprofil

Zur Validierung der integralen querschnittsgemittelten Feststoffkonzentrationsmessungen kann nur ein grober Vergleich mit der aus dem Druckprofil erhaltenen Feststoffkonzentration gemacht werden (Abschnitt 4.1.2.4). Hierzu wird beispielsweise ein Kaltversuch mit dem Quarzsand F32, der in der Pilotanlage bei einem Druckverlust in der Wirbelmischkammer  $\Delta P_{\text{WMK}}$  von 25 mbar und Geschwindigkeitsverhältnissen in der Zentraldüse  $u_{\text{ZD}} / w_f$  von 10 und in der Ringwirbelschicht  $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}}$  von 4 durchgeführt wurde, herangezogen. Bei diesen Betriebsbedingungen stellt sich in der Nähe der Mündung der Zentraldüse, die durch die Höhe Null gekennzeichnet ist, das in Abbildung 5.22 dargestellte Druckprofil ein. Anhand dieses Profils kann mittels Gleichung (4.3) die Feststoffvolumenkonzentration zwischen zwei Druckstutzen berechnet und der jeweiligen mittleren Höhe zwischen den Druckstutzen zugeordnet werden. Die resultierende Kurve kann dann den aus den Sondenmessungen erhaltenen Werten, die für die integrale Feststoffkonzentration bei den Messhöhen 200 und 400 mm oberhalb der Zentraldüse berechnet wurden, gegenübergestellt werden. Der Vergleich zwischen volumengemittelter (aus Druckprofil) und flächenbezogener (aus Sondenmessungen) Konzentration bei Vernachlässigung der Beschleunigung zeigt eine ausreichende qualitative und quantitative Übereinstimmung.

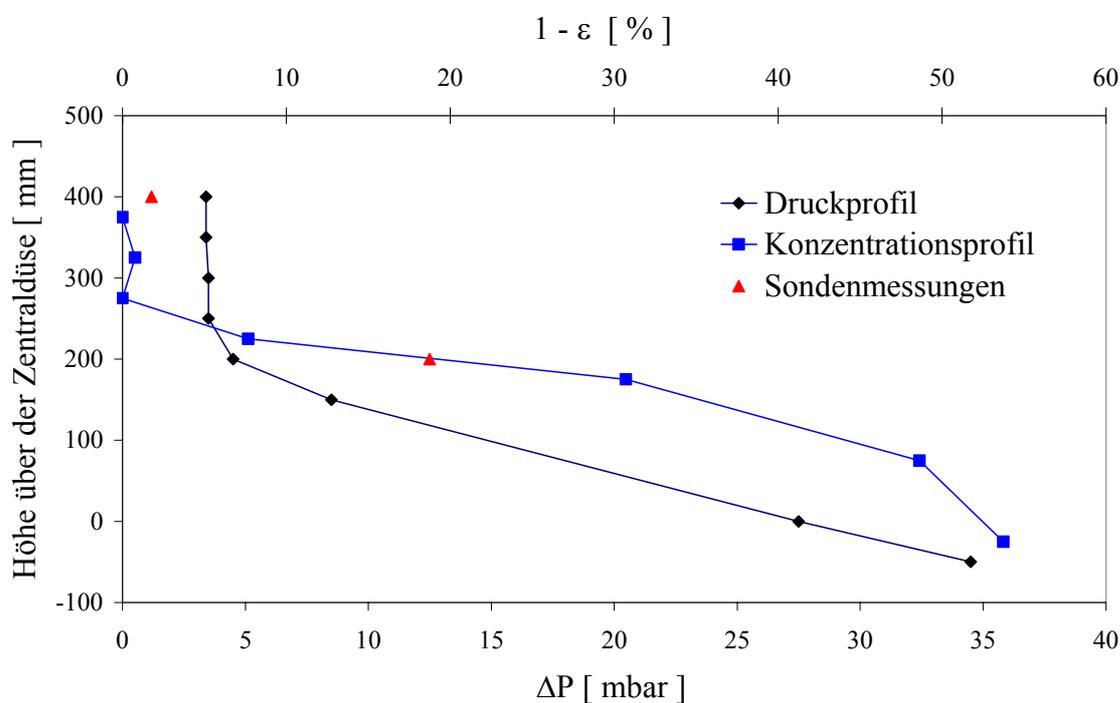


Abbildung 5.22: Vergleich der Feststoffkonzentration aus dem Druckprofil und aus den kapazitiven Sondenmessungen (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{\text{ZD}} / w_f = 10$ ,  $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 4$ ,  $\Delta P_{\text{WMK}} = 25$  mbar)

### 5.5.2 Querschnittsbelastungsberechnung

Zur Überprüfung der Berechnung der Querschnittsbelastung aus den Sondenmessungen muss zwischen dem Betrieb im Zustand der blasenbildenden Wirbelschicht und der zirkulierenden Wirbelschicht, die beide in der Anlage eingestellt werden können (Abschnitt 4.5), unterschieden werden.

#### 5.5.2.1 Zustand der blasenbildenden Wirbelschicht

Bedingt durch die kleinen Gasgeschwindigkeiten werden laut Abschnitt 1.1 bei blasenbildenden Wirbelschichten nur geringfügige Feststoffmengen ausgetragen. D.h., da sich eben soviel Feststoff nach oben wie nach unten bewegt, muss die resultierende integrale Querschnittsbelastung  $\bar{G}_{s,zeit,gesamt}$  näherungsweise gleich Null sein. Wie aber aus Abbildung 5.23 bei geringen Geschwindigkeiten in der Zentraldüse  $u_{ZD} / w_f$  von 1 ersichtlich, ist dieses Ziel ausschließlich bei einer Messposition der Sonden von 625 mm oder bei einem geringen Druckverlust in der Wirbelmischkammer  $\Delta P_{WMK}$  kleiner 10 mbar erreichbar. Dies lässt sich durch die inhärente Begrenzung des Messsystems auf die Erfassung nur reiner vertikaler Geschwindigkeitskomponenten zurückführen. Befindet sich die Sonde nämlich direkt im feststoffreichen Ringbereich, so sind die schräg abwärts gerichteten Feststoffbewegungen nicht erfassbar (Abschnitt 6.1.2.1) und die daraus berechnete integrale Querschnittsbelastung dementsprechend deutlich höher. Bei Vernachlässigung dieser Randbedingungen kann so eine ausreichende Übereinstimmung zwischen den aus den Sonden erhaltenen integralen Querschnittsbelastungen und den theoretisch erwarteten Querschnittsbelastungen ausgegangen werden.

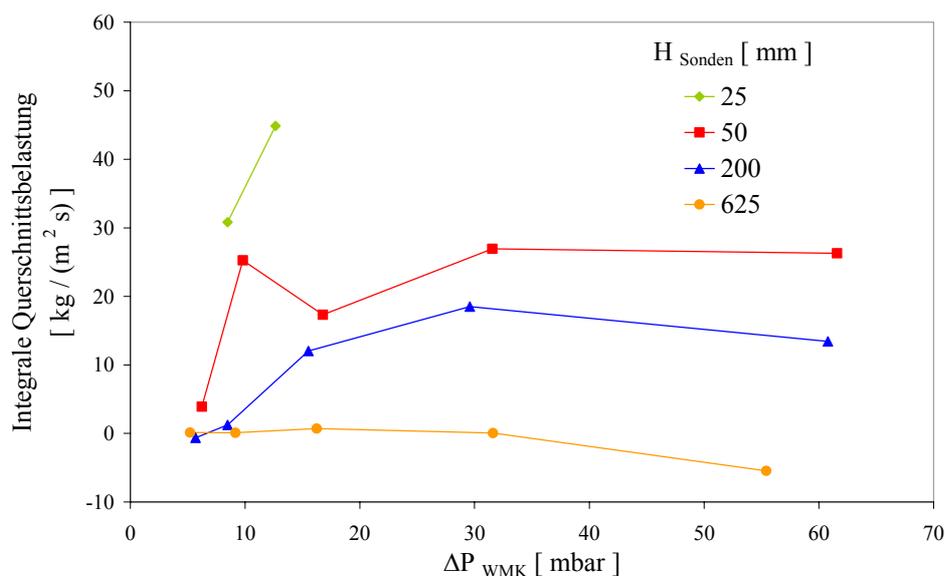
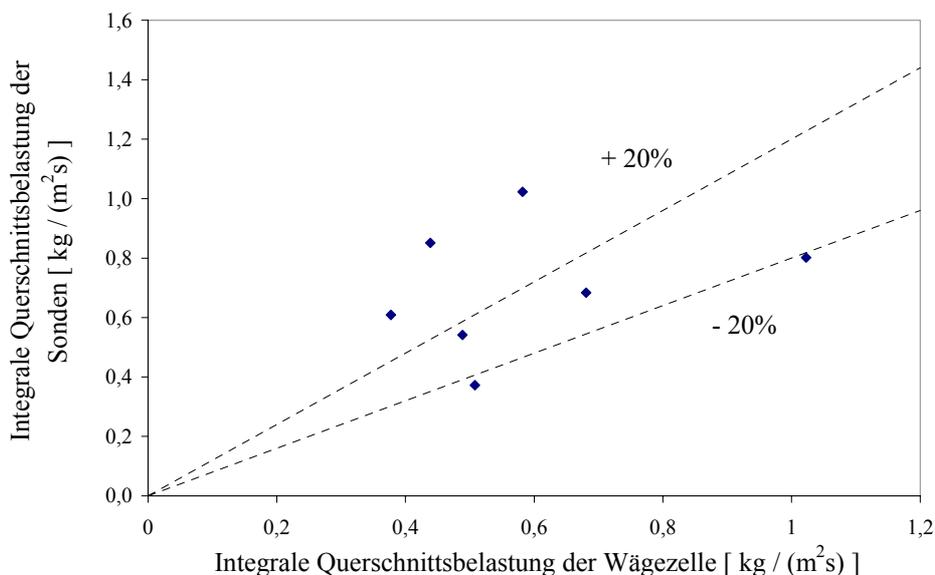


Abbildung 5.23: Integrale Querschnittsbelastung im Zustand der blasenbildenden Wirbelschicht bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmischkammer und Sondenhöhen (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{ZD} / w_f = 1$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 2$ )

### 5.5.2.2 Zustand der zirkulierenden Wirbelschicht

Überschreitet die Gasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer die Einzelkornsinkgeschwindigkeit der feineren Kornfraktion des Feststoffs, so wird diese Kornfraktion aus der Anlage ausgetragen und im Falle der zirkulierenden Wirbelschicht am Zyklon abgeschieden und mittels einer Rückföhrleitung im Kreis gefahren (Abschnitt 2.1).

Um eine Aussagekraft berechneter lokaler Massenströme in diesem Betriebszustand bewerten zu können, bietet sich ein Vergleich mit dem in der Rückföhrleitung gemessenen Feststoffaustrag an. Dieser kann mittels der im Abschnitt 4.1.1.1 beschriebenen Wägezellekonstruktion, die im Abstromteil der Anlage eingebaut ist, gemessen werden. Als Ergebnis der Messung liegt ein querschnittsgemittelter flächenbezogener Feststoffmassenstrom  $\bar{G}_{s,Wägezelle}$  zur Verfügung, der mit der aus den Sondenmessungen ermittelten integralen Querschnittsbelastung in einem Paritätsdiagramm gegenübergestellt werden kann (Abbildung 5.24).



*Abbildung 5.24: Vergleich der integralen Querschnittsbelastung aus Sondenmessung mit der integralen Querschnittsbelastung aus Wägezellemessung im Zustand der zirkulierenden Wirbelschicht (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{ZD} / w_f = 4$  bis  $8$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 2$  und  $4$ ,  $\Delta P_{WMK} = 13$  mbar,  $H_{Sonden} = 625$  mm)*

Es ergeben sich zum Teil Abweichungen größer 20 %, was von Strabel [STRABEL 2004] als tolerierbare Grenze für den Vergleich bezeichnet wurde. Die Ursachen für die Abweichungen liegen zum einen darin begründet, dass nur ein geringer Feststoffstrom zirkuliert und bereits wenige nicht korrekt erfasste Ströhen einen erheblichen Einfluss auf das aus den Sondenmessungen erhaltenen Ergebnis haben. Zum anderen werden die Messungen in einer Höhe von 625 mm oberhalb der

Zentraldüse durchgeführt, wo noch nicht zwingenderweise ein voll entwickeltes Strömungsprofil vorliegt (bspw. im Abschnitt 6.1.2.1) und die Strahlen deshalb Quergeschwindigkeiten aufweisen, die wie im Kapitel 5.4.2.3 erläutert, zu Verfälschung der Messergebnisse führen.

**In beiden Betriebszuständen (blasenbildende und zirkulierende Wirbelschicht) sind die durchgeführten Berechnungen der Querschnittsbelastung über dem gesamten Querschnitt trotz Implementierung zahlreicher Auswahlbedingungen immer als kritisch zu betrachten. Für die Bestimmung der Querschnittsbelastung aus den Sondenmessungen sind insbesondere Querbewegungen des Feststoffs als kritisch anzusehen. Solange der Feststoff sich nur in axialer Richtung bewegt, sind, wie gezeigt, die mit den Sonden erhaltenen Querschnittsbelastungen von guter Qualität. Da allerdings die Strömung im zentralen Bereich der Anlage, der für den internen Feststoff- und Wärmeaustausch relevant ist, axial gerichtet ist (Abschnitt 6.1.2.1), gelten die dort ermittelten Feststoffgeschwindigkeiten und Querschnittsbelastungen als aussagekräftig.**

### 5.5.3 Symmetrie der Strömung

Die bei der Auswertung der Sondenmessungen vorausgesetzte Rotationssymmetrie der Strömung wurde durch Versuche in der Pilotanlage bei zwei um  $90^\circ$  versetzten Positionen der Sondenhalterungen in der Anlage untersucht (Abbildung 5.25).

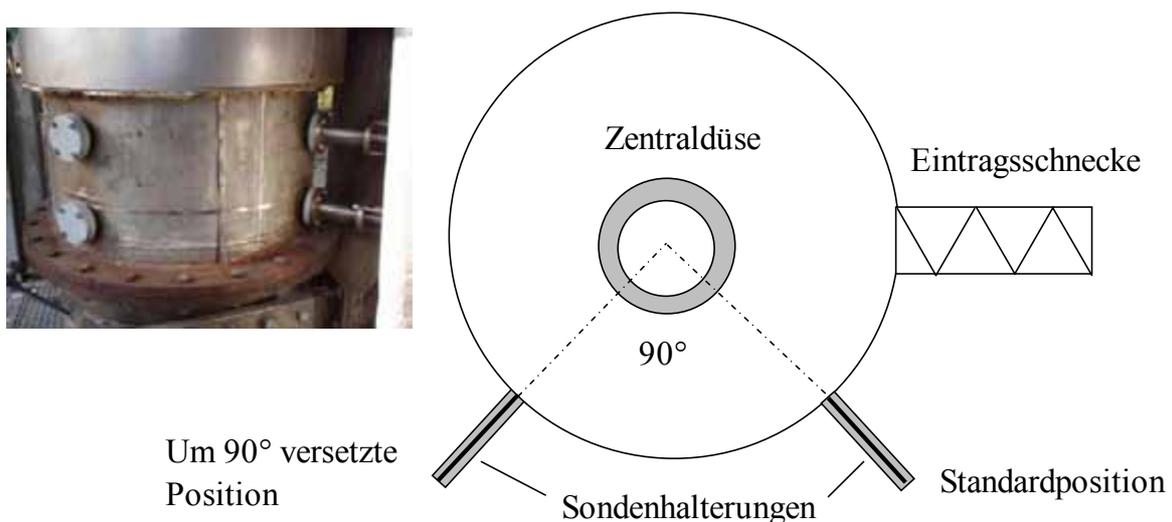


Abbildung 5.25: Standardposition und um  $90^\circ$  versetzte Sondenposition in der Pilotanlage

Für diese Untersuchung wurden unter gleichen Betriebsbedingungen (Quarzsand,  $u_{ZD} / w_f = 10$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $\Delta P_{WMK} = 11$  mbar) Sondenmessungen in einer Messhöhe von 200 mm oberhalb der Mündung der Zentraldüse durchgeführt. Wie die radialen Profile der Feststoffkonzentration und der Feststoffgeschwindigkeit der Abbildung 5.26 beweisen, ist kein signifikanter Unterschied zwischen der Messung in der Standardposition der Sondenhalterung und der um  $90^\circ$  versetzten Position zu erkennen. Damit gelten die Strömung als annähernd symmetrisch und die oben beschriebene Auswerteprozedur der kapazitiven Sondenmesstechnik zur Ermittlung querschnittsgemittelten Größen als gerechtfertigt.

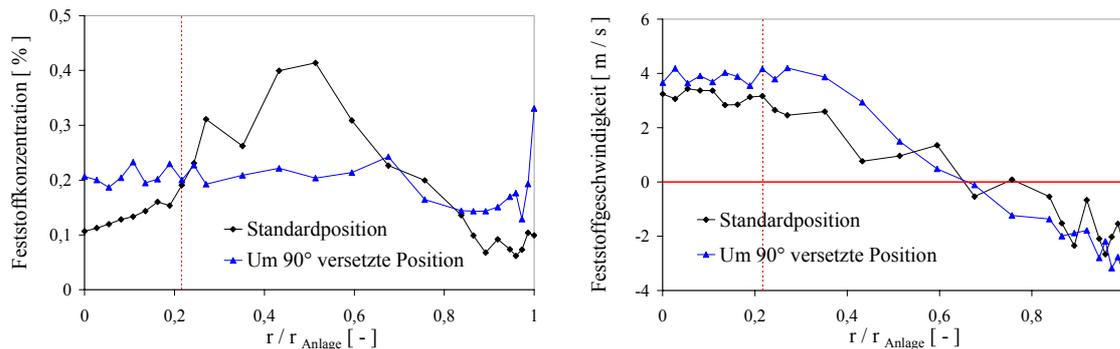


Abbildung 5.26: Lokaler Strömungszustand bei der Standardposition und der um  $90^\circ$  versetzten Sondenposition (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{ZD} / w_f = 10$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $\Delta P_{WMK} = 11$  mbar,  $H_{Sonden} = 200$  mm,  $D_{ZD, innen} = 160$  mm)

## 5.6 Schlussfolgerung zur kapazitiven Sondenmesstechnik

Durch die Berücksichtigung und Implementierung von Auswahlwahlkriterien bei der Kreuzkorrelation der SONDENSIGNALE ist eine zuverlässige Bestimmung der Feststoffkonzentration trotz unvermeidlicher konstruktions- und anwendungsinhärenter Störeffekte, wie durch den Abschattungs-, Aufstau- oder Wandeffekt verursacht, gewährleistet.

Da, bedingt durch die lotrechte Anordnung der Sonden übereinander, allerdings nur die rein vertikalen Geschwindigkeitskomponenten der Feststoffbewegung erfasst werden können, sind die ermittelten Feststoffgeschwindigkeiten und die daraus berechneten Querschnittsbelastungen bei sehr niedrigeren Messpositionen der Sonden im hochkonzentrierten Feststoffbereich der Wirbelmischkammer immer kritisch zu bewerten. Zusätzliche in situ Überprüfungsmessungen mittels LDA sind aufgrund der hochbeladenen Strömung nicht durchführbar.

## 6 Strömungszustand des Ringwirbelschichtreaktors

Für eine zuverlässige Modellierung und Auslegung neuartiger Ringwirbelschichtreaktoren müssen die globalen und lokalen Strömungsverhältnisse bekannt sein. Da bislang keine experimentellen Untersuchungen in der Literatur vorhanden sind, muss zunächst der Strömungszustand im Ringwirbelschichtreaktor experimentell ermittelt werden. Nach der Erläuterung des Einflusses des Feststoffinventars auf den Druckverlust in der Wirbelmischkammer werden in Abhängigkeit der eingestellten Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse  $u_{ZD}$  und im Ring  $u_{RWS}$  die lokalen Strömungszustände analysiert. Dabei wird ein besonderes Augenmerk auf die Feststoffeinmischung in den Bereich unmittelbar oberhalb der Zentraldüse gesetzt, die aus reaktionstechnischer und anwendungstechnischer Sicht entscheidend für den Stoff- und Wärmeaustausch zwischen Wirbelmischkammer und Ringwirbelschicht ist. Als repräsentative Größen für ihre Quantifizierung werden die integrale Feststoffkonzentration und Querschnittsbelastung herangezogen. Abschließend wird eine Zusammenfassung über die auftretenden Effekte gegeben und ein Vergleich zwischen der Labor- und der Pilotanlage hergestellt. **Basierend auf den Vorversuchen (Abschnitt 4.4) wird dabei im gesamten Kapitel das Einwerfen von Feststoff in den Zentralgasstrom oberhalb der Zentraldüse als roter Faden dienen.**

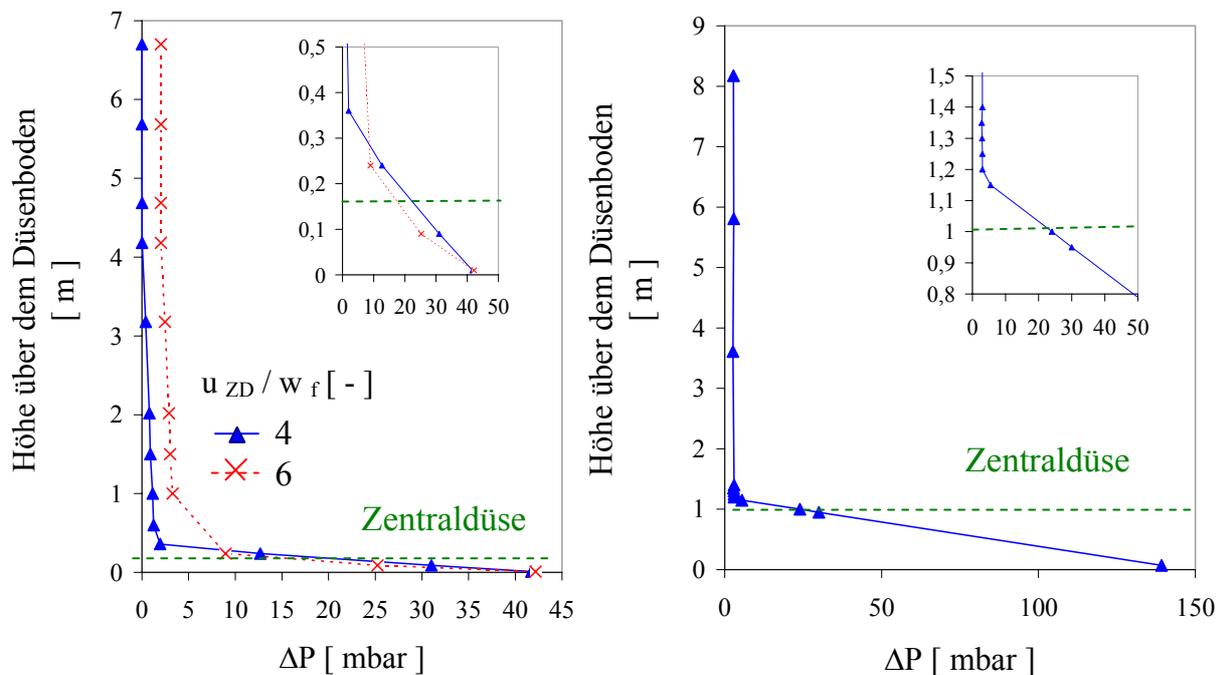
### 6.1 Charakteristischer Strömungszustand

#### 6.1.1 Globaler Strömungszustand

Um die globalen Strömungsverhältnisse in der Labor- und der Pilotanlage zu beschreiben, bieten sich Druckmessungen in verschiedenen Anlagenhöhen an (Abschnitt 4.1.2.4). Wird der Druck am Kopf der Anlage als Bezugspunkt genommen, so kann die Höhe über dem Düsenboden als Funktion des Differenzdruckes  $\Delta P$  gemäß Abbildung 6.1 dargestellt werden. Bei Vernachlässigung von Beschleunigungs- und Abbremsseffekten folgt dann aus Gleichung (4.3) die gesuchte Feststoffkonzentration.

Wie in Abbildung 6.1 exemplarisch für die beiden in blau dargestellten Betriebszuständen aufgezeichnet, weisen die axialen Druckprofile in der Labor- und

Pilotanlage einen ähnlichen Verlauf auf. Im fluidisierten Bereich unterhalb der Zentraldüse der Ringwirbelschicht nimmt der Druck linear mit der Ringwirbelschichthöhe ab und die daraus ermittelten Feststoffkonzentrationen von 52 % in der Laboranlage und 47 % in der Pilotanlage liegen im Bereich der jeweiligen Feststoffkonzentration bei Minimalfluidisation. Aufgrund des Zentraldüsen-volumenstroms nimmt ab der grün gekennzeichneten Höhe der Zentraldüsenmündung der Druckgradient geringfügig ab: die Feststoffkonzentration wird kleiner. In diesem düsennahen feststoffreichen Bereich betragen die Feststoffkonzentrationen um die 35 bzw. 32 %. Nach einer Höhe von maximal 200 mm über der Mündung der Zentraldüse ist nur noch ein geringfügiger Druckunterschied zum Anlagenkopf erkennbar. Der Feststoffanteil ist dort sehr klein und der **zum Downer transportierte Feststoff praktisch gleich Null**. Bei den eingestellten Betriebsbedingungen liegt **in der Wirbelmischkammer ein Zustand ähnlich der einer blasenbildenden Wirbelschicht vor** (Abbildung 2.6.a).



Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{ZD} / w_f = 4$  und  $6$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $M_{WMK} = 8,7$  kg,  $D_{ZD, innen} = 54$  mm

Pilotanlage, Quarzsand F32  $u_{ZD} / w_f = 10$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $\Delta P_{WMK} = 20$  mbar,  $D_{ZD, innen} = 160$  mm

Abbildung 6.1: Druckprofil in der Laboranlage (links) und in der Pilotanlage (rechts)

Bei einer Steigerung der Zentraldüsengasgeschwindigkeit vom 4-fachen auf das 6-fache der Einzelkornsinkgeschwindigkeit  $w_f$  (rot gestrichelte Kurve links) nimmt der Druckgradient im oberen Teil der Wirbelmischkammer der Laboranlage zu und ein Teil des Feststoffs fängt an, extern zu rezirkulieren: **ein Strömungszustand ähnlich dem in einer zirkulierenden Wirbelschicht** stellt sich ein (Abbildung 2.6.b).

**Da der Bereich unmittelbar oberhalb der Zentraldüse für den Stoff- und Wärmeaustausch entscheidend ist, ermöglicht eine lokale radiale Auflösung der dortigen Feststoffkonzentrationen und -querschnittsbelastungen eine qualitative und quantitative Aussage über das interne Einmischverhalten des Feststoffs im Reaktor. Dementsprechend werden ausschließlich dort kapazitive Sondenmessungen durchgeführt. Zur Beschreibung der Strömungszustände im Ring und im oberen Teil der Wirbelmischkammer liefern hingegen globale Druckmessungen bereits hinreichende Informationen.**

## 6.1.2 Lokaler Strömungszustand

### 6.1.2.1 Laboranlage

Der für die Laboranlage charakteristische lokale Strömungszustand ist in den Abbildungen 6.2 bis 6.4 exemplarisch für den Quarzsand P0,2-0,25 bei  $u_{ZD} / w_f = 4$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $M_{WMK} = 8,7$  kg und  $D_{ZD, innen} = 54$  mm dargestellt. Aufgetragen sind die radialen Profile der lokalen Feststoffgeschwindigkeit (Abbildung 6.2), der Feststoffkonzentration (Abbildung 6.3) und der Querschnittsbelastung (Abbildung 6.4). Dabei steht das Verhältnis  $r / r_{Anlage} = 0$  für die Anlagenmitte und das Verhältnis von 1 für die Wand (Abschnitt 5.3.4). Die Strömung wird als symmetrisch angenommen (Abschnitt 5.5.3). Als Scharparameter wird die Position der Sonden oberhalb der Zentraldüsemündung herangezogen und zwischen 25 und 625 mm variiert.

Wie in Abbildung 6.2 gekennzeichnet, können unterschiedliche Bereiche im Reaktorquerschnitt unterschieden werden. Während sich von der Mitte der Anlage bis zur inneren Wand der Zentraldüse der **Kernbereich** befindet ( $0 \leq r / r_{Anlage} \leq 0,28$ ), erstreckt sich vom äußeren Rand der Zentraldüse bis zur Anlagenwand der **Ringbereich** ( $0,32 \leq r / r_{Anlage} \leq 1$ ), der aus einem **Übergangs-** und einem **Randbereich** besteht. Der Randbereich ist durch eine abwärts gerichtete Feststoffbewegung gekennzeichnet und fängt je nach Betriebseinstellung bei einer normierten radialen Position  $r / r_{Anlage}$  zwischen 0,8 und 0,9 an.

Während in Abbildung 6.2 die innere und äußere Grenze der Zentraldüse mit rot gekennzeichnet wurde, wird für die darauf folgenden Darstellungen einzig der innere Zentraldüsenradius abgegrenzt.

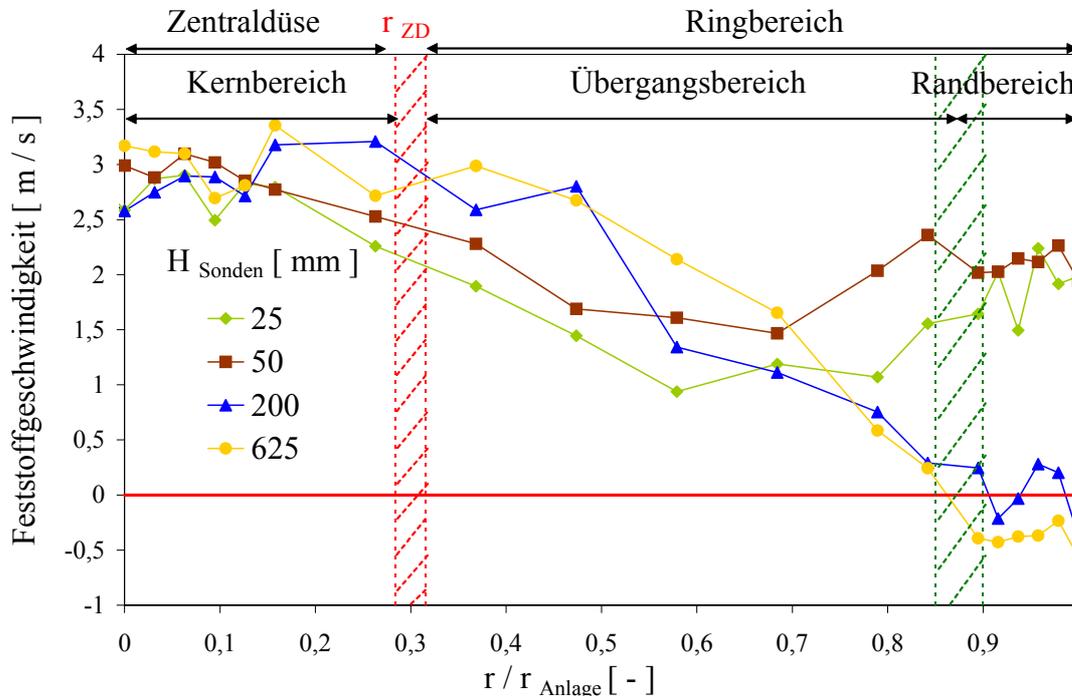


Abbildung 6.2: Lokale Feststoffgeschwindigkeit bei unterschiedlichen Sondenhöhen (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{ZD} / w_f = 4$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $M_{WMK} = 8,7 \text{ kg}$ ,  $D_{ZD, \text{innen}} = 54 \text{ mm}$ )

#### • Kernbereich

Dank der höheren axialen Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ( $u_{ZD} = 9 \text{ m/s}$ ) weist der Kernbereich ( $r / r_{\text{Anlage}} < 0,28$ ) mit Werten um die  $3 \text{ m/s}$  die höchsten Feststoffgeschwindigkeiten auf. Die Feststoffkonzentration ist hingegen in diesem Bereich mit Werten von maximal  $3,5 \%$  für eine Sondenposition von  $200 \text{ mm}$  am geringsten. Da die dortige Strömungsrichtung hauptsächlich entlang der Anlagenachse gerichtet ist, stimmen die durch die Korrelation erfassten vertikalen Feststoffgeschwindigkeitskomponenten gut mit den wahren Feststoffgeschwindigkeiten überein (Abschnitt 5.5.2) und die resultierenden Querschnittsbelastungen gelten als aussagekräftig. Diese Querschnittsbelastungen liegen zwischen  $20$  und  $70 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  und weisen ein Maximum in einer Höhe von  $50 \text{ mm}$  oberhalb der Zentraldüse auf.

#### • Ringbereich

Wird der Rand der Zentraldüse überschritten ( $r / r_{\text{Anlage}} > 0,28$ ), so nimmt die Feststoffgeschwindigkeit bis zur Anlagenwand ab bzw. die Feststoffkonzentration zwischen  $3$  und  $35 \%$  zu.

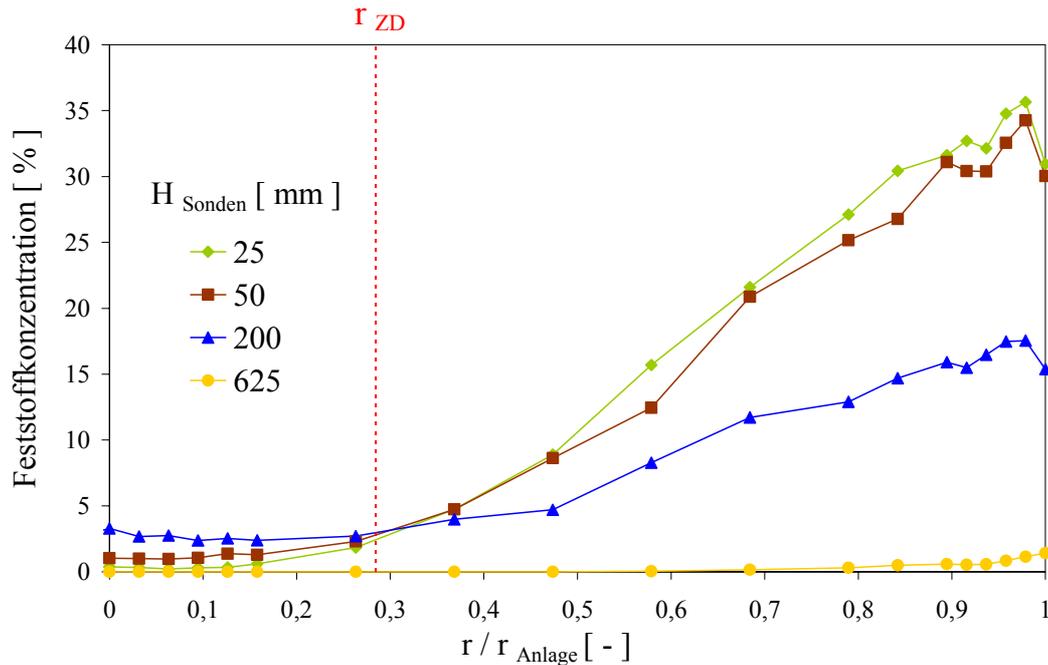


Abbildung 6.3: Lokale Feststoffkonzentration bei unterschiedlichen Sondenhöhen (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{ZD} / w_f = 4$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $M_{WMK} = 8,7$  kg,  $D_{ZD, innen} = 54$  mm)

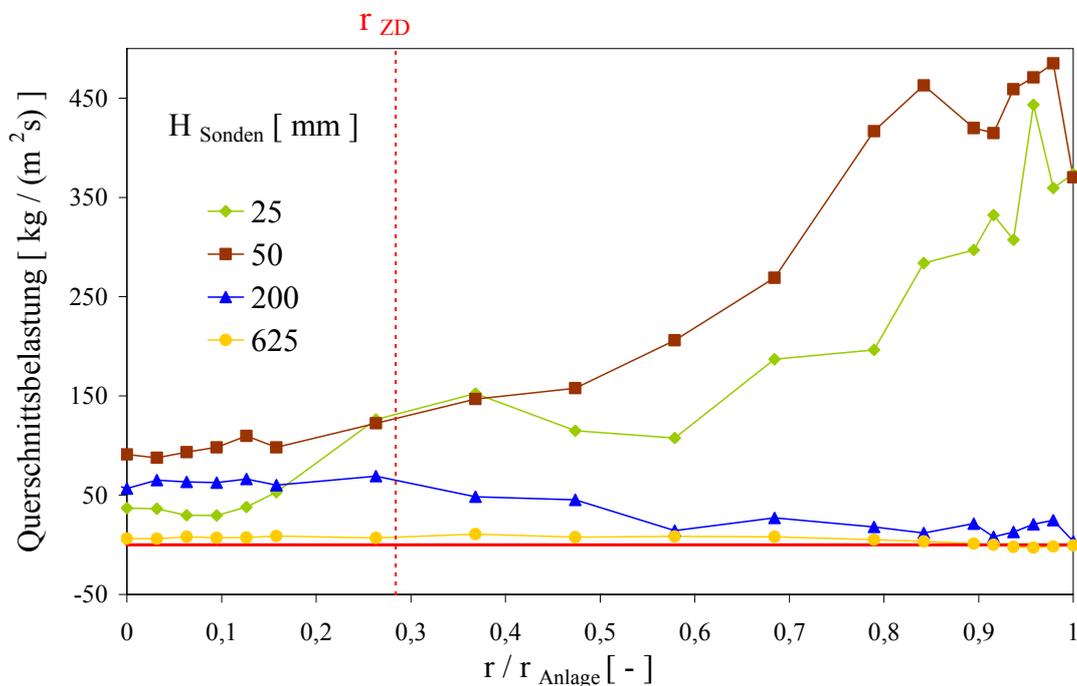


Abbildung 6.4: Lokale Querschnittsbelastung bei unterschiedlichen Sondenhöhen (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{ZD} / w_f = 4$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $M_{WMK} = 8,7$  kg,  $D_{ZD, innen} = 54$  mm)

Im unteren Bereich der Wirbelmischkammer ( $H_{\text{Sonden}} = 25$  und  $50$  mm) liegt ein extrem hochkonzentrierter Bereich an Feststoff mit Feststoffkonzentrationen um die 35 % im Randbereich ( $r / r_{\text{Anlage}} > 0,85$ ) vor. Da, wie mittels der Halbkreislaboranlage visuell festgestellt wurde, die Quer- und die abwärts gerichtete Bewegung des Feststoffs die dortige Feststoffströmung dominiert, sollten die Geschwindigkeiten im Wandbereich erwartungsgemäß negativ sein. Abbildung 6.2 und 6.4 zeigen aber dort positive Feststoffgeschwindigkeiten von  $2$  m/s und bis zu  $450$  kg/(m<sup>2</sup>s) positive Querschnittsbelastungen. Wie im Abschnitt 5.4.2.3 erwähnt, werden mit den kapazitiven Sonden nur die vertikalen Komponenten der Feststoffgeschwindigkeit und der Querschnittsbelastung erfasst. Aufgrund der Querbewegung des Feststoffs in diesem Bereich der Wirbelschicht kann trotz des im Kapitel 5.4 erläuterten Auswertalgorithmus allerdings nicht ausgeschlossen werden, dass Feststoffgeschwindigkeiten und Querschnittsbelastungen erhalten werden, die physikalisch nicht sinnvoll sind. Aus diesen Gründen sind die dortigen Messergebnisse bezüglich der Feststoffgeschwindigkeit und der Querschnittsbelastung nur bedingt belastbar.

Mit steigender Sondenposition oberhalb der Zentraldüse ( $H_{\text{Sonden}} = 200$  und  $625$  mm) nimmt die Feststoffkonzentration kontinuierlich ab (Abbildung 6.3): die Ungleichverteilung bezüglich der Feststoffkonzentration mit der Existenz eines hochkonzentrierten Feststoffbereichs verschwindet. Bereits für eine Sondenhöhe von  $625$  mm oberhalb der Zentraldüse ist nur noch bei Konzentrationswerten um die 2 % ein Anstieg im Wandbereich beobachtbar, der auf die Bildung eines abwärts gerichteten Feststoffschleiers zurückzuführen ist. In dem Fall beträgt die Breite des Randbereichs um die  $9,5$  mm. Es bildet sich somit bereits in diesen geringen Höhen das typische parabolische Profil einer zirkulierenden Wirbelschicht mit positiven Geschwindigkeiten in der Mitte und negativen im Wandbereich aus. In dieser „Kern-Ring-Strömung“ (Abschnitt 2.1) [BAI 1995] sind die resultierenden negativen Querschnittsbelastungen im Wandbereich bei  $-5$  kg/(m<sup>2</sup>s) für die interne Feststoffmischung verantwortlich.

**Wie in Abbildung 6.5 zusammenfassend dargestellt, zeigt die Strömung in der Laboranlage die typische Ausbildung eines zentralen Jets unmittelbar oberhalb der Zentraldüse, der durch geringe Feststoffkonzentrationen (a) und hohe Feststoffgeschwindigkeiten (b), die zu relativ hohen Querschnittsbelastungen (c) führen, gekennzeichnet ist. Dieser Jet wird von einem hochkonzentrierten Feststoffbereich umgeben, der eine zuverlässige Bestimmung der dortigen Feststoffgeschwindigkeit und Querschnittsbelastung erschwert. Mit zunehmender Höhe weitet sich der Jet auf und bereits bei geringer Höhe über der Zentraldüse ist das typische Profil einer zirkulierenden Wirbelschicht mit einer „Kern-Ring-Strömung“ vorhanden. Somit liegt eine sowohl axiale wie radiale Ungleichverteilung des Feststoffs in der Wirbelmischkammer bzw. oberhalb der Zentraldüse vor.**

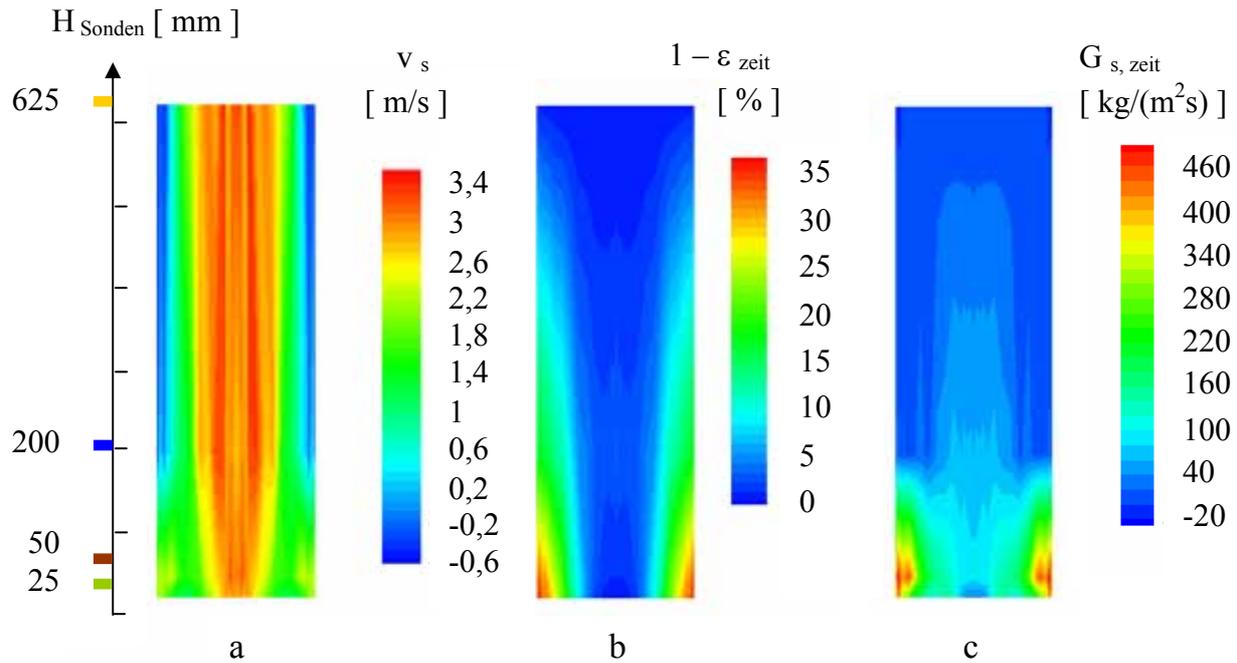


Abbildung 6.5: Lokaler Strömungszustand: Feststoffgeschwindigkeit (a), Feststoffkonzentration (b) und Querschnittsbelastung (c) (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{\text{ZD}}/w_f = 4$ ,  $u_{\text{RWS}}/u_{\text{mf}} = 4$ ,  $M_{\text{WMK}} = 8,7 \text{ kg}$ ,  $D_{\text{ZD, innen}} = 54 \text{ mm}$ )

### 6.1.2.2 Pilotanlage

Wie in Abbildung 6.6 exemplarisch für den Quarzsand F32 bei  $u_{\text{ZD}}/w_f = 10$ ,  $u_{\text{RWS}}/u_{\text{mf}} = 4$ ,  $\Delta P_{\text{WMK}} = 20 \text{ mbar}$  und  $D_{\text{ZD, innen}} = 160 \text{ mm}$  aufgetragen, weist das lokale Strömungsprofil in der Pilotanlage mit der Unterteilung in Kernbereich und Ringbereich die gleichen Tendenzen wie bei der Laboranlage auf. Bis zu einer radialen Position  $r/r_{\text{Anlage}} = 0,22$  ist schon bei geringeren Sondenspositionen ( $H_{\text{Sonden}} = 100$  und  $200 \text{ mm}$ ) der Kernbereich durch eine extrem hohe Feststoffkonzentration von um die 8 % in der Mitte der Zentralsonde ( $r/r_{\text{Anlage}} = 0$ ) gekennzeichnet. Kombiniert mit Feststoffgeschwindigkeiten um die 3 m/s werden Querschnittsbelastungen von ca.  $100 \text{ kg/(m}^2\text{s)}$  erreicht. Diese beiden Größen deuten auf eine besonders intensive Feststoffeinmischung im zentralen Gasstrahl hin. Wird nun der Ringbereich betrachtet, so liegt an der Wand in einer Höhe von 100 mm oberhalb der Zentralsonde ein Bereich hoher Feststoffkonzentration mit Werten um die 45 % vor. Wie im Falle der Laboranlage gelten die dort ermittelten Feststoffgeschwindigkeiten und Querschnittsbelastungen aufgrund der Querbewegung des Feststoffs als bedingt aussagekräftig.

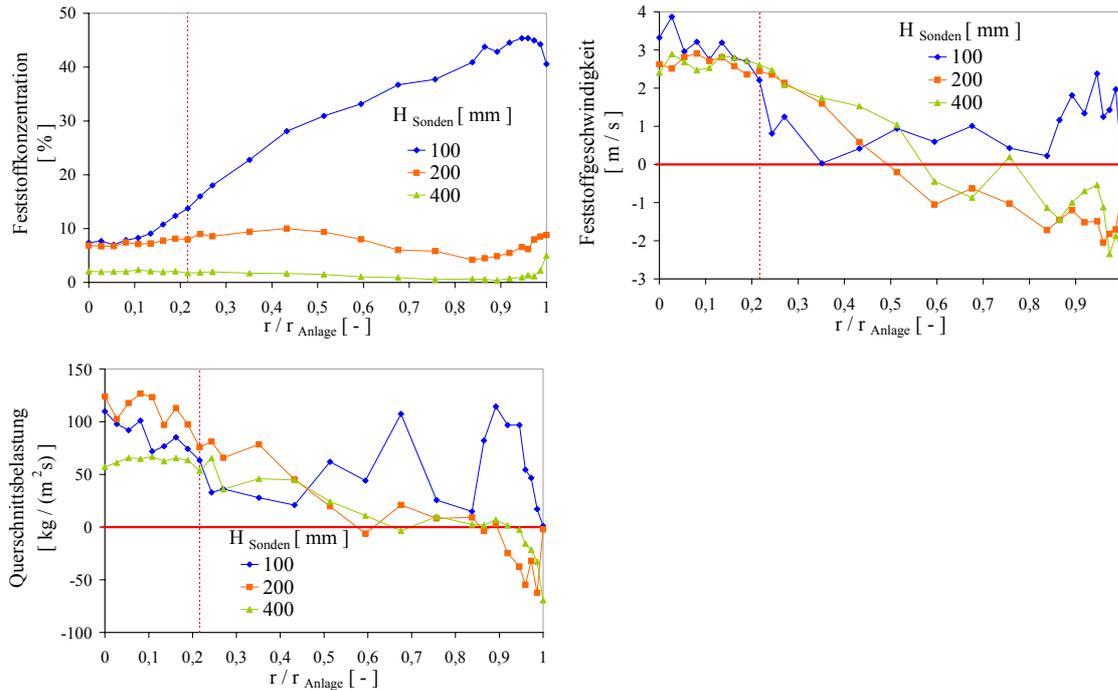


Abbildung 6.6: Lokaler Strömungszustand (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{\text{ZD}}/w_f = 10$ ,  $u_{\text{RWS}}/u_{\text{mf}} = 4$ ,  $\Delta P_{\text{WMK}} = 20$  mbar,  $D_{\text{ZD, innen}} = 160$  mm)

Mit zunehmender Höhe über der Zentraldüse ( $H_{\text{Sonden}} = 200$  und  $400$  mm) erweitert sich der Strahl und sowohl das Konzentrations- wie auch das Querschnittsbelastungsprofil nehmen die typische parabolische Form derjenigen einer zirkulierenden Wirbelschicht an. In diesem Fall tritt die für die interne Feststoffrezirkulation verantwortliche abwärts gerichtete Feststoffbewegung ab einer radialen Position von  $r/r_{\text{Anlage}} = 0,9$  ein, was einer Randzone von  $74$  mm entspricht.

An dieser Stelle ist zu betonen, dass die Feststoffgeschwindigkeit und die Querschnittsbelastung nicht zwingenderweise das gleiche Vorzeichen aufweisen müssen. Während die Feststoffgeschwindigkeit nur einen Mittelwert über die Geschwindigkeitstreffer darstellt (Abschnitt 5.4.2.3), kommt bei der Querschnittsbelastung eine zusätzliche Gewichtung mit der Feststoffkonzentration zum Einsatz (Abschnitt 5.4.3.1). Da diese Querschnittsbelastung für die transportierte Feststoffmasse pro Fläche und pro Zeit steht, gilt diese als repräsentativ für die Feststoffbewegung in der Anlage und wird demzufolge zur Beschreibung der Strömungsrichtung bevorzugt.

**Die Strömungsprofile in beiden Versuchsanlagen sind mit der Bildung eines zentralen Jets, der von einer hochkonzentrierten Zone umgeben ist, ähnlich.**

## 6.2 Druckverlust in der Wirbelmischkammer

Bevor der Einfluss unterschiedlicher betriebsbedingter und geometrischer Parameter auf den Strömungszustand im Ringwirbelschichtreaktor in den Abschnitten 6.3 und 6.4 ausführlich erläutert wird, wird anhand der Laboranlage der Einfluss des Feststoffinventars auf den Druckverlust in der Wirbelmischkammer in Abhängigkeit der Zentraldüsengeschwindigkeit und der Fluidisierung im Ring dargestellt. Dabei ist noch einmal zu betonen, dass im Gegensatz zur Pilotanlage die Laboranlage aufgrund der diskontinuierlichen Feststoffaufgabe nicht mit einem konstanten Druckverlust in der Wirbelmischkammer gefahren werden kann (Bemerkung im Abschnitt 4.1.1.3).

### 6.2.1 Einfluss der Zentraldüsengeschwindigkeit und der Fluidisierung im Ring

Für ein konstantes Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer der Laboranlage von 4,3 kg stellt sich der am Druckstutzen im unteren Teil der Zentraldüse gemessene Druckverlust in der Wirbelmischkammer  $\Delta P_{\text{WMK}}$  der Abbildung 6.7 ein (Abschnitt 4.4.1). Während für eine Fluidisierung im Ring  $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}}$  zwischen 2 und 8 kein wesentlicher Unterschied bezüglich des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer erkennbar ist, ist nur im Grenzfall einer ausgeschalteten Fluidisierung im Ring ( $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 0$ , blaue Kurve) der Druckverlustwert bis um 8 mbar geringer als bei einer eingeschalteten Fluidisierung. Da sich ohne Fluidisierung eine Art **Feststoffkeil** direkt oberhalb der Ringwirbelschicht bildet (Abschnitt 4.4.2.1), muss nur der überschüssige Feststoffanteil in der Schwebe gehalten werden: der Druckverlust in der Wirbelmischkammer ist vergleichsweise gering. Bei zunehmender Fluidisierung dagegen wird dieses Totgebiet im Ringbereich zerstört, wodurch der fluidisierte Feststoffanteil in der Wirbelmischkammer zunimmt: der Druckverlust steigt (Regime a).

Mit steigender Zentraldüsengeschwindigkeit  $u_{\text{ZD}}$  nimmt der Anteil der ausgetragenen Partikeln, die den Downer erreichen, zu (Abschnitt 2.1). Da **ohne Fluidisierung** der ausgetragene Feststoff sich bis zum vollständigen Entleeren der Wirbelmischkammer nur im Downer aufstauen würde, kann die externe Feststoffrezirkulation nicht aufrechterhalten werden. Dementsprechend können nur Betriebszustände gefahren werden, die ohne Feststoffaustrag stattfinden ( $u_{\text{ZD}} / w_{\text{f}} \leq 4$  d.h.  $u_{\text{ZD}} \leq 9$  m/s): der Druckverlust in der Wirbelmischkammer bleibt um die 10,4 mbar konstant.

Beim Vorliegen einer Fluidisierung im Ring dagegen kann der Feststoff frei rezirkulieren und je nach eingestellter Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{\text{ZD}}$  sich entlang des Risers und des Downers entsprechend eines Druckausgleichs verteilen. Dabei können 3 unterschiedliche Regime auftreten.

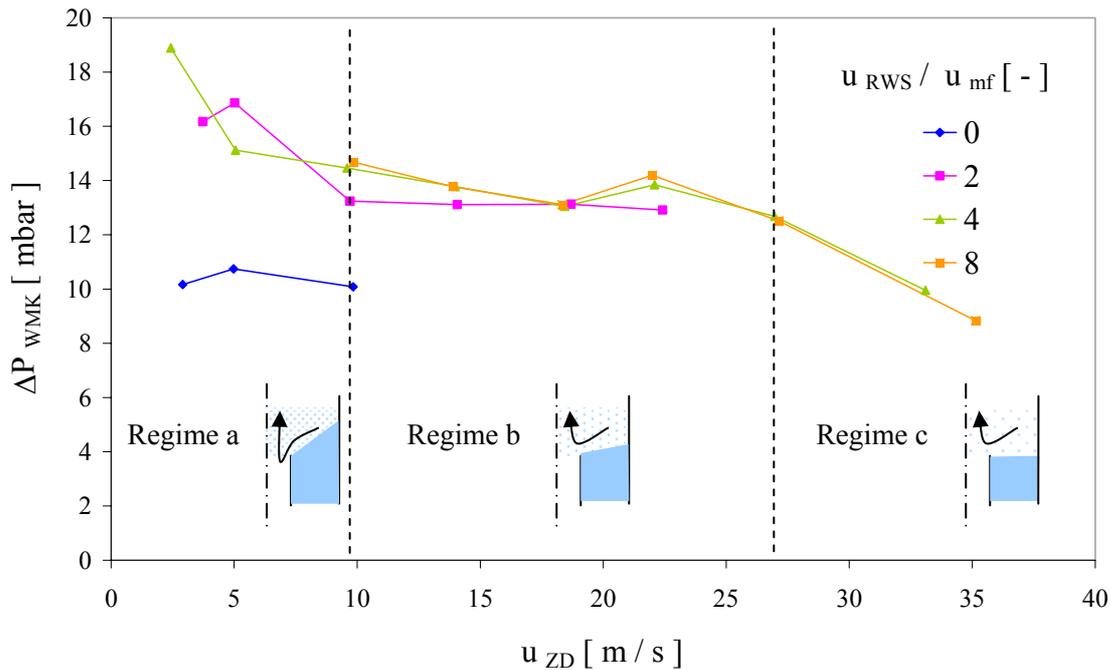


Abbildung 6.7: Druckverlust in der Wirbelmischkammer bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten in der Zentraldüse und im Ring (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $M_{WMK} = 4,3$  kg,  $D_{ZD, innen} = 54$  mm)

Aufgrund der geringen Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse dringt bei geringen Geschwindigkeiten in der Zentraldüse ein Teil des Feststoffs in die Zentraldüse ein. Da der Durchmesser der Zentraldüse kleiner als der Durchmesser der Ringwirbelschicht ist, kann bereits eine geringe Feststoffmenge einen großen Einfluss auf den Druckverlust in der Wirbelmischkammer haben (Regime a,  $u_{ZD} / w_f \leq 4$  d.h.  $u_{ZD} \leq 9$  m/s). Dadurch ist der Druckverlust in der Wirbelmischkammer höher als der theoretische Druckverlust, der für 4,3 kg mit Gleichung (6.1) auf 13 mbar ermittelt wurde (Regime b). Bei einer weiteren Steigerung der Geschwindigkeit in der Zentraldüse steigt der Anteil des ausgetragenen Feststoffs stetig an, so dass trotz externer Feststoffrezirkulation sich immer weniger Feststoff in der Wirbelmischkammer befindet. In diesem Regime findet eine **Auskopplung** von Feststoff aus dem System statt (Regime c,  $u_{ZD} / w_f \geq 10$  d.h.  $u_{ZD} \geq 27$  m/s). Um eine Fahrweise bei konstantem Druckverlust zu gewährleisten, müsste der Feststoff wie bei der Pilotanlage durch eine kontinuierliche Feststoffaufgabe neu eingespeist werden, was aus konstruktiven Gründen in der Laboranlage nicht realisierbar ist (Bemerkung im Abschnitt 4.1.1.3).

$$\Delta P_{WMK \text{ theo}} = \frac{M_{WMK} \cdot g}{A_{WMK}} \approx 13 \text{ mbar} \quad (6.1)$$

### 6.2.2 Einfluss des Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer

Wird das Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer  $M_{\text{WMK}}$ , wie in Abbildung 6.8 gezeigt, zwischen 1,1 und 8,7 kg stufenweise erhöht, so nimmt der Druckverlust in der Wirbelmischkammer unabhängig von der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ebenfalls zu. Dabei bleiben bei einer Erhöhung dieser Geschwindigkeit, wie im vorherigen Abschnitt beschrieben, die Druckverlustwerte ohne Fluidisierung im Ring konstant (rot markierte Werte der Abbildung 6.8 für  $\Delta P_{\text{WMK}}$ ) und nehmen beim Vorliegen einer Fluidisierung ( $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 4$ ) kontinuierlich ab. Für Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse  $u_{\text{ZD}}$  zwischen 9 und 22 m/s ist der jeweilige theoretische Druckverlust in der Wirbelmischkammer  $\Delta P_{\text{WMK theo}}$  annähernd erreicht (Gleichung (6.1)).

Aus dem Unterschied im gemessenen Druckverlust mit und ohne Fluidisierung kann der Druckverlustanteil  $\Delta P_{\text{Keil}}$ , der vom Feststoff im Keil verursacht werden kann, ermittelt werden. Wie anhand des violetten Pfeils zu erkennen, nimmt dieser sich um die Zentraldüse ausbildende nicht fluidisierte Keil mit steigendem Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer stetig ab. Somit wird mehr Feststoff in der Schwebelage gehalten und die Unterschiede zwischen fluidisierten und nicht fluidisierten Bereichen reduzieren sich.

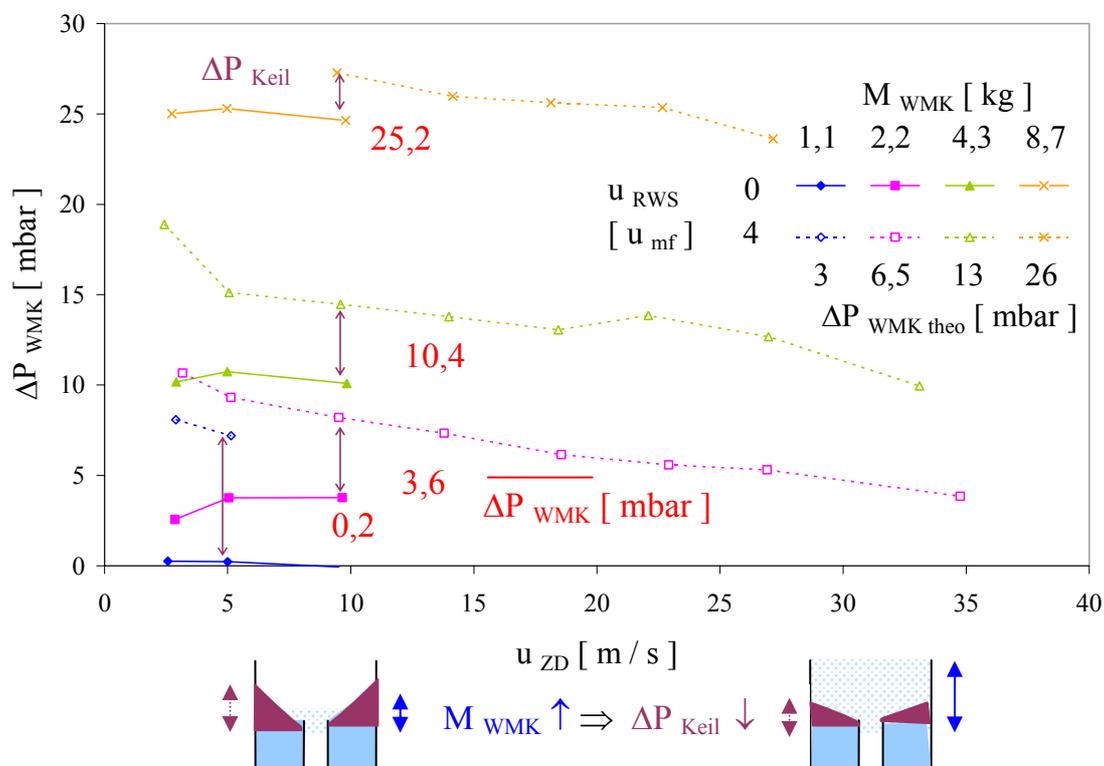


Abbildung 6.8: Druckverlust in der Wirbelmischkammer bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten in der Zentraldüse und im Ring und Feststoffinventaren in der Wirbelmischkammer (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 4$ ,  $D_{\text{ZD, innen}} = 54$  mm)

**Da im Gegensatz zur Pilotanlage die Laboranlage nicht bei konstantem Druckverlust in der Wirbelmischkammer gefahren werden kann, wird für die kommenden Betrachtungen, je nach Anlage, zwischen gefahrenen Versuchen bei konstantem Feststoffinventar  $M_{\text{WMK}}$  (Laboranlage) und bei konstantem Druckverlust  $\Delta P_{\text{WMK}}$  (Pilotanlage) in der Wirbelmischkammer differenziert.**

### 6.3 Einfluss der Betriebsparameter

Um ein vollständiges Bild des Strömungszustandes in der Anlage zu bekommen, wurden lokale Sondenmessungen bei unterschiedlichen Versuchsparametern durchgeführt. Da die Variation der Betriebsparameter keine bauliche Änderung der Anlage erfordern, wurde deren Einfluss im Rahmen der Arbeit zuerst untersucht. Gemäß Abschnitt 4.3.1 handelt es sich dabei, um den Druckverlust bzw. das Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer, die Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse und im Ring und die Art des Versuchsguts. Gegebenenfalls wird je nach auftretenden Effekten zwischen beiden Versuchsanlagen unterschieden. Dabei wird die jeweilige Geometrie der Anlagen konstant gehalten (Tabelle 6.1).

*Tabelle 6.1: Feste Anlagengeometrie bei der Variation der Betriebsparameter*

	Laboranlage	Pilotanlage
$D_{\text{ZD, innen}}$ [mm]	54	160
$L_{\text{ZD, gesamt}}$ [mm]	750	1 745
$H_{\text{RWS}}$ [mm]	180	1 000

#### 6.3.1 Einfluss des Druckverlustes bzw. des Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer

In den beiden Versuchsanlagen treten ähnliche Tendenzen auf. Der Einfluss des Druckverlustes  $\Delta P_{\text{WMK}}$  bzw. des Feststoffinventars  $M_{\text{WMK}}$  in der Wirbelmischkammer auf das globale Strömungsprofil unmittelbar oberhalb der Zentraldüse wird daher nur für die Pilotanlage verdeutlicht (Abbildung 6.9). Dabei werden beispielhaft die Strömungsprofile für eine Zentraldüsenengeschwindigkeit  $u_{\text{ZD}} / w_{\text{f}} = 10$  und eine Fluidisierung im Ring  $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 4$  dargestellt.

Während der Druckgradient im Ring unabhängig von dem Druckverlust in der Wirbelmischkammer auf eine annähernd konstante querschnittsgemittelte Feststoffkonzentration um die 53 % zurückschließen lässt (Gleichung (4.3)), nimmt die Feststoffkonzentration in den ersten 200 mm oberhalb der Zentraldüsenmündung mit einem von 15 auf 30 mbar steigendem Druckverlust in der Wirbelmischkammer von 28 auf 42 % deutlich zu. Unerwartet ist, dass bei dem höchsten Druckverlust von 30 mbar ab einer Höhe von maximal 350 mm oberhalb der Zentraldüse

praktisch kein Druckgradient mehr zu erkennen ist. Im unteren Teil der Wirbelmischkammer liegt offensichtlich ein Bereich extrem hoher Feststoffkonzentration vor.

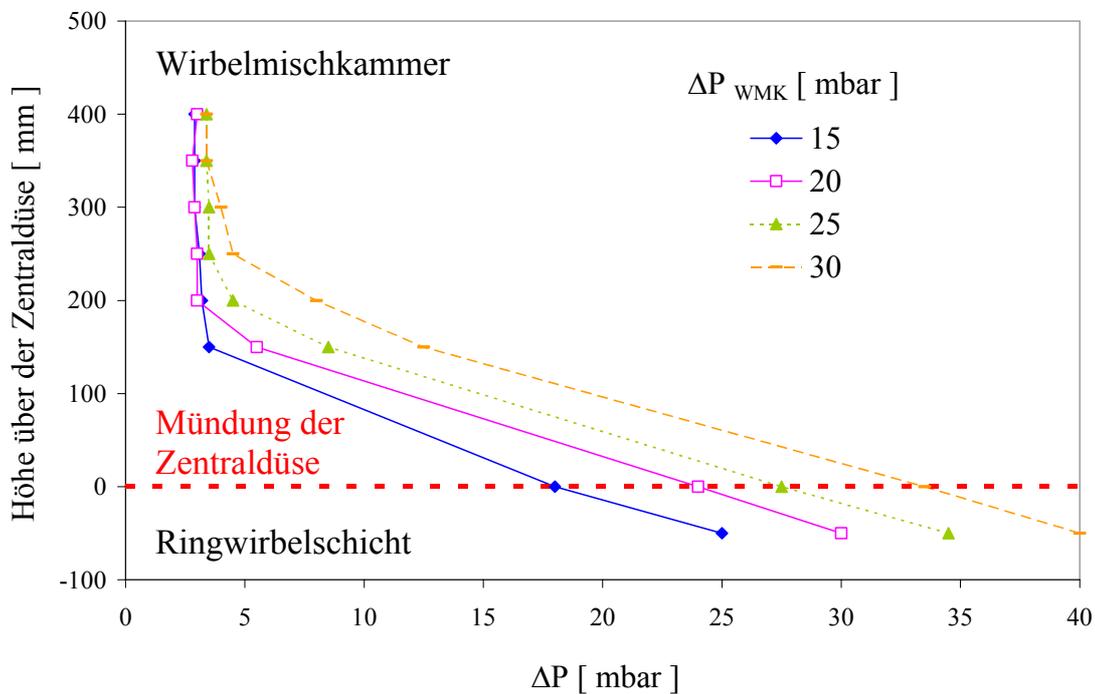


Abbildung 6.9: Druckprofil bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmischkammer (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{ZD} / w_f = 10$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ )

Wird nun unter diesen Betriebsbedingungen der Strömungszustand lokal aufgelöst, so können bei Sondenpositionen von 100, 200 und 400 mm oberhalb der Zentraldüse die Feststoffkonzentration, die Feststoffgeschwindigkeit und die resultierende Querschnittsbelastung in Abhängigkeit des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer bestimmt werden (Abbildung 6.10).

In Übereinstimmung mit dem im Abschnitt 6.1 erläuterten allgemeinen Strömungszustand kann hier ebenfalls zwischen dem Kernbereich und dem hochkonzentrierten Ringbereich unterschieden werden. Nahezu unabhängig von dem Druckverlust in der Wirbelmischkammer liegt in einer Sondenhöhe von 100 mm eine Feststoffkonzentration um die 45 % an der Wand vor. Erst direkt oberhalb der Zentraldüse ( $r / r_{Anlage} \leq 0,22$ ) ist eine Zunahme der Feststoffkonzentration von 5 auf 9,5 % bei einer Verdopplung des Druckverlustes von 15 auf 30 mbar erkennbar. Mit steigendem Druckverlust in der Wirbelmischkammer befindet sich mehr Feststoff im **direkten Kontakt** mit den Blasen, die an der Mündung der Zentraldüse zerplatzen und Feststoff in die Zentraldüse hineinwerfen können (Abschnitte 4.4.2.1 und 7.1), dementsprechend nimmt die Feststoffkonzentration zu. Die dortigen Feststoffgeschwindigkeiten bewegen sich zwischen 2,5 und 4 m/s und zeigen keine signifikante Abhängigkeit vom Druckverlust in der

Wirbelmischkammer. In diesem geringen Abstand von 100 mm oberhalb der Düsenmündung bleibt die um die  $100 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  ermittelte Querschnittsbelastung ebenfalls unabhängig davon.

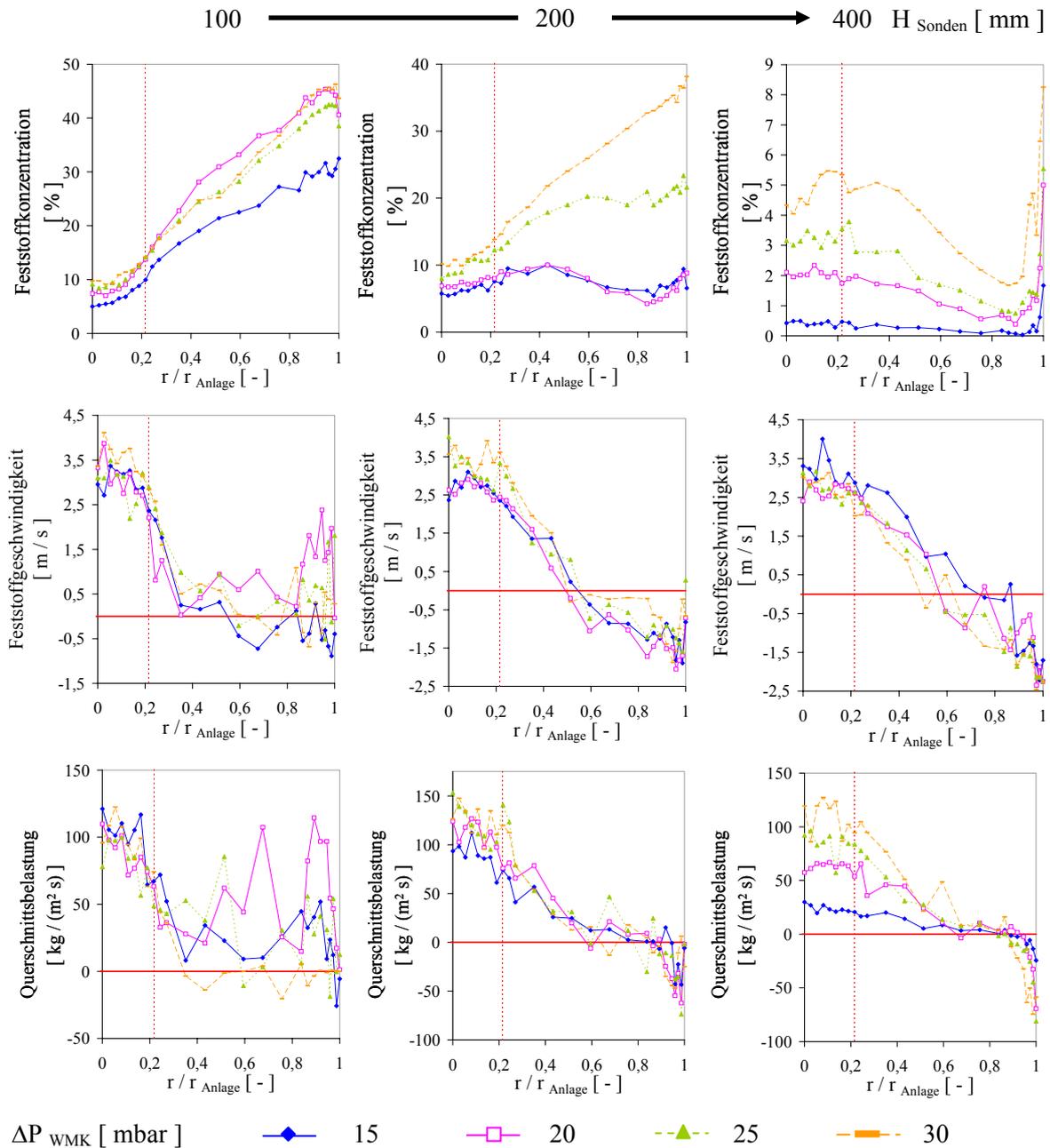


Abbildung 6.10: Lokaler Strömungszustand bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmischkammer und Sondenhöhen (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{\text{ZD}}/w_f = 10$ ,  $u_{\text{RWS}}/u_{\text{mf}} = 4$ )

Mit steigender Sondenhöhe dagegen wird der **Einfluss des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer** auf die axiale Strömungsentwicklung **offensichtlicher**. Während die Feststoffkonzentration im Kernbereich bei einer Sondenhöhe von 200 mm noch ähnliche Werte wie bei einer 100 mm-Höhe aufweist, wird bei

steigendem Druckverlust in der Wirbelmischkammer der Bereich höherer Feststoffkonzentration mit Werten zwischen 10 und maximal 39 % an der Wand bereits **abgebaut**. Dieser Effekt wird in einer Höhe von 400 mm mit maximalen Feststoffkonzentrationen um die 9 % an der Wand und 5 % im Kern noch ersichtlicher. Mit Werten zwischen 25 und 125 kg/(m<sup>2</sup>s) bei Druckverlusten in der Wirbelmischkammer von 15 und 30 mbar können für die Querschnittsbelastungen im Kern ähnliche Schlüsse gezogen werden.

**Insgesamt ergibt sich somit in der Pilotanlage eine übereinstimmende Tendenz in den globalen und lokalen Betrachtungen. Mit steigendem Druckverlust in der Wirbelmischkammer baut sich ein Bereich hoher Feststoffkonzentration im unteren Teil der Wirbelmischkammer auf. Aus den lokalen Messungen wird die gute Feststoffeinmischung in den Kernbereich bereits unmittelbar oberhalb der Zentraldüse sichtbar. Mit der Laboranlage treten ähnliche Effekte auf, allerdings mit geringeren Feststoffkonzentrationswerten oberhalb der Zentraldüse.**

### 6.3.2 Einfluss der Zentraldüsen­geschwindigkeit

Über die Zentraldüse wird der größte Teil des Gasvolumenstroms der Wirbelmischkammer zugeführt. Zur Vermeidung des Düsendurchfalls (Abschnitt 4.4.2) muss mindestens die Mindestzentraldüsen­geschwindigkeit eingestellt werden. Als charakteristisches Vergleichsmaß dient hierzu die Einzelkornsinkgeschwindigkeit  $w_f$ . Die Zentraldüsen­geschwindigkeit wird deshalb als ein Vielfaches dieser dargestellt und variiert.

#### 6.3.2.1 Bei konstantem Druckverlust in der Wirbelmischkammer (Pilotanlage)

Bei einer Erhöhung der Zentraldüsen­geschwindigkeit  $u_{ZD} / w_f$  von 10 auf 20 stellen sich der in Abbildung 6.11 dargestellten globalen Druckprofile und lokalen Strömungsprofile ein.

Aus dem Vergleich der globalen Druckprofile (Abbildung 6.12 rechts unten und Abbildung 6.9) zeigt sich, dass der hochkonzentrierte Ringbereich mit querschnittsgemittelten Konzentrationen in der ersten 250 mm oberhalb der Zentraldüse auch bei der erhöhten Zentralgasgeschwindigkeiten immer noch 24 bis 47 % beträgt. Wegen der höheren Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse fängt aber ein Teil des Feststoffs an zu rezirkulieren, was eine Erhöhung des Druckgradienten mit steigender Höhe verursacht.

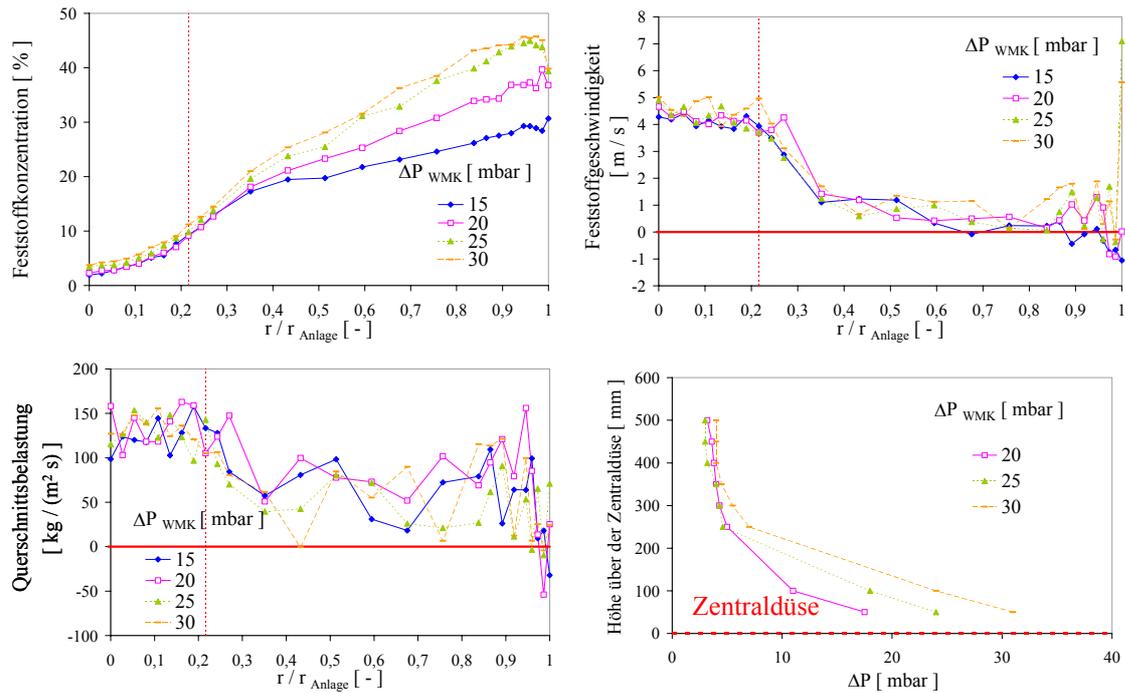


Abbildung 6.11: Strömungszustand bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmischkammer (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{ZD}/w_f = 20$ ,  $u_{RWS}/u_{mf} = 4$ ,  $H_{Sonden} = 100$  mm)

Diese Ergebnisse korrespondieren mit den Messungen zum lokalen Strömungszustand in 100 mm Höhe oberhalb der Zentraldüse. Während im Ringbereich immer noch Feststoffkonzentrationen bis zu 45 % an der Wand gemessen werden, ist ab dem Rand der Zentraldüse zu deren Mitte hin ein drastischer Abfall der Feststoffkonzentration auf Werte kleiner 5 % erkennbar. Wegen der höheren Gasgeschwindigkeit im Kernbereich wird es schwieriger für den Feststoff, der von den Blasen aus dem Ringbereich in den Kernbereich geworfen wird (Abschnitt 4.4.2.1) und der über eine vergleichsweise geringe radiale Feststoffgeschwindigkeit verfügt, in die Anlagenmitte einzudringen: die Feststoffkonzentration sinkt.

Bedingt durch die erhöhte Zentralgasgeschwindigkeit wird im Vergleich zur Abbildung 6.10 der Feststoff auf höhere Feststoffgeschwindigkeiten (4,5 statt 3,5 m/s) beschleunigt. Dies hat trotz der Abnahme der Feststoffkonzentration in der Anlagenmitte eine Zunahme der Querschnittsbelastungen von 100-120 auf jetzt 120-150 kg/(m<sup>2</sup>s) zur Folge. Wie die über der Zentraldüse integrierten Werte für die Feststoffkonzentration und die Querschnittsbelastung zeigen (Abbildung 6.12), ist in einer Höhe von 100 mm oberhalb der Zentraldüse eine bis zu 6 Prozentpunkte höhere Feststoffkonzentration bei einer geringeren Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ( $u_{ZD}/w_f = 10$ ) erreichbar. Dagegen liegt bei einer höheren Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD}/w_f$  von 20 eine um 50 kg/(m<sup>2</sup>s) höhere Querschnittsbelastung vor.

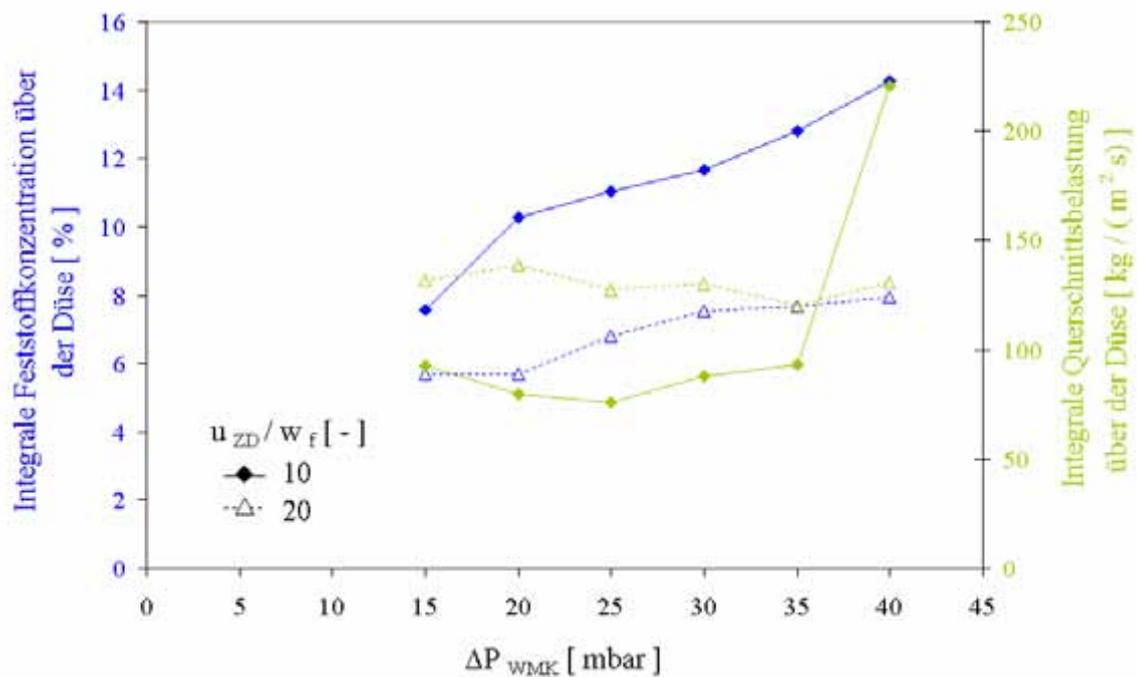


Abbildung 6.12: Integrale Feststoffkonzentration und Querschnittsbelastung über der Düse bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmischkammer und Geschwindigkeiten in der Zentraldüse (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{RWS}/u_{mf} = 4$ ,  $H_{Sonden} = 100$  mm)

Eine Feststoffkonzentrationsabnahme ist demzufolge nicht zwingenderweise mit einer Abnahme der Querschnittsbelastung gleichzusetzen. Im Gegensatz, je nach kommerzieller Anwendung, die möglicherweise entweder eine hohe Feststoffkonzentration oder eine hohe Querschnittsbelastung erfordert, muss zielgerichtet zwischen beiden Größen zur Beschreibung der Feststoff-einmischung unterschieden werden. Dementsprechend müssen die unterschiedlichen betriebsbedingten Parameter der Anlage festgelegt werden.

Unabhängig von der eingestellten Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse wird in 100 mm-Höhe eine annähernd konstante integrale Querschnittsbelastung erreicht. Die Feststoffkonzentration ist dagegen abhängig davon.

- **Externe Feststoffrezirkulation**

Im Falle einer Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse von  $u_{ZD}/w_f = 20$  werden für Druckverluste in der Wirbelmischkammer von 35 und 40 mbar moderate externe Querschnittsbelastung um die  $1,47 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  mittels der Probeentnahmestelle im Downerbereich gemessen (Abschnitt 4.1.1.3). Zusätzliche Korngrößenanalysen des ausgetragenen Feststoffs zeigen mit Medianwerten  $d_{3,50}$  von 94 und 125  $\mu\text{m}$  bei Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse  $u_{ZD}/w_f$  von 10 und 20, dass nur der

Feststoffanteil, dessen Einzelkornsinkgeschwindigkeit kleiner als die Gasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer  $u_{\text{WMK}}$  ist, aus der Anlage ausgetragen wird. Es findet demnach eine Sichtung des Bettmaterials in der Wirbelmischkammer statt. Die größeren Partikeln, die ebenso in den zentralen Jet eindringen, müssen deshalb bereits innerhalb der Wirbelmischkammer ausregnen, was auf das Vorliegen einer hohen Wirbelmischkammer hindeutet, wie in Abbildung 6.13 links skizziert.

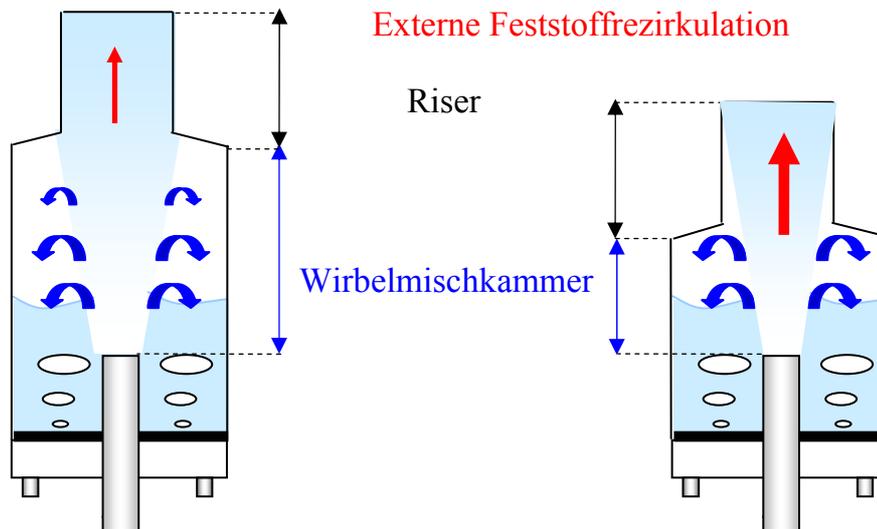


Abbildung 6.13: Konsequenzen für die Anlagengeometrie (links: hohe Wirbelmischkammer, rechts: kurze Wirbelmischkammer)

Würde dagegen die Höhe der Wirbelmischkammer geringer sein, wie rechts zu sehen, würden die größeren Partikeln den Riser erreichen. Aufgrund der dortigen Querschnittsverengung und der damit verbundenen Erhöhung der Gasgeschwindigkeit würde der zusätzliche Feststoffanteil, dessen Einzelkornsinkgeschwindigkeit dieses Mal kleiner als die Gasgeschwindigkeit in den Riser  $u_{\text{Riser}}$  sein würde, mitgerissen werden. Im vorliegenden Fall ist offensichtlich die Höhe der Wirbelmischkammer ausreichend, damit die oben erläuterte Sichtung des Bettmaterials eintritt.

Diese Beobachtung und ihre Konsequenzen werden im Abschnitt 6.4.4 durch die Untersuchung des Einflusses der Höhe der Wirbelmischkammer ausführlicher erläutert.

### 6.3.2.2 Bei konstantem Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer (Laboranlage)

Eine breitere Variation an Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ( $u_{\text{ZD}} / w_f = 2, 4, 8$  und  $16$ ) wurde bei der Laboranlage für ein konstantes Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer von  $M_{\text{WMK}} = 4,3$  kg und für eine Fluidisierung im Ring von

$u_{RWS} / u_{mf} = 4$  bei zwei unterschiedlichen Sondenpositionen ( $H_{\text{Sonden}} = 25$  und  $200$  mm) untersucht (Abbildung 6.14).

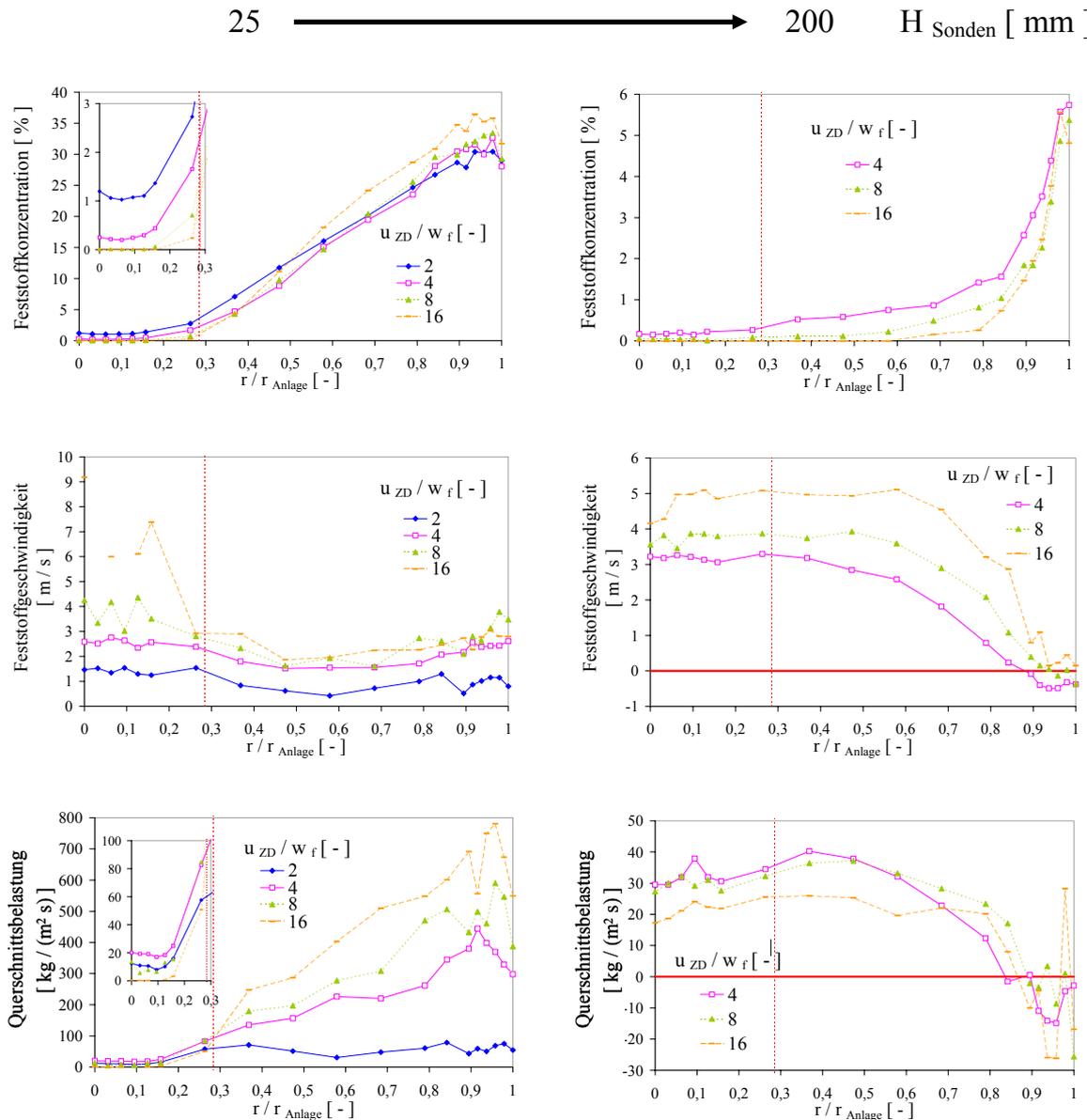


Abbildung 6.14: Lokaler Strömungszustand bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten in der Zentraldüse und Sondenhöhen (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $M_{WMK} = 4,3$  kg)

#### • 25 mm-Sondenhöhe

Bei einer niedrigen Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ( $u_{ZD} / w_f = 2$ ) kann der Feststoff in der Mitte der Anlage in einer Höhe von 25 mm oberhalb der Zentraldüse eine Feststoffkonzentration von 1 % erreichen. Mit zunehmender Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse nimmt sie jedoch ab (Abbildung 6.14). Ab einer Geschwindigkeit  $u_{ZD} / w_f$  von 8 ist die mittige Feststoffkonzentration im Kern gleich 0 %. Bei diesen hohen Gasgeschwindigkeiten ( $u_{ZD} / w_f = 8$  und 16) wird der Feststoff aus dem Ring direkt am Rand der Zentraldüse von der Strömung

mitgerissen und erreicht erst bei höheren Positionen die Mittellinie der Anlage. Gleichzeitig nimmt die Beschleunigung des Feststoffs mit steigender Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse zu, so dass sich ein zunehmender Peak bezüglich der Feststoffgeschwindigkeit im Kernbereich ausbildet. Dabei ist für eine Gasgeschwindigkeit  $u_{ZD} / w_f$  von z. B. 16 der Feststoffgeschwindigkeitsabfall am Rand der Zentraldüse, mit Werten um die 7,5 m/s oberhalb der Zentraldüse ( $r / r_{Anlage} = 0,15$ ), zum Düsenaußenbereich hin (3,5 m/s bei  $r / r_{Anlage} = 0,37$ ) besonders ausgeprägt. Daraus ergeben sich Querschnittsbelastungen, die trotz stetiger Abnahme der Feststoffkonzentration mit steigender Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ihr Maximum bei 20 kg/(m<sup>2</sup>s) in der Mitte für eine Einstellung  $u_{ZD} / w_f$  von nur 4 erreichen. Eine ausführliche Erklärung dieser Tendenz wird im Abschnitt 6.3.4 gegeben und im Abschnitt 7.2.4.1 theoretisch belegt.

Wie bereits aufgezeigt (Abschnitt 6.1.2.1), liegt unabhängig von den eingestellten Gasgeschwindigkeiten ein hochkonzentrierter Ringbereich mit Konzentrationswerten zwischen 30 und 35 % an der Wand vor. Die dort gemessenen Feststoffgeschwindigkeiten und Querschnittsbelastungen von bis zu 700 kg/(m<sup>2</sup>s) sind wegen der Querbewegung des Feststoffs (Abschnitt 5.5.2.2) allerdings nicht belastbar und hier nur vollständigheitshalber mitgeteilt.

- **200 mm-Sondenhöhe**

Wird nun die 200 mm-Sondenhöhe betrachtet, so ist für alle dargestellten Fälle ( $u_{ZD} / w_f = 4, 8$  und 16) mit einem Feststoffkonzentrationsanstieg und mit negativen Querschnittsbelastungen an der Wand eine lokale Strömung ähnlich derjenigen einer zirkulierenden Wirbelschicht verbunden. Für alle drei Gasgeschwindigkeiten sind die Feststoffkonzentrationsprofile ähnlich. Mit steigender Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse nimmt die integrale Feststoffkonzentration über dem Anlagenquerschnitt von 1,6 auf 0,87 % ab. Parallel dazu wird die parabolische Form des Feststoffgeschwindigkeitsprofils in Wandrichtung verstärkt ausgeprägt und höhere Feststoffgeschwindigkeiten über dem Anlagenquerschnitt (5 m/s bei  $u_{ZD} / w_f = 16$ ) erreicht. Aus der Kombination beider Größen ist ein geringfügiger Abfall der integralen Querschnittsbelastungen über dem Reaktorquerschnitt von 17 auf 13,6 kg/(m<sup>2</sup>s) feststellbar. Da in dieser Höhe nahezu keine Querbewegung vorliegt, gelten die ermittelten Querschnittsbelastungen auch an der Wand als belastbar.

**Mit steigender Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse wird trotz stetiger Abnahme der Feststoffkonzentration oberhalb der Düse ein Maximum der dortigen Querschnittsbelastung bei einer moderaten Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD} / w_f$  um die 4 erreicht (Abschnitte 6.3.4 und 7.2.4.1). Unabhängig aber von der Anlagenfahrweise bleibt im unteren Bereich der Wirbelmischkammer ein hochkonzentrierter Feststoffbereich vorhanden.**

### 6.3.3 Einfluss der Fluidisierung im Ring

Die Untersuchung des Einflusses der Fluidisierung im Ring auf den lokalen Strömungszustand oberhalb der Zentraldüse erfolgte für eine gegebene Anlagengeometrie (Tabelle 6.1) durch die Variation der Gasgeschwindigkeit in der Ringwirbelschicht. Diese wird als ein Vielfaches der Minimalfluidisationsgeschwindigkeit des benutzten Feststoffs ausgedrückt ( $u_{RWS} / u_{mf} = 2, 4$  und  $8$ ). Bei diesen Gasgeschwindigkeiten liegt in der Ringwirbelschicht um die Zentraldüse der Zustand einer blasenbildenden Wirbelschicht vor (Abschnitt 2.1).

Für die dort vorhandenen Blasen kann deren Durchmesser  $d_B$  nach Darton [DARTON 1977] berechnet werden:

$$d_B = 0,54 \cdot (u_{RWS} - u_{mf})^{2/5} \cdot (H_{RWS} + 0,03)^{4/5} \cdot g^{-1/5} \quad \text{mit } 0,03 \text{ in Meter} \quad (6.2)$$

Die Blasen können in der Ringwirbelschicht einen maximalen Durchmesser einnehmen, der gleich dem Abstand zwischen dem äußeren Rand der Zentraldüse und der Wand der Ringwirbelschicht ist (Gleichung (6.3)). Bei einer Überschreitung dieses Durchmessers würden die Blasen verformt werden oder zerfallen. Im ungünstigen Fall einer sehr starken Fluidisierung würden die Blasen die gesamte Kreisfläche des Rings bedecken und stoßartig den Feststoff nach oben transportieren. Man würde im Zustand der stoßenden Wirbelschicht übergehen.

$$d_{B, \max} = r_{RWS} - r_{ZD, \text{außen}} \quad (6.3)$$

Wird als repräsentativer Durchmesser für die Ringwirbelschicht der äquivalente flächengleiche Durchmesser  $D_{\text{Äquivalent}}$  genommen:

$$D_{\text{Äquivalent}} = 2 \cdot \sqrt{r_{RWS}^2 - r_{ZD, \text{außen}}^2} \quad (6.4)$$

so ergibt sich mittels einer von Werther hergeleiteten Korrelation [WERTHER 1992] eine **Blasengeschwindigkeit**  $u_B$  von:

$$u_B = 0,8 \cdot (u_{RWS} - u_{mf}) + 0,71 \cdot \sqrt{g \cdot d_B} \cdot 3,2 \cdot D_{\text{Äquivalent}}^{1/3} \quad (6.5)$$

Da die Gültigkeit dieser Korrelation nur für Wirbelschichten kleiner 1 m im Durchmesser überprüft wurde, wird die Anwendung der obigen Gleichung auf einen maximalen äquivalenten Durchmesser von 1 m begrenzt [KRISHNA 2001].

Entsprechend Gleichungen (6.2) und (6.5) nehmen der Blasendurchmesser  $d_B$  und die Blasengeschwindigkeit  $u_B$  mit steigender Fluidisierung im Ring zu (Tabelle 6.2). Dadurch sollte erwartungsgemäß das Einwerfmechanismus der Blasen (Abschnitt 4.4.2.1) verstärkt auftreten, d.h. höhere Feststoffkonzentrationen im Kernbereich erreicht werden.

Tabelle 6.2: Berechnete Blasendurchmesser und Blasengeschwindigkeit für Quarzsand

	Blasendurchmesser $d_B$			Blasengeschwindigkeit $u_B$		
	[mm]			[m/s]		
$u_{RWS} / u_{mf} [-]$	2	4	8	2	4	8
Laboranlage*	32	50	71***	0,78	1,06	1,43***
Pilotanlage**	90	140	197	1,95	2,47	3,02

\*: Quarzsand P0,2-0,25,  $D_{ZD, \text{außen}} = 60$  mm,  $H_{RWS} = 180$  mm

\*\* : Quarzsand F32,  $D_{ZD, \text{außen}} = 167$  mm,  $H_{RWS} = 1\ 000$  mm

\*\*\*:  $d_B > d_{B, \text{max}}$

### 6.3.3.1 Laboranlage

Ohne Fluidisierung im Ring tritt eine hohe elektrostatische Aufladung an der Kontaktfläche zwischen dem bewegten Feststoff des Jets und dem ruhenden Feststoff des Keils auf. Trotz Erdung der Anlage sammeln sich dort Ladungen an, was zu negativen Spannungen bei den Sondenmessungen führt, wie im Abschnitt 5.4.2.3 erläutert, und die Auswertung verfälscht. Es konnten deshalb keine Messungen bei  $u_{RWS} / u_{mf} = 0$  durchgeführt werden.

Die lokalen Strömungszustände werden deshalb für Gasgeschwindigkeiten im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 2, 4 und 8 bei einer Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse von  $u_{ZD} / w_f = 4$  vorgestellt. Die Messungen erfolgten bei Sondenpositionen von 25 und 200 mm oberhalb der Zentraldüse (Abbildung 6.15).

Wie bereits in einer Höhe von 25 mm zu erkennen, werden mit steigender Fluidisierung im Ring gleichzeitig ein kleiner Anstieg der Feststoffkonzentration oberhalb der Zentraldüse von 0 auf 0,3 % und eine Abnahme der Werte von 40 auf 30 % im Ringbereich direkt an der Wand beobachtet. Durch die zunehmende Blasenaktivität, die von einer Erhöhung der Fluidisierungsgeschwindigkeit im Ring hervorgerufen wird, werden größere Blasen initiiert, die die Porosität im Ring ein wenig erhöhen. Während bei einer geringen Fluidisierung ( $u_{RWS} / u_{mf} = 2$ ) der Blasendurchmesser 32 mm beträgt, wird schon für eine Fluidisierung von  $u_{RWS} / u_{mf} = 8$  der maximale Durchmesser der Gleichung (6.3) überschritten, so dass die Blasen schon leicht verformt werden. Da durch die Blasenruptionen Feststoff in den Kernbereich transportiert wird (Abschnitt 4.4.2.1), ist zusätzlich ein größerer „wake“-Bereich mit einem größeren Blasendurchmesser verbunden und hierdurch mehr Feststoff mitgeschleppt und in die Zentraldüse transportiert. Ohne deutliche Auswirkung auf das mittlere axiale Feststoffgeschwindigkeitsprofil kommen dann höhere Querschnittsbelastungen im Kernbereich mit einem Anstieg der Werte für  $r / r_{\text{Anlage}} = 0$  von 20 auf 40 kg/(m<sup>2</sup>s) zu Stande.

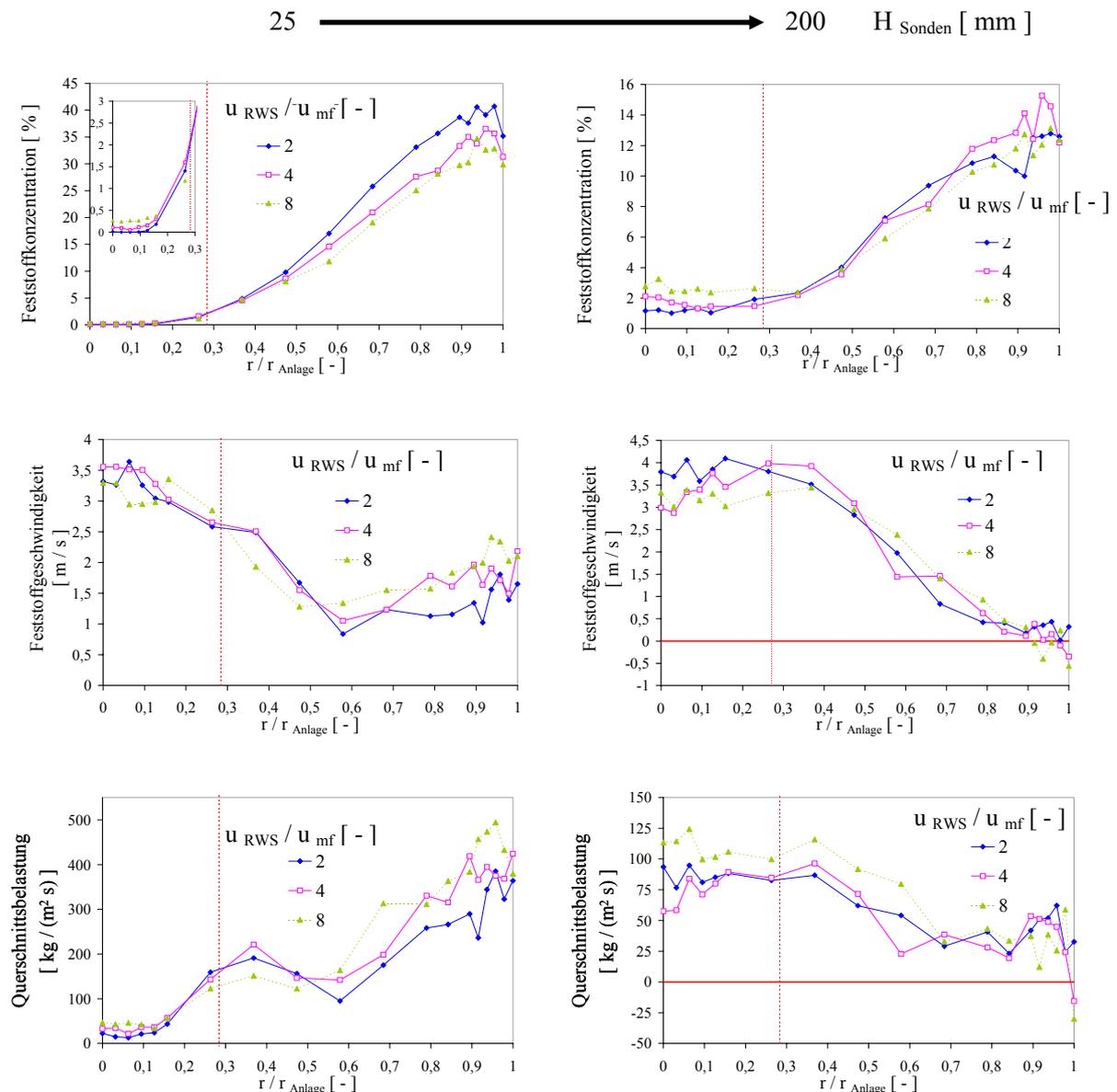


Abbildung 6.15: Lokaler Strömungszustand bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten im Ring und Sondenhöhen (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{\text{ZD}}/w_f = 4$ ,  $M_{\text{WMK}} = 4,3 \text{ kg}$ )

Diese Tendenz wird mit steigender Sondenhöhe ( $H_{\text{Sonden}} = 200 \text{ mm}$ ) noch ersichtlicher: die integrale Feststoffkonzentration sowie die integrale Querschnittsbelastung über dem Düsenquerschnitt nehmen von 1,8 auf 2,5 % bzw. von 85,5 auf 106,1  $\text{kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$  jeweils zu.

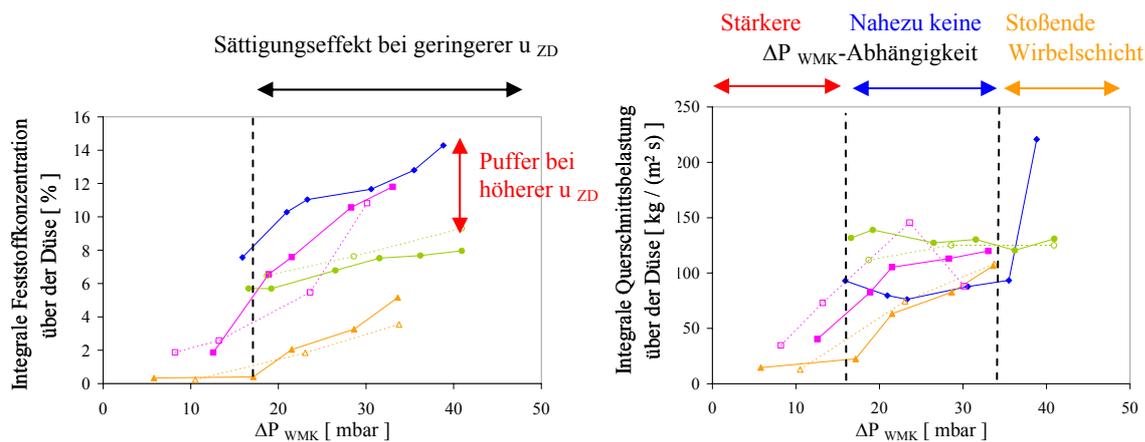
**Für ein konstantes Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer  $M_{\text{WMK}}$  und für eine konstante Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{\text{ZD}}$  wird mit zunehmender Fluidisierung im Ring (bis  $u_{\text{RWS}}/u_{\text{mf}} = 8$ ) im Falle der 54 mm-Düse die Feststoffeinmischung im Kernbereich verbessert. Mehr Feststoff wird**

von den Blasen in den Düsenbereich transportiert und die dortigen Feststoffkonzentrationen und Querschnittsbelastungen steigen.

### 6.3.3.2 Pilotanlage

Der Einfluss der Gasgeschwindigkeit im Ring auf den Strömungszustand oberhalb der Zentraldüse wird für die Pilotanlage mit einem Zentraldüsendurchmesser von 160 mm in Abbildung 6.16 dargestellt.

Aufgetragen sind die integrale Feststoffkonzentration und Querschnittsbelastung über der Düse als Funktion des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer bei einer Variation der Sondenhöhe und der Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse und im Ring. Mit steigendem Druckverlust in der Wirbelmischkammer nimmt für vorgegebene Gasgeschwindigkeiten und Höhen über der Zentraldüse die integrale Feststoffkonzentration stetig zu (Abbildung 6.16). Die integrale Querschnittsbelastung weist dagegen für einen Druckverlust in der Wirbelmischkammer zwischen 16 und 35 mbar keine signifikante Abhängigkeit davon auf.



$u_{ZD} / w_f [-]$		10			20
$H_{Sonden} [mm]$		100	200	400	100
$u_{RWS} / u_{mf} [-]$	4	—◆—	—■—	—▲—	—●—
	8		—□—	—△—	—○—

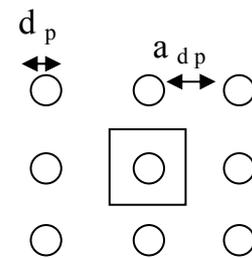
Abbildung 6.16: Integrale Feststoffkonzentration und Querschnittsbelastung über der Düse bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmischkammer, Geschwindigkeiten in der Zentraldüse, Sondenhöhen und Fluidisierungen im Ring (Pilotanlage, Quarzsand F32)

- **Geringe Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse**

Wie aus Abbildung 6.16 ersichtlich, nimmt die integrale Feststoffkonzentration bei einer moderaten Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD} / w_f$  von 10 und einer Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 4 mit steigender Höhe über der Zentraldüse ab. Bereits in einer Sondenhöhe von 100 mm (blaue Kurve) liegen mit Werten zwischen 8 und 14 % extrem hohe Feststoffkonzentrationen vor, die noch in 200 mm-Höhe bis zu 12 % erreichen können. Wird die Fluidisierung im Ring von einem Faktor 4 auf 8 der Minimalfluidisationsgeschwindigkeit verdoppelt, so wird statt einer Verbesserung der Einmischung die gegenläufige Tendenz mit einer Abnahme der integralen Feststoffkonzentration um 1 bis 2 % für einen konstanten Druck in der Wirbelmischkammer festgestellt (gestrichelte Linien). Anscheinend ist der Kernbereich bei einer Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 4 schon so mit Feststoff **gefüllt**, dass nicht mehr Feststoff aus den Blasen hineintransportiert werden kann.

Geht man z. B. von einer Gleichverteilung der Partikel im Jet aus (Abbildung 6.17), so kann in Abhängigkeit der Feststoffkonzentration  $1-\varepsilon$  der Abstand  $a_{dp}$  zwischen 2 Partikeln mit:

$$\frac{(a_{dp} + d_p)^2}{\frac{\pi}{4} \cdot d_p^2} = \frac{1}{1-\varepsilon} \quad (6.6)$$



oder nach Umformulierung mit:

$$a_{dp} = \left( \frac{1}{\sqrt{1-\varepsilon}} \cdot \frac{\sqrt{\pi}}{2} - 1 \right) \cdot d_p \quad (6.7)$$

Abbildung 6.17:  
Gleichverteilung  
der Partikel im  
Jet

berechnet werden. Da für eine Feststoffkonzentration von 10 % der Abstand  $a_{dp}$  nur noch das 1,8-fache des Partikeldurchmessers  $d_p$  beträgt, kommt es bereits bei einer geringen Fluidisierung im Ring zu einer Partikel-Partikel-Wechselwirkung, die ein weiteres Einmischen an Partikel verhindert. Wegen des **sterischen Effekts ist eine Grenze mit einer Sättigung an Feststoff erreicht**. Eine weitere Steigerung der Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  auf 8, was erwartungsgemäß die Feststoffeinmischung verbessern sollte (Abschnitt 6.3.3.1), wird demzufolge nur durch den größeren Luftanteil die Porosität erhöhen und die Feststoffkonzentration absenken. In Kombination mit den geringfügig höheren Feststoffgeschwindigkeiten weist die integrale Querschnittsbelastung bis um  $30 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  höhere Werte als bei einer geringeren Fluidisierung. Wieder einmal ist die Abnahme der Feststoffkonzentration nicht zwingenderweise mit der Abnahme der Querschnittsbelastung verbunden (Abschnitt 6.3.2.1).

- **Hohe Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse**

Wird nun für eine Sondenposition von 100 mm die Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD} / w_f$  von 10 auf 20 verdoppelt, so wird es laut Abschnitt 6.3.2.1 aufgrund der höheren Gasgeschwindigkeiten im Kern für den Feststoff schwieriger sein, dort einzudringen: die integrale Feststoffkonzentration nimmt um bis zu 8 % ab (Abbildung 6.16). Da aber gleichzeitig der Feststoff schneller bewegt wird, nimmt die integrale Querschnittsbelastung dagegen fast unabhängig vom Druckverlust in der Wirbelmischkammer um  $50 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  zu.

Bei einer zusätzlichen Erhöhung der Fluidisierung im Ring tritt der vorherige „Sättigungseffekt“ bei der integralen Feststoffkonzentration nicht mehr ein und diese nimmt zwischen 1 und 1,5 % zu (grün gestrichelte Linie). In diesem Fall wird der Feststoff schneller von der zentralen Gasströmung transportiert als von den Blasen eingespeist, so dass ein gewisser Puffer an Feststoff bis zum Auftreten der „Sättigung“ noch zur Verfügung steht (Abbildung 6.16). Wie bei der Laboranlage im vorherigen Abschnitt, dringt nun der Feststoff wieder mit steigender Fluidisierung in den schnelleren zentralen Jet tiefer ein, wobei hier die integrale Querschnittsbelastung um maximal  $15 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  geringfügig abnimmt.

**Trotz des konstant gehaltenen Zentraldüsendurchmessers werden im Falle der Pilotanlage abhängig von der eingestellten Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse gegenläufige Tendenzen bei einer Variation der Fluidisierung im Ring festgestellt. Während bei geringen Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse ein „Sättigungseffekt“ bei der Feststoffkonzentration eintritt, wird bei höheren Geschwindigkeiten der Feststoff schneller von der Gasströmung transportiert als von den Blasen in den Kernbereich hineingeworfen. Es liegt noch ein potentieller Puffer an Feststoff bis zur „Sättigung“ vor.**

### 6.3.3.3 Allgemeine Schlussfolgerung zum Einfluss der Fluidisierung im Ring

Aus den Betrachtungen beider Anlagen scheint eine konstante Düsengeometrie nicht hinreichend zu sein, um eine Erhöhung der Feststoffkonzentration oder der Querschnittsbelastung oberhalb der Zentraldüse zu gewährleisten. **Die Interaktion zwischen der Blasendynamik im Ring, die die Intensität des Einwerfmechanismus regelt, und der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse, die die Transportfähigkeit des Feststoffs steuert, ist dabei entscheidend (Abschnitt 7.2.4.3).**

### 6.3.4 Schlussfolgerung für die Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse in der Laboranlage

Eine zusammenfassende Übersicht über die Einflüsse der unterschiedlichen untersuchten Betriebsparameter auf die Feststoffeinmischung im Kernbereich wird für

die Laboranlage ( $D_{ZD, \text{innen}} = 54 \text{ mm}$  und  $H_{RWS} = 180 \text{ mm}$ ) und für den Quarzsand P0,2-0,25 von Abbildung 6.18 dargestellt. Dabei werden die integrale Feststoffkonzentration und Querschnittsbelastung über der Düse als Funktion der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse bei einer Änderung des Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer ( $M_{WМК} = 2,2, 4,3$  und  $8,7 \text{ kg}$ ) und der Fluidisierung im Ring ( $u_{RWS} / u_{mf} = 2$  und  $8$ ) für zwei unterschiedliche Sondenhöhen ( $H_{\text{Sonden}} = 25$  und  $200 \text{ mm}$ ) dargestellt.

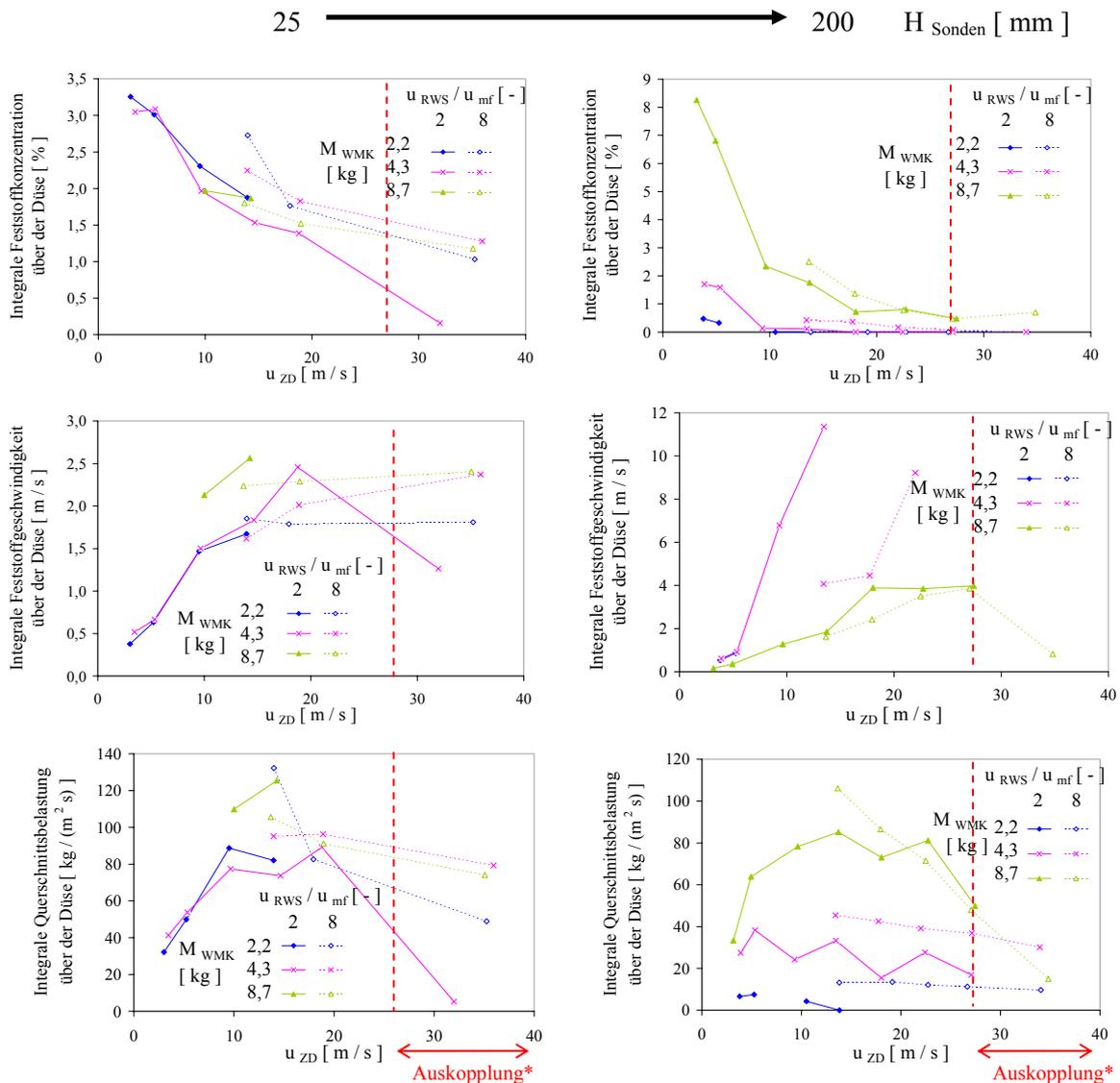


Abbildung 6.18: Integrale Feststoffkonzentration, Geschwindigkeit und Querschnittsbelastung über der Düse bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten in der Zentraldüse, Feststoffinventaren in der Wirbelmischkammer, Fluidisierungen im Ring und Sondenhöhen (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25) (\*: Abschnitt 6.2.1)

Als Maß für die Schnelligkeit, mit der der Feststoff transportiert wird, wird zusätzlich hier die integrale Feststoffgeschwindigkeit  $v_{s,integral}(r_{ZD}, H_{Sonden})$  aufgetragen. Diese entspricht einer mittleren Geschwindigkeit für die Querschnittsfläche oberhalb der Zentraldüse, die aus den Sondenmessungen bei einer Position  $H_{Sonden}$  anhand der integralen Querschnittsbelastung und gesamten Feststoffkonzentration bestimmt wird (Gleichung (6.8)). Da das gesamte Messfenster berücksichtigt sein sollte, wird im Vergleich zum Abschnitt 5.4.3.1 die Strähnenkonzentration nicht mehr eingesetzt.

$$v_{s,integral}(r_{ZD}, H_{Sonden}) = \frac{\overline{G}_{s,zeit,gesamt}}{\rho_s \cdot (1 - \epsilon_{gesamt})} \quad (6.8)$$

#### 6.3.4.1 Geringe Gasgeschwindigkeit im Ring

Für eine geringe Gasgeschwindigkeit im Ring  $u_{RWS} / u_{mf} = 2$  (durchgezogene Linien) und für ein konstantes Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer wie z. B. für  $M_{WMK} = 4,3$  kg, kann der aus der Blase geschleuderte Feststoff (Abschnitt 4.4.2.1) aufgrund seiner radialen Geschwindigkeitskomponente bei einer geringen Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ( $u_{ZD} / w_f = 2$  d.h.  $u_{ZD} = 4,4$  m/s) leicht in den Kernbereich oder in die Zentraldüse eindringen: die integrale Feststoffkonzentration ist vergleichsweise hoch (3,3 % für  $H_{Sonden} = 25$  mm). Da er aber gleichzeitig nur gering beschleunigt wird, ist die Feststoffgeschwindigkeit ebenso gering. Werden beide Größen miteinander kombiniert, so bleibt die resultierende integrale Querschnittsbelastung mit  $40$  kg/(m<sup>2</sup>s) tendenziell gering.

Mit steigender Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ( $u_{ZD} = 10$  bis  $15$  m/s) wird es schwieriger für den Feststoff, in den Kernbereich einzudringen, die Eindringtiefe und die integrale Feststoffkonzentration nehmen ab (2,2 % für  $H_{Sonden} = 25$  mm) und die Feststoffbeschleunigung bzw. die Feststoffgeschwindigkeit zu. Aus der Kombination beider mittleren Größen steigt die ermittelte integrale Querschnittsbelastung und erreicht nun  $85$  kg/(m<sup>2</sup>s).

Wird die Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse weiter gesteigert ( $u_{ZD} > 20$  m/s), so wird der Feststoff sofort am Rand der Düse von der Strömung mitgerissen: die integrale Feststoffkonzentration über der Düse geht gegen 0 % (0,15 % für  $u_{ZD} = 33$  m/s und  $H_{Sonden} = 25$  mm) und trotz einer Zunahme der Feststoffgeschwindigkeit fällt die integrale Querschnittsbelastung auf  $15$  kg/(m<sup>2</sup>s) ab. Ab Gasgeschwindigkeiten  $u_{ZD} > 27$  m/s wird der Feststoff im Kernbereich schneller in den Downer ausgetragen als von den Blasen eingespeist. Der Feststoffanteil in der Wirbelmischkammer nimmt mit der Zeit bis zum Erreichen des stabilen Betriebspunktes stetig ab: eine Auskopplung von Feststoff aus dem System findet statt (Abschnitt 6.2.1).

Wie im Abschnitt 6.3.2.2 bereits erläutert und im oberen Teil der Abbildung 6.19 schematisch dargestellt, weist die Querschnittsbelastung oberhalb der Düse trotz stetiger Abnahme der Feststoffkonzentration mit steigender Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ein Maximum für mittlere Gasgeschwindigkeiten ( $u_{ZD} = 10$  bis  $15$  m/s) auf. Für dieses Maximum gelangt der gesamte Feststoffmassenstrom aus den Blasen in den Kernbereich. Dieses Betriebsverhalten ist unabhängig von der betrachteten Sondenhöhe ( $H_{\text{Sonden}} = 25$  und  $200$  mm) und vom Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer ( $M_{\text{WMK}} = 2,2, 4,3$  und  $8,7$  kg). Mit steigendem Feststoffinventar ist aber das Maximum der Querschnittsbelastung zu höheren Werten verschoben, was besonders in einer Sondenhöhe von  $200$  mm mit einer Zunahme der integralen Querschnittsbelastung von  $5$  auf  $80$  kg/(m<sup>2</sup>s) zu sehen ist (Abbildung 6.18).

Besonders nennenswert ist die extrem hohe integrale Querschnittsbelastung, die unmittelbar oberhalb der Zentraldüse schon Werte über  $40$  kg/(m<sup>2</sup>s) erreichen kann. Dank dieser hohen internen Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse kann von einem **guten Wärme- und Stoffaustausch zwischen zentralem Jet und Ringbereich** bereits im unteren Teil der Wirbelmischkammer ausgegangen werden.

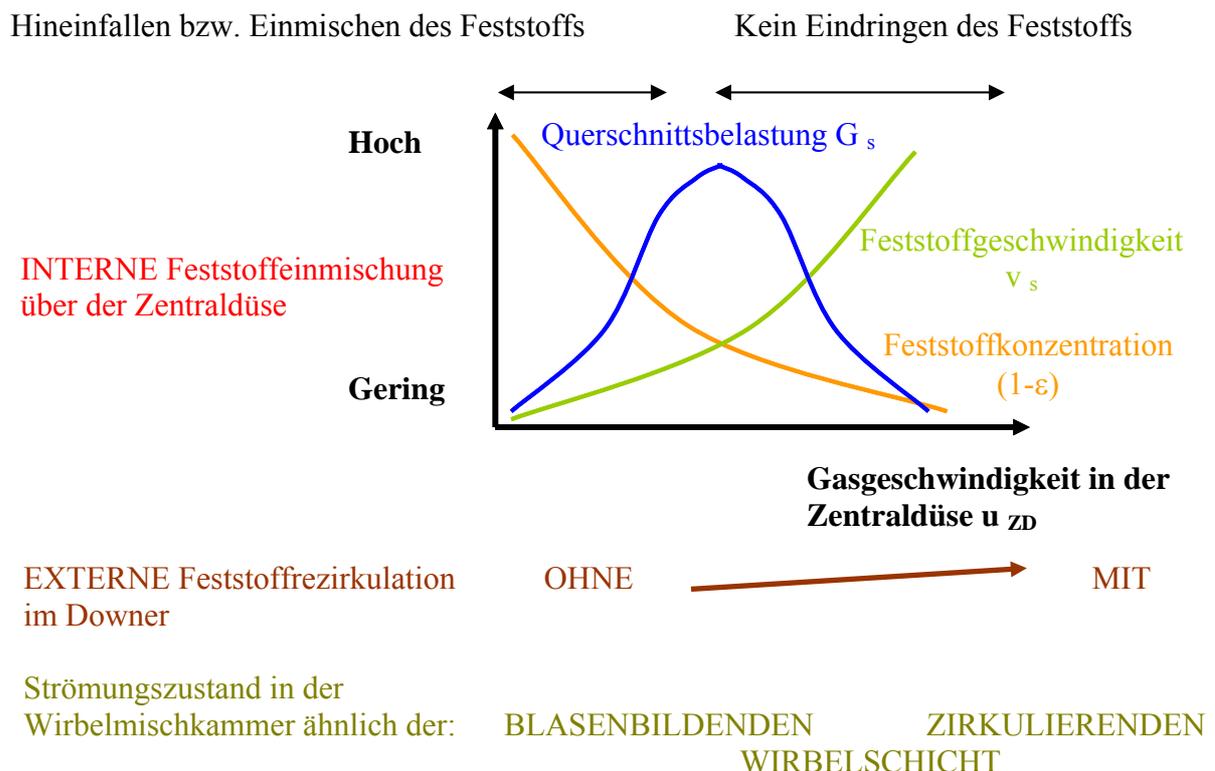


Abbildung 6.19: Interne Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse und externe Feststoffrezirkulation im Downer

- **Externe Rezirkulation**

Wird nun die externe Querschnittsbelastung, die mit der Wägezelle im Downer gemessen wird (Abschnitt 4.1.2.3) betrachtet, so ist diese für Gasgeschwindigkeiten

in der Zentraldüse  $u_{ZD}$  kleiner 10 m/s gleich Null und deshalb nicht in der Abbildung 6.20 aufgetragen. Dabei ist der globale Strömungszustand in der Wirbelmischkammer ähnlich demjenigen einer blasenbildenden Wirbelschicht (Abbildung 6.19): der Feststoff bleibt im unteren Teil der Wirbelmischkammer konzentriert.

Mit steigender Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse nimmt gleichzeitig die Gasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer zu. Dabei wird ein zunehmender Anteil der im Bett befindlichen Feststoffpartikeln, deren Einzelkornsinkgeschwindigkeit überschritten wird, ausgetragen. Die externe Rezirkulation durch den Downer nimmt zu, wie z. B. für Gasgeschwindigkeiten  $u_{ZD}$  zwischen 10 und 34 m/s und ein Feststoffinventar  $M_{WMK}$  von 4,3 kg, von 0,33 auf 2,55 kg/(m<sup>2</sup>s) (Abbildung 6.20). Der Feststoff verteilt sich entlang der Anlagenachse und der globale Strömungszustand in der Wirbelmischkammer geht in den Zustand der zirkulierenden Wirbelschicht über. Mit steigendem Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer ist mehr Feststoff zum Rezirkulieren vorhanden und der externe Feststoffmassenstrom über den Downer nimmt zu.

Da für Gasgeschwindigkeiten  $u_{ZD} > 27$  m/s die Gasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer  $u_{WMK}$  die Einzelkornsinkgeschwindigkeit des Feststoffs  $w_f$  überschreitet, wird trotz Auskopplung von Feststoff eine hohe externe Feststoffzirkulation gemessen.

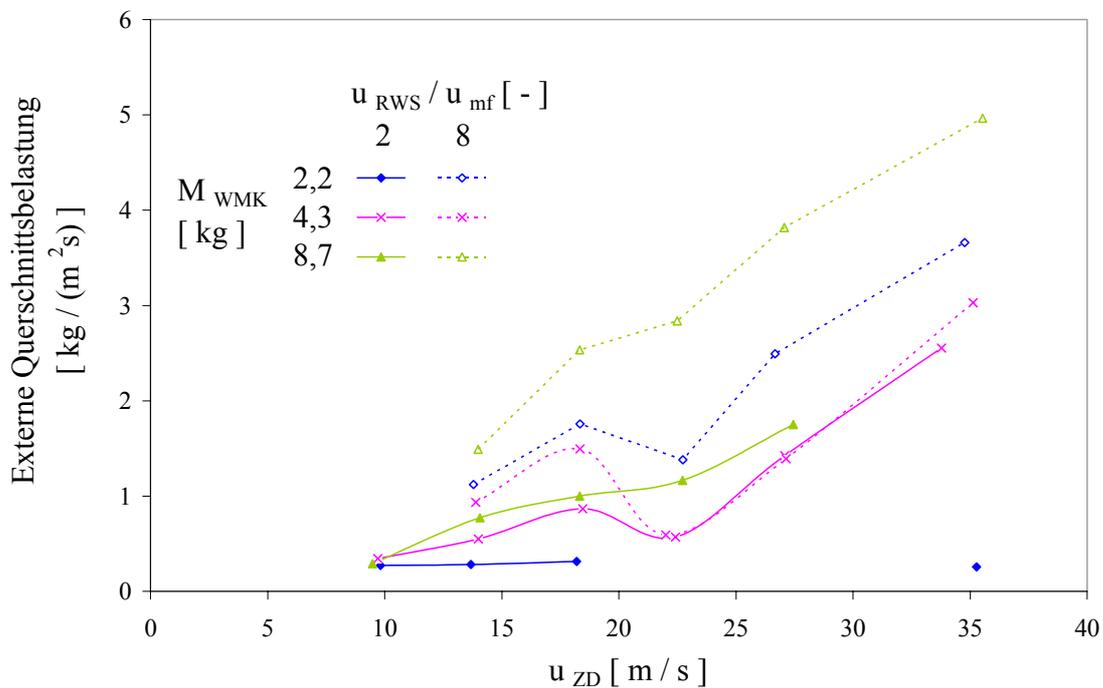


Abbildung 6.20: Im Downer gemessene externe Querschnittsbelastung (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25)

**Aus der Kombination der internen Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse und der externen Rezirkulation können gezielt unterschiedliche**

**Verhältnisse der internen zur externen Feststoffzirkulation je nach Anwendung eingestellt werden.**

#### 6.3.4.2 Hohe Gasgeschwindigkeit im Ring

Mit einer Zunahme der Gasgeschwindigkeit im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 2 auf 8 wird mehr Feststoff durch die Blasen in den zentralen Jet eingemischt (Abschnitt 6.3.3.1) und die integrale Feststoffkonzentration oberhalb der Zentraldüse nimmt unabhängig von der Sondenposition und des Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer gemäß Abbildung 6.18 geringfügig zu. Kombiniert mit annähernd konstanten Feststoffgeschwindigkeiten werden höhere integrale Querschnittsbelastungen erreicht und das Betriebsfenster für die Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse zum Erreichen dieser Maxima zu höheren Werten verschoben (Abbildung 6.21).

**Vorausgesetzt, dass der Gasvolumenstrom in der Zentraldüse deutlich größer als derjenige im Ring ist, kann durch die Änderung der Gasgeschwindigkeit im Ring und für eine konstante Feststoffgröße die interne Feststoffmischung oberhalb der Zentraldüse ohne wesentliche Veränderung des globalen Strömungszustands in der Wirbelmischkammer geregelt werden. Somit kann für einen durch den Prozess bedingten erhöhten Gasvolumenstrom in der Zentraldüse die damit verbundene schlechtere Feststoffeinmischung durch eine Erhöhung der Blasendynamik im Ring zumindest zum Teil wieder ausgeglichen werden.**

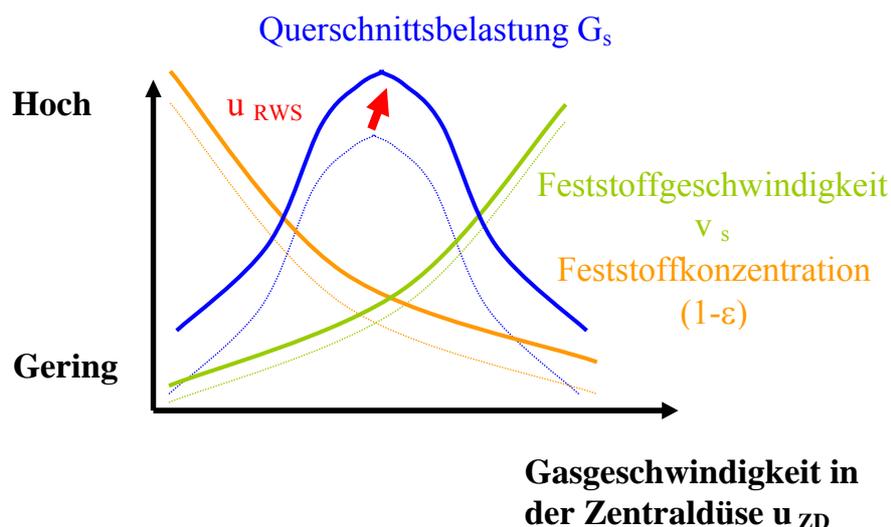


Abbildung 6.21: Einfluss der Fluidisierung im Ring auf die interne Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse

### 6.3.5 Einfluss des Versuchsmaterials

#### 6.3.5.1 Lokale Strömungsprofile

Um den Einfluss des Versuchsmaterials auf den Strömungszustand in der Wirbelmischkammer und auf die Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse zu untersuchen, wurden zusätzlich zu den oben beschriebenen Messungen mit Quarzsand lokale Sondenmessungen mit Tonerde in der Laboranlage durchgeführt.

Da die Tonerde durch einen Sauterdurchmesser  $d_s$  von  $92 \mu\text{m}$  und eine mittlere Feststoffdichte von  $2400 \text{ kg/m}^3$  gekennzeichnet ist (Tabelle 4.3), gehört sie zur Geldart-Gruppe A bis B und weist dementsprechend ein anderes Fluidisierungsverhalten im Vergleich zum Quarzsand auf [GELDART 1973]. Wirbelschichten aus Feststoffen der Gruppe A expandieren merklich oberhalb der Minimalfluidisation, bevor die Blasenbildung einsetzt. Alle Gasblasen steigen schneller als das Zwischenraumgas in der Suspensionsphase auf und eine **maximale Blasengröße** scheint zu existieren. Wie fotografische Untersuchungen von TOEI gezeigt haben [TOEI 1974], besteht die physikalische Wirkung des Feingutanteils auf die Blasenstabilität offenbar darin, dass durch die verringerte Viskosität und damit durch die erhöhte relative Beweglichkeit der Bettpartikeln die Stabilität des Blasengewölbes verringert wird. Dadurch stürzen bei größeren Blasen Teile des Gewölbes ein, was eine Spaltung der Blase zur Folge hat [MOLERUS -]. Somit können die Gleichungen (6.2) bis (6.5) zur Berechnung der Blasengröße und der Blasengeschwindigkeit im Falle der Tonerde nicht mehr angewandt werden.

Die oben erwähnten kapazitiven Sondenuntersuchungen wurden in einer Sondenhöhe von 50 mm oberhalb der Zentraldüse bei einem Druckverlust in der Wirbelmischkammer von  $\Delta P_{\text{WMK}} = 5 \text{ mbar}$  und bei unterschiedlichen Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse ( $u_{\text{ZD}} / w_f = 9$  und  $28$ ) und im Ring ( $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 4, 8, 38$  und  $76$ ) durchgeführt. Aufgrund ihres kleineren Sauterdurchmessers sind die Einzelkornsinkgeschwindigkeit ( $0,46 \text{ m/s}$ ) und die Minimalfluidisationsgeschwindigkeit ( $0,71 \text{ cm/s}$ ) deutlich geringer als diejenigen beim Quarzsand P0,2-0,25 (Tabelle 4.3). Die Umrechnung der in den Versuchen eingestellten Geschwindigkeiten als Vielfaches der Einzelkornsinkgeschwindigkeit bzw. der Minimalfluidisationsgeschwindigkeit bei Bezug auf die Tonerde bzw. auf den Quarzsand P0,2-0,25 ist in Tabelle 6.3 zu finden.

Wird die Leerrohrgasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer  $u_{\text{WMK}}$  berechnet (Abschnitt 4.1.2.2), so überschreitet diese für die meisten Einstellungen die Einzelkornsinkgeschwindigkeit der Tonerde  $w_f$ : eine **externe Rezirkulation** durch den Downer von z. B.  $0,3 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  für  $u_{\text{ZD}} / w_f = 28$  und  $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 38$  findet statt. Nur wenn die Einzelkornsinkgeschwindigkeit nicht überschritten wird (Fälle bei  $u_{\text{ZD}} / w_f = 9$  und  $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 4$  und  $8$  der Abbildung 6.22) bleibt der Austrag geringer. Dadurch können diese zwei Fälle getrennt betrachtet werden.

Tabelle 6.3: Untersuchte Geschwindigkeiten für Tonerde in der Laboranlage\*

$u_{ZD} / w_f$ , Tonerde [-]	$u_{ZD}$ [m/s]	$u_{ZD} / w_f$ , Quarzsand P0,2-0,25 [-]
9	4,6	2
28	14	6

$u_{RWS} / u_{mf}$ , Tonerde [-]	$u_{RWS}$ [m/s]	$u_{RWS} / u_{mf}$ , Quarzsand P0,2-0,25 [-]
4	0,03	0,4
8	0,059	0,8
38	0,29	4
76	0,56	8

\*:  $D_{ZD, \text{au\ss}en} = 60 \text{ mm}$ ,  $H_{RWS} = 180 \text{ mm}$

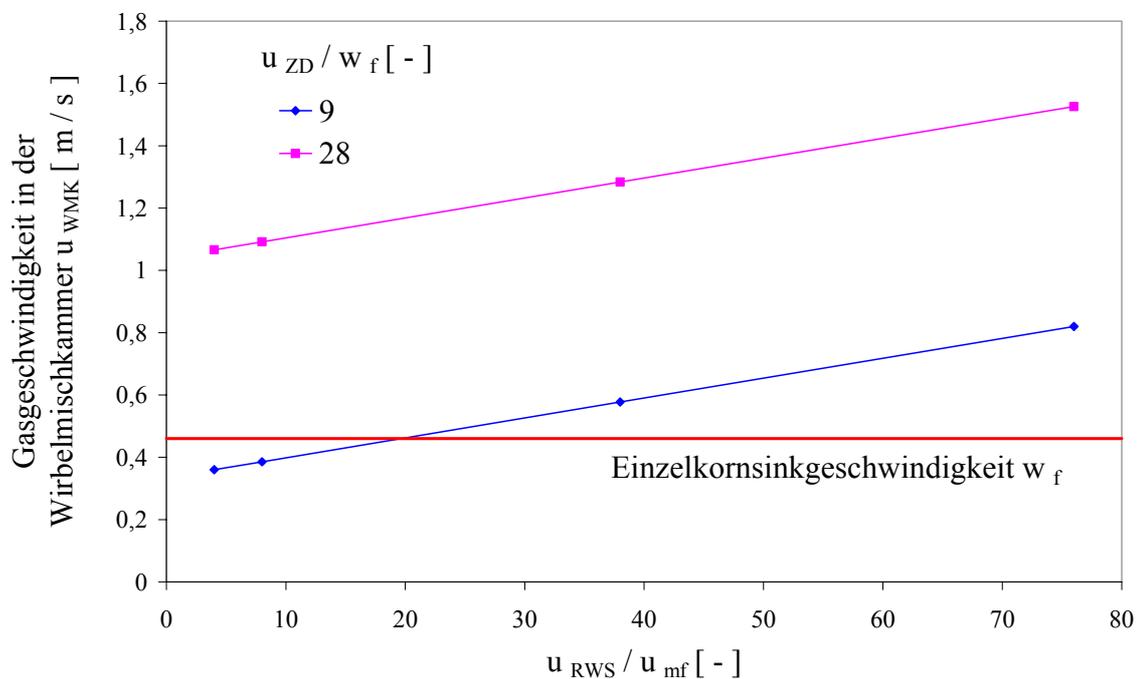


Abbildung 6.22: Gasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer für die eingestellten Betriebsgeschwindigkeiten in der Zentraldüse und im Ring (Laboranlage, Tonerde,  $D_{ZD, \text{innen}} = 54 \text{ mm}$ )

• Betriebszustände mit einer geringen externen Rezirkulation

Für die Fälle mit einer geringen externen Rezirkulation ( $u_{ZD} / w_f = 9$  und  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$  und  $8$ ) sind die lokalen Strömungsprofile für Tonerde (Abbildung 6.23) derjenigen des Quarzsandes prinzipiell ähnlich (z. B. Abbildungen 6.2 bis 6.5). In einer Sondenhöhe von 50 mm ist ein hochkonzentrierter Feststoffbereich mit Werten um die 16 und 12 % an der Wand vorhanden und das typische Profil der Feststoffgeschwindigkeit und der Querschnittsbelastung mit negativen Werten im Wandbereich, wie z. B.  $-10 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$  für  $r / r_{\text{Anlage}} = 1$ , bereits ausgebildet. Durch eine Zunahme der Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 4 auf 8 wird mehr Feststoff oberhalb der Zentralsdüse eingemischt und die dortige integrale Feststoffkonzentration nimmt von 2,8 auf 3 % zu.

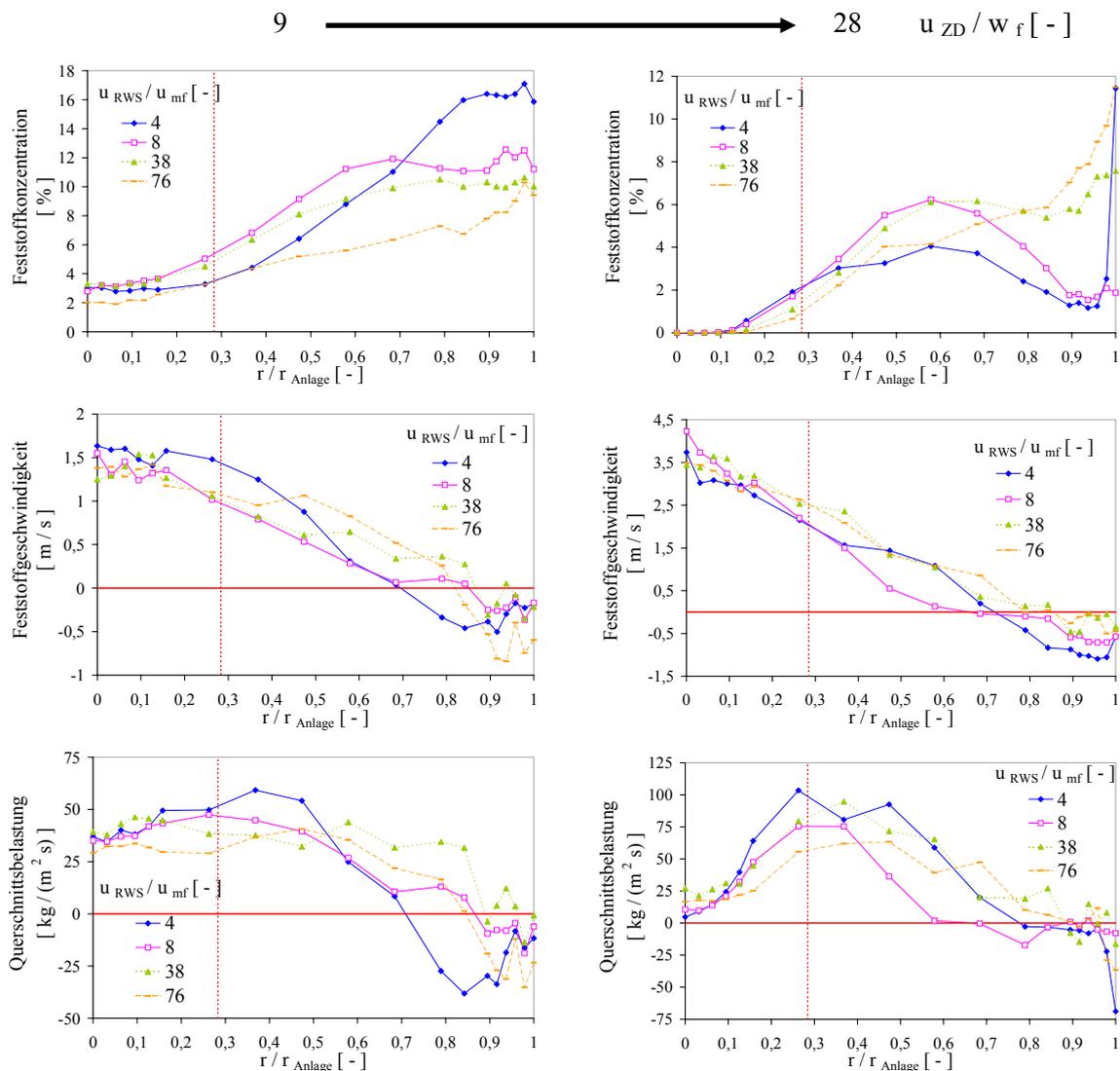


Abbildung 6.23: Lokaler Strömungszustand bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten im Ring und in der Zentralsdüse (Laboranlage, Tonerde,  $\Delta P_{WMK} = 5 \text{ mbar}$ ,  $H_{Sonden} = 50 \text{ mm}$ )

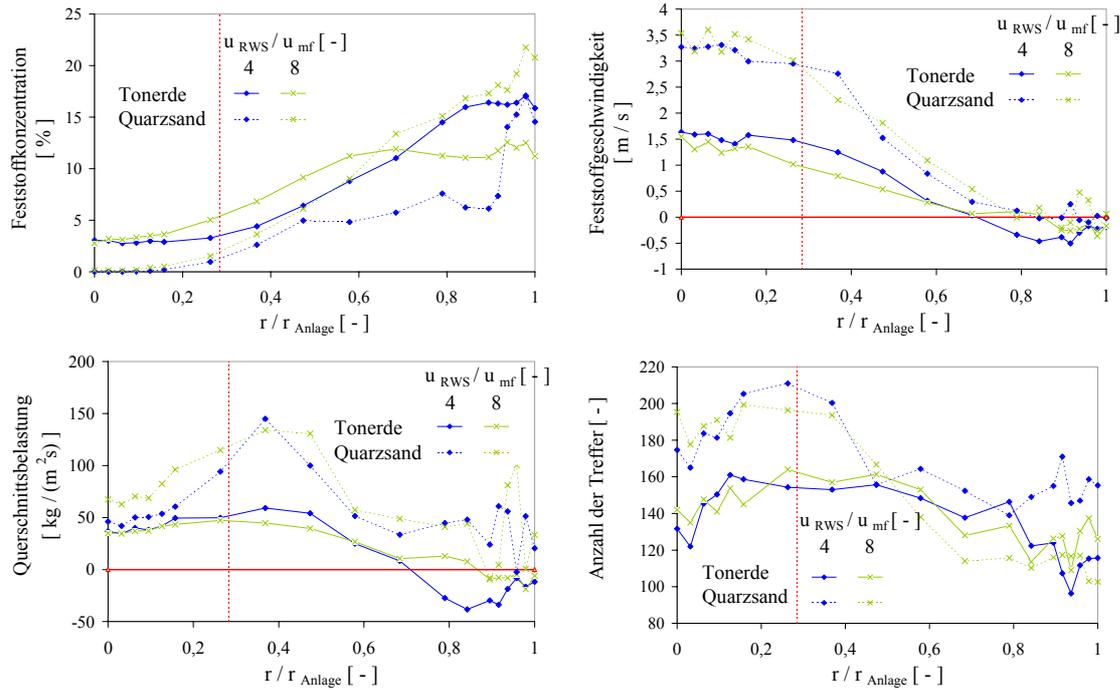
- **Betriebszustände mit einer höheren externen Rezirkulation**

Für die restlichen Fälle, bei denen die Einzelkornsinkgeschwindigkeit der Tonerde überschritten wird, weisen die lokalen Strömungsprofile kleine Unterschiede auf. Bei  $u_{ZD} / w_f = 9$  und mit einer hohen Fluidisierung im Ring von  $u_{RWS} / u_{mf} = 38$  und 76 z. B. ergeben sich entlang der Reaktorachse bis zum Wandbereich Querschnittsbelastungen mit annähernd konstanten Werten von ca.  $25 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$ . Da mehr Feststoff aus der Anlage ausgeht, nimmt gleichzeitig die Feststoffkonzentration im Übergangs- und im Randbereich ab. Bei einer zusätzlichen Erhöhung der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ( $u_{ZD} / w_f = 28$ ) treten für eine hinreichende Fluidisierung im Ring ( $u_{RWS} / u_{mf} = 38$  und 76) ähnliche Effekte auf. Allerdings dehnt sich die Konzentrationsabnahme im Ringbereich über den gesamten Anlagenquerschnitt aus. Aufgrund der hohen Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ist im Kernbereich fast kein Feststoff mehr zu finden. Wird nun der Feststoff schneller aus der Anlage ausgeht als durch die Blasen des Rings in die Wirbelmischkammer nachgeschoben ( $u_{RWS} / u_{mf} = 4$  und 8), so bildet sich ein Feststoffmangel im Übergangsbereich in Wandrichtung aus und die Feststoffkonzentration nimmt von 6 % bei  $r / r_{\text{Anlage}} = 0,57$  auf 2 % bei  $r / r_{\text{Anlage}} = 0,9$  ab.

#### 6.3.5.2 Direkter Vergleich mit Quarzsand

Werden für annähernd konstante Versuchsbedingungen - Druckverlust in der Wirbelmischkammer ( $\Delta P_{\text{WMK}} \approx 5\text{-}6 \text{ mbar}$ ), Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ( $u_{ZD} / w_f \approx 8\text{-}9$ ) und im Ring ( $u_{RWS} / u_{mf} = 4$  und 8) - die lokalen Strömungsprofile der Tonerde und des Quarzsands gegenübergestellt (Abbildung 6.24), so weichen die lokalen Werte im Kernbereich deutlich voneinander ab. Die Feststoffkonzentration ist bei der Tonerde deutlich höher (3 gegen 0 % in der Mitte), während die Feststoffgeschwindigkeit und die Querschnittsbelastungen um 2 m/s bzw.  $30 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  geringer sind.

Da die Tonerde zur Geldart-Gruppe A gehört, findet eine deutliche Bettexpansion vor dem Eintreten der Blasenbildung statt. Dadurch wird deutlich mehr Feststoff aus der Ringwirbelschicht in die Wirbelmischkammer transportiert und kann oberhalb der Zentraldüse eingemischt werden: die Feststoffkonzentration steigt und die Feststoffgeschwindigkeit nimmt im Kernbereich ab.



Versuchsgut	Tonerde	Quarzsand P0,2-0,25
$u_{\text{ZD}}/w_f [-]$	9	8
$\Delta P_{\text{WMK}} [\text{mbar}]$	5	6

Abbildung 6.24: Lokaler Strömungszustand bei unterschiedlichen Feststoffen und Fluidisierungen im Ring (Laboranlage,  $H_{\text{Sonden}} = 50 \text{ mm}$ )

Wie aus der Anzahl der Treffer ersichtlich wird, werden im Durchschnitt 40 Treffer mehr oberhalb der Zentraldüse beim Quarzsand bei der Berechnung der Querschnittsbelastung berücksichtigt (Gleichung (5.22)). Diese Unterschiede könnten auf unterschiedliche Feststoffstrukturen zurückzuführen sein: größere und seltene Feststoffansammlungen bei der Tonerde gegen kleinere und zahlreiche Cluster beim Quarzsand, die aus den Blasen herausgeworfen werden. Dies resultiert in eine um  $30 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  größere Querschnittsbelastung beim Quarzsand im Vergleich zur Tonerde.

**Trotz unterschiedlicher absoluter Werte liegen für beide Materialien die für die Anlage charakteristischen Strömungsprofile vor (Abschnitt 6.1.2.2). Die Art des Versuchsguts beeinflusst aber das Auftreten des Düsendurchfalls beim Auslegen und Betreiben der Anlage (Abschnitt 4.4.2.3).**

## 6.4 Einfluss der geometrischen Parameter

Nach der Beschreibung des Einflusses zahlreicher Betriebsparameter auf das Strömungsprofil und auf die Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse wird der Einfluss der geometrischen Parameter näher untersucht. Zu den variierten Parametern gehören der Durchmesser der Zentraldüse, ihre Länge, die Höhe der Ringwirbelschicht und der Wirbelmischkammer und das Vorliegen von Einbauten in der Ringwirbelschicht. Da diese Parametervariation mit zeitaufwendigen baulichen Änderungen der Anlage verbunden ist, wurden Maßnahmen getroffen, um den Zeitaufwand bei jedem Umbau zu minimieren. Dazu zählen bei der Laboranlage die durch eine Spindel verschiebbare Höheneinstellung der Zentraldüse und der leichte Austausch des Anströmbodens zur Änderung des Düsendurchmessers (Abschnitt 4.1.1.1). Ähnlich konnte dieser Düsendurchmesser im Falle der Pilotanlage durch den Austausch anflanschbarer Düsen verändert werden. Die Änderung der gesamten Düsenlänge konnte dagegen nur durch den Umbau des unteren Teils der Anlage gemäß Abbildung 4.6 erfolgen.

### 6.4.1 Einfluss des Durchmessers der Zentraldüse

Blasen sind, wie schon bei den Vorversuchen im Anschnitt 4.4 erwähnt, von Bedeutung. Danach sind der Blasendurchmesser und insbesondere das Verhältnis  $d_B / D_{ZD}$  von Interesse. Bei einer Änderung des Durchmessers der Zentraldüse werden sowohl das Verhältnis des Blasendurchmessers zum Durchmesser der Zentraldüse  $d_B / D_{ZD}$  wie das Flächenverhältnis bzw. bei konstant gehaltener Gasgeschwindigkeit das Volumenstromverhältnis zwischen Zentraldüse und Ring verändert. Somit kann im Falle eines sehr kleinen Zentraldüsendurchmessers, solange die Gasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer klein gegenüber der Einzelkornsinkgeschwindigkeit des Feststoffs bleibt, sogar für eine hohe Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse (Laboranlage,  $D_{ZD, \text{innen}} = 19 \text{ mm}$ ,  $u_{ZD} / w_f = 16$ ) die externe Rezirkulation unterdrückt werden. Lokale Untersuchungen liefern dementsprechend Aussagen über mögliche Änderungen der Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse bei dieser Betriebsweise.

#### 6.4.1.1 Laboranlage

Im Falle der Laboranlage wurden für eine Sondenhöhe von 25 mm lokale Strömungsprofile bei einem Innendüsendurchmesser der Zentraldüse von 19 und 54 mm für unterschiedliche Gasgeschwindigkeiten im Ring ( $u_{RWS} / u_{mf} = 2$  und 4) und in der Zentraldüse ( $u_{ZD} / w_f = 2$  und 16) gemessen und in Abbildung 6.25 dargestellt.

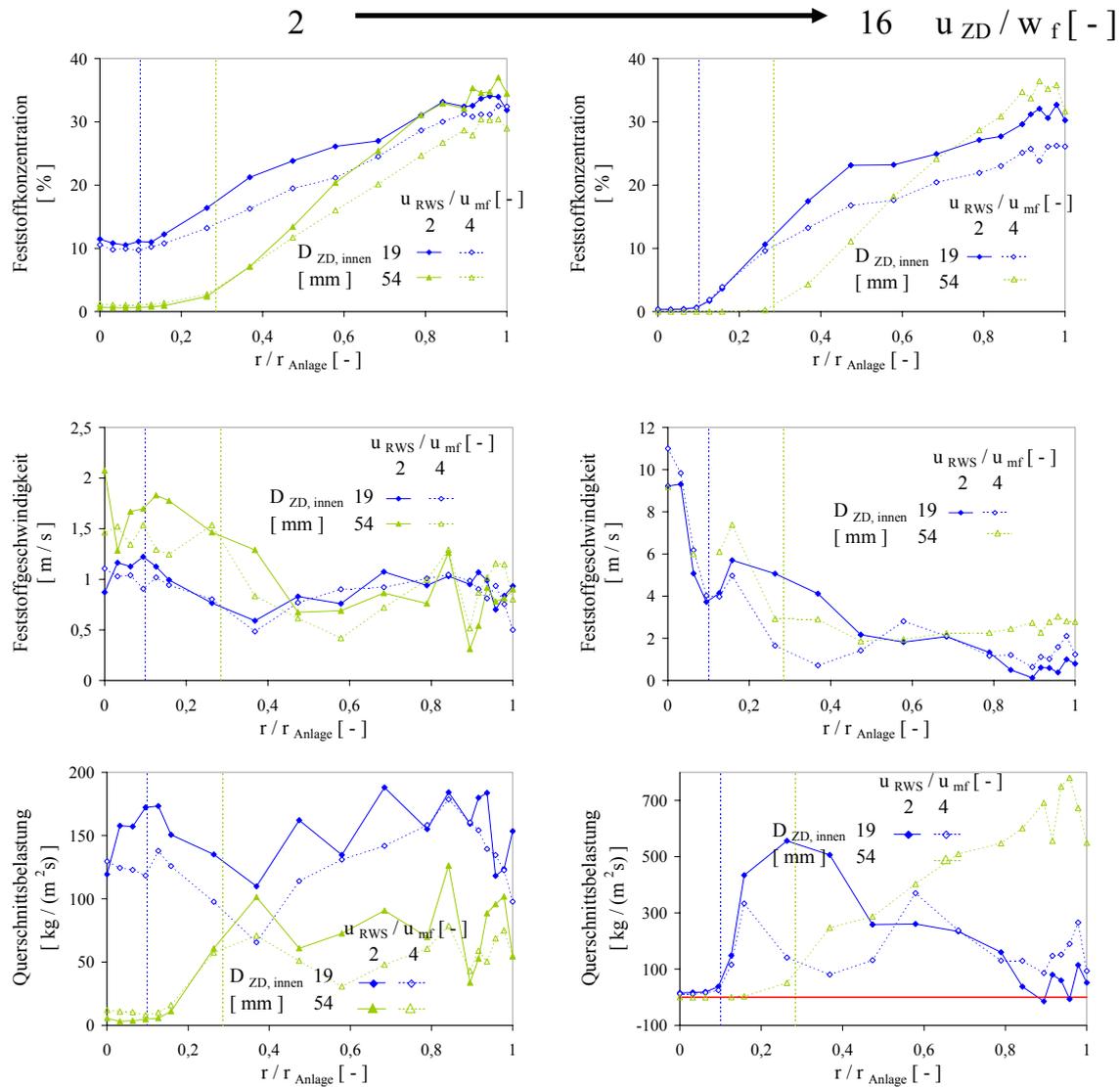


Abbildung 6.25: Lokaler Strömungszustand bei unterschiedlichen Zentraldüsendurchmessern, Fluidisierungen im Ring und Geschwindigkeiten in der Zentraldüse (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $M_{WMK} = 4,7$  bzw.  $4,3$  kg für  $D_{ZD,innen} = 19$  bzw.  $54$  mm,  $H_{Sonden} = 25$  mm)

- **Einfluss der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse**

Obwohl die allgemeinen Tendenzen des Abschnitts 6.1.2.1 mit der Existenz eines hochkonzentrierten Ringbereichs, der Abnahme der Feststoffkonzentration und der Zunahme der Feststoffgeschwindigkeit im Kernbereich in allen Fällen immer noch zu sehen sind, ist absolut betrachtet in Abhängigkeit der eingestellten Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ein sehr unterschiedliches Einmischverhalten oberhalb der Zentraldüse vorhanden.

➤ Geringe Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse

Wie für eine geringe Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ( $u_{ZD} / w_f = 2$ ) in Abbildung 6.25 links dargestellt, liegt an der Wand bei einer konstanten Fluidisierungsgeschwindigkeit von z. B.  $u_{RWS} / u_{mf} = 2$  eine extrem hohe Feststoffkonzentration von 32 % vor. Auch im Kernbereich ( $r / r_{Anlage} < 0,1$ ) werden hohe Werte von um die 11 % in der Anlagenmitte erreicht. Da die Feststoffgeschwindigkeit über dem Anlagenquerschnitt mit Werten zwischen 0,6 und 1,2 m/s nahezu konstant ist, werden auch annähernd konstante Querschnittsbelastungen von ca. 150 kg/(m<sup>2</sup>s) erreicht. Werden dagegen unter ähnlichen Bedingungen die Profile bei der 54 mm-Düse betrachtet (grün), so unterscheidet sich der Kernbereich ( $r / r_{Anlage} < 0,28$ ) deutlich vom Ringbereich: die Feststoffkonzentration liegt bei 0,7 % in der Anlagenmitte und der dortige Geschwindigkeitspeak ist mit 2 m/s bereits ausgebildet.

Durch die drastische Reduzierung des Durchmessers der Zentraldüse von 54 auf 19 mm sind nun die gebildeten Blasen der Ringwirbelschicht mit einem Durchmesser von 32 mm um einen Faktor 1,7 größer als die Düse (Tabelle 6.4). Somit wird der aus dem „wake“-Bereich der Blasen herausgeworfene Feststoff bei geringer Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse den gesamten Kernbereich „überschwappen“ und die dortige Feststoffkonzentration drastisch erhöhen. Die Unterschiede zwischen Kern- und Ringbereich hinsichtlich der Feststoffgeschwindigkeit werden minimal und das Strömungsprofil wird entlang des Anlagenquerschnitts gleichmäßiger.

Tabelle 6.4: Einfluss des Durchmessers der Zentraldüse auf die Blasendynamik

	Blasendurchmesser $d_B$			Blasengeschwindigkeit $u_B$		
	[mm]			[m/s]		
$u_{RWS} / u_{mf}$ [-]	2	4	8	2	4	8
Laboranlage*	32	50	71**	0,79 (+1,4 %)	1,07 (+1,2 %)	1,44** (+1,1 %)
Pilotanlage***	90	140	197	1,95 (-0,7 %)	2,47 (-0,7 %)	3,02 (-2,5 %)

\*: Quarzsand P0,2-0,25,  $D_{ZD, außen} = 25$  mm,  $H_{RWS} = 180$  mm

\*\* :  $d_B > d_{B, max}$

\*\*\*: Quarzsand F32,  $D_{ZD, außen} = 225$  mm,  $H_{RWS} = 1\ 000$  mm

( ): Vergleich mit den berechneten Werten bei  $D_{ZD, außen} = 60$  und 167 mm (Tabelle 6.2)

➤ Hohe Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse

Wird dagegen die Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD} / w_f$  auf 16 erhöht (Abbildung 6.25 rechts), so wird es auch bei dem kleineren Düsendurchmesser für den Feststoff schwieriger, aus den Blasen in den Kernbereich einzudringen. Die Feststoffkonzentration fällt vom Rand der Zentraldüse ausgehend auf ca. 0,33 % in der Anlagenmitte ab und ein Peak bezüglich der Feststoffgeschwindigkeit bei maximal 9 m/s bildet sich in der Anlagenmitte aus. Die resultierende Querschnittsbelastung im Kernbereich beträgt nur noch 15 kg/(m<sup>2</sup>s).

Da im Falle der 54 mm-Düse mit einer Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 2 mehr Feststoff ausgetragen wurde als von den Blasen neu in den Kernbereich eingespeist wurde, konnte die anfängliche hohe externe Feststoffzirkulation nicht aufrecht erhalten werden. Die Anlage hat sich allmählich entleert und der Zustand konnte nicht stabil gefahren werden.

• **Einfluss der Fluidisierung im Ring**

Bei einer Steigerung der Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 2 auf 4 werden größere Blasen erzeugt und die Porosität in der Ringwirbelschicht erhöht (Abbildung 6.25). Unabhängig von der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse fällt für beide Düsenanordnungen die Feststoffkonzentration im Ringbereich um 5 Prozentpunkte ab. Bei  $u_{ZD} / w_f = 2$  wird für die 54 mm-Düse ein Teil dieses überschüssigen Feststoffs oberhalb der Zentraldüse verschoben und die dortige Feststoffkonzentration steigt um 1 Prozentpunkt (Abschnitt 6.3.3.1). Bei der 19 mm-Düse dagegen ist anscheinend bereits der Kernbereich so mit Feststoff gefüllt, dass nicht mehr Feststoff eingemischt werden kann. Wie im Falle der Pilotanlage (Abschnitt 6.3.3.2) ist eine Grenze der „Sättigung“ erreicht: trotz Zunahme der Fluidisierung nimmt dann die integrale Feststoffkonzentration von 11,5 auf 10,5 % ab. Bei  $u_{ZD} / w_f = 16$  ist keine Verbesserung der Feststoffeinmischung im Kernbereich sichtbar, die dortige integrale Feststoffkonzentration bleibt um die 0,5 % konstant (Abbildung 6.26). Werden diese Werte mit den Feststoffgeschwindigkeiten kombiniert, so nimmt die integrale Querschnittsbelastung unabhängig von der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse mit einer Erhöhung der Fluidisierung im Ring um ca. 30 kg/(m<sup>2</sup>s) ab (Abbildung 6.26).

• **Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse**

Für eine zahlreiche Variation an Parametern liefert Abbildung 6.26 zusammenfassende Informationen über die Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse. Unmittelbar am Austritt der Zentraldüse ( $H_{Sonden} = 25$  mm) sind die integralen Feststoffkonzentrationen und Querschnittsbelastungen bei konstanten Gasgeschwindigkeiten im System **unabhängig von dem Feststoffinventar in der**

**Wirbelmischkammer  $M_{WMK}$ .** Erst in einer Höhe von 50 mm unterscheiden sich die Werte mit einer Zunahme der integralen Feststoffkonzentration mit steigendem Feststoffinventar, wie z. B. um 2 Prozentpunkte bei einer Vierfachung des Feststoffinventars und für eine Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD} / w_f$  von 2.

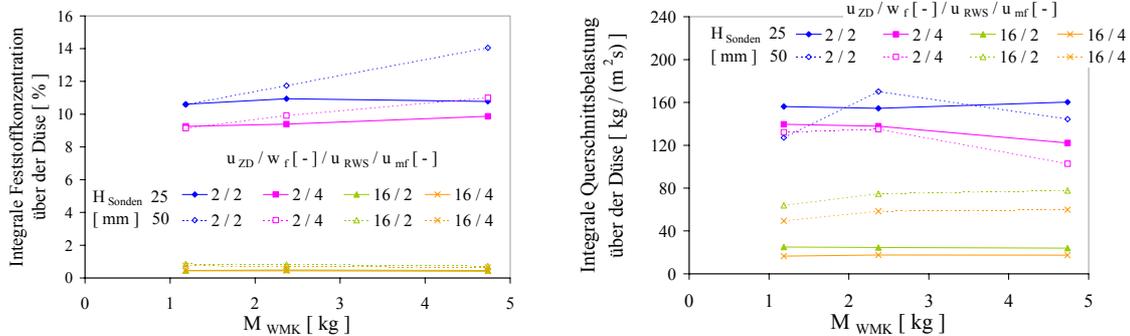


Abbildung 6.26: Integrale Feststoffkonzentration und Querschnittsbelastung über der Düse bei unterschiedlichen Feststoffinventaren in der Wirbelmischkammer, Sondenhöhen und Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse und im Ring (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $D_{ZD, innen} = 19$  mm)

**Mit einer drastischen Reduzierung des Durchmessers der Zentraldüse von 54 auf 19 mm können Gasblasen in Höhe der Düsenkante in Abhängigkeit der eingestellten Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse das dortige Einmischverhalten ändern. Ähnliche Effekte wie bei der Pilotanlage mit dem Auftreten eines „Sättigungspunkts“ können beobachtet werden.**

#### 6.4.1.2 Pilotanlage

Statt einer Reduzierung des Düsendurchmessers der Zentraldüse wurde dieser im Falle der Pilotanlage von 160 auf 220 mm vergrößert. Dies entspricht einer Flächenveränderung von +89 %. Erwartungsgemäß weist das ausgebildete Strömungsprofil der Abbildung 6.27 in Sondenhöhen von 100 und 300 mm oberhalb der Zentraldüse das typische Profil des Ringwirbelschichtreaktors auf (Abschnitt 6.1.2.2). Sobald der Rand der Zentraldüse zur Düsenmitte hin überschritten wird (gestrichelte Linie bei  $r / r_{Anlage} = 0,3$ ), fällt die Feststoffkonzentration auf 6,8 % zurück und die Feststoffgeschwindigkeit nimmt um 1,4 m/s zu. Mit steigender Sondenhöhe entwickelt sich die Strömung und die Querschnittsbelastung erreicht ihre typische parabolische Form mit maximalen positiven Werten von 75 kg/(m<sup>2</sup>s) im Kernbereich und mit negativen Werten von -55 kg/(m<sup>2</sup>s) im Randbereich.

Im Vergleich zu den lokalen Strömungsprofilen der 160 mm-Düse der Abbildung 6.10 bei ähnlichen Einstellungen (orange Kurve bei  $\Delta P_{\text{WMK}} = 30$  mbar) werden bei der 220 mm-Düse um 3 Prozentpunkte geringere Konzentrationen und um 0,5 m/s höhere Geschwindigkeiten im Kern der Anlage erreicht, woraus sich um maximal  $20 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  höhere Querschnittsbelastungen ergeben. Da die Blasendynamik in beiden Fällen sehr ähnlich ist (Tabelle 6.4), kann nur aufgrund des um 30 mm kleineren Durchmessers der Zentraldüse mehr Feststoff oberhalb der 160 mm-Düse eingemischt werden und sich verteilen. Erneut scheint das Verhältnis des Blasendurchmessers  $d_B$  zum Durchmesser der Zentraldüse  $D_{ZD}$  eine entscheidende Rolle bei der Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse zu spielen.

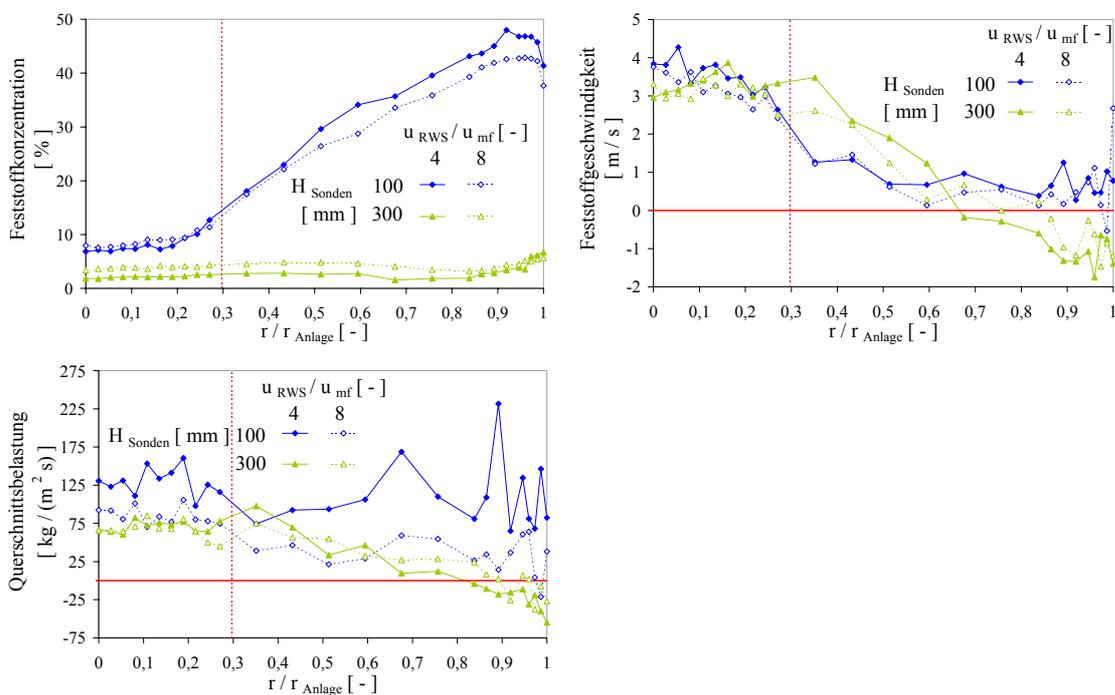


Abbildung 6.27: Lokaler Strömungszustand bei unterschiedlichen Sondenhöhen und Fluidisierungen im Ring (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{ZD}/w_f = 10$ ,  $\Delta P_{\text{WMK}} = 30$  mbar,  $D_{ZD, \text{innen}} = 220$  mm)

Diese lokalen Tendenzen spiegeln sich bei der Betrachtung der integralen Werte in Abbildung 6.28 wider. Für eine Sondenhöhe von 100 mm liegen unabhängig vom Druckverlust in der Wirbelmischkammer bis zu 6 Prozentpunkte niedrigere integrale Feststoffkonzentrationen bei der 220 mm-Düse vor. Die Feststoffeinmischung ist bei der 160 mm-Düse besser. Wird der Ausreißer bei  $\Delta P_{\text{WMK}} = 40$  mbar ausgeschlossen, nimmt dabei die integrale Querschnittsbelastung um  $20 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  zu.

Mit zunehmendem Druckverlust in der Wirbelmischkammer steigt, wie aus dem Abschnitt 6.3.3.2 schon bekannt, die integrale Feststoffkonzentration. Die integrale Querschnittsbelastung bleibt dagegen für eine Düse annähernd konstant.

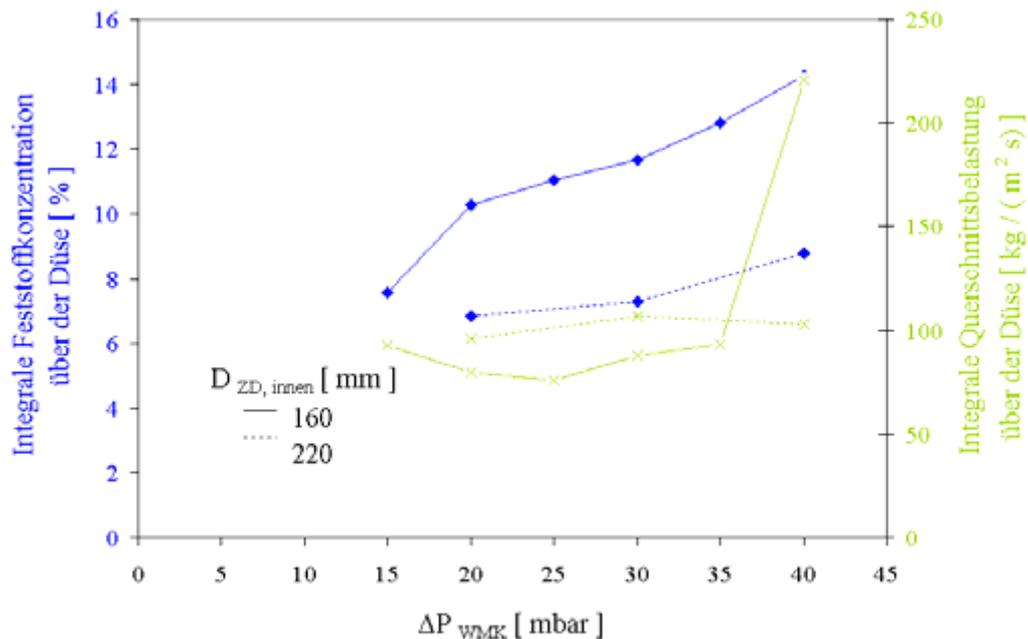


Abbildung 6.28: Integrale Feststoffkonzentration und Querschnittsbelastung über der Düse bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmischkammer und Zentraldüsendurchmessern (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{ZD}/w_f = 10$ ,  $u_{RWS}/u_{mf} = 4$ ,  $H_{Sonden} = 100$  mm)

#### • Einfluss der Fluidisierung im Ring

Mit einer Steigerung der Fluidisierung im Ring  $u_{RWS}/u_{mf}$  von 4 auf 8 steigt die Porosität in der Ringwirbelschicht und der hochkonzentrierte Ringbereich wird zu höheren Sondenpositionen verschoben. Während die Feststoffkonzentration in der 100 mm-Ebene oberhalb der Zentraldüse im Ring um einige Prozentpunkte abnimmt, steigt in der 300 mm-Ebene diese über dem gesamten Anlagenquerschnitt um 2 Prozentpunkte (Abbildung 6.27). Gleichzeitig wird mehr Feststoff von den Blasen transportiert und die Konzentration im Kern um 1 Prozentpunkt erhöht. Der „Sättigungspunkt“ ist im Gegensatz zur 160 mm-Düse noch nicht erreicht (Abbildung 6.16). Eindeutige Tendenzen bezüglich der Querschnittsbelastungen sind nicht erkennbar.

**Mit der Erweiterung des Düsendurchmessers wird bei den vorliegenden Versuchsbedingungen der „Sättigungspunkt“ bezüglich der Feststoffkonzentration im Kernbereich nicht mehr erreicht. Das Erreichen dieses Punktes scheint deshalb von der Kombination aus Feststofftransport aus den Blasen,**

aus geometrischem Verhältnis  $d_B / D_{ZD}$  und aus eingestellter Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD}$  abzuhängen.

### 6.4.1.3 Schlussfolgerungen zum Einfluss des Durchmessers der Zentraldüse

Aus der Kombination von Zentraldüsendurchmesser, Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse und im Ring können sehr unterschiedliche Einmischverhalten in der Zentraldüse auftreten. Als wichtiger Parameter fürs Auftreten des „Sättigungspunkts“ hat sich das Verhältnis  $d_B / D_{ZD}$  herauskristallisiert.

## 6.4.2 Einfluss der Länge der Zentraldüse

Zur Untersuchung des Einflusses der Länge der Zentraldüse auf den Strömungszustand wurden lokale Sondenmessungen in der Pilotanlage mit einem Düseninnendurchmesser von 160 mm bei zwei unterschiedlichen Düsenlängen  $L_1$  und  $L_3$  von 1 450 und 1 000 mm durchgeführt (Tabelle 4.2 und Abbildung 6.29).

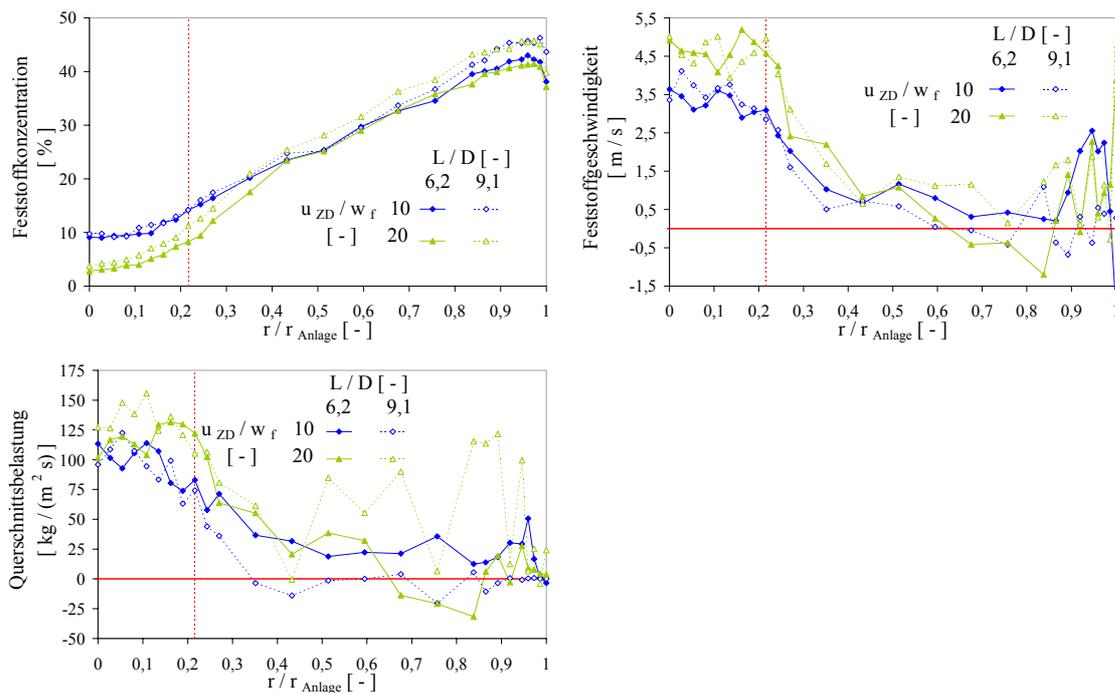


Abbildung 6.29: Lokaler Strömungszustand bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten in der Zentraldüse und  $L/D$ -Verhältnissen (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $\Delta P_{WMK} = 32$  bzw.  $30$  mbar für  $L/D = 6,2$  bzw.  $9,1$ ,  $H_{Sonden} = 100$  mm)

Für  $L/D$ -Verhältnisse von 6,2 und 9,1 liegen in einer Sondenhöhe von 100 mm unabhängig von der eingestellten Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse ( $u_{ZD} / w_f = 10$  und  $20$ ) und für einen Druckverlust in der Wirbelmischkammer von 32 und

30 mbar annähernd sich überlappende lokale Strömungsprofile vor (grüne und blaue Kurven). Obwohl der Düsendurchfall wesentlich früher bei der kürzeren Düse eintritt (Abschnitt 4.4.2.2), sind ähnliche Strömungszustände vorhanden, sobald der stabile Betriebsbereich der Anlage erreicht ist, und die Länge der Zentraldüse hat auf den Strömungszustand keinen Einfluss mehr.

Allerdings wurde bei allen untersuchten Betriebseinstellungen der kürzeren Düse ( $L/D = 6,2$ ) im unteren Teil der Zentraldüse eine Verstopfung des Druckstutzens durch Feststoff beobachtet. Wie im Abschnitt 4.4.2.2 erläutert, bewirkt der **Rückströmbereich** nach der Querschnittsverengung der Zentraldüse, dass der einmal in die Düse gefallene Feststoff sich dort anreichert und zur Verstopfung des Druckstutzens führt.

#### 6.4.2.1 Strömungsprofil an der Mündung der Zentraldüse

Werden nun für diese kürzere Düse ( $L/D = 6,2$ ) Strömungsprofile unmittelbar an der Mündung der Zentraldüse bei einer Sondenhöhe von 0 mm betrachtet (Abbildung 6.30), so ist der Übergang zwischen Kern- und Ringbereich noch ausgeprägter.

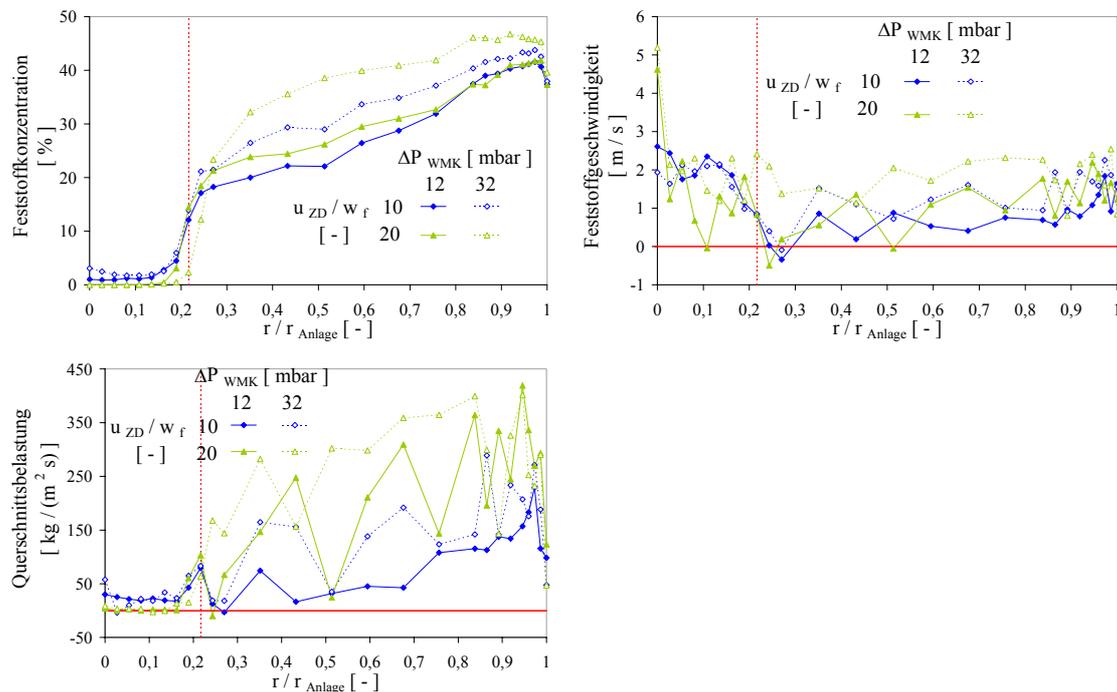


Abbildung 6.30: Lokaler Strömungszustand bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten in der Zentraldüse und Druckverlusten in der Wirbelmischkammer (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{RWS}/u_{mf} = 4$ ,  $H_{Sonden} = 0$  mm,  $D_{ZD,innen} = 160$  mm,  $L/D = 6,2$ )

Während die Feststoffkonzentration im Ringbereich zwischen 20 und 46 % liegt, findet am Rand der Zentraldüse eine sprunghafte Konzentrationsabnahme um bis zu 15 Prozentpunkte statt. Gegen alle Erwartungen sind bereits direkt an der Düsenmündung Konzentrationen im Kernbereich von einigen Prozenten für  $u_{ZD} / w_f = 10$  und Feststoffgeschwindigkeiten von 2 m/s feststellbar. Wie im Falle der Halbreislaboranlage wird Feststoff durch Blasen aus dem Ring in den Kernbereich gebracht (Abbildung 4.19.b). Da der Feststoff nicht als Einzelpartikel sondern als Feststoffanreicherung (Clusterstrahlen) in den Kernbereich transportiert wird, kann lokal die Sinkgeschwindigkeit der Cluster unterschritten werden. Diese sinken in die Zentraldüse und werden dort durch Turbulenzen aufgelöst bzw. umgebaut. Dies hat zu Folge, dass die Partikel während des Clusterumbaus von der Gasströmung in der Zentraldüse erfasst und ausgetragen werden können.

Bei einer Erhöhung des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer von 12 auf 32 mbar steigt die Feststoffkonzentration im Ringbereich durchschnittlich um 10 Prozentpunkte an (Abbildung 6.30). Dies ist mit einem Anstieg um 1 Prozentpunkt der Konzentrationswerte im Kernbereich verbunden (Abbildung 6.31).

Wird dagegen die Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD} / w_f$  von 10 auf 20 verdoppelt, so nimmt die Eindringtiefe des Feststoffs ab und die Feststoffkonzentration und Querschnittsbelastung im Anlagenkern fallen auf Null zurück. **Der Feststoff verbleibt im wesentlichen im Ringbereich** und die dortige Konzentration nimmt um bis zu 10 % zu.

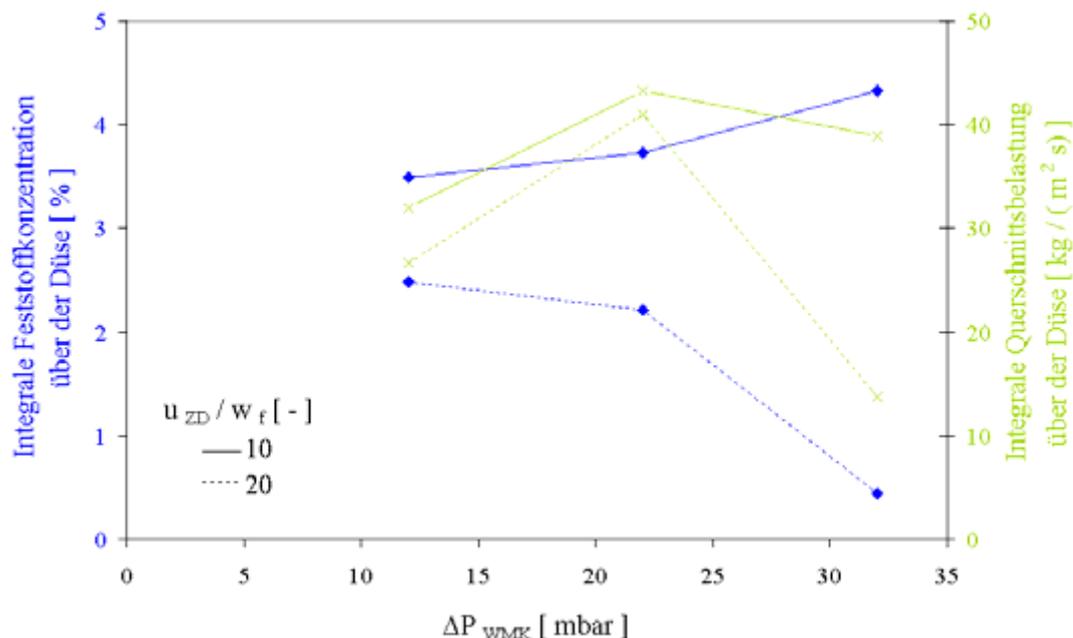


Abbildung 6.31: Integrale Feststoffkonzentration und Querschnittsbelastung über der Düse bei unterschiedlichen Druckverlusten in der Wirbelmischkammer und Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $H_{Sonden} = 0$  mm,  $D_{ZD, innen} = 160$  mm,  $L/D = 6,2$ )

Werden die integralen Werte der Konzentration und der Querschnittsbelastung über der Düse für eine Sondenhöhe von 0 mm aus Abbildung 6.31 mit den Werten für eine 100 mm-Sondenhöhe aus Abbildung 6.16 verglichen, so muss innerhalb von 100 mm mindestens eine Verdopplung der Konzentration bzw. eine Verdreifachung der Querschnittsbelastung erfolgen. Eine Erklärung dafür wird im Abschnitt 7.1.3 mit der Berechnung des konvektiven Feststofftransports von den Blasen aus dem Ring gegeben.

### 6.4.3 Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht

Aufgrund der Blasenkoaleszenz werden mit steigender Höhe der Ringwirbelschicht  $H_{RWS}$  größere und schnellere Blasen erzeugt (Gleichungen (6.2) bis (6.5)). Um den Einfluss der Blasendynamik in extremen Fällen zu untersuchen, wurde die Laboranlage mit einer Spindeleinrichtung zur Höheneinstellung der Zentraldüse versehen (Abschnitt 4.1.1.1). Dabei kann bei einer konstanten Länge der Zentraldüse und ohne jeglichen Umbau der Anlage die Höhe der Ringwirbelschicht kontinuierlich Positionen zwischen 30 und 300 mm annehmen. Die entsprechenden errechneten Blasendurchmesser und Blasengeschwindigkeiten sind für den Quarzsand P0,2-0,25 in Tabelle 6.5 zu finden.

Tabelle 6.5: Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht auf die Blasendynamik\*

		Blasendurchmesser $d_B$				Blasengeschwindigkeit $u_B$			
		[mm]				[m/s]			
$u_{RWS} / u_{mf} [-]$		1,1	2	4	8	1,1	2	4	8
$H_{RWS}$ [mm]	30	5	12	18	26	0,28	0,49	0,70	1,00
	300	19	47	72**	102**	0,56	0,92	1,24**	1,64**

\*: Quarzsand P0,2-0,25,  $D_{ZD, außen} = 60$  mm

\*\* :  $d_B > d_{B, max}$

Lokale Sondenmessungen wurden für beide Höheneinstellungen der Düse 50 mm oberhalb der Mündung der Zentraldüse bei einem konstanten Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer von 2,17 kg gemäß Abbildung 6.32 durchgeführt. Bei einer Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse von  $u_{ZD} / w_f = 2$ , d.h. ohne externe Rezirkulation des Feststoffs, und unabhängig von der Fluidisierung im Ring ( $u_{RWS} / u_{mf} = 2$  oder 8) weichen die resultierenden lokalen Strömungsprofile der Abbildung 6.33 deutlich voneinander ab. Während für eine Ringwirbelschichthöhe von 300 mm noch hohe Feststoffkonzentrationen um die 24 % an der Wand mit positiven Feststoffgeschwindigkeiten um die 3 m/s herrschen ( $u_{RWS} / u_{mf} = 2$ ), wird bei der niedrigeren Ringwirbelschichthöhe nur noch 8 % Feststoffkonzentration mit geringfügig negativen Feststoffgeschwindigkeiten an der Wand ermittelt.

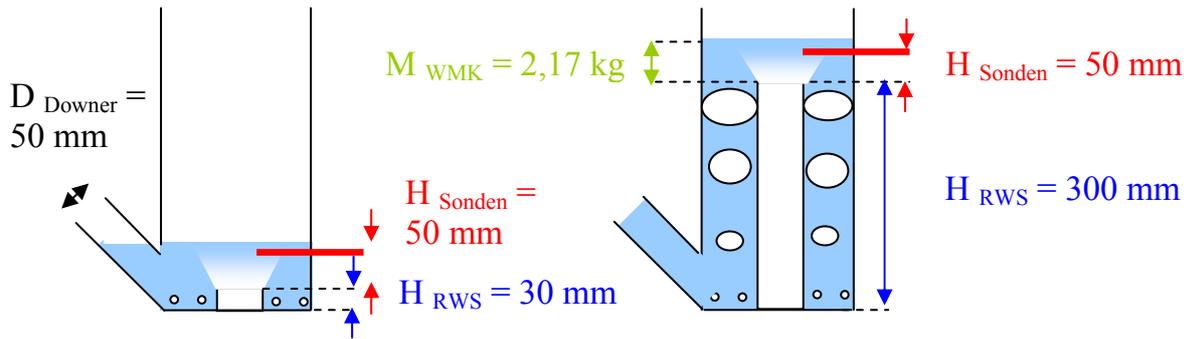


Abbildung 6.32: Versuchsbedingungen zum Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht ( $M_{WMK} = 2,7 \text{ kg}$ )

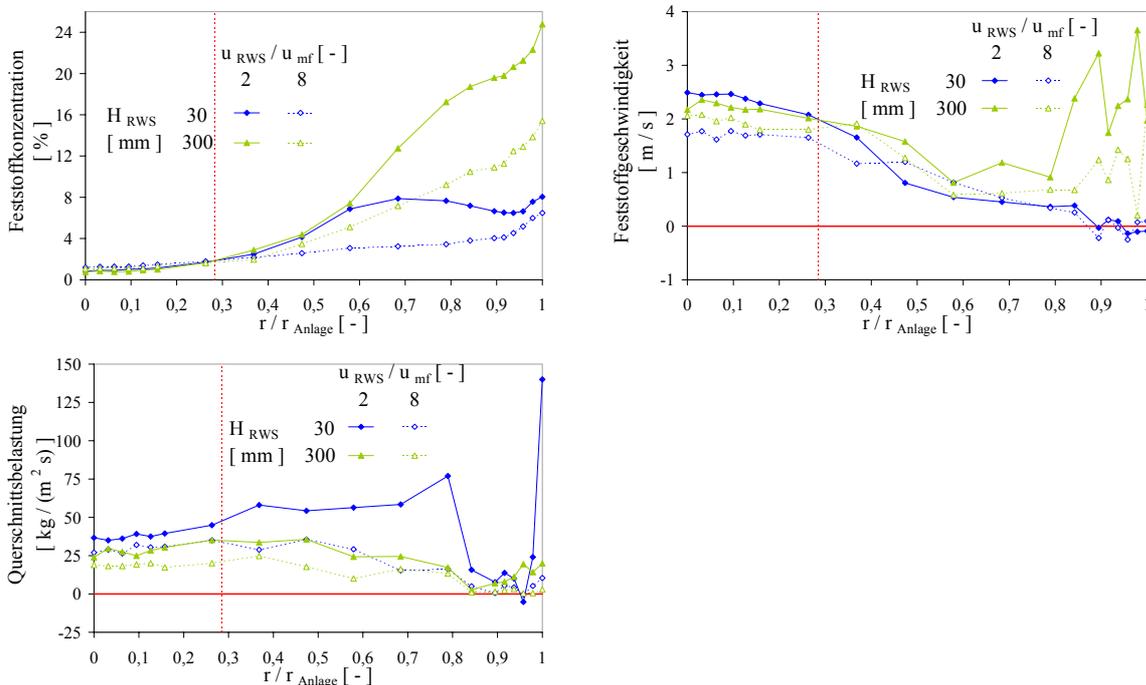


Abbildung 6.33: Lokaler Strömungszustand bei unterschiedlichen Höhen der Ringwirbelschicht und Fluidisierungen im Ring (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{ZD}/w_f = 2$ ,  $M_{WMK} = 2,17 \text{ kg}$ ,  $H_{Sonden} = 50 \text{ mm}$ ,  $D_{ZD, \text{innen}} = 54 \text{ mm}$ )

Da durch die Reduzierung der Höhe der Ringwirbelschicht sich konstruktionsbedingt der Abstand zwischen der Position des Einlaufstutzens und der Mündung der Zentralsonde geändert hat, befindet sich bei einer Ringwirbelschichthöhe von 30 mm die Mündung der Zentralsonde tiefer als der Einlaufstutzen des Downers (Abbildung 6.32). Dadurch verursacht der Feststoff aus dem Downer einen zusätzlichen Impuls quer zur Gasgeschwindigkeit im Ring, was zu einem direkten Eintrag des Feststoffs aus dem Downer in den Kernbereich führt. Durch diesen „**Kurzschluss**“ der Strömung dringt mehr Feststoff in den Jet hinein (die Feststoffkonzentration steigt um 0,1 Prozentpunkte) und der hochkonzentrierte Bereich an der Seite nimmt ab. Bei der 300 mm-Ringwirbelschichthöhe dagegen ist

kein „Kurzschluss“ der Strömung möglich, so dass sich eher ein **hochkonzentrierter Ringbereich ansammelt**, der zusätzlich von der Verschiebung des Feststoffinventars durch die größeren Blasen in der Ringwirbelschicht (Tabelle 6.5) verstärkt wird. Die Feststoffkonzentration und die Querschnittsbelastung im Kernbereich nehmen dagegen um 0,2 Prozentpunkte und 25 kg/(m<sup>2</sup>s) ab.

#### 6.4.3.1 Einfluss der Fluidisierung im Ring

Mit einer Zunahme der Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 2 auf 8 wird für beide Ringwirbelschichthöhen eine Zunahme der Feststoffkonzentration im Kernbereich um ca. 1 Prozentpunkt festgestellt (Abbildung 6.33). Aufgrund der verstärkten Blasendynamik nimmt die Porosität in der Ringwirbelschicht zu und die integrale Feststoffkonzentration über dem gesamten Anlagenquerschnitt fällt mit steigender Fluidisierung  $u_{RWS} / u_{mf}$  größer als 2 stetig ab (Abbildung 6.34,  $M_{WMK} = 2,17$  kg). Für eine Fluidisierung knapp oberhalb der Minimalfluidisationsgeschwindigkeit ( $H_{RWS} = 30$  mm,  $u_{RWS} / u_{mf} = 1,1$ ) bleibt der Feststoff dagegen im unteren Teil der Anlage konzentriert und ist demzufolge nur bedingt in dieser Messhöhe auffindbar: um bis zu 2 Prozentpunkte geringere integrale Feststoffkonzentrationen über dem Querschnitt im Vergleich zu  $u_{RWS} / u_{mf} = 2$  werden gemessen.

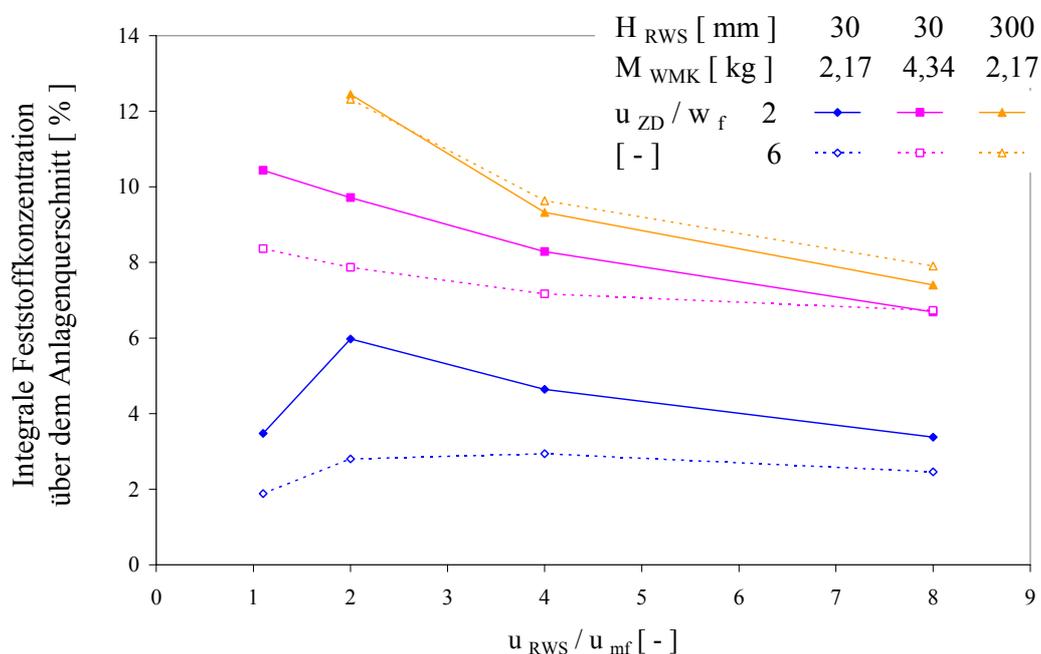
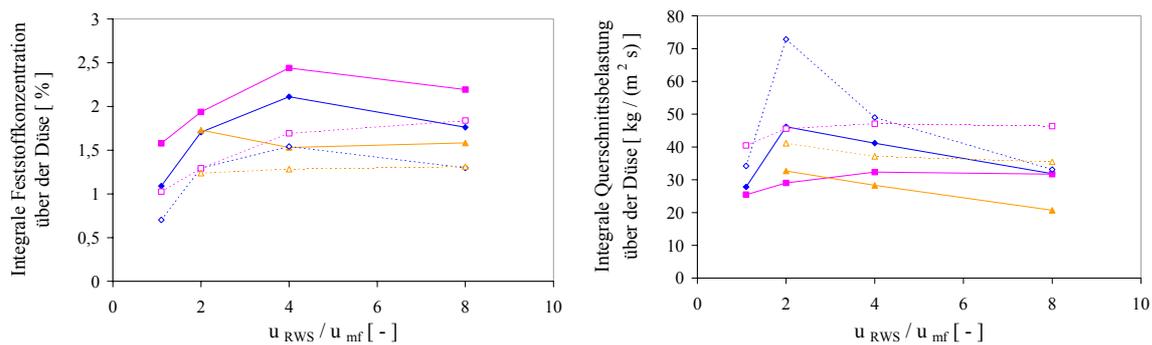


Abbildung 6.34: Integrale Feststoffkonzentration über dem Anlagenquerschnitt bei unterschiedlichen Geschwindigkeiten im Ring, Höhen der Ringwirbelschicht, Feststoffinventaren in der Wirbelmischkammer und Geschwindigkeiten in der Zentralsdüse (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $H_{Sonden} = 50$  mm)

### 6.4.3.2 Einfluss des Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer

Mit einer Verdopplung des Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer  $M_{\text{WMK}}$  von 2,17 auf 4,34 kg bei einer Höhe der Ringwirbelschicht von 30 mm ist unabhängig von der eingestellten Fluidisierung im Ring eine um mindestens 2 Prozentpunkte höhere Feststoffkonzentration über dem gesamten Anlagenquerschnitt messbar (Abbildung 6.34). Dabei ist der Beitrag der Feststoffkonzentration im Kernbereich mit einer Zunahme der Werte um 0,5 % vergleichsweise gering (Abbildung 6.35).



$H_{\text{RWS}}$ [mm]	30		300
$M_{\text{WMK}}$ [kg]	2,17	4,34	2,17
$u_{\text{ZD}} / w_{\text{f}}$ [-]	2	—◆—	—▲—
	6	- - ◆ - -	- - ▲ - -

Abbildung 6.35: Integrale Feststoffkonzentration und Querschnittsbelastung über der Düse bei unterschiedlichen Gasgeschwindigkeiten im Ring, Höhen der Ringwirbelschicht, Feststoffinventaren in der Wirbelmischkammer und Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $H_{\text{Sonden}} = 50$  mm)

### 6.4.3.3 Einfluss der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse

Mit einer Steigerung der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{\text{ZD}} / w_{\text{f}}$  von 2 auf 6 wird ein Teil des Feststoffs ausgetragen und fängt an, extern zu rezirkulieren. Unabhängig von der Höhe der Ringwirbelschicht weist die Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse mit einer Abnahme der integralen Feststoffkonzentrationen und einer Zunahme der integralen Querschnittsbelastungen (Abbildung 6.35) die selben Tendenzen wie bei einer Höhe von 180 mm auf (Abschnitt 6.3.2.2). Allerdings ist bei einer Ringwirbelschichthöhe von 300 mm kein Abfall der integralen Feststoffkonzentration über dem gesamten Anlagenquerschnitt feststellbar (+0,5 % aus Abbildung 6.34). Wie bereits erläutert, wird durch die Lage des Einlaufstutzens der Rückführleitung direkt oberhalb der Sinterplatte und den

dadurch verursachten „Kurzschluss“ der Strömung bei einer Ringwirbelschichthöhe von 30 mm der Feststoff schneller ausgetragen und der hochkonzentrierte Ringbereich an der Seite „abgebaut“. Bei der 300 mm-Ringwirbelschichthöhe dagegen ist kein „**Kurzschluss**“ der Strömung möglich, so dass sich eher ein **hochkonzentrierter Ringbereich ansammelt**: die integrale Feststoffkonzentration über dem Anlagenquerschnitt ist höher.

Um zu verhindern, dass der rezirkulierende Feststoff direkt ausgetragen wird, ohne in die Ringwirbelschicht eingemischt zu werden, muss die **Stelle des Stutzens der Rückführleitung** sorgfältig gewählt werden. Befindet sich diese nämlich oberhalb des hochkonzentrierten Ringbereichs, so kann ein „Kurzschluss“ der Strömung dazu führen, dass kein Austausch zwischen der Ringwirbelschicht und der Wirbelmischkammer stattfindet. Die gleichen Argumente gelten für die Position des Aufgabenstutzens der Feststoffaufgabe.

**Da durch die Änderung der Höhe der Ringwirbelschicht konstruktionsbedingt auch die Lage der Mündung der Zentraldüse zum Einlaufstutzen des Downers geändert wurde, konnte der Einfluss der Blasendynamik auf die Einmischung oberhalb der Zentraldüse nicht getrennt vom Einfluss der Stelle des Einlaufstutzens betrachtet werden.**

#### 6.4.4 Einfluss der Höhe der Wirbelmischkammer

Im Ringwirbelschichtreaktor bildet sich immer ein zentraler Jet aus. In diesem wird Feststoff eingemischt und in die Wirbelmischkammer mitgerissen. Vermutlich wird in Abhängigkeit von der Höhe der Wirbelmischkammer (Abbildung 6.13) ein unterschiedlicher Anteil an Feststoff extern rezirkulieren.

Um diese Hypothese zu bestätigen, wurde an der Pilotanlage Anfang der neunziger Jahre im Rahmen zweier Diplomarbeiten [KRETSCHMER 1993; WESTPHAL 1993] die Höhe der Wirbelmischkammer um 2 m verlängert und zum Ausgleich die des Risers um 2 m verkürzt (Abschnitt 4.1.1.3). Bei einem Heißbetrieb der Pilotanlage konnten anhand von Temperaturmessungen und einer Bilanzierung der Wärmeströme sowohl die interne wie die externe Querschnittsbelastung bzw. der Feststoffmassenstrom ermittelt werden (Abschnitt 4.1.2.3). Dabei wird der Prozessgasstrom der Zentraldüse auf maximal 450°C erhitzt und dadurch die in den zentralen Jet eingemischten Partikeln aufgeheizt. Die Wärme wird dann teilweise an den Wärmetauscher der Ringwirbelschicht bzw. des Risers im Falle einer internen bzw. externen Zirkulation abgegeben. Die jeweiligen Vergleichsmessungen vor und nach dem Umbau sind für den damaligen eingesetzten Quarzsand in Abbildung 6.366.36 zu finden.

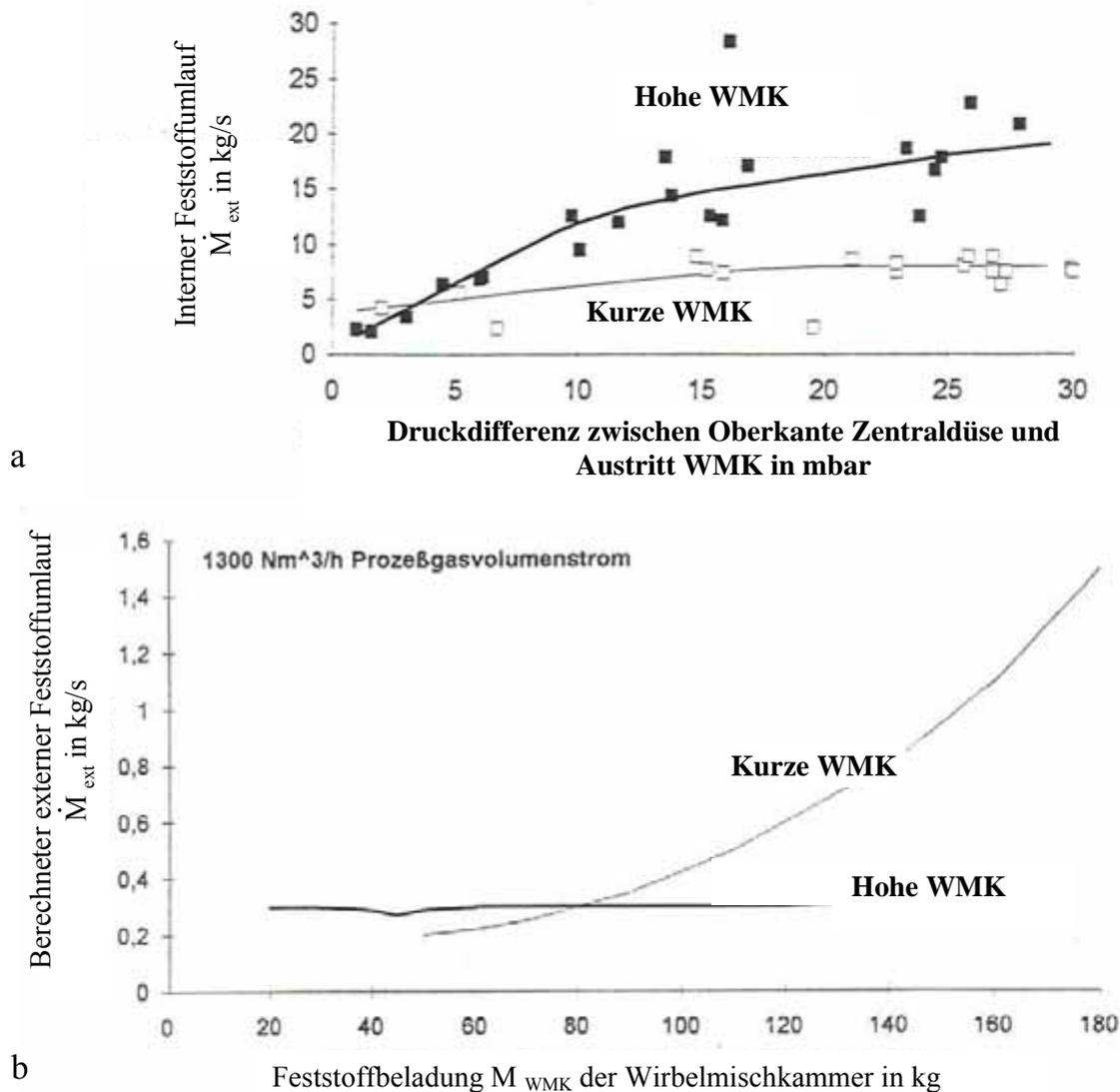


Abbildung 6.36: Interner (a) und externer (b) Feststoffumlauf beim Vorliegen einer kurzen und hohen Wirbelmischkammer [WESTPHAL 1993]

Durch die Verlängerung der Wirbelmischkammer sind eine annähernde Verdopplung des internen Feststoffumlaufs und eine merkliche Reduzierung des externen Umlaufs festzustellen. Offensichtlich verfügen die eingemischten Partikeln über eine längere freie Wegstrecke, um in die Wirbelmischkammer wieder auszuregnet und in die Ringwirbelschicht eingemischt zu werden, so dass bei gleichen Betriebsgeschwindigkeiten der Gase ( $\dot{V}_{\text{ZD}} = 1300 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ) ein geringerer Feststoffanteil direkt den Abhitzekegel erreicht und aufgrund der Querschnittsreduzierung von den höheren Gaseschwindigkeiten mitgerissen und ausgetragen wird. Somit wird das „**Rückhaltevermögen**“ der Wirbelmischkammer an Feststoff erhöht, dem Prozessgas vor Eintritt in den Abhitzekegel mehr Wärme entzogen und der externe Wärmetransport im Abhitzekegel vermindert. Die Wärmeauskopplung wird in Richtung der Ringwirbelschicht mit wesentlich höheren Wärmeübergangszahlen verlagert.

**Die Höhe der Wirbelmischkammer ist bei einer konstanten Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse eine wichtige Größe, um das Verhältnis der internen zur externen Feststoffzirkulation zu regeln.**

#### 6.4.5 Einfluss der Einbauten

Um den möglichen Störeinfluss von Einbauten auf die Blasendynamik im Ring zu untersuchen, wurden lokale kapazitive Messungen ohne und mit Wärmeübertrager in der Ringwirbelschicht durchgeführt. Der Wärmeübertrager besteht aus 3 konzentrisch angeordneten Rohrschlangen à 10 mm, die mit Durchmessern von 400, 500 und 600 mm um die Zentraldüse eingebaut sind (Abbildung 4.7). Hierdurch können nur Blasen mit einem maximalen Durchmesser von 111 mm ohne Eingrenzung ihres Durchmessers hindurchströmen. Wie aus der Tabelle 6.6 ersichtlich, sollten somit ab einer Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  größer als 4 eine Verformung oder eine Teilung der Blase erfolgen, die möglicherweise den konvektiven Feststofftransport durch die Blasen beeinflussen.

*Tabelle 6.6: Theoretische Blasendurchmesser und Blasengeschwindigkeit für Quarzsand bei  $H_{RWS} = 1\ 100\ \text{mm}$*

	Blasendurchmesser $d_B$			Blasengeschwindigkeit $u_B$		
	[mm]			[m/s]		
$u_{RWS} / u_{mf}$ [-]	2	4	8	2	4	8
Pilotanlage*	97	151**	221**	2,02	2,56**	3,13**

\*: Quarzsand F32,  $D_{ZD, \text{außen}} = 167\ \text{mm}$ ,  $H_{RWS} = 1\ 100\ \text{mm}$

\*\* :  $d_B > d_{B, \text{Wärmeübertrager}} = 114\ \text{mm}$

Werden beispielhaft für  $u_{ZD} / w_f = 12$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $\Delta P_{WMK} = 16\ \text{mbar}$  und  $H_{Sonden} = 200\ \text{mm}$  die lokalen Strömungsprofile mit und ohne Wärmeübertrager wie in Abbildung 6.37 gegenübergestellt, so sind die radialen Profile für die Feststoffkonzentration annähernd deckungsgleich. Integrale Werte der Feststoffkonzentration und der Querschnittsbelastung über dem Anlagenquerschnitt weisen Abweichungen von 6 und 37 % auf. Somit scheint die leichte Verformung der Blasen in diesem Fall keinen wesentlichen Einfluss auf den allgemeinen Strömungszustand auszuüben.

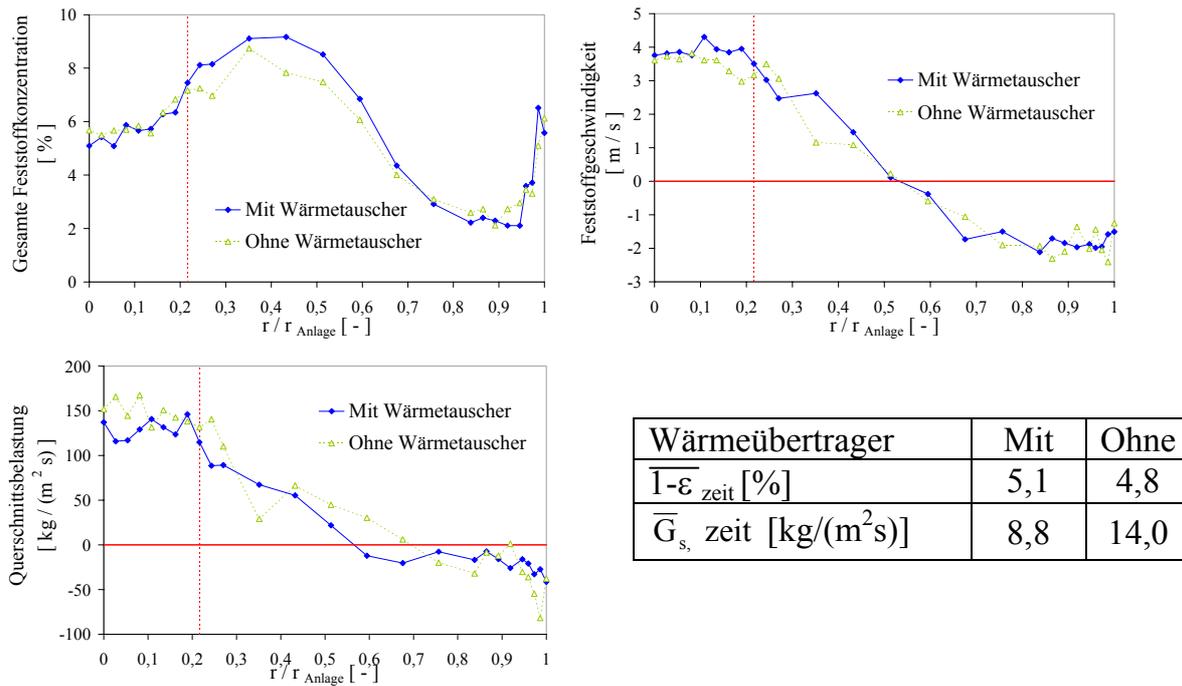


Abbildung 6.37: Lokaler Strömungszustand mit und ohne Wärmeübertrager (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{ZD} / w_f = 12$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $\Delta P_{WMK} = 16$  mbar,  $H_{Sonden} = 200$  mm,  $D_{ZD,innen} = 160$  mm)

#### 6.4.6 Schlussfolgerung zum Einfluss der geometrischen Parameter

Anhand der obigen Parametervariation sind in beiden Anlagen unterschiedliche Effekte aufgetreten. Diese scheinen von der Interaktion zwischen dem **konvektiven Transportmassenstrom aus den Blasen, die Feststoff aus dem „wake“-Bereich in den Kernbereich hineinwerfen, und der Partikelbahn des Feststoffs, die von den eingestellten Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse  $u_{ZD}$  und im Ring  $u_{RWS}$  und der Anlagengeometrie beeinflusst wird**, abzuhängen. Zu diesen Effekten gehören die Existenz eines „Sättigungspunkts“ bezüglich der Feststoffeinnischung in den Jet oder die Beeinflussung des Verhältnisses vom internen zum externen Feststoffumlauf in Abhängigkeit der Höhe der Wirbelmischkammer (Abschnitt 6.4.4). Als besonders entscheidender Parameter zur Einmischung des Feststoffs hat sich das Verhältnis des Blasendurchmessers zum Durchmesser der Zentraldüse  $d_B / D_{ZD}$  herauskristallisiert (Abschnitt 6.4.1).

### 6.5 Vergleich zwischen Labor- und Pilotanlage

Bei allen durchgeführten Untersuchungen, die im Rahmen einer systematischen und breiten Variation an betriebsbedingten und geometrischen Parametern stattgefunden haben, zeigten die globalen und lokalen Messungen immer sowohl eine **axiale wie radiale ausgeprägte Feststoffverteilung in der Anlage** (Abschnitt 6.1).

Während der Ring eine Feststoffkonzentration ähnlich derjenigen bei Minimalfluidisation der **blasenbildenden Wirbelschicht** aufweist (Abschnitt 6.1.1), liegt in den ersten Zentimetern der Wirbelmischkammer ein hochkonzentrierter Feststoffbereich vor, der durch ein signifikantes Konzentrationsgefälle in Richtung der Anlagenmitte gekennzeichnet ist und mit steigendem Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer  $M_{\text{WMK}}$  bzw.  $\Delta P_{\text{WMK}}$  zunimmt. Im oberen Teil der Wirbelmischkammer liegt nur ein kleiner Druckgradient vor, der für die **externe Feststoffrezirkulation** charakteristisch ist und maßgeblich von der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{\text{ZD}}$  und der Höhe der Wirbelmischkammer  $H_{\text{WMK}}$  abhängt. In diesem Bereich ist das voll entwickelte Strömungsprofil einer **zirkulierenden Wirbelschicht mit einer „Kern-Ring-Strömung“** bereits ausgebildet (Abschnitt 6.1.2.1).

In Abhängigkeit zahlreicher Parameter (Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{\text{ZD}}$  und im Ring  $u_{\text{RWS}}$  oder Durchmesser der Zentraldüse  $D_{\text{ZD}}$ ) ist die Bildung eines zentralen Jets oder die **Feststoffeinmischung** innerhalb des Jets steuerbar, wie in Tabelle 6.7 zusammenfassend dargestellt. Dabei scheinen mehrere Effekte aufzutreten, die sich gegebenenfalls überlagern können.

Wird bei höheren Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse  $u_{\text{ZD}}$  gearbeitet, so ist die Feststoffeinmischung in unmittelbarer Düsenhöhe gering. Ein Teil des Feststoffs an der Düsenmündung wird beschleunigt und die Durchmischung und Strahlausbreitung kommen, falls überhaupt, nur in größerer Höhe zu Stande (Abschnitt 6.3.2.2). Nach diesem **„Injektorprinzip“** scheint der Prozessgastrom im Jet als separate Strömung zu existieren. Bei niedrigeren Geschwindigkeiten dagegen ist die Feststoffeinmischung in den Jet bereits an der Mündung der Zentraldüse ( $H_{\text{Sonden}} = 0 \text{ mm}$ ) zwar besser, aber die Querschnittsbelastung aufgrund der niedrigen Feststoffgeschwindigkeiten kleiner (Abschnitt 6.4.2.1). Bei mittleren Gasgeschwindigkeiten liegen niedrige Feststoffkonzentrationen, aber hohe Feststoffgeschwindigkeiten vor, was sich in hohen Querschnittsbelastungen äußert (Abbildung 6.18). Hohe Feststoffkonzentrationen und hohe Querschnittsbelastungen können nicht zeitgleich eingestellt werden.

Durch die Regelung der Fluidisierung im Ring  $u_{\text{RWS}}$  oder der Höhe der Ringwirbelschicht  $H_{\text{RWS}}$  (Abschnitt 6.3.3) können aber zusätzlich die Blasengröße und Blasengeschwindigkeit eingestellt werden und somit die **Intensität der Feststoffeinmischung** in den zentralen Jet gezielt gesteuert werden (Abschnitt 6.3.4.2): die Ringwirbelschicht dient als „Feststofffeeder“. Dabei scheint besonders bei einem höherem **Verhältnis zwischen Blasendurchmesser und Durchmesser der Zentraldüse  $d_{\text{B}} / D_{\text{ZD}}$** , wie im Falle der 19 mm-Zentraldüse der Laboranlage oder der 160 mm-Düse der Pilotanlage, eine extrem gute Feststoffeinmischung (Feststoffkonzentration größer 10 %) mit einem möglichen „Sättigungseffekt“ im Kern vorzuliegen (Abschnitte 6.4.1.1 und 6.3.3.2).

Tabelle 6.7: Zusammenfassende Tabelle der auftretenden Effekte bei einer Steigerung der betriebsbedingten und geometrischen Parameter

Parameter	Anlage	
	Laboranlage	Pilotanlage
$H_{\text{Sonden}}$	Axiale Entwicklung des Strömungsprofils: blasenbildende Wirbelschicht im Ring, hochkonzentrierter Feststoffbereich mit Jetbildung im unteren Teil der Wirbelmischkammer und zirkulierende Wirbelschicht im oberen Teil	
$\Delta P_{\text{WMK}} / M_{\text{WMK}}$	Kein Einfluss in unmittelbarer Düsenhöhe ( $H_{\text{Sonden}} = 0$ und $25$ mm), bei höheren Positionen erhöht der zunehmende hydrostatische Druck die Konzentration im Jet	
$u_{\text{ZD}}$	Zunahme der externen Feststoffrezirkulation und Verstärkung der Jetbildung mit stetiger Abnahme der Konzentration im Jet	
	„Glockenprofil“ der internen Feststoffzirkulation	Zunahme der Querschnittsbelastung über der Zentraldüse
$u_{\text{RWS}}$	Durch Verstärkung der Blasendynamik höhere Konzentrationen im zentralen Jet	
	Kein „Sättigungseffekt“	„Sättigungseffekt“ bei geringen $u_{\text{ZD}}$
Material	Ähnliche Strömungsprofile mit externer Rezirkulation von $u_{\text{WMK}}$ zu $w_f$ gesteuert	X
$D_{\text{ZD}}$	Verhältnis $d_B / D_{\text{ZD}}$ für die Einmischung entscheidend	
	„Sättigungseffekt“ bei geringen $u_{\text{ZD}}$ für $D_{\text{ZD}} = 19$ mm	Verschiebung des „Sättigungspunkts“ bei $D_{\text{ZD}} = 220$ mm
$L_{\text{ZD}}$	X	$L / D$ entscheidend zum Wiederauflösen des hineingefallenen Feststoffs und Existenz eines Rückströmbereichs
$H_{\text{RWS}}$	Änderung des Strömungsprofils im hochkonzentrierten Feststoffbereich aber ohne Besserung der Einmischung in den Jet	X
$H_{\text{WMK}}$	X	Beeinflussung der internen zur externen Zirkulation durch möglichen Kurzschluss der Strömung direkt in den Jet
Einbauten	X	Keine eindeutige Aussage machbar
Bemerkung	Kurzschluss der Strömung durch Rückführ- und Aufgabelleitung innerhalb des Rings verhindert	

X: Nicht untersucht

Zudem gewährleistet ein hinreichendes  $L / D$ -Verhältnis der Zentraldüse die notwendige Einlaufänge, um gegebenenfalls die in die Düse hineingefallenen Feststoffcluster wieder hochzuwirbeln und dadurch den Düsendurchfall zu reduzieren (Abschnitt 6.4.2). Ein Störeinfluss von Einbauten in der Ringwirbelschicht konnte nicht eindeutig bewiesen werden (Abschnitt 6.4.5).

Obwohl die Versuche mit Tonerde die typischen Strömungszustände der Ringwirbelschicht aufweisen (Abschnitt 6.3.5.1), kann für die gleichen Gasgeschwindigkeiten im System ein deutlich anderes Verhältnis der internen zur externen Feststoffrezirkulation als bei dem grobkörnigen Quarzsand vorliegen. Beim Einsatz von Tonerde ist neben der Höhe der Wirbelmischkammer  $H_{\text{WMK}}$  und der Stelle des Aufgabe- und Rückführstützens im Vergleich zur Zentraldüse (Abschnitt 6.4.3.3) die resultierende Gasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer  $u_{\text{WMK}}$  im Vergleich zur Einzelkornsinkgeschwindigkeit des Feststoffs  $w_f$  relevant.

**Da die meisten experimentell beobachteten Phänomene mit der Blasenbildung im Ring und mit der Partikelbahn des ausgeworfenen Feststoffs zusammenhängen, werden im Kapitel 7 Modelle aufgestellt, die diese Effekte wiedergeben und eine Aussage über andere Anlagengeometrien und Versuchsbedingungen ermöglichen.**



## 7 Modellierung

Basierend auf den experimentellen Ergebnissen des Kapitels 6 wird ein Modell aufgestellt, das einen **Einwurfmechanismus** von Feststoff aus den Blasen der Ringwirbelschicht in den Kernbereich postuliert und mit dem die **Partikelbahn** des in diesen Bereich eingebrachten Feststoffs berechnet werden kann. Anhand **einfacher Ansätze** können sowohl qualitative wie quantitative Aussagen über das Einmischverhalten im Kernbereich in Abhängigkeit unterschiedlicher betriebsbedingten und geometrischen Parameter getroffen werden. Wegen der noch zu geringen und begrenzten Rechenleistung und der Komplexität der Simulationsmodelle im Falle hochbelasteter Strömungen, wie sie in einer blasenbildenden Wirbelschicht mit einem Jet vorliegen, werden in dieser Arbeit **keine „komplexeren“ Simulationsmethoden, die auf ein Euler- oder Lagrange-Ansatz basieren**, genutzt. Insbesondere werden dadurch die Interaktion zwischen den Partikeln und deren Rückwirkung auf die Fluidströmung nicht berücksichtigt.

Nach der Beschreibung, der Herleitung und der Validierung der beiden Aspekte des Modells, d.h. konvektiver Feststofftransport aus den Blasen und Partikelbahn des aus der Blase geschleuderten Feststoffs, werden die Limitierungen der Modelle näher erläutert. Aussagen über das Scale-up zu größeren Anlagen werden im Abschnitt 8.1 getroffen.

### 7.1 Konvektiver Feststoffeintrag durch die Gasblasen

#### 7.1.1 Grundidee des Modells

Durch aufsteigende Gasblasen in der Ringwirbelschicht wird Feststoff im „wake“ der Blasen [z. B. JACKSON 1971] sowie gegebenenfalls an der Vorderseite der Blasen an die Vorderkante der Zentraldüse transportiert. Dort wird, nach einem Vorschlag von Wirth [WIRTH 2007], zumindest ein Teil des Feststoffs mit der Blasengeschwindigkeit in den Kernbereich hinein katapultiert.

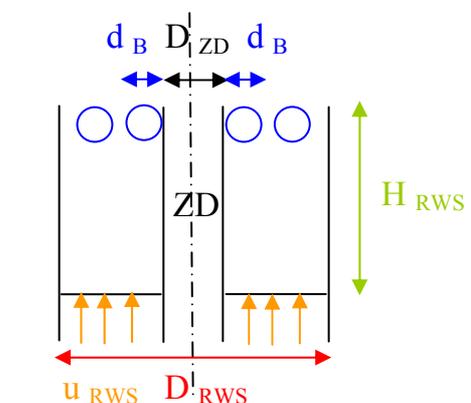


Abbildung 7.1: Anordnung der Blasen

## 7.1.2 Herleitung

### 7.1.2.1 Gleichverteilung

Nach Werther [WERTHER 1976] wird in einer blasenbildenden Wirbelschicht in Abhängigkeit des Anlagendurchmessers nur ein Anteil  $\Phi_B$  des Überschussgasvolumenstroms durch die Wirbelschicht transportiert. Dies ist der um den bei Minimalfluidisation vorliegenden Gasvolumenstrom reduzierte Gasvolumenstrom, der in die Wirbelschicht eingebracht wird. Während dieser Anteil  $\Phi_B$  annähernd 100 % für einen kleinen Anlagendurchmesser beträgt, wird ab einem Durchmesser von 0,8 m und ab einer Höhe über dem Gasverteiler von 0,1 m nur noch 67 % umgesetzt. Geht man davon aus, dass in der Ringwirbelschicht eine Gleichverteilung der Blasen vorliegt, so erhält man bei Berücksichtigung der Querschnittsfläche des Rings für den Blasenvolumenstrom im Ring:

$$\dot{V}_B = \Phi_B \cdot (u_{RWS} - u_{mf}) \cdot (D_{RWS}^2 - D_{ZD}^2) \cdot \frac{\pi}{4} \quad (7.1)$$

mit:  $\Phi_B = 1$  für  $D_{RWS} < 0,8$  m

und  $\Phi_B = 0,67$  für  $D_{RWS} \geq 0,8$  m

Dieser Blasenvolumenstrom ist gleich dem Produkt aus Blasenfrequenz  $f_B$  und Blasenvolumen:

$$\dot{V}_B = f_B \cdot \frac{\pi \cdot d_B^3}{6} \quad (7.2)$$

Pro Blase wird ein **Betrag  $\alpha$  des Blasenvolumens an Feststoff** im „wake“ der Blase transportiert. Damit ergibt sich für den durch die Blasen initiierten Feststoffmassenstrom in der Ringwirbelschicht:

$$\dot{M}_s = f_B \cdot \frac{\pi \cdot d_B^3}{6} \cdot \alpha \cdot \rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \quad (7.3)$$

und mit Gleichungen (7.1) und (7.2):

$$\dot{M}_s = \Phi_B \cdot (u_{RWS} - u_{mf}) \cdot (D_{RWS}^2 - D_{ZD}^2) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \alpha \cdot \rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \quad (7.4)$$

Dieser Feststoffmassenstrom findet sich im Kernbereich wieder, wenn von allen Blasen der im „wake“ befindliche Feststoff in den Kernbereich transportiert wird:

$$\dot{M}_s = \dot{m}_s \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_{ZD}^2 \quad (7.5)$$

wobei  $\dot{m}_s$  für den Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit im Kernbereich steht.

Gleichsetzen der Gleichungen (7.4) und (7.5) ergibt schließlich für den flächenbezogenen Feststoffmassenstrom im Kernbereich:

$$\dot{m}_s = \Phi_B \cdot (u_{RWS} - u_{mf}) \cdot \left( \left( \frac{D_{RWS}}{D_{ZD}} \right)^2 - 1 \right) \cdot \alpha \cdot \rho_s \cdot (1 - \epsilon_{mf}) \quad (7.6)$$

Nach Werther [WERTHER 1976] kann der „wake“-Anteil  $\alpha$  mit Hilfe des **Blasenformfaktors B** in Höhe der Mündung der Zentraldüse  $H_{RWS}$  berechnet werden:

$$\alpha = \frac{1}{B} - 1 \quad (7.7)$$

wobei er für B folgende Korrelation angibt:

$$B = \left[ 1 - 0,3 \cdot \exp(-8 \cdot (u_{RWS} - u_{mf})) \right] \cdot \exp[-7,2 \cdot H_{RWS} \cdot (u_{RWS} - u_{mf})] \cdot \exp(-4,1 \cdot (u_{RWS} - u_{mf})) \quad (7.8)$$

vorausgesetzt dass:

$$1\,115 \text{ kg/m}^3 \leq \rho_s \leq 2\,624 \text{ kg/m}^3$$

$$220 \text{ } \mu\text{m} \leq d_{3,50} \leq 635 \text{ } \mu\text{m}$$

$$0,02 \text{ m/s} \leq u_{mf} \leq 0,24 \text{ m/s}$$

$$u_{RWS} - u_{mf} \leq 0,80 \text{ m/s}$$

### 7.1.2.2 Aktiver Blasenanteil aus dem „Kreisring“

Nicht von allen Blasen wird der im „wake“ befindliche Feststoff in den Kernbereich gelangen können. Deshalb wird davon ausgegangen, dass nur die Blasen, die sich im Bereich eines „**Kreisrings**“ mit der Dicke  $d_B$  um die obere Kante der Zentraldüse befinden, aktiv am Feststoffeintrag in dem Kernbereich teilnehmen (Abbildung 7.1).

Ausgehend von einer Gleichverteilung der Blasen im Ring erhält man damit für den **aktiven Blasenanteil**  $\Phi_{\text{aktiv}}$ :

$$\Phi_{\text{aktiv}} = \frac{\frac{\pi}{4} \cdot ((D_{ZD} + 2 \cdot d_B)^2 - D_{ZD}^2)}{\frac{\pi}{4} \cdot (D_{RWS}^2 - D_{ZD}^2)} = \frac{\left( 1 + 2 \cdot \frac{d_B}{D_{ZD}} \right)^2 - 1}{\left( \frac{D_{RWS}}{D_{ZD}} \right)^2 - 1} \quad (7.9)$$

### 7.1.2.3 Feststoffanteil pro Blase

Betrachtet man die Blasen aus dem Kreisring näher, so muss man zusätzlich davon ausgehen, dass bei ihrer Eruption der Feststoff im „wake“ gleichwahrscheinlich über die Reaktorquerschnittsfläche verteilt wird. Somit wird nur der Feststoff aus dem „wake“ in den Kernbereich gelangen, der sich im Segment des „wake“ befindet, der sich durch die Tangenten an der

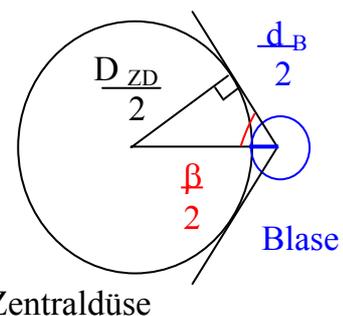


Abbildung 7.2: Geometrie der Einspeisung

Zentraldüse ausgehend vom Blasenmittelpunkt abgrenzen lässt [WIRTH 2007]. Der Anteil des Feststoffs im „wake“ einer Blase, der in den Kernbereich gelangen kann, ist damit durch den Winkel  $\beta$  charakterisiert und es ergibt sich:

$$\Phi_{\text{wake}} = \frac{\beta}{2 \cdot \pi} \quad (7.10)$$

Aus der geometrischen Betrachtung der Abbildung 7.2 ist ersichtlich, dass:

$$\sin \frac{\beta}{2} = \frac{\frac{D_{ZD}}{2}}{\frac{D_{ZD}}{2} + \frac{d_B}{2}} \quad (7.11)$$

oder nach Umformung gleich:

$$\sin \frac{\beta}{2} = \frac{1}{1 + \frac{d_B}{D_{ZD}}} \quad (7.12)$$

ist.

Für Gleichung (7.10) ergibt sich somit:

$$\Phi_{\text{wake}} = \frac{1}{\pi} \cdot \arcsin \frac{1}{1 + \frac{d_B}{D_{ZD}}} \quad (7.13)$$

### • Grenzfallbetrachtung

#### ➤ Fall 1: Kleine Blase

Bei einem vergleichsweise kleinen Blasendurchmesser ( $d_B \ll D_{ZD}$ ) folgt aus Gleichung (7.12), dass:

$$\sin \frac{\beta}{2} \approx 1, \text{ d.h. } \beta \approx 180^\circ \quad (7.14)$$

und somit, dass maximal die Hälfte des „wake“ in die Zentraldüse hinein transportiert werden kann.

#### ➤ Fall 2: Größte Blase

Der Durchmesser der maximalen Blasengröße im Ring ist gleich dem Abstand zwischen der Wand der Ringwirbelschicht und der Außenwand der Zentraldüse:

$$d_{B,\text{max}} = \frac{1}{2} \cdot (D_{RWS} - D_{ZD,\text{außen}}) \quad (7.15)$$

Damit erhält man mit Gleichung (7.12):

$$\sin \frac{\beta}{2} = \frac{1}{1 + \frac{1}{2} \cdot \frac{D_{RWS} - D_{ZD,\text{außen}}}{D_{ZD}}} \quad (7.16)$$

Mit den unterschiedlichen geometrischen Bedingungen beider Anlagen (Tabellen 4.1 und 4.2) können mindestens 6 % für die Laboranlage ( $D_{ZD, \text{außen}} = 25 \text{ mm}$ ) bzw. 12 % für die Pilotanlage ( $D_{ZD, \text{außen}} = 167 \text{ mm}$ ) des durch im „wake“ von Blasen an die Düsenkante transportierten Feststoffmassenstroms in den Kernbereich gebracht werden.

**Fasst man diese Grenzwertbetrachtung zusammen, so können mindestens 6 bzw. 12 % und maximal 50 % des „wake“ einer an der Kante der Zentraldüse befindlichen Blase in den Kernbereich transportiert werden.**

#### 7.1.2.4 Normierter Feststoffmassenstrom

Bei Berücksichtigung des aktiven Blasenanteils  $\Phi_{\text{aktiv}}$  (Gleichung (7.9)) und des Feststoffanteils pro Blase  $\Phi_{\text{wake}}$  (Gleichung (7.13)), der in den Kernbereich transportiert werden kann, erhält man mit den Gleichungen (7.4) und (7.7):

$$\begin{aligned} \dot{M}_s &= \Phi_B \cdot (u_{RWS} - u_{mf}) \cdot (D_{RWS}^2 - D_{ZD}^2) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \alpha \cdot \rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \Phi_{\text{wake}} \cdot \Phi_{\text{aktiv}} \\ &= \Phi_B \cdot (u_{RWS} - u_{mf}) \cdot (D_{RWS}^2 - D_{ZD}^2) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \left(\frac{1}{B} - 1\right) \cdot \rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \frac{1}{\pi} \cdot \arcsin \frac{1}{1 + \frac{d_B}{D_{ZD}}} \cdot \\ &\quad \frac{\left(1 + 2 \cdot \frac{d_B}{D_{ZD}}\right)^2 - 1}{\left(\frac{D_{RWS}}{D_{ZD}}\right)^2 - 1} \end{aligned} \quad (7.17)$$

Mit Gleichung (7.5) erhält man schließlich für den flächenbezogenen Feststoffmassenstrom im Kernbereich:

$$\dot{m}_s = \Phi_B \cdot (u_{RWS} - u_{mf}) \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{1}{B} - 1\right) \cdot \frac{1}{\pi} \cdot \arcsin \frac{1}{1 + \frac{d_B}{D_{ZD}}} \cdot \left[\left(1 + 2 \cdot \frac{d_B}{D_{ZD}}\right)^2 - 1\right] \quad (7.18)$$

und in normierter Form:

$$\frac{\dot{m}_s}{(u_{RWS} - u_{mf}) \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \rho_s} = \Phi_B \cdot \left(\frac{1}{B} - 1\right) \cdot \frac{1}{\pi} \cdot \arcsin \frac{1}{1 + \frac{d_B}{D_{ZD}}} \cdot \left[\left(1 + 2 \cdot \frac{d_B}{D_{ZD}}\right)^2 - 1\right] \quad (7.19)$$

wobei  $\Phi_B$  aus Gleichung (7.1),  $d_B$  aus Gleichung (6.2) und  $B$  aus Gleichung (7.8) erhalten werden.

Für den **normierten Feststoffmassenstrom** ergibt sich dann eine Abhängigkeit von 3 Größen:

$$\frac{\dot{m}_s}{(u_{RWS} - u_{mf}) \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \rho_s} = f(D_{ZD}; H_{RWS}; u_{RWS} - u_{mf}) \quad (7.20)$$

Bedingt durch die verwendeten dimensionsbehafteten Korrelationen (6.2) und (7.8) ist der normierte Feststoffmassenstrom nicht als Funktion dimensionsloser Größen sondern absoluter Größen darstellbar.

Gleichung (7.19) ist außerdem nur anwendbar, solange der Durchmesser der Blasen auf Höhe der Oberkante der Zentraldüse kleiner als der Abstand zwischen der Wand der Ringwirbelschicht und der Außenwand der Zentraldüse ist (Gleichung (7.21)).

$$d_B < \frac{1}{2} \cdot (D_{RWS} - D_{ZD,au\ddot{a}u\ddot{e}n}), \quad (7.21)$$

Bemerkenswert ist, dass hierbei das Verhältnis von Durchmesser der Ringwirbelschicht zu Durchmesser der Zentraldüse  $D_{RWS} / D_{ZD}$  keinen Einfluss auf den Feststoffeintrag in den Kernbereich hat.

### 7.1.3 Validierung

Anhand der oben hergeleiteten Gleichungen kann nun der Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit im Bereich der Zentraldüse  $\dot{m}_s$  für unterschiedliche Anlagengeometrien berechnet werden (Abbildung 7.3). Dieser kann dann mit den integralen Querschnittsbelastungen über der Düse, die experimentell mit den kapazitiven Sonden ermittelt wurden, verglichen und damit das Modell validiert werden.

Wird der Durchmesser der Zentraldüse der **Laboranlage** von 54 auf 19 mm reduziert, so werden das Verhältnis  $d_B / D_{ZD}$  und der konvektive Feststoffmassenstrom pro Fläche größer (Abbildung 7.3). Somit sollte im Falle der kleineren Zentraldüse eine wesentlich bessere Feststoffeinmischung als bei der größeren Düse vorhanden sein.

Aus der Gegenüberstellung der Werte für die Laboranlage wird ersichtlich, dass die experimentellen Werte in einer Sondenhöhe von 25 mm gut von den berechneten Werten wiedergegeben werden. Dies trifft insbesondere für kleine Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse ( $u_{ZD} / w_f = 2$ ) zu. Im Falle der größeren Zentraldüse z. B. wird für  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$  mit berechneten Werten von 67 kg/(m<sup>2</sup>s) eine gute Übereinstimmung mit den gemessenen Werten von 45 und 85 kg/(m<sup>2</sup>s) erzielt.

Allerdings wird im Falle der kleineren Düse ( $D_{ZD} = 25$  mm) die Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD} / w_f$  auf 16 erhöht, so sind die gemessenen Werte mit ca. 20 kg/(m<sup>2</sup>s) deutlich geringer als die berechneten Werte bei 60 bzw. 180 kg/(m<sup>2</sup>s) für  $u_{RWS} / u_{mf} = 2$  bzw. 4. Die Ursache hierfür ist, dass das Modell den Einfluss der Zentraldüsengeschwindigkeit auf den Feststoffmassenstrom im Kernbereich nicht mitberücksichtigt. Dieser Einfluss wird im Abschnitt 7.2 bei der Betrachtung der Partikelbahn erläutert.

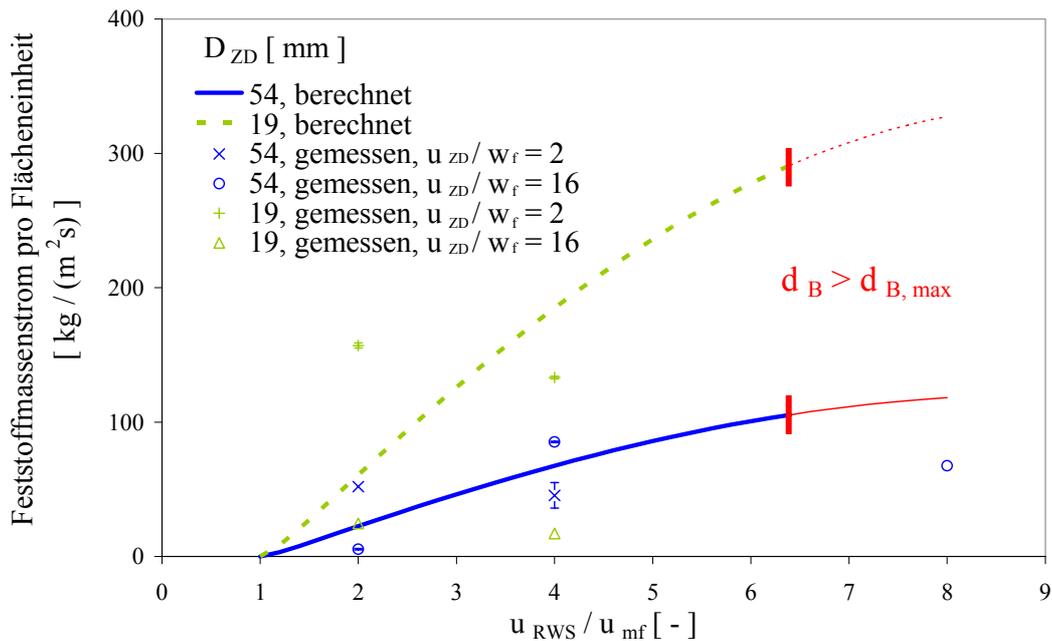


Abbildung 7.3: Vergleich zwischen berechnetem und gemessenem Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit in der Laboranlage (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $H_{\text{Sonden}} = 25 \text{ mm}$ ,  $M_{\text{WMK}}$  von 1,1 bis 4,7 kg)

Ein ähnlicher Vergleich für die Pilotanlage bei einer Fluidisierung im Ring  $u_{\text{RWS}}/u_{\text{mf}}$  von 4 bestätigt die gute Übereinstimmung zwischen gemessenen und berechneten Feststoffmassenströmen oberhalb der Zentraldüse und dies ohne merkbaren Einfluss des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer (Abbildung 7.4). Während in Düsennähe ( $H_{\text{Sonden}} = 0 \text{ mm}$ ) nur geringe Massenströme von ca.  $35 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  vorhanden sind, erreichen die Werte innerhalb von 100 mm 100 bis  $140 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$ , wie vom Modell vorhergesehen. Somit kann die extrem hohe Feststofffeinmischung bereits im Düsenbereich vom Einwerfmechanismus der Blasen erklärt werden.

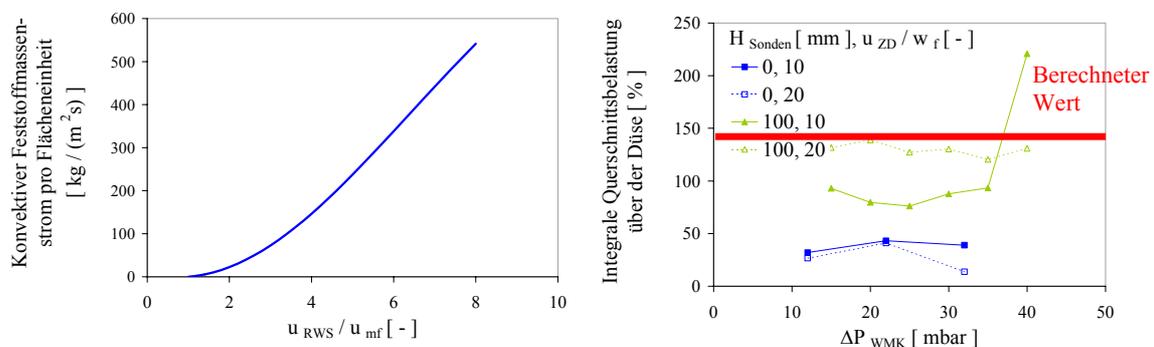


Abbildung 7.4: Vergleich zwischen berechnetem und gemessenem Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit in der Pilotanlage (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{\text{RWS}}/u_{\text{mf}} = 4$ ,  $D_{\text{ZD}} = 160 \text{ mm}$ )

#### 7.1.4 Konsequenzen

Besonders bemerkenswert ist, dass das Modell die in geringen Höhen über der Zentraldüse gemessenen extrem hohen Querschnittsbelastungen wiedergibt und dass dieses Ergebnis auch für beide Anlagen annähernd **unabhängig** von dem Feststoffinventar bzw. Druckverlust in der Wirbelmischkammer ist (Abbildungen 6.16, 6.18 und 6.26).

Werden höhere Messpositionen betrachtet, so ist der berechnete konvektive Feststoffmassenstrom aus den Blasen des Rings kleiner als der gemessene. Die Abhängigkeit bezüglich des Feststoffinventars bzw. Druckverlustes in der Wirbelmischkammer auf den Feststoffmassenstrom kann bei größeren Abständen von der Düsenoberkante mit dem Modell nicht erklärt werden. In diesem Fall tritt ein im Modell nicht berücksichtigter Effekt auf, der dafür sorgt, dass mit steigendem Feststoffanteil in der Wirbelmischkammer die integrale Querschnittsbelastung zunimmt (u.a. Abbildung 6.18 bei  $H_{\text{Sonden}} = 200 \text{ mm}$ ). Mit steigendem Feststoffanteil in der Wirbelmischkammer, d.h. zunehmendem  $\Delta P_{\text{WMK}}$ , steht für höhere Positionen oberhalb der Zentraldüse mehr Feststoff zur Verfügung, um zum einen von den restlichen außerhalb des im Modell betrachteten Kreisrings aufsteigenden Blasen mitgenommen zu werden und zum anderen aufgrund der Wechselwirkung zwischen dem Jet und dem in dem Ringbereich befindlichen Feststoff in den Jetbereich eingemischt zu werden.

**Somit dominieren je nach betrachteter Höhe oberhalb der Zentraldüse zwei unterschiedliche Effekte. Bei geringen Positionen dominiert der „Einwerfmechanismus“ aus den Blasen, der unabhängig von dem Feststoffanteil in der Wirbelmischkammer ist. Bei höheren Positionen ist das zusätzliche Einmischen des Feststoffs in den Kernbereich, das vom Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer abhängig ist, maßgebend. Dieses Einmischen wird durch die Wechselwirkung zwischen dem Jet und dem im Ringbereich befindlichen Feststoff verursacht (Abbildung 7.5).**

Ohne Fluidisierung im Ring wird ersichtlich, dass nur der überschüssige Feststoffanteil, der nicht zum Keil gehört (Abschnitt 4.4.2.1 und Abbildung 4.18.a), zur Feststoffeinmischung in die Zentraldüse beiträgt. Dieser Anteil ist der Minimale, der durch die Wechselwirkung vom Gasjet mit dem Feststoff in der Wirbelmischkammer in den Düsennahbereich eingespeist werden kann. In diesem Fall ist der Einwerfmechanismus aus den Blasen des Rings nicht aktiv und liefert keinen Beitrag für den Feststoffmassenstrom. Bei einer Fluidisierung des Rings ist mehr Feststoff einmischbar.

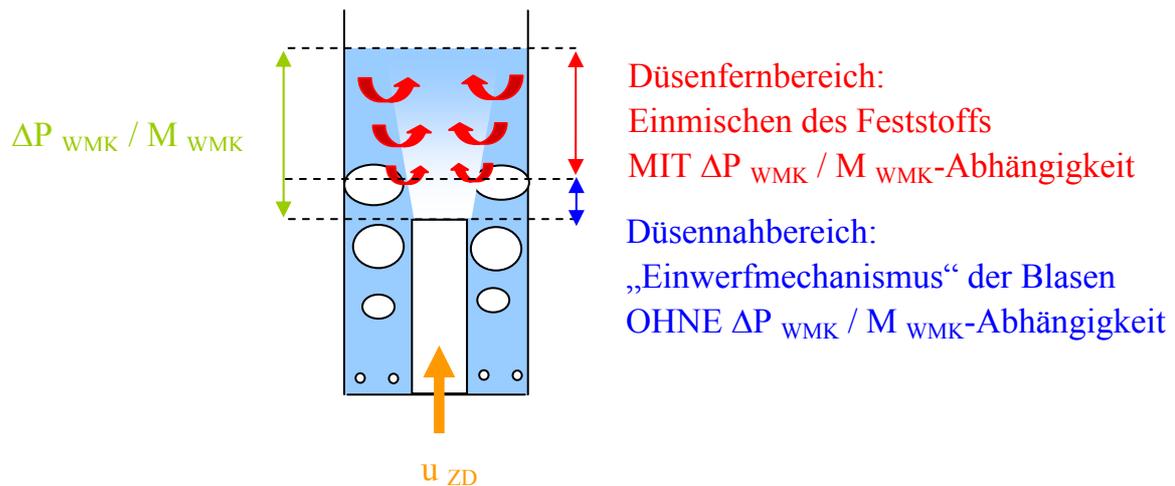


Abbildung 7.5: Dominierende Effekte für die Feststoffeinspeisung in den Kernbereich

Bemerkenswert ist, dass nicht das geometrische Verhältnis zwischen dem Durchmesser der Ringwirbelschicht und dem Durchmesser der Zentraldüse  $D_{RWS} / D_{ZD}$  entscheidend für die Feststoffeinmischung im Kernbereich ist, sondern nur das Verhältnis des Blasendurchmessers zum Durchmesser der Zentraldüse  $d_B / D_{ZD}$  die wesentliche Größe darstellt. Somit kann besonders bei einer größeren Anlage, die über eine große Höhe des Rings verfügt und dementsprechend große Blasen generieren kann, eine hervorragende Feststoffeinmischung bereits an der Mündung der Zentraldüse beobachtet werden (Abschnitt 6.4.2.1).

Die externe Feststoffrezirkulation wird im wesentlichen von der Gasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer  $u_{WMK}$  im Vergleich zur Einzelkornsinkgeschwindigkeit  $w_f$  gesteuert (u.a. Abschnitt 6.4.1). Da diese durch die Volumenströme der Zentraldüse und der Ringwirbelschicht und durch die Querschnittsfläche der Wirbelmischkammer bestimmt wird, ist das Verhältnis  $D_{ZD} / D_{RWS}$  für den externen Feststoffmassenstrom maßgebend.

**Konsequenzen aus diesen Betrachtungen werden im Abschnitt 8.1.2.2 über das Scale-up zu kommerziellen Anlagen vorgestellt.**

### 7.1.5 Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht

Die Höhe der Ringwirbelschicht  $H_{RWS}$  geht neben der Fluidisierung im Ring  $u_{RWS}$  und dem Durchmesser der Zentraldüse  $D_{ZD}$  in die Bestimmung des Feststoffmassenstroms ein (Gleichungen (7.18) und (7.20)). Somit wird der konvektive Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit im Bereich der Zentraldüse mit steigender Höhe der Ringwirbelschicht zunehmen (Abbildung 7.6). Da aus konstruktiven Gründen (Abschnitt 4.1.1.1) nur bei der Laboranlage die Höhe der Ringwirbelschicht geändert werden konnte, wurden nur die dort ermittelten Ergebnisse

(Abschnitt 6.4.3 und Abbildung 6.35) für den folgenden Vergleich mit den berechneten Massenströmen pro Flächeneinheit herangezogen.

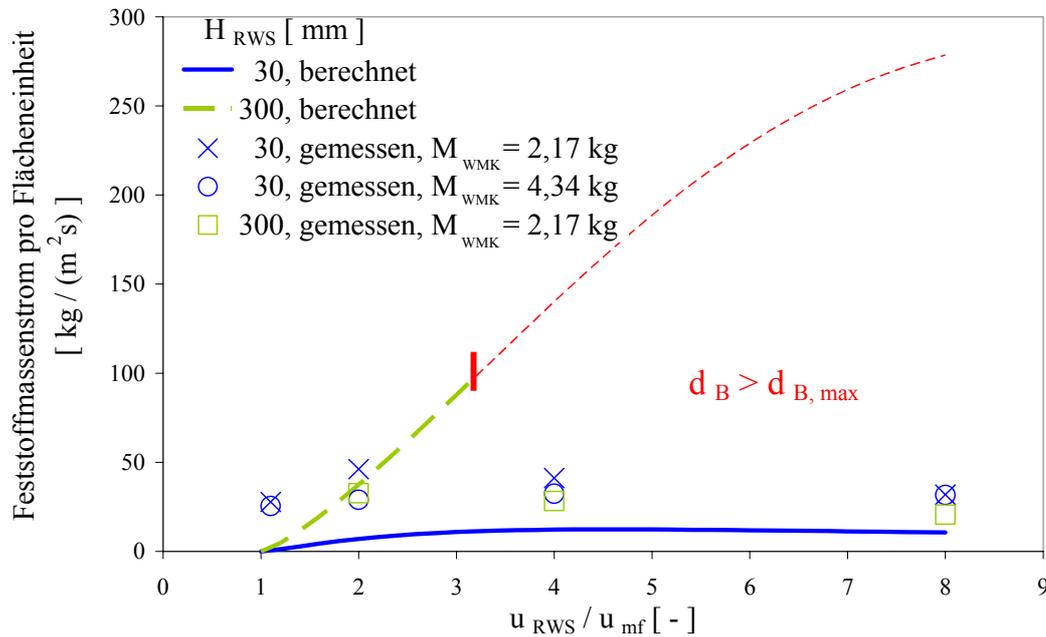


Abbildung 7.6: Vergleich zwischen berechnetem und gemessenem Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit bei unterschiedlichen Ringhöhen (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $u_{ZD} / w_f = 2$ ,  $H_{Sonden} = 50 \text{ mm}$ )

Für eine Ringhöhe von  $H_{RWS} = 300 \text{ mm}$  und eine Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf} = 2$  stimmen der gemessene Feststoffmassenstrom in einer Sondenhöhe von  $50 \text{ mm}$  bei  $33 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  mit dem berechneten Massenstrom im Bereich der Zentraldüse sehr gut überein. Allerdings bleibt der gemessene Massenstrom, sobald der maximale Durchmesser der Blase erreicht wird, d.h. für  $u_{RWS} / u_{mf} > 3,2$ , um ca.  $30 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  konstant, während der berechnete Wert weiter zunimmt. Wie im Abschnitt 7.1.2.3 gezeigt, ist die Korrelation für den Massenstrom nur dann physikalisch sinnvoll anwendbar, wenn der Blasendurchmesser kleiner als die Differenz zwischen dem Radius der Ringwirbelschicht und dem der Zentraldüse ist (Gleichung (7.15)). Bei der roten Markierung der Abbildung 7.6 wird diese Grenze erreicht und die Korrelation ist für  $u_{RWS} / u_{mf} > 3,2$  nicht anwendbar.

Für eine Ringhöhe von  $H_{RWS} = 30 \text{ mm}$  dagegen sind die gemessenen Feststoffmassenströme bei ca.  $40 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  um einen Faktor 2 größer als die berechneten Werte. Wie aus Abschnitt 6.4.3 bekannt, ist dies auf die niedrige Lage des Einlaufstutzens des Downers im Vergleich zur Mündung der Zentraldüse zurückzuführen, die dem Feststoff einen zusätzlichen Impuls quer zur Gasgeschwindigkeit gibt und den Eintrag in den Kernbereich erhöht. In diesem Fall wird der konvektive Feststoffeintrag aus den Blasen durch diesen zusätzlichen Eintrag verstärkt.

### 7.1.6 Limitierungen

Das Modell ermöglicht meistens sehr gute **quantitative** Aussagen über den Feststoffmassenstrom, der oberhalb der Zentraldüse eingemischt werden kann. Aus den experimentellen Messungen wird aber ersichtlich (u.a. Abschnitt 7.1.3), dass, um das im Abschnitt 6.3.4 erläuterte „Glockenprofil“ der internen Feststoffeinmischung zu erklären, der Einfluss der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse bei bestimmten Einstellungen mitberücksichtigt werden muss.

Für das Modell wird die Berechnung des Blasendurchmessers benötigt. Es können somit nur Berechnungen für Feststoffe durchgeführt werden, für die der Blasendurchmesser berechnet werden kann. Da die verwendete Korrelation (Gleichung (6.2)) aber nur für Feststoffe der Geldart-Gruppe B gilt, können somit keine Aussagen über den Feststoffeintrag beim Einsatz von Tonerde (Grenze zur Geldart-Gruppe A) getroffen werden.

## 7.2 Partikelbahnberechnung

Mit dem obigen Modell ist eine Quantifizierung des Angebots an Feststoff, das prinzipiell in den unteren Bereich des zentralen Jets eingemischt werden kann, möglich. Inwieweit dieser Feststoff auch tatsächlich in den Jet eingemischt wird, kann aber damit nicht erklärt werden. Die Einmischung des Feststoffs hängt davon ab, ob die einzelnen Partikeln durch den Zentralgasstrom über den Querschnitt der Zentraldüse verteilt werden können. Hierzu ist die Kenntnis der Partikelbahnen des eingemischten Feststoffs erforderlich. **Als gute Einmischung wird hier definiert, wenn die Partikelbahn des Feststoffs die Mittellinie der Zentraldüse bei einer Höhe oberhalb der Zentraldüse, die dem Radius der Zentraldüse entspricht, überschneidet.**

Im Folgenden wird deshalb ein Modell zur Berechnung der Partikelbahnen der durch die Blasen in den Kernbereich eingebrachten Partikel aufgestellt. Das Modell beschreibt die Bewegung einer Einzelpartikel ohne Berücksichtigung der Partikel-Partikel-Wechselwirkung und der Rückwirkung der Partikel auf das Fluid.

### 7.2.1 Grundidee des Modells

Die Grundidee des Modells besteht darin, dass eine Feststoffpartikel betrachtet wird, die sich am Rand der Zentraldüse  $(0, 0)$  befindet und aufgrund der Blasen aus dem Ring oberhalb der Zentraldüse mit einem Feststoffeindring-

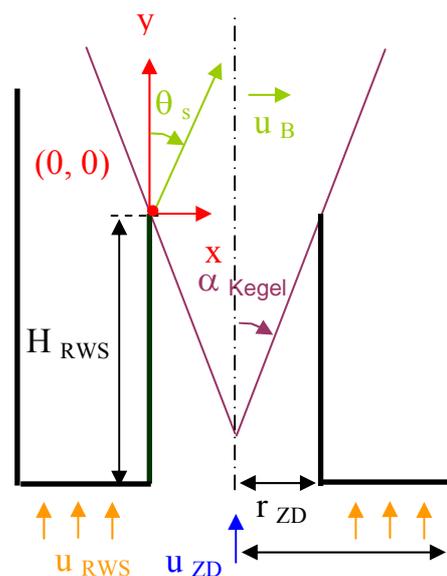


Abbildung 7.7: Modell

winkel  $\theta_s$  herauskatapultiert wird (Abbildung 7.7). Abhängig von der Anlagen-geometrie und der eingestellten Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD}$  und in der Ringwirbelschicht  $u_{RWS}$  (Tabelle 7.1) wird ihre Partikelbahn berechnet und als qualitatives Kriterium herangezogen, um die Qualität der Einmischung im Kernbereich zu beurteilen bzw. danach vorzuberechnen (Kapitel 8).

*Tabelle 7.1: Eingangsgrößen für die Berechnung der Partikelbahn*

<b>Geometrie</b>	$r_{ZD \text{ innen}} / r_{ZD \text{ außen}}$	Radius der Zentraldüse innen / außen
	$r_{RWS}$	Radius der Ringwirbelschicht
	$H_{RWS}$	Höhe der Ringwirbelschicht
<b>Einzelkorn</b>	$\rho_s$	Feststoffdichte
	$d_s$	Sauterdurchmesser
	$x(t=0), y(t=0)$	Startkoordinaten
	$\theta_s$	Feststoffeindringwinkel
	$u_{mf}$	Minimalfluidisationsgeschwindigkeit
	$v_s$	Feststoffgeschwindigkeit
<b>Gas</b>	$w_f$	Einzelkornsinkgeschwindigkeit
	$\rho_f$	Fluiddichte
	$\nu$	Kinematische Viskosität
	$\alpha_{Kegel}$	Halber Öffnungswinkel des Kegels
	$d_B$	Blasendurchmesser
	$u_B$	Blasengeschwindigkeit
	$u_{ZD} / w_f = X$	Startgeschwindigkeit in der Zentraldüse
$u_{RWS} / u_{mf} = Y$	Startgeschwindigkeit in der Ringwirbelschicht	

Es wird angenommen, dass an der Kante der Zentraldüse am Zeitpunkt  $t = 0$  der Betrag der Partikelgeschwindigkeit im „wake“ der Blase gleich der Blasenauftiegs- geschwindigkeit  $u_B$  ist. Diese Blasengeschwindigkeit wird für die im Ring eingestellte Fluidisierung  $u_{RWS}$  und für die betrachtete Höhe des Rings  $H_{RWS}$  anhand der Gleichungen (6.2) bis (6.5) bestimmt. Somit folgt für die Startgeschwindigkeit  $v_s(t=0)$  des Feststoffs:

$$v_{s,x}(t=0) = \sin \theta_s \cdot |\bar{u}_B(H_{RWS}, u_{RWS})| \quad (7.22)$$

$$v_{s,y}(t=0) = \cos \theta_s \cdot |\bar{u}_B(H_{RWS}, u_{RWS})| \quad (7.23)$$

mit: 
$$0^\circ \leq \theta_s \leq 90^\circ \quad (7.24)$$

Die lokale Gasgeschwindigkeit  $u_f$  dagegen wird je nach betrachtetem Bereich in der Anlage unterschiedlich modelliert (Abschnitt 7.2.2.3). Besonders wichtig ist dabei ihre Modellierung innerhalb des zentralen Jets, der anhand eines halben Öffnungswinkels  $\alpha_{\text{Kegel}}$  mit:

$$0^\circ < \alpha_{\text{Kegel}} < 90^\circ \quad (7.25)$$

definiert wird. Als Startgeschwindigkeit des Gases wird die Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD}$ , ausgedrückt als ein Vielfaches der Einzelkornsinkgeschwindigkeit  $w_f$ , genommen.

Unabhängig von den örtlichen Bedingungen kann die allgemeine Lösung der Bewegungsgleichung aufgestellt und gelöst werden (Abschnitte 7.2.2.1 und 7.2.2.2).

## 7.2.2 Herleitung

### 7.2.2.1 Bewegungsgleichungen

Ausgangspunkt für die Modellierung ist die Ableitung der Bewegungsgleichung einer kugelförmigen Einzelpartikel im Schwerfeld. Diese Einzelpartikel wird durch ihre Dichte  $\rho_s$  und ihr Durchmesser  $d_s$  definiert und bewegt sich mit einer Geschwindigkeit  $v_s$ . Sie wird von einem Fluid der

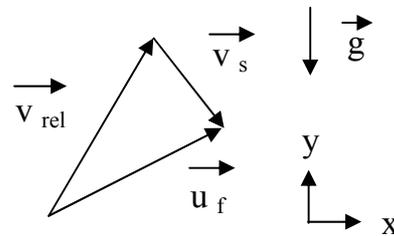


Abbildung 7.8: Planare Bewegung einer von einem Fluid angeströmten Partikel

Geschwindigkeit  $u_f$ , der Dichte  $\rho_f$  und der kinematischen Viskosität  $\nu$  angeströmt (Abbildung 7.8). Aus der Kräftebilanz erhält man, dass die Trägheitskraft der Partikel gleich der Summe aus Widerstandskraft und der um den Auftrieb verminderten Gewichtskraft der Partikel ist:

$$\rho_s \cdot \frac{\pi \cdot d_s^3}{6} \cdot \frac{d\vec{v}_s}{dt} = c_w(\text{Re}_{v_{\text{rel}}}) \cdot \frac{\pi \cdot d_s^2}{4} \cdot \frac{\rho_f}{2} \cdot |\vec{v}_{\text{rel}}| \cdot \vec{v}_{\text{rel}} + (\rho_s - \rho_f) \cdot \frac{\pi \cdot d_s^3}{6} \cdot \vec{g} \quad (7.26)$$

Es folgt demnach für die Feststoffbeschleunigung:

$$\frac{d\vec{v}_s}{dt} = \frac{3}{4} \cdot c_w(\text{Re}_{v_{\text{rel}}}) \cdot \frac{\rho_f}{\rho_s \cdot d_s} \cdot |\vec{v}_{\text{rel}}| \cdot \vec{v}_{\text{rel}} + \left(1 - \frac{\rho_f}{\rho_s}\right) \cdot \vec{g} \quad (7.27)$$

Dabei lässt sich der Widerstandbeiwert  $c_w$  anhand der Kaskas-Gleichung für die mit der Relativgeschwindigkeit gebildete Reynolds-Zahl  $\text{Re}_{v_{\text{rel}}}$  bestimmen (Gleichungen (7.28) bis (7.30)):

$$c_w(\text{Re}_{v_{\text{rel}}}) = \frac{24}{\text{Re}_{v_{\text{rel}}}} + \frac{4}{\sqrt{\text{Re}_{v_{\text{rel}}}}} + 0,4 \quad (7.28)$$

$$\text{mit:} \quad \text{Re}_{v_{\text{rel}}} = \frac{|\vec{v}_{\text{rel}}| \cdot d_s}{\nu} \quad (7.29)$$

$$\text{und} \quad \vec{v}_{\text{rel}} = \vec{u}_f - \vec{v}_s \quad (7.30)$$

Nach Projizieren der Bewegungsgleichung (7.26) auf die x- und y-Achse erhält man anhand der normierten Relativgeschwindigkeit:

$$|\vec{v}_{\text{rel}}| = \sqrt{v_{\text{rel},x}^2 + v_{\text{rel},y}^2} = \sqrt{(u_{f,x} - v_{s,x})^2 + (u_{f,y} - v_{s,y})^2} \quad (7.31)$$

und mit folgender Schreibweise:

$$v_{s,x} = \frac{dx}{dt} \quad (7.32)$$

$$v_{s,y} = \frac{dy}{dt} \quad (7.33)$$

$$\frac{dv_{s,x}}{dt} = \frac{d^2x}{dt^2} \quad (7.34)$$

$$\frac{dv_{s,y}}{dt} = \frac{d^2y}{dt^2} \quad (7.35)$$

die zwei gesuchten Bewegungsgleichungen:

$$\frac{d^2x}{dt^2} = \frac{3}{4} \cdot c_w(\text{Re}_{v_{\text{rel}}}) \cdot \frac{\rho_f}{\rho_s \cdot d_s} \cdot |\vec{v}_{\text{rel}}| \cdot (u_{f,x} - \frac{dx}{dt}) \quad (7.36)$$

$$\frac{d^2y}{dt^2} = \frac{3}{4} \cdot c_w(\text{Re}_{v_{\text{rel}}}) \cdot \frac{\rho_f}{\rho_s \cdot d_s} \cdot |\vec{v}_{\text{rel}}| \cdot (u_{f,y} - \frac{dy}{dt}) - (1 - \frac{\rho_f}{\rho_s}) \cdot g \quad (7.37)$$

Aus den Eingangsgrößen der Tabelle 7.1 können dementsprechend die Startbedingungen für die Parameter der Gleichungen (7.28) bis (7.31) bei einem Zeitpunkt  $t = 0$  bestimmt werden.

### 7.2.2.2 Methode zur Lösung der Bewegungsgleichungen

Um die zwei oben hergeleiteten Bewegungsgleichungen im Falle einer ortsabhängigen beschleunigten Gasströmung zu lösen, wird die Berechnungsmethode von Eck verwendet [ECK 1978]. Dabei wird die zu berücksichtigende ebene Strömung abschnittsweise linearisiert, indem sie aus vielen Feldern zusammengesetzt wird, in denen jeweils eine konstante Gasgeschwindigkeit herrscht. Die Annäherung einer gekrümmten Strömung erfolgt dadurch für praktische Zwecke ausreichend genau und wird rechnerisch leicht ermittelbar. Es wird vorausgesetzt, dass das Zeitintervall  $\Delta t$  zwischen zwei aufeinander folgenden Abschnitten so ausgewählt wird, dass die relativen Feststoffgeschwindigkeitsänderungen:

$$\frac{\Delta v_s}{v_s} < 0,03 \quad (7.38)$$

betragen und dass Feldgeschwindigkeitsunterschiede von 2,5 bis 5 % und Richtungsänderungen von 5 bis 10° nicht überschritten werden. Die Turbulenz der Strömung wird bei der Berechnung nicht berücksichtigt. Dies ist in erster Näherung zulässig, solange die Schwankungsgeschwindigkeiten kleiner als 10 % der örtlichen Strömungsgeschwindigkeit sind, was in der Regel außerhalb der wandnächsten Schichten gewährleistet ist [ECK 1978].

Die Anwendung dieser Methode führt zu einer zeitlichen Diskretisierung des Problems, d.h. zu einem zeitlich betrachtet, iterativen Verfahren zur Lösung der Differentialgleichungen zwischen dem Zeitpunkt  $t_i$  und  $t_{i+1}$ . Dabei werden der Widerstandsbeiwert, die Relativgeschwindigkeit und die Gasgeschwindigkeit in den Gleichungen bei einem Zeitpunkt  $t_i$  als konstant betrachtet. Die Feststoffgeschwindigkeit und -beschleunigung (erste und zweite Zeitableitung der Koordinaten) werden dagegen bei einem Zeitpunkt  $t_{i+1}$  und als zeitabhängig angesehen. Die obigen Differentialgleichungen (7.36) und (7.37) lassen sich dann als einfache Differentialgleichungen zweiter Ordnung lösen.

Anhand der Ausgangsbedingungen über die Feststoffgeschwindigkeiten und Startkoordinaten beim Zeitpunkt  $t_i$ :

$$\frac{dx(t_i)}{dt} = v_{s,x}(t_i) \quad (7.39)$$

$$\frac{dy(t_i)}{dt} = v_{s,y}(t_i) \quad (7.40)$$

$$x(t_i) \quad (7.41)$$

$$y(t_i) \quad (7.42)$$

können demzufolge die neuen Koordinaten am Zeitpunkt  $t_{i+1}$  als Funktion des Widerstandsbeiwerts und der Feststoff- und Gasgeschwindigkeiten am Zeitpunkt  $t_i$  mit:

$$c_w(\text{Re}_{v_{\text{rel}}}(t_i)) = c_w(t_i) \quad (7.43)$$

zur Vereinfachung der Schreibweise, als:

$$x(t_{i+1}) = \frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_s \cdot d_s}{c_w(t_i) \cdot \rho_f \cdot |\vec{v}_{\text{rel}}(t_i)|} \cdot (u_{f,x}(t_i) - v_{s,x}(t_i)) \cdot e^{-\frac{3}{4} \cdot \frac{c_w(t_i) \cdot \rho_f \cdot |\vec{v}_{\text{rel}}(t_i)|}{\rho_s \cdot d_s} \cdot (t_{i+1} - t_i)} + u_{f,x}(t_i) \cdot (t_{i+1} - t_i) + \frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_s \cdot d_s}{c_w(t_i) \cdot \rho_f \cdot |\vec{v}_{\text{rel}}(t_i)|} \cdot (v_{s,x}(t_i) - u_{f,x}(t_i)) + x(t_i) \quad (7.44)$$

$$\begin{aligned}
y(t_{i+1}) = & \frac{4}{9} \cdot \left[ 3 \cdot c_w(t_i) \cdot \rho_f \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)| \cdot (u_{f,y}(t_i) - v_{s,y}(t_i)) + 4 \cdot g \cdot d_s \cdot \rho_f \cdot \left(1 - \frac{\rho_s}{\rho_f}\right) \right] \cdot \\
& \frac{\rho_s \cdot d_s}{c_w^2(t_i) \cdot \rho_f^2 \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)|^2} \cdot e^{-\frac{3 \cdot c_w(t_i) \cdot \rho_f \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)|}{\rho_s \cdot d_s} \cdot (t_{i+1} - t_i)} + [u_{f,y}(t_i) \\
& + \frac{4}{3} \cdot \frac{g \cdot d_s}{c_w(t_i) \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)|} \cdot \left(1 - \frac{\rho_s}{\rho_f}\right)] \cdot t_{i+1} - \frac{1}{9} \cdot [12 \cdot \rho_s \cdot d_s \cdot c_w(t_i) \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)| \cdot \rho_f \cdot \\
& (u_{f,y}(t_i) - v_{s,y}(t_i)) + 16 \cdot d_s^2 \cdot g \cdot \rho_s \cdot \rho_f \cdot \left(1 - \frac{\rho_s}{\rho_f}\right) + 12 \cdot g \cdot d_s \cdot c_w(t_i) \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)| \cdot \\
& \rho_f^2 \cdot \left(1 - \frac{\rho_s}{\rho_f}\right) \cdot t_i] \cdot \frac{1}{c_w^2(t_i) \cdot \rho_f^2 \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)|^2} + y(t_i) - u_{f,y}(t_i) \cdot t_i
\end{aligned} \tag{7.45}$$

ausgedrückt werden.

Nach Ableitung als Funktion der Zeit  $t_{i+1}$  werden die Koordinaten dann zu Geschwindigkeiten:

$$v_{s,x}(t_{i+1}) = u_{f,x}(t_i) + (v_{s,x}(t_i) - u_{f,x}(t_i)) \cdot e^{-\frac{3 \cdot c_w(t_i) \cdot \rho_f \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)|}{\rho_s \cdot d_s} \cdot (t_{i+1} - t_i)} \tag{7.46}$$

$$\begin{aligned}
v_{s,y}(t_{i+1}) = & \left[ v_{s,y}(t_i) - u_{f,y}(t_i) - \frac{4}{3} \cdot \frac{g \cdot d_s}{c_w(t_i) \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)|} \cdot \left(1 - \frac{\rho_s}{\rho_f}\right) \right] \cdot e^{-\frac{3 \cdot c_w(t_i) \cdot \rho_f \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)|}{\rho_s \cdot d_s} \cdot (t_{i+1} - t_i)} \\
& + u_{f,y}(t_i) + \frac{4}{3} \cdot \frac{g \cdot d_s}{c_w(t_i) \cdot |\bar{v}_{rel}(t_i)|} \cdot \left(1 - \frac{\rho_s}{\rho_f}\right)
\end{aligned} \tag{7.47}$$

Die für einen Zeitpunkt  $t_{i+1}$  so neu berechneten Feststoffkoordinaten und Feststoffgeschwindigkeiten werden dann zur iterativen Berechnung der gleichen Größe bei dem nächsten Zeitpunkt  $t_{i+2}$ , z. B. nach einem Zeitintervall von  $\Delta t = 1 \cdot 10^{-4}$  s gemäß dem in Abbildung 7.9 dargestellten Ablaufschema eingesetzt. Dafür muss aber die Gasgeschwindigkeit bekannt sein.

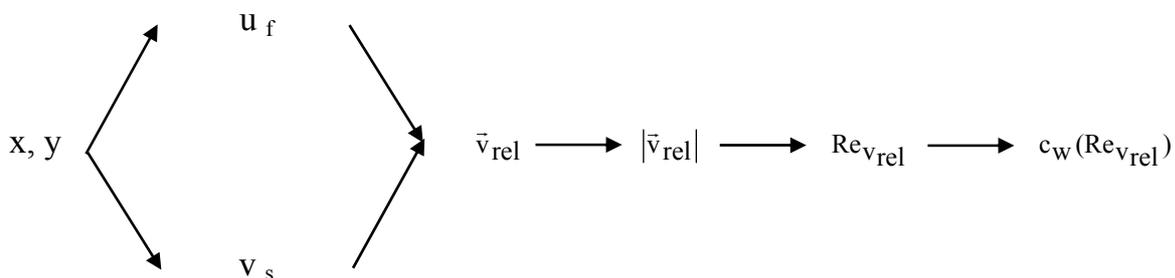


Abbildung 7.9: Parameter bei einem Zeitpunkt  $t_{i+1}$  nach Lösung der Differentialgleichungen

### 7.2.2.3 Modell für die Gasgeschwindigkeit

Für die Modellierung der Gasgeschwindigkeit in der Anlage werden unterschiedliche Bereiche definiert. Es wird zwischen dem Bereich innerhalb und außerhalb des zentralen Jets unterschieden.

- **Modell für die Gasgeschwindigkeit innerhalb des zentralen Jets**

Grundvoraussetzung bei der Modellierung der Gasgeschwindigkeit im zentralen Jet ist, dass das aus der Zentraldüse mit einer mittleren Geschwindigkeit  $u_{ZD}$  strömende Gas nicht ab der Mündung der Zentraldüse schlagartig die Leerrohrgasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer annimmt. Das über die Zentraldüse zugeleitete Gas bildet einen Kegel aus, in dem eine Ortsabhängigkeit der Gasgeschwindigkeit vorliegt. Somit weist die Gasgeschwindigkeit eine **axiale und radiale Komponente** auf.

Zur Berechnung der Gasgeschwindigkeit im Jet wurde die aus der Literatur wohlbekannte Lösung des turbulenten runden Freistrahls nach Schlichting herangezogen [SCHLICHTING 1958] und in einem zweiten Schritt von Hein an die geometrischen sowie dissipativen Eigenschaften der Wirbelmischkammer angepasst [HEIN 2006]. Der experimentell ermittelte zentrale Jet wird demnach einem turbulenten runden Freistrahls gleichgesetzt und das Geschwindigkeitsfeld des Gases oberhalb der Zentraldüse bei Berücksichtigung der Impulserhaltung modelliert (Abbildung 7.10). Dabei ist zu betonen, dass kein Übergangsbereich zwischen Zentraldüse und Freistrahls vorliegt, dass der Feststoff keine Rückwirkung auf die Gasströmung ausübt, dass es kein Druckabfall längs des Strahls gibt und dass der Randbereich in der Wirbelmischkammer nur von untergeordneter Bedeutung ist.

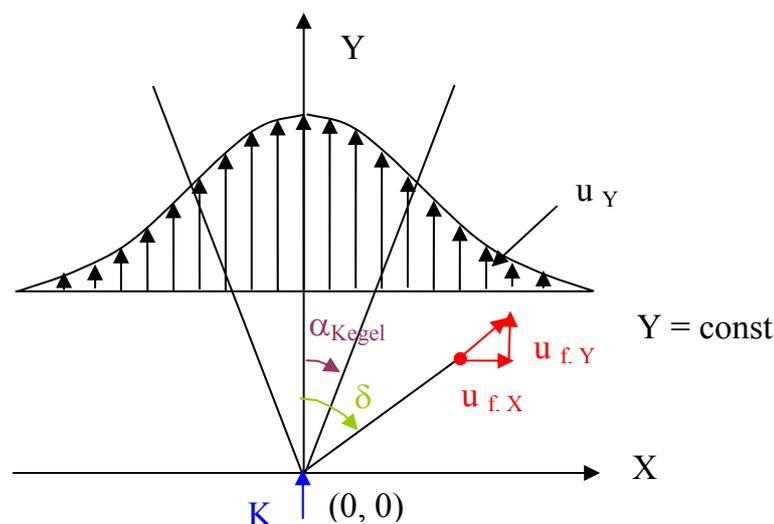


Abbildung 7.10: Modell der Freistrahlschicht [in Anlehnungen an SCHLICHTING 1933]

➤ Freistrahtheorie nach Schlichting

Inspiziert von Tollmien [TOLLMIEN 1926] und von dem Mischungsansatz von Prandtl, hat Schlichting die Lösung des laminaren runden Freistrahls hergeleitet [SCHLICHTING 1933] und für den turbulenten Freistrahл erweitert [SCHLICHTING 1958]. Ausgangspunkt seiner Betrachtung ist die Annahme eines runden Freistrahls in einem halb unendlichen Raum (Abbildung 7.10).

Wird der Bereich:

$$-\infty < X < \infty$$

$$0 < Y < \infty$$

mit: 
$$\tan \delta = \frac{X}{Y} \quad \text{und} \quad -\frac{\pi}{2} < \delta < \frac{\pi}{2} \quad (7.48)$$

betrachtet, so ergibt sich für die radiale und axiale Geschwindigkeitskomponente  $u_{f,X}$  und  $u_{f,Y}$  [SCHLICHTING 1958]:

$$u_{f,X}(X, Y) = \frac{1}{4} \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot K}{\pi}} \cdot \frac{\eta \cdot \left(1 - \frac{1}{4} \cdot \eta^2\right)}{\left(1 + \frac{1}{4} \cdot \eta^2\right)^2} \cdot \frac{1}{Y} \quad (7.49)$$

$$u_{f,Y}(X, Y) = \frac{u_{f,Y}(0, Y)}{\left(1 + \frac{1}{4} \cdot \eta^2\right)^2} \quad (7.50)$$

mit: 
$$u_{f,Y}(0, Y) = \frac{3 \cdot K}{8 \cdot \pi \cdot \varepsilon_0} \cdot \frac{1}{Y} \quad (7.51)$$

und 
$$\eta = \frac{1}{4} \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot K}{\pi}} \cdot \frac{1}{\varepsilon_0} \cdot \frac{X}{Y} = \frac{1}{4} \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot K}{\pi}} \cdot \frac{1}{\varepsilon_0} \cdot \tan \delta \quad (7.52)$$

Dabei beschreibt  $K$  den Impuls des Freistrahls in  $Y$ -Richtung an der Stelle  $(0, 0)$  und  $\varepsilon_0$  eine **Pseudoviskosität**, die sich aus dem Mischungsansatz von Prandtl ergibt und noch vom Impuls abhängt.

**Hierbei ist aber zu betonen, dass in der vorliegenden Arbeit im Gegensatz zu Schlichting nicht nur mit Gasen als Medium gearbeitet wird, sondern auch von im Strahl dispergierten Feststoffpartikeln ausgegangen wird. Diese haben insbesondere einen Einfluss auf die Pseudoviskosität  $\varepsilon_0$  des Systems.**

Es gibt einen Kegel mit einem halben Öffnungswinkel  $\alpha_{\text{Kegel}}$  derart, dass auf dem Kegel die axiale Komponente der Gasgeschwindigkeit  $u_{f,Y}(X, Y)$  exakt gleich der Hälfte der Komponente  $u_{f,Y}(0, Y)$  ist (Gleichung (7.50)). Der Abstand  $X_{1/2}$  vom Zentrum des Strahls wird als „halbe Breite“ in „halber Tiefe“ bezeichnet. Da die Stromlinien affin sind, kann diese Definition der „halben Breite“ benutzt werden, um wichtige Beziehungen abzuleiten.

Für eine konstante Y-Koordinate ist bei  $X = X_{1/2}$  der Winkel  $\delta$  gleich dem halben Konusöffnungswinkel  $\alpha_{\text{Kegel}}$  und es folgt mit den Gleichungen (7.50) und (7.52):

$$\frac{u_{f,Y}(X_{1/2}, Y)}{u_{f,Y}(0, Y)} = \frac{1}{2} = \left(1 + \frac{1}{4} \cdot \eta_{1/2}^2\right)^{-2}, \quad (7.53)$$

so dass sich mit Gleichung (7.52):

$$\tan \alpha_{\text{Kegel}} = \frac{X_{1/2}}{Y} = 8 \cdot \varepsilon_0 \cdot \sqrt{\sqrt{2}-1} \cdot \sqrt{\frac{\pi}{3 \cdot K}} \quad (7.54)$$

bzw.:

$$\varepsilon_0 = \frac{\tan \alpha_{\text{Kegel}}}{8 \cdot \sqrt{\sqrt{2}-1}} \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot K}{\pi}} \quad (7.55)$$

ergibt. **Für einen fest vorgegebenen Impuls K im Jet hängt somit der halbe Öffnungswinkel  $\alpha_{\text{Kegel}}$  direkt mit der Pseudoviskosität  $\varepsilon_0$  zusammen, die beim Vorliegen von Feststoff größer als bei reiner Luft sein wird.**

Mit der Schreibweise  $\eta$  gleich  $2 \cdot k \cdot X$  und der Gleichung (7.52) gilt:

$$k = \frac{1}{8} \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot K}{\pi}} \cdot \frac{1}{\varepsilon_0} \cdot \frac{1}{Y} = \frac{\sqrt{\sqrt{2}-1}}{\tan \alpha_{\text{Kegel}}} \cdot \frac{1}{Y} \quad (7.56)$$

Durch die Eliminierung der Pseudoviskosität in Gleichung (7.51) mit Gleichung (7.55) folgt eine Beziehung, die die Axialgeschwindigkeit entlang der Symmetrieachse mit dem Eingangsimpuls K und dem Winkel  $\alpha_{\text{Kegel}}$  verbindet:

$$u_{f,Y}(0, Y) = \frac{\sqrt{\sqrt{2}-1}}{\tan \alpha_{\text{Kegel}}} \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot K}{\pi}} \cdot \frac{1}{Y} \quad (7.57)$$

Der Volumenstrom und der Impuls, die in eine Höhe Y durch einen Kreis mit dem Radius X treten, können berechnet werden.

Für den **Volumenstrom** gilt dann:

$$\dot{V}(X, Y) = 2 \cdot \pi \cdot \int_0^X u_{f,Y}(x, Y) \cdot x \cdot dx = \pi \cdot \frac{u_{f,Y}(0, Y)}{k^2} \cdot \frac{1}{1 + \frac{1}{k^2 \cdot X^2}} \quad (7.58)$$

Mit den Gleichungen (7.55) bis (7.57) ergibt sich:

$$\frac{u_{f,Y}(0, Y)}{k^2} = \frac{\tan \alpha_{\text{Kegel}}}{\sqrt{\sqrt{2}-1}} \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot K}{\pi}} \cdot Y = 8 \cdot \varepsilon_0 \cdot Y, \quad (7.59)$$

so dass man mit Gleichung (7.56) für den Gasvolumenstrom durch einen Kreis mit dem Radius X in Höhe Y erhält:

$$\dot{V}(X, Y) = \frac{8 \cdot \pi \cdot \varepsilon_0 \cdot Y}{1 + \frac{\tan^2 \alpha_{\text{Kegel}}}{\sqrt{2}-1} \cdot \left(\frac{Y}{X}\right)^2} = \frac{8 \cdot \pi \cdot \varepsilon_0 \cdot Y}{1 + \frac{1}{\sqrt{2}-1} \cdot \frac{\tan^2 \alpha_{\text{Kegel}}}{\tan^2 \delta}} \quad (7.60)$$

Da der Volumenstrom für  $X \rightarrow \infty$  eine Abhängigkeit von der Höhe  $Y$ :

$$\dot{V}(\infty, Y) = 8 \cdot \pi \cdot \varepsilon_0 \cdot Y \quad (7.61)$$

aufweist, ist dieser im Gebiet  $Y > 0$  **keine Erhaltungsgröße**.

Für den **Impuls** gilt ähnlich:

$$\dot{i}(X, Y) = 2 \cdot \pi \cdot \int_0^X u_{f,Y}^2(x, Y) \cdot x \cdot dx = \pi \cdot \frac{u_{f,Y}^2(0, Y)}{3 \cdot k^2} \cdot \frac{1 + \frac{3}{k^2 \cdot X^2} + \frac{3}{k^4 \cdot X^4}}{\left(1 + \frac{1}{k^2 \cdot X^2}\right)^3} \quad (7.62)$$

Für  $K$  erhält man mit den Gleichungen (7.56) und (7.59):

$$K = \pi \cdot \frac{u_{f,Y}^2(0, Y)}{3 \cdot k^2} \quad (7.63)$$

und eingesetzt in Gleichung (7.62) für den Impuls:

$$\dot{i}(X, Y) = \Omega(k^2 \cdot X^2) \cdot K \quad (7.64)$$

$$\text{mit: } \Omega(k^2 \cdot X^2) = \frac{1 + 3 \cdot \frac{\tan^2 \alpha_{\text{Kegel}}}{\sqrt{2}-1} \cdot \frac{Y^2}{X^2} + 3 \cdot \left(\frac{\tan^2 \alpha_{\text{Kegel}}}{\sqrt{2}-1} \cdot \frac{Y^2}{X^2}\right)^2}{\left(1 + \frac{\tan^2 \alpha_{\text{Kegel}}}{\sqrt{2}-1} \cdot \frac{Y^2}{X^2}\right)^3} \quad (7.65)$$

Da für  $X \rightarrow \infty$

$$\Omega(\infty) \rightarrow 1 \text{ und } \dot{i}(\infty, Y) \rightarrow K, \quad (7.66)$$

ist der **axiale Impuls** im Halbraum  $Y > 0$  eine **Erhaltungsgröße**.

➤ Anpassung an die Wirbelmischkammer

Für die Berechnung der Gasgeschwindigkeit im Jet des aus der Zentraldüse austretenden Gasvolumenstroms wird davon ausgegangen, dass sich an der Mündung der Zentraldüse ein kegelförmiger Gasstrahl mit dem halben Konusöffnungswinkel  $\alpha_{\text{Kegel}}$  ausbildet. Der Anlaufbereich der Strömung von Schlichting wird hier nicht berücksichtigt. Der Ursprung des Kegelwinkels, der als Punktquelle zu betrachten ist, liegt innerhalb der Zentraldüse bei einer Tiefe  $T_{\text{Kegel}}$  von der Düsenkante (Abbildung 7.11).

Für die Anpassung der Ergebnisse des Freistrahls wird weiter angenommen, dass der mit dem Gas aus der Zentraldüse austretende Impuls  $K_{ZD}$  gleich dem Impuls im Strahl ist, der sich an der Düsenmündung innerhalb des Kegels mit dem halben Öffnungswinkel  $\alpha_{Kegel}$  einstellt:

$$\dot{i}(r_{ZD}, T_{Kegel}) = \pi \cdot r_{ZD}^2 \cdot u_{ZD}^2 = K_{ZD} \quad (7.67)$$

Dabei stellt dieser halbe Öffnungswinkel eine Art Pseudoviskosität des Systems dar, die je nach Anteil an Feststoff im System unterschiedliche Werte annehmen kann.

Mit:

$$\tan \alpha_{Kegel} = \frac{r_{ZD}}{T_{Kegel}} \quad (7.68)$$

ergibt sich aus Gleichung (7.65) für  $\Omega$ :

$$\Omega = \frac{1 + \frac{3}{\sqrt{2}-1} + \frac{3}{(\sqrt{2}-1)^2}}{\left(1 + \frac{1}{\sqrt{2}-1}\right)^3} = 0,6464 \quad (7.69)$$

Für den axialen Impuls  $K$  an der Stelle  $(0, 0)$  erhält man aus Gleichungen (7.64) mit Gleichungen (7.67) und (7.69):

$$K = \frac{\dot{i}}{\Omega} = \frac{K_{ZD}}{\Omega} = 1,547 \cdot K_{ZD} \quad (7.70)$$

Der Impuls des als Strahl aus der Zentraldüse austretenden Gasstroms ist voraussetzungsgemäß identisch mit dem Impuls des Zentralgasvolumenstroms aus Gleichung (7.67). Der Impuls des Strahls außerhalb der Zentraldüse ist gleich dem 1,547-fachen des Impulses des Zentralgasstroms. Hierdurch wird die Einmischung vom Gas in den Jet erschwert und das Abklingen der axialen Geschwindigkeit des Gasjets unterschätzt.

Für den Volumenstrom am Düsenaustritt  $\dot{V}(r_{ZD}, T_{Kegel})$  erhält man mit der Gleichung (7.60) beim Einsetzen von Gleichungen (7.55), (7.68) und (7.70):

$$\dot{V}(r_{ZD}, T_{Kegel}) = \frac{8 \cdot \pi \cdot \varepsilon_0 \cdot Y_{ZD}}{1 + \frac{1}{\sqrt{2}-1}} = \sqrt{\frac{3 \cdot (\sqrt{2}-1)}{2 \cdot \Omega}} \cdot \pi \cdot r_{ZD}^2 \cdot u_{ZD} = 0,9804 \cdot \dot{V}_{ZD} \quad (7.71)$$

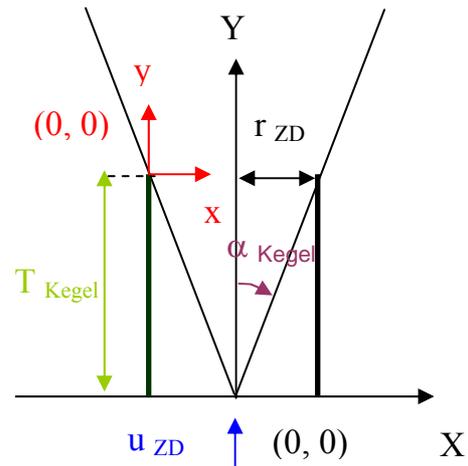


Abbildung 7.11: Geometrie der Ringwirbelschicht

Wie ersichtlich, entspricht der mit dem Modell ausgerechnete Volumenstrom an der Mündung der Zentraldüse 98 % des tatsächlichen Volumenstroms  $\dot{v}_{ZD}$ . Somit stehen diese Ergebnisse in hervorragender Übereinstimmung mit den Aussagen der Stromfadentheorie [HEIN 2006].

➤ Gleichungen für die Gasgeschwindigkeit im Freistrah

Mit der obigen Anpassung können die allgemeinen Gleichungen für die Gasgeschwindigkeit innerhalb des Freistrahls formuliert werden (Gleichungen (7.49) bis (7.52) mit Gleichungen (7.54) und (7.70)):

$$u_{f,x}(X, Y) = \frac{1}{4} \cdot \sqrt{\frac{3}{\Omega}} \cdot r_{ZD} \cdot u_{ZD} \cdot \frac{\eta \cdot \left(1 - \frac{1}{4} \cdot \eta^2\right)}{\left(1 + \frac{1}{4} \cdot \eta^2\right)^2} \cdot \frac{1}{Y} \quad (7.72)$$

$$u_{f,y}(X, Y) = \sqrt{\frac{3 \cdot (\sqrt{2} - 1)}{\Omega}} \cdot \frac{1}{\tan \alpha_{Kegel}} \cdot r_{ZD} \cdot u_{ZD} \cdot \frac{1}{\left(1 + \frac{1}{4} \cdot \eta^2\right)^2} \cdot \frac{1}{Y} \quad (7.73)$$

mit: 
$$\eta = 2 \cdot \frac{\sqrt{\sqrt{2} - 1}}{\tan \alpha_{Kegel}} \cdot \frac{X}{Y} \quad (7.74)$$

Bei Berücksichtigung der Verschiebung des Koordinatensystems:

$$x = X + r_{ZD} \quad (7.75)$$

$$y = Y - T_{Kegel} = Y - \frac{r_{ZD}}{\tan \alpha_{Kegel}} \quad (7.76)$$

ergibt sich schließlich:

$$u_{f,x} = u_{ZD} \cdot \frac{\sqrt{3}}{4 \cdot \sqrt{\Omega}} \cdot \frac{r_{ZD}}{y + \frac{r_{ZD}}{\tan \alpha_{Kegel}}} \cdot \frac{\eta \cdot \left(1 - \frac{1}{4} \cdot \eta^2\right)}{\left(1 + \frac{1}{4} \cdot \eta^2\right)^2} \quad (7.77)$$

$$u_{f,y} = u_{ZD} \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot (\sqrt{2} - 1)}{\Omega}} \cdot \frac{r_{ZD}}{r_{ZD} + y \cdot \tan \alpha_{Kegel}} \cdot \frac{1}{\left(1 + \frac{1}{4} \cdot \eta^2\right)^2} \quad (7.78)$$

mit: 
$$\eta = 2 \cdot \sqrt{\sqrt{2} - 1} \cdot \frac{x - r_{ZD}}{r_{ZD} + y \cdot \tan \alpha_{Kegel}} \quad (7.79)$$

Da der halbe Öffnungswinkel des Kegels in diesem Modell mit der Pseudoviskosität  $\varepsilon_0$  korreliert, die aufgrund des vorhandenen Feststoffs variieren kann, kann er unterschiedliche Werte annehmen (Gleichung (7.25)). Somit muss er an die experimentellen Ergebnisse angepasst werden (Abschnitt 7.2.3.3).

### ➤ Geschwindigkeitsprofil im Gasstrahl

Mit den obigen Gleichungen kann das Gasgeschwindigkeitsprofil innerhalb des Gasstrahls dargestellt werden. Als Beispiel sind in Abbildung 7.12 die Gasgeschwindigkeiten für einen Zentraldüsenradius von 27 mm, eine Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse von 10 m/s und einen halben Öffnungswinkel von  $20^\circ$  wiedergegeben.

Unabhängig von der betrachteten Höhe über der Zentraldüse ist die axiale Komponente in der Mitte des Strahls am größten und die radiale Komponente gleich Null. Sobald aber die Zentralachse verlassen wird, nimmt die axiale Komponente stark ab und beträgt am Rand des Freistrahls per Definition nur noch die Hälfte der axialen Geschwindigkeit in der Mitte des Kegels (Gleichung (7.53)). Gleichzeitig wird der Betrag der radialen Komponente ungleich Null und durchläuft ein Maximum bis zum Rand der Zentraldüse. Diese radiale Geschwindigkeit gewährleistet, dass die bereits eingemischten Partikel aus der Strahlmitte zum Rand transportiert werden. Mit zunehmender Höhe über der Düse nehmen die beiden Geschwindigkeitskomponenten ab.

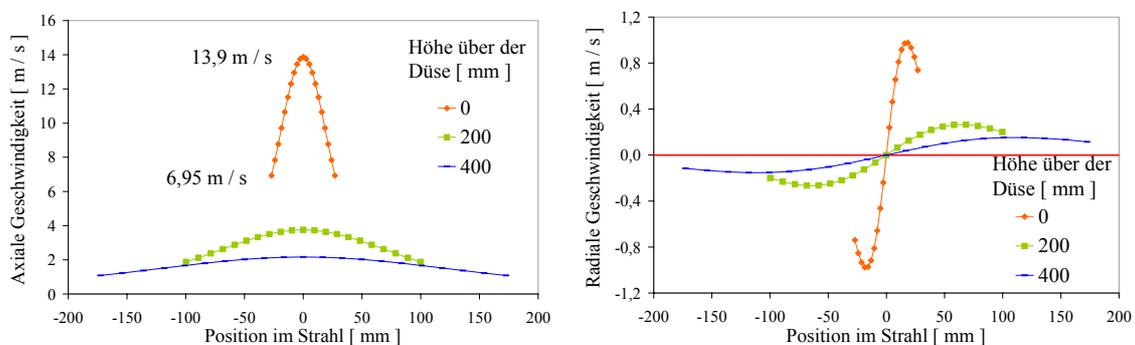


Abbildung 7.12: Gasgeschwindigkeit im zentralen Jet bei unterschiedlichen Höhen über der Zentraldüse ( $r_{ZD} = 27$  mm,  $u_{ZD} = 10$  m/s,  $\alpha_{Kegel} = 20^\circ$ )

#### • Modell für die Gasgeschwindigkeit außerhalb des zentralen Jets

Um eine vollständige Berechnung der Partikelbahn im gesamten System zu ermöglichen, müssen die Bereiche der Abbildung 7.13 außerhalb des Jets bei der Modellierung berücksichtigt werden. Eine Übersicht über die dort herrschenden Gas- und Feststoffgeschwindigkeiten  $u_f(t_{i+1})$  und  $v_s(t_{i+1})$  und über die Randbedingungen  $x(t_{i+1})$  und  $y(t_{i+1})$  sind in der Tabelle 7.2 zu finden.



Tabelle 7.2: Bedingungen für die Berechnung der Gas- und Feststoffgeschwindigkeit

Bereich	$x(t_{i+1})$ und $y(t_{i+1})$	$u_f(t_{i+1})$	$v_s(t_{i+1})$
1	$-r_{\text{Anlage}} + r_{\text{ZD}}$ und $y(t_i)$	Abbruch der Berechnung	
4	$r_{\text{Anlage}} + r_{\text{ZD}}$ und $y(t_i)$		
2	Nach (7.44) und (7.45)	Nach (7.79) und (7.80)	Nach (7.46) und (7.47)
3			
5	Nach (7.44) und (7.45)	$u_{f,x} = 0$ $u_{f,y} = u_{\text{RWS}}$	Nach (7.46) und (7.47)
6	Falls $x(t_{i+1}) \geq 2 r_{\text{ZD}}$ : $2 r_{\text{ZD}}$ und $y(t_i)$	Abbruch der Berechnung	
	Falls $x(t_{i+1}) < 2 r_{\text{ZD}}$ : nach (7.44) und (7.45)	$u_{f,x} = 0$ $u_{f,y} = u_{\text{ZD}}$	Falls $x(t_{i+1}) < 2 r_{\text{ZD}}$ : nach (7.46) und (7.47)

Unabhängig von der betrachteten Höhe  $y$  gilt zusätzlich, dass sobald die Partikel in Kontakt mit der Wand tritt (Bereiche 1, 4 und am Rand der Zentraldüse), die Berechnung der Partikelbahn abgebrochen wird.

Oberhalb der Zentraldüse wird der durch die Ringwirbelschicht transportierte Fluidmassenstrom für die dortige Fluidgeschwindigkeit nicht berücksichtigt.

**Gemäß dieser Unterteilung in Bereiche ist nun die Gasgeschwindigkeit überall definiert und kann für die Berechnung der Partikelbahnen verwendet werden.**

### 7.2.3 Einfluss der Anpassungsparameter des Modells

Aus der obigen Betrachtung sind der Feststoffeindringwinkels  $\theta_s$  und der halbe Öffnungswinkel des Kegels  $\alpha_{\text{Kegel}}$ , als Maß für die Pseudoviskosität des Systems, als **einziger Parameter frei wählbar**. Dementsprechend muss deren Einfluss auf die Modellierung untersucht und deren Wert an die experimentellen Bedingungen und Ergebnisse des Kapitels 6 angepasst werden.

#### 7.2.3.1 Feststoffeindringwinkel $\theta_s$

Der Einfluss des Feststoffeindringwinkels  $\theta_s$  auf die Partikelbahn und damit auf die Einmischung ist in Abbildung 7.14 für einen halben Öffnungswinkel des Kegels

$\alpha_{\text{Kegel}}$  von  $20^\circ$  dargestellt. Für einen Winkel von  $45$  oder  $90^\circ$  wird die Partikel beim Zerplatzen der Blasen oberhalb der Zentraldüse transportiert. Bei einem Winkel von  $\theta_s > 90^\circ$  wird der Grenzfall betrachtet, bei dem die Partikel von den Blasen in radialer Richtung in die Zentraldüse hineinkatapultiert wird.

Im Falle eines  $90^\circ$ -Winkels ist die radiale Komponente der Partikel bei  $t = 0$  am größten (Gleichung (7.22)). Die Partikel kann im Vergleich zu den anderen Startwinkeln für eine gegebene Höhe über der Zentraldüse am weitesten in den Düsenbereich eindringen. Bei Winkeln kleiner  $90^\circ$  nimmt der Anteil der axialen Geschwindigkeitskomponente zu und der radialen ab (Gleichungen (7.22) und (7.23)), so dass der Feststoff bereits bei kleineren Eindringtiefen von der Kernströmung mitgerissen wird. Wird nun in einem hypothetischen Fall der Feststoff direkt in die Zentraldüse hineingeschossen ( $\theta_s = 135^\circ$ ), so dringt er in die Zentraldüse hinein (Höhe  $< 0$ ), wo er aufgrund der dort vorliegenden Gasgeschwindigkeit ( $u_{f,y} = u_{ZD}$ ) nach kurzer radialer Wegstrecke wieder heraus transportiert wird. Die Einmischung des Feststoffs bei geringen Höhen über der Düse ist im betrachteten Fall bei einem Eindringwinkel von  $90^\circ$  am ausgeprägtesten.

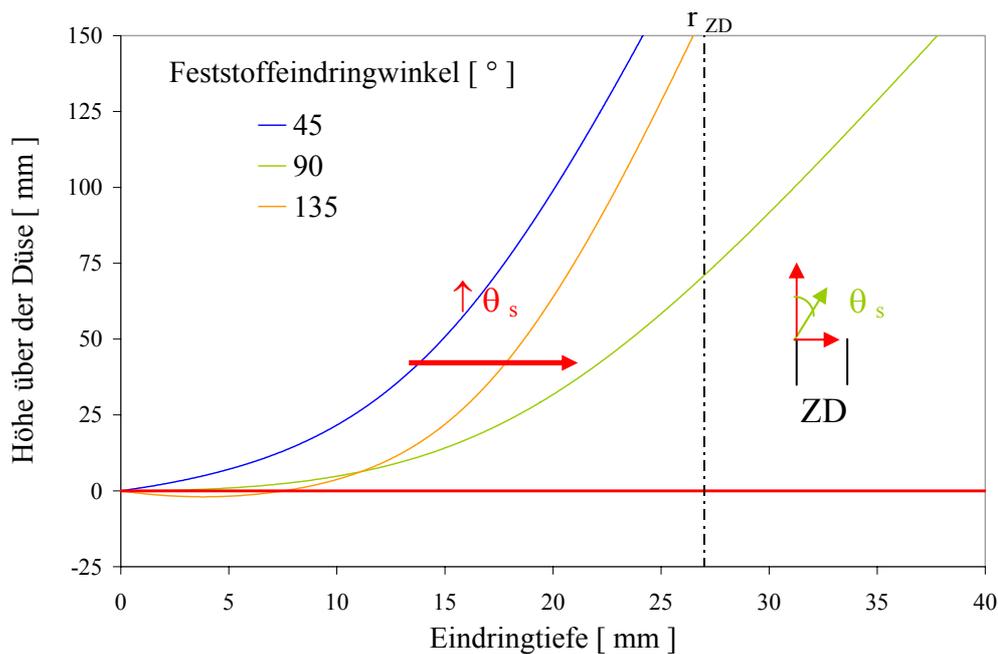


Abbildung 7.14: Einfluss des Feststoffeindringwinkels  $\theta_s$  (Laboranlage, Quarzsand  $P_{0,2-0,25}$ ,  $u_{ZD}/w_f = 4$ ,  $u_{RWS}/u_{mf} = 2$ ,  $D_{ZD,innen} = 54$  mm,  $H_{RWS} = 180$  mm,  $\alpha_{\text{Kegel}} = 20^\circ$ )

Der Einfluss des Eindringwinkels  $\theta_s$  bleibt auch bei anderen Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse erhalten. D.h. der bei gegebener Höhe zu erwartende weiteste Abstand der Partikel von der Düsenwand in Richtung der Mittelachse der Düse liegt bei einem Startwinkel von  $90^\circ$  vor. Damit wird für gegebene Betriebsbedingungen

für einen **Feststoffeindringwinkel von  $90^\circ$**  die beste Feststoffmischung in den **Düsenbereich** erzielt. Er wird deshalb **für alle kommenden Berechnungen als konstant** betrachtet. Somit folgt:

$$\theta_s = 90^\circ \text{ für alle Berechnungen} \quad (7.80)$$

### 7.2.3.2 Halber Öffnungswinkel des Kegels $\alpha_{\text{Kegel}}$

Der Einfluss des halben Öffnungswinkels des Kegels  $\alpha_{\text{Kegel}}$  wirkt sich gemäß Gleichungen (7.77) bis (7.79) zuerst auf das Gasgeschwindigkeitsprofil im Kegel aus und dieses wirkt sich dann über die Relativgeschwindigkeit auf die Bewegung des Feststoffs aus. Dementsprechend werden diese beiden Aspekte getrennt behandelt.

#### • Einfluss auf die Gasgeschwindigkeit

Mit zunehmendem halben Öffnungswinkel  $\alpha_{\text{Kegel}}$  wird unabhängig von der betrachteten Höhe über der Zentraldüse (10 oder 100 mm) die axiale Komponente der Gasgeschwindigkeit immer kleiner werden, während die radialen Komponente immer zunimmt (Abbildung 7.15) (Gleichungen (7.77) bis (7.79)). Da bereits in einer Höhe von 10 mm oberhalb der Düse eine 3-fache höhere radiale Gasgeschwindigkeit bei einem Winkel von  $45^\circ$  vorliegt, wird es umso schwieriger für den Feststoff, aus den Blasen in den Kern einzudringen.

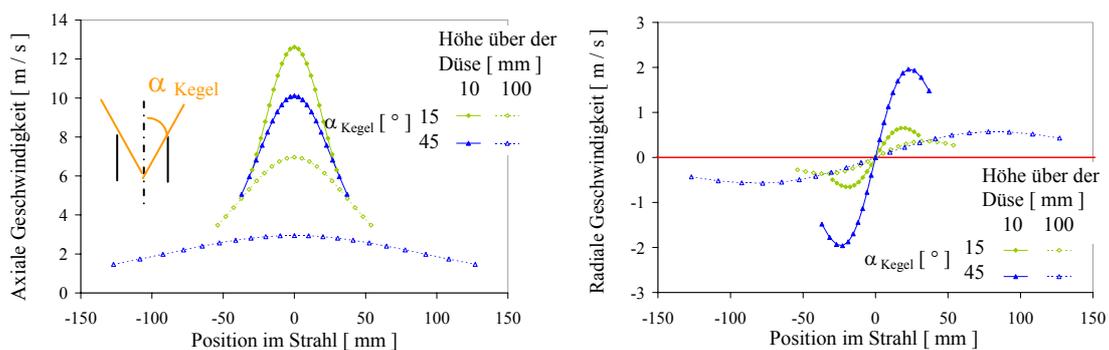


Abbildung 7.15: Einfluss des halben Öffnungswinkels des Kegels  $\alpha_{\text{Kegel}}$  bei unterschiedlichen Höhen über der Zentraldüse ( $r_{\text{ZD}} = 27 \text{ mm}$ ,  $u_{\text{ZD}} = 10 \text{ m/s}$ )

#### • Einfluss auf die Feststoffbewegung

Für die Laboranlage wird der Einfluss des halben Öffnungswinkels des Kegels  $\alpha_{\text{Kegel}}$  auf die Feststoffbewegung für typische Versuchsbedingungen in Abbildung 7.16 dargestellt. Wie im vorherigen Abschnitt schon angedeutet, nehmen

die Eindringtiefe des Feststoffs und die axiale Komponente der Feststoffgeschwindigkeit mit steigenden  $\alpha_{\text{Kegel}}$ -Werten aufgrund der höheren radialen Komponenten der Gasgeschwindigkeit ab. Somit kann abhängig vom halben Öffnungswinkel für ähnliche Versuchsbedingungen entweder eine „gute“ Feststoffeinmischung wie im Falle eines Winkels von  $0,01$  oder  $15^\circ$  oder auch nur eine sehr geringe, wie bei den beiden Winkeln von  $45$  und  $60^\circ$ , stattfinden. Dabei wird, wie im Abschnitt 7.2 schon erwähnt, die **Feststoffeinmischung als gut bezeichnet, sobald die Partikelbahn des Feststoffs die Mittellinie der Zentraldüse in einer Höhe kleiner als dem Radius der Zentraldüse überschneidet (Abschnitt 7.2).**

Da die axiale Komponente der Gasgeschwindigkeit bei kleineren Winkeln größer ist, wird der Feststoff schneller beschleunigt und erreicht für gleiche Höhen über der Zentraldüse größere axiale Geschwindigkeiten (Abbildung 7.16 rechts). Sie liegt z. B. für eine Höhe von  $100$  mm nur bei  $1,7$  m/s für  $\alpha_{\text{Kegel}} = 60^\circ$  gegenüber  $3,8$  m/s für einen Winkel von  $15^\circ$ .

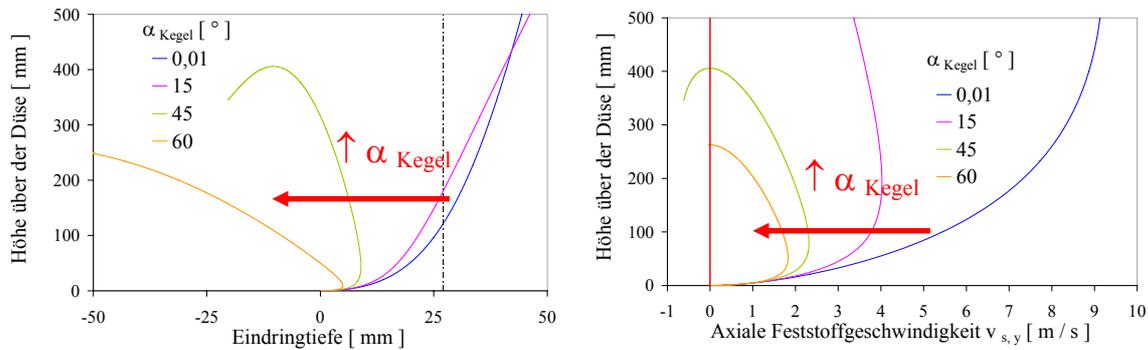


Abbildung 7.16: Einfluss des halben Öffnungswinkels des Kegels  $\alpha_{\text{Kegel}}$  auf die Partikelbahn (Laboranlage, Quarzsand  $P0,2-0,25$ ,  $u_{\text{ZD}} / w_f = 6$ ,  $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 2$ ,  $D_{\text{ZD, innen}} = 54$  mm,  $H_{\text{RWS}} = 180$  mm)

**Axiale Feststoffgeschwindigkeiten wurden mit den kapazitiven Sonden ermittelt. Durch den Vergleich der gemessenen mit dem berechneten Werten kann der Winkel  $\alpha_{\text{Kegel}}$  bestimmt werden.**

### 7.2.3.3 Anpassung an die experimentellen Ergebnisse

Aus der Impulsgleichung (7.64) bei Berücksichtigung von Gleichungen (7.65) und (7.70) kann der halbe Öffnungswinkel  $\alpha_{\text{Kegel}}$  bestimmt werden, wobei hier die mittlere axiale Gasgeschwindigkeit  $\bar{u}_{f,y}(X, Y)$  bekannt sein muss. Geht man davon aus, dass kein Schlupf zwischen den Feststoffpartikeln und der Gasströmung vorliegt, so kann die angepasste axiale Feststoffgeschwindigkeit eingesetzt werden.

$$\dot{i}(X, Y) = \frac{1 + 3 \cdot \frac{\tan^2 \alpha_{\text{Kegel}}}{\sqrt{2}-1} \cdot \frac{Y^2}{X^2} + 3 \cdot \left( \frac{\tan^2 \alpha_{\text{Kegel}}}{\sqrt{2}-1} \cdot \frac{Y^2}{X^2} \right)^2}{\left( 1 + \frac{\tan^2 \alpha_{\text{Kegel}}}{\sqrt{2}-1} \cdot \frac{Y^2}{X^2} \right)^3} \cdot \frac{\pi \cdot r_{\text{ZD}}^2 \cdot u_{\text{f,Y,ZD}}^2}{\Omega} = \pi \cdot X^2 \cdot \bar{u}_{\text{f,Y}}^2(X, Y) \quad (7.81)$$

Als axiale Feststoffgeschwindigkeit wird die mittlere Feststoffgeschwindigkeit aus der Verallgemeinerung der Gleichung (6.8) an beliebigen Koordinaten X und Y genommen. Diese stellt die mittlere Geschwindigkeit für die Querschnittsfläche mit einem Radius X, die aus den Sondenmessungen bei einer Position  $H_{\text{Sonden}}$  anhand der integralen Querschnittsbelastung und Feststoffkonzentration bestimmt wurde (Gleichung (7.82)):

$$v_{\text{s,integral}}(X, Y) = \frac{\bar{G}_{\text{s,zeit,gesamt}}}{\rho_{\text{s}} \cdot (1 - \varepsilon_{\text{gesamt}})} \quad (7.82)$$

Aus Gleichung (7.81) folgt für  $\alpha_{\text{Kegel}}$ :

$$\alpha_{\text{Kegel}} = \arctan \frac{1}{H_{\text{Sonden}}} \cdot \left( \frac{\sqrt{\sqrt{2}-1} \cdot \sqrt{d^{2/3} \cdot e^{2/3} - d^{1/3} \cdot e^{4/3} - d}}{u_{\text{f,Y,ZD}} \cdot \sqrt{\Omega}} - r_{\text{ZD}} \right) \quad (7.83)$$

mit d und e, die für feste (X, Y)-Koordinaten als konstant zu betrachten sind:

$$d = \Omega \cdot X^2 \cdot \bar{u}_{\text{f,Y}}^2(X, Y) - r_{\text{ZD}}^2 \cdot \bar{u}_{\text{f,Y,ZD}}^2 \quad (7.84)$$

$$e = r_{\text{ZD}}^2 \cdot \bar{u}_{\text{f,Y,ZD}}^2 \quad (7.85)$$

Wird nun die Gleichung (7.83) für die Fläche der Zentraldüse für eine große Anzahl an Versuchsbedingungen bei einem Schlupf von 0 gelöst (Abbildung 7.17), so können **mittlere halbe Öffnungswinkel von 45 und 41°** für die Pilot- und die Laboranlage ermittelt werden, wobei eine sehr starke Streuung der Werte mit Standardabweichungen von 20 bzw. 15° vorliegt, die auf die Komplexität der Sondenauswertung zurückzuführen ist.

Beim Einsetzen der ermittelten halben Öffnungswinkel in der Gleichung (7.55) werden für eine Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{\text{ZD}}$  von 10 m/s und für den jeweiligen Radius der Anlage (Gleichungen (7.67) und (7.70)) Pseudoviskositäten von  $4,6 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$  und  $13,7 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$  für die Labor- und Pilotanlage berechnet. Wie schon im Abschnitt 7.2.2.3 erwähnt, sind diese Werte deutlich größer als die kinematische Viskosität der reinen Luft.

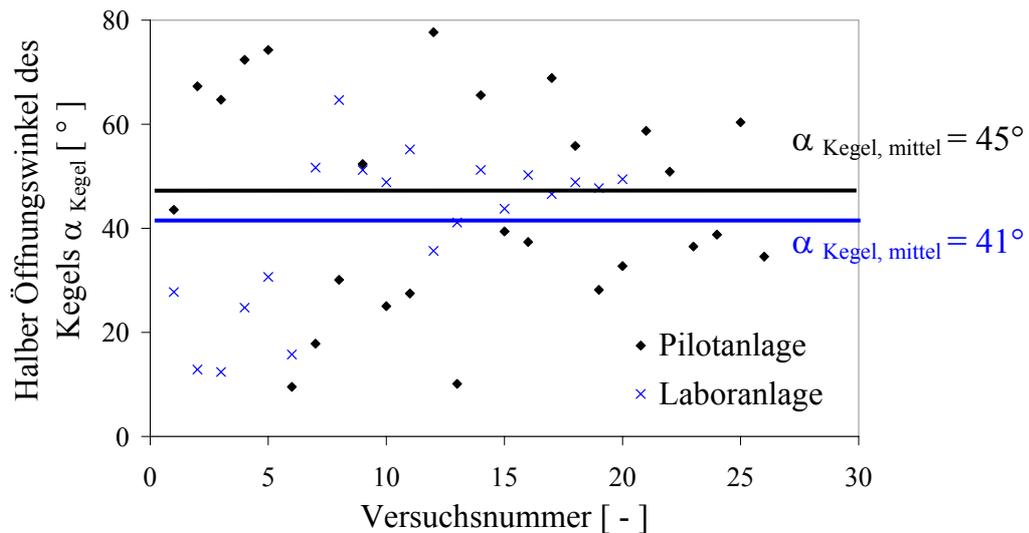


Abbildung 7.17: Halber Öffnungswinkel des Kegels  $\alpha_{\text{Kegel}}$  für unterschiedliche Versuchsbedingungen (Laboranlage,  $H_{\text{Sonden}} = 200 \text{ mm}$ ; Pilotanlage,  $H_{\text{Sonden}} = 200, 300, 400 \text{ und } 500 \text{ mm}$ )

#### 7.2.3.4 Validierung des Modells

Zur Validierung des Modells werden für die Laboranlage die Partikelbahnen und die zugehörigen Feststoffgeschwindigkeiten mit den oben ermittelten Anpassungsgrößen ( $\theta_s = 90^\circ$  und  $\alpha_{\text{Kegel}} = 41^\circ$ ) berechnet und mit den gemessenen axialen Geschwindigkeiten in verschiedenen Messhöhen verglichen. Für die Pilotanlage erfolgt die Validierung im Abschnitt 7.2.4.4.

In Abbildung 7.18 sind die Partikelbahnen für unterschiedliche Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse  $u_{\text{ZD}}$  wiedergegeben. Erwartungsgemäß nimmt die Eindringtiefe des Feststoffs und demzufolge die Feststoffkonzentration für eine konstante Fluidisierung im Ring ( $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 4$ ) mit steigender Geschwindigkeit drastisch ab und beträgt bei  $u_{\text{ZD}} / w_f = 16$  nur noch maximal 3,7 mm. Die berechneten axialen Feststoffgeschwindigkeiten  $v_{s,y}$  25 und 200 mm oberhalb der Düsenmündung nehmen aufgrund der höheren Gasgeschwindigkeit, und damit aufgrund der größeren Beschleunigung, ebenso zu.

Ein Vergleich mit den experimentell gemessenen Werten in Abbildung 6.14 bei einer radialen normierten Position von  $r / r_{\text{Anlage}} = 0,26$  zeigt in 25 mm-Höhe eine sehr gute Übereinstimmung beider Werte. Für die entsprechenden Werte in 200 mm-Höhe ergeben sich Abweichungen. Das Modell berücksichtigt keine Partikelwechselwirkung. Diese wird aber insbesondere durch die über den Strahlbereich eingemischte Feststoffpartikel in großen Höhen, wie z. B. bei der Höhe 200 mm, von Bedeutung und kann für die Diskrepanz zwischen Messwerten und berechneten Werten verantwortlich sein. **Somit gelten die qualitativen**

**Aussagen bezüglich der Feststoffeinmischung und Feststoffgeschwindigkeit im Strahl nur für den unmittelbaren Düsennahbereich.**

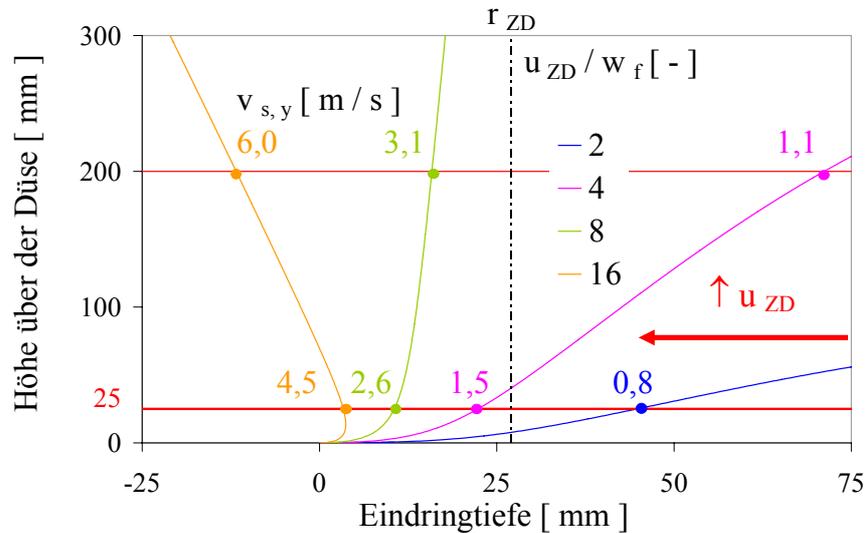


Abbildung 7.18: Einfluss der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse auf die Partikelbahn bei  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$  (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $D_{ZD, innen} = 54 \text{ mm}$ ,  $H_{RWS} = 180 \text{ mm}$ )

#### 7.2.4 Einfluss ausgesuchter Versuchsparameter

Nach der erfolgreichen Validierung des Modells wird es im kommenden Abschnitt angewandt, um einige im Kapitel 6 erläuterte Effekte einer physikalischen Erklärung zugänglich zu machen. Um Wiederholungen zu vermeiden, werden sehr kurz gehaltene Erläuterungen der jeweiligen Effekte gegeben und die Konsequenzen für die Feststoffeinmischung in den zentralen Jet aufgezeigt. Zwischen betriebsbedingten und geometrischen Parametern, die im vorherigen Kapitel getrennt behandelt wurden, wird nicht unterschieden. Da einige Parameter wie z. B. das Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer  $M_{WMK}$ , die Länge der Zentraldüse  $L_{ZD}$  oder das Vorliegen von Einbauten in der Modellbetrachtung nicht auftreten, werden sie hier nicht explizit behandelt.

Wegen der unbekanntenen Blasenauftiegschwindigkeit der Tonerde kann die Feststoffstartgeschwindigkeit gemäß Gleichungen (7.22) und (7.23) nicht berechnet werden.

##### 7.2.4.1 Einfluss der Zentraldüsen Geschwindigkeit

Wie die Validierung des vorherigen Abschnitts schon gezeigt hat, nimmt die Eindringtiefe der Partikel, die ein Maß für die Feststoffkonzentration im Jet ist, mit steigender Zentraldüsen Geschwindigkeit  $u_{ZD}$  unabhängig von allen anderen Parametern ab und die Feststoffgeschwindigkeit zu (Abbildung 7.18).

Für Gasgeschwindigkeiten  $u_{ZD} / w_f$  von 2 und 4 in der Zentraldüse kann der von den Blasen in den Kernbereich eingebrachte Feststoff schon bei geringeren Höhen über der Zentraldüse weiter als der Radius der Zentraldüse in den Düsenbereich eindringen. Bedingt durch die hohen Feststoffkonzentrationen und im Extremfall aufgrund der sterischen Hinderung (Abschnitt 6.3.3.2) kann aber nicht der gesamte angebotene Feststoff aus den Blasen eingemischt werden. Insgesamt sind moderate Querschnittsbelastungen in Düsenbereich zu erwarten. Bei größeren Geschwindigkeiten ( $u_{ZD} / w_f$  von 6) wird der durch die Blasen zur Verfügung gestellte Feststoff eingemischt: der Feststoffmassenstrom im Kern steigt. Für noch höhere Geschwindigkeiten ( $u_{ZD} / w_f$  von 8 und 16) können Partikel nicht mehr in den Bereich der Zentraldüse eingebracht werden. Der von den Blasen zur Verfügung gestellte Feststoff bleibt in einem Ringbereich um die Zentraldüse und wird nur zum Teil vom Gas aus der Zentraldüse mitgerissen (z. B. über die Schubspannung, die im Außenbereich des Jets wirkt). Ähnlich wie bei den zu kleinen Geschwindigkeiten, wird nicht mehr der gesamte von den Blasen angebotene Feststoff in den Kernbereich eingebracht, der Feststoffmassenstrom im Bereich der Zentraldüse fällt.

Somit nimmt das Feststoffmassenstromprofil im Bereich der Zentraldüse das in Abbildung 6.19 schematisch dargestellte „Glockenprofil“ an, wobei das Maximum durch den von den Blasen bereitgestellten Feststoffmassenstrom bedingt ist. **D.h. das „Blasenmodell“ liefert das Maximum der Kurve, wenn die „Kinetik“ erfüllt ist (d.h. wenn die Partikelbahn des Feststoffs die Mittellinie der Zentraldüse bei einer Höhe oberhalb der Zentraldüse, die dem Radius der Zentraldüse entspricht, überschneidet).**

#### 7.2.4.2 Einfluss der Fluidisierung im Ring

Bei einer weiteren Steigerung der Fluidisierung  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 4 auf 8 werden gemäß Gleichungen (6.2) bis (6.5) größere und schnellere Blasen erzeugt, die Feststofferuptionen bewirken, die ebenfalls größere radiale Geschwindigkeitskomponenten aufweisen und so den Feststoff tiefer in den Jet eindringen lassen (Abbildung 7.19). Bis auf den Wert  $u_{ZD} / w_f$  von 2 werden in einer Höhe von 25 mm geringfügig höhere Feststoffgeschwindigkeiten als bei der Fluidisationsgeschwindigkeit  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 4 (Abbildung 7.18) erreicht. Hierdurch wird das optimale Betriebsfenster, wie in Abbildungen 6.19 und 6.22 dargestellt, zu größeren Zentraldüsengeschwindigkeiten verschoben.

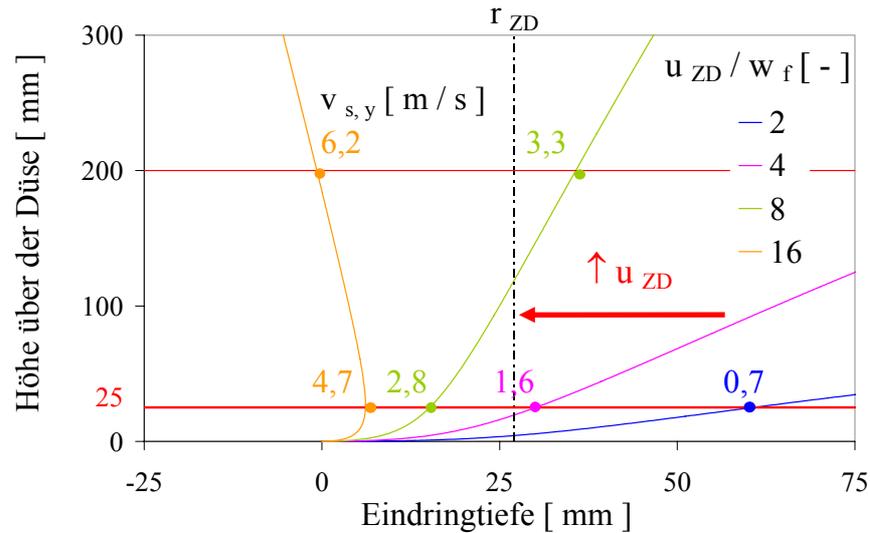


Abbildung 7.19: Einfluss der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse auf die Partikelbahn bei  $u_{RWS} / u_{mf} = 8$  (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $D_{ZD, innen} = 54$  mm,  $H_{RWS} = 180$  mm)

#### Bemerkung:

Da eine Verstärkung der Blasendynamik auch durch eine Zunahme der Höhe der Ringwirbelschicht gemäß (6.2) entsteht, können auch mit zunehmender Höhe der Ringwirbelschicht die gleichen Schlussfolgerungen gezogen werden.

#### 7.2.4.3 Einfluss des Durchmessers der Zentraldüse

Wird bei ähnlichen Versuchsbedingungen der Durchmesser der Zentraldüse von 54 auf 19 mm reduziert, so wird die jeweilige Partikelbahn des Feststoffs im Vergleich zur Abbildung 7.18 nur unwesentlich verändert (Abbildung 7.20).

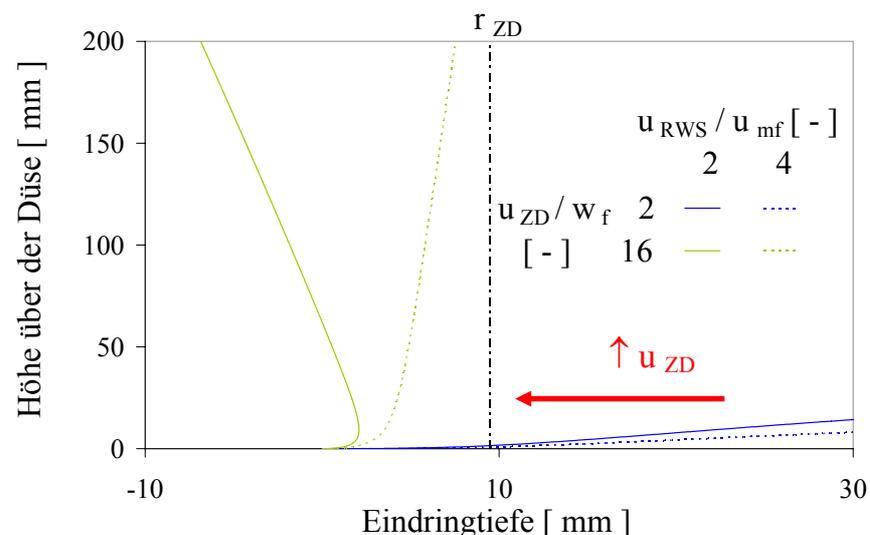


Abbildung 7.20: Einfluss der Gasgeschwindigkeiten auf die Partikelbahn bei  $D_{ZD, innen} = 19$  mm (Laboranlage, Quarzsand P0,2-0,25,  $H_{RWS} = 180$  mm)

Wegen des kleineren Radius der Zentraldüse von nur noch 9,5 mm ist die Eindringtiefe des Feststoffs bei der gleichen Höhe über der Zentraldüse vergleichsweise deutlich größer als bei 54 mm-Düse: die Feststoffkonzentration direkt am Ausgang der Zentraldüse steigt. Mit einem konvektiven Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit aus den Blasen, der 2,5-mal größer als im Falle der 54 mm-Düse ist (Abbildung 7.3) wird bei einem ähnlichen Geschwindigkeitsprofil 2 bis 2,5-mal mehr Feststoff in den zentralen Jet eingemischt. Dadurch steigt die dortige Feststoffkonzentration und kann durchaus Werte zwischen 10 und 14 % bei  $u_{ZD} / w_f = 2$  und  $u_{RWS} / u_{mf} = 2$  annehmen (Abbildung 6.26). **Durch die Nähe der Partikel zu einander (sterischer Effekt) bei diesen hohen Feststoffkonzentrationen entstehen Partikel-Partikel-Wechselwirkungen, die ein weiteres Einmischen an Feststoff verhindert (Abbildung 6.17 und Gleichungen (6.6) und (6.7)).** Selbst bei einer weiteren Erhöhung der Fluidisierung im Ring kann die Partikel nicht tiefer in den Jet „fliegen“: ein „Sättigungspunkt“ ist erreicht. Bei höheren Gasgeschwindigkeiten dagegen ( $u_{ZD} / w_f = 16$ ) wird es erneut schwieriger sein, Feststoff einzumischen, die Eindringtiefe nimmt drastisch ab und erst mit einer Steigerung der Fluidisierung  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 2 auf 4 nimmt die Feststoffkonzentration wieder zu (Abbildung 6.26).

**Abhängig von der Interaktion zwischen der Partikelbahn des Feststoffs, dem Angebot an Feststoff, das eingemischt werden kann, und dem  $d_B / D_{ZD}$ -Verhältnis kann durch eine sterische Hinderung ein „Sättigungseffekt“ auftreten.**

#### 7.2.4.4 Einfluss des Durchmessers der Anlage

Um den Einfluss des Durchmessers der Anlage zu untersuchen, wird das Modell mit einem halben Öffnungswinkel des Kegels  $\alpha_{\text{Kegel}}$  von  $45^\circ$  (Abschnitt 7.2.3.3) für die geometrischen Bedingungen der Pilotanlage angewandt ( $D_{ZD, \text{innen}} = 160$  mm und  $H_{RWS} = 1\,000$  mm) (Abbildung 7.21).

Bei einer Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf}$  von 4 überschreitet die Partikelbahn des Feststoffs die Mittellinie der Zentraldüse noch nicht. Es sollte somit für geringere Höhen oberhalb der Zentraldüse nur eine moderate Feststoffeinmischung vorhanden sein. Experimentell werden aber Feststoffkonzentrationen über der Düse in Abbildung 6.16 zwischen 8 und 14 % gemessen und das Auftreten eines „Sättigungseffektes“ festgestellt (Abschnitt 6.3.3.2). Dementsprechend können die ermittelten  $100 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$  aus dem konvektiven Feststoffmassenstrom pro Flächenanteil für  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$  der Abbildung 7.3 nicht in diesen Höhen völlig eingemischt werden. Somit muss ein weiterer Einfluss berücksichtigt werden: die **Clusterbildung**.

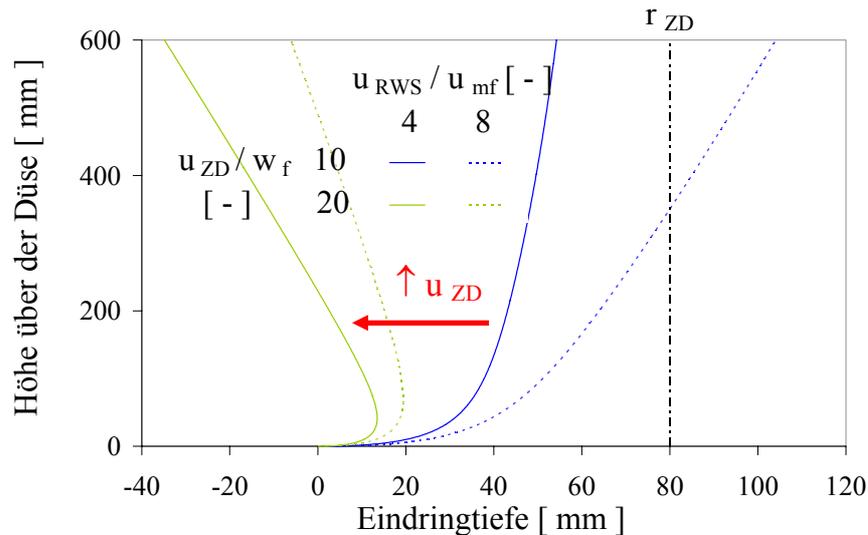


Abbildung 7.21: Einfluss der Gasgeschwindigkeiten auf die Partikelbahn bei  $D_{Anlage} = 740 \text{ mm}$  (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $D_{ZD, innen} = 160 \text{ mm}$ ,  $H_{RWS} = 1000 \text{ mm}$ )

## 7.2.5 Konsequenzen

### 7.2.5.1 Clusterbildung

Als Grundannahme im Modell wird ein Teil des „wake“ einer Blase bei der Blaseneruption in den Zentraldüsenbereich katapultiert (Anschnitt 7.1.1). Da der „wake“ ein bedeutsames Volumen im unteren Teil der Blase einnimmt, stellt er demnach eine Feststoffanreicherung dar, die deutlich größere charakteristische Abmessungen als eine Einzelpartikel hat. Es steht zu vermuten, dass je größer die Blase, desto größer ist die sich beim „Katapultieren“ aus dem „wake“ bildenden Feststoffstrukturen, oder auch Cluster genannt. Nur für kleine Blasen kann davon ausgegangen werden, dass eine Einzelpartikel bei der Blaseneruption katapultiert wird. Diese Cluster werden als kugelförmig mit einer Dichte angenommen, die gleich der Schüttdichte eines Festbettzustands ist:

$$\rho_{\text{Cluster}} = \rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{\text{FB}}) \quad (7.86)$$

Damit können unter Verwendung der für die Einzelpartikel abgeleiteten Bewegungsgleichungen die Partikelbahnen von einzelnen Clustern mit dem Clusterdurchmesser als Parameter berechnet werden (Abbildung 7.22). Die Zentraldüsenengeschwindigkeit wird auf dem 10-fachen der Einzelkornsinkgeschwindigkeit bezogen auf der Einzelpartikel, d.h.  $u_{ZD} = 15 \text{ m/s}$ , konstant gehalten. Da aber mit steigender Clustergröße die notwendige Gasgeschwindigkeit, um den Cluster in Schwebelage zu halten, gleichzeitig zunimmt, wird der Cluster bei der gleichen Startgeschwindigkeit (Gleichungen (7.22) und (7.23)) wie bei der Einzelpartikel tiefer in den Jet eindringen.

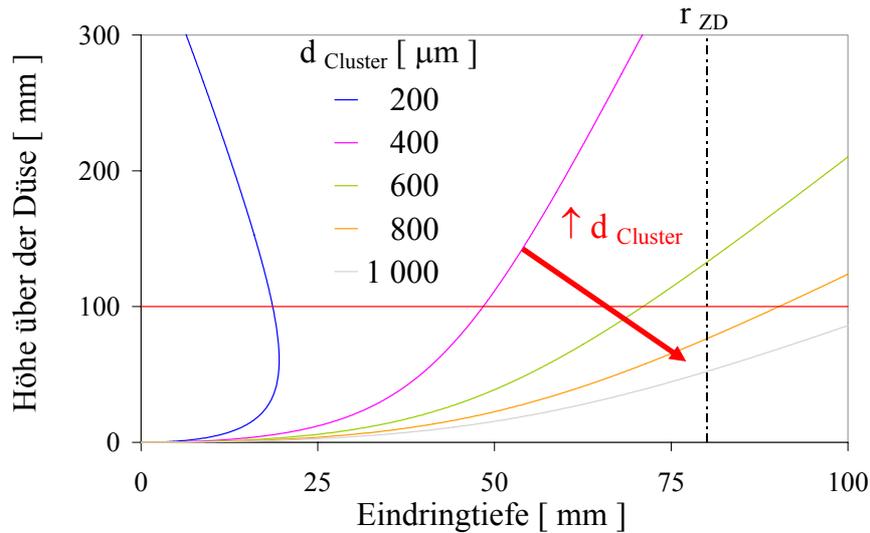


Abbildung 7.22: Einfluss des Durchmessers des Clusters auf die Partikelbahn (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $u_{ZD} / w_{f,ds} = 10$ ,  $u_{RWS} / u_{mf} = 4$ ,  $D_{ZD,innen} = 160$  mm,  $H_{RWS} = 1000$  mm)

Um in 100 mm-Sondenhöhe eine integrale Feststoffkonzentration größer 8 % zu erreichen (Abbildung 6.16), sollte die Partikelbahn bereits bei Höhen kleiner 100 mm die Mittellinie der Zentraldüse kreuzen, was aus Abbildung 7.22 bereits für eine Clustergröße größer 800 µm möglich ist.

Mit dieser kritischen Größe sind in Abbildung 7.23 Clusterbahnen bei einer Variation der Gasgeschwindigkeiten in der Anlage berechnet worden. Bei der gleichen Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD} / w_{f,ds} = 10$  wie in Abbildung 7.22, aber bei einer größeren Fluidisierung im Ring  $u_{RWS} / u_{mf,ds}$  von 8 dringt der Cluster tiefer in den Bereich der Zentraldüse ein. Dies hat, wie für die Einzelpartikel erläutert, zur Folge, dass es zu einer Cluster-Cluster-Wechselwirkung kommt, die ein weiteres Einmischen von Clustern verhindert. Ein „Sättigungspunkt“ ist erreicht. Bei einer höheren Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD} / w_{f,ds}$  von 20 dagegen ist die Eindringtiefe bei gleicher Höhe über der Zentraldüse kleiner und erreicht nicht die Mittellinie der Zentraldüse. Die Feststoffeinmischung wird vergleichsweise schlechter als bei der geringen Geschwindigkeit  $u_{ZD} / w_{f,ds}$  von 10 sein. In dem Fall ist eine Erhöhung der Feststoffkonzentration mit steigender Fluidisierung wieder möglich.

Cluster mit einem Durchmesser  $d_{Cluster}$  von 800 µm sind dementsprechend schon hinreichend, um das Auftreten einer „Sättigung“ bei geringen Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse, wie im Abschnitt 6.3.3.2 beobachtet, zu erklären. Würde dagegen die breite Korngrößenverteilung des Feststoffs mit einer Feststoffdichte  $\rho_s$  berücksichtigt werden, würden schon ein Partikeldurchmesser größer 400 µm ausreichen, um die gleichen Schlussfolgerungen ziehen zu können.

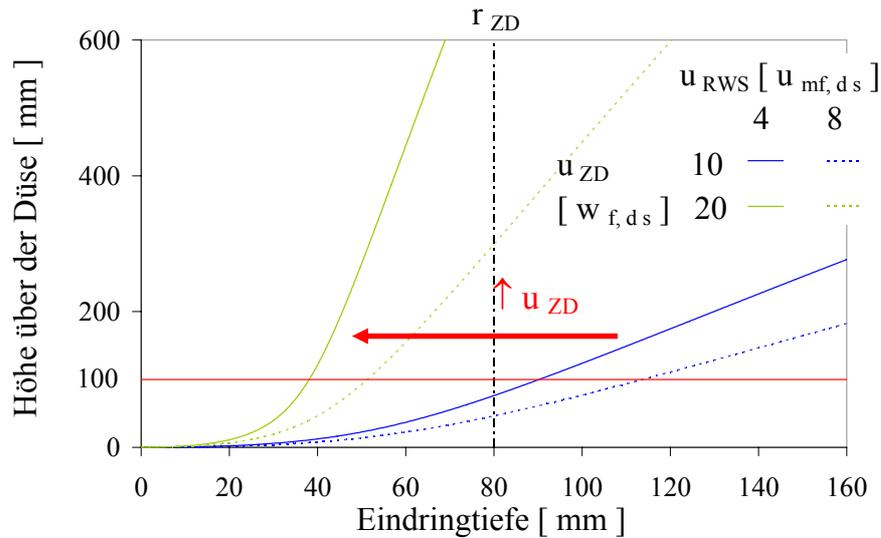


Abbildung 7.23: Einfluss der auf die Einzelpartikel bezogenen Gasgeschwindigkeiten auf die Partikelbahn bei  $d_{\text{cluster}} = 800 \mu\text{m}$  (Pilotanlage, Quarzsand F32,  $D_{\text{ZD, innen}} = 160 \text{ mm}$ ,  $H_{\text{RWS}} = 1000 \text{ mm}$ )

Bei  $u_{\text{RWS}} / u_{\text{mf}} = 4$  ergibt sich rechnerisch ein Blasendurchmesser  $d_{\text{B}}$  von 140 mm (Tabelle 6.2). Ein Cluster mit einer Größe von  $800 \mu\text{m}$ , die nur 0,6 % vom Blasendurchmesser beträgt, scheint somit noch von den Blasen transportierbar zu sein. Im Falle der Laboranlage würde ein Clusterdurchmesser von 0,6 % vom Blasendurchmesser einer Clustergröße von  $300 \mu\text{m}$  entsprechen, was knapp oberhalb des Sauterdurchmessers des Quarzsandes P0,2-0,25 bei  $273 \mu\text{m}$  liegen würde.

**Durch die Annahme, dass der Feststoff auch als Cluster mit einem Durchmesser von 0,6 % des an der Düsenkante vorliegenden Blasendurchmessers von den Blasen in den zentralen Jet katapultiert werden kann, können die experimentellen Ergebnisse des Kapitels 6 der Pilotanlage theoretisch belegt werden.**

#### 7.2.5.2 Regelung der Einmischung

An dieser Stelle ist noch einmal die wichtige Rolle der Ringwirbelschicht als „Feststofffeeder“ für den zentralen Jet zu betonen. Eine gute Einmischung des Feststoffs im Düsennahbereich kann einzig durch große und schnelle Blasen, die in der Lage sind, größere Feststoffmengen und Cluster zu transportieren, bewirkt werden. Deshalb müssen bei jeder Maßstabsvergrößerung die Fluidisierung im Ring  $u_{\text{RWS}}$  und deren Höhe  $H_{\text{RWS}}$ , die die Blasendynamik steuern (Gleichungen (6.2) bzw. (6.5)), „angemessen“ ausgewählt werden (Abschnitte 8.1.2.2 und 8.1.2.3).

### 7.2.6 Limitierungen

Das Modell zur Partikel- bzw. Clusterbahnberechnung erlaubt qualitative Aussagen über die Feststoffeinmischung und über den transportierten Feststoffmassenstrom. Der Einfluss des Feststoffinventars in der Wirbelmischkammer, der Länge der Zentraldüse oder der Stelle der Rückführ- oder Aufgabelitung können mit diesem Modell allerdings nicht berücksichtigt werden.

Bei der Flugbahnberechnung werden keine Wechselwirkungen mit anderen Partikeln berücksichtigt. Diese sind aber insbesondere bei hohem Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer nicht vernachlässigbar. Somit stellt die ermittelte Partikelbahn die **ideale Flugbahn** von der Partikel bzw. vom einzelnen Cluster dar.

### 7.3 Schlussfolgerung aus den beiden Modellen

Durch die Berechnung des Feststoffmassenstroms pro Flächeneinheit, der durch den konvektiven Transport der Blasen verursacht wird, kann das Angebot an Feststoff bestimmt werden, das in den Düsennahbereich potentiell eingemischt werden kann. Um die Güte dieser Einmischung zu beurteilen, muss die Partikelbahn des von den Blasen herauskatapultierten Feststoffs bei Berücksichtigung der Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse  $u_{ZD}$  und in der Ringwirbelschicht  $u_{RWS}$  ermittelt werden. Mit Hilfe eines modifizierten Freistrahlmmodells unter Verwendung von experimentell bestimmten Anpassungsgrößen (z. B.  $\alpha_{Kegel}$ ) können die experimentell festgestellten Ergebnisse, wie z. B. das Auftreten eines „Sättigungspunktes“ gut beschrieben werden. Bei einem größeren Durchmesser der Anlage (z. B. Pilotanlage) muss an Stelle von Einzelpartikeln von Clustern, deren Länge 0,6 % des maximalen Durchmessers der Blase entsprechen, ausgegangen werden.

Einige Parameter, wie das Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer, treten in beiden Modellen nicht auf, haben aber, wie die Experimente zeigen, einen Einfluss auf das Einmischverhalten der Partikel im Düsennahbereich. Aussagen über die externe Feststoffrezirkulation sind nur bei Berücksichtigung der Höhe der Wirbelmischkammer, der Stelle der Rückführ- und Aufgabelitung und der Gasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer möglich.

Dank einer hinreichenden Übereinstimmung bezüglich des Einflusses der Höhe der Ringwirbelschicht zwischen Experimenten und Modellvorhersagen werden im kommenden Kapitel Konsequenzen aus beiden Modellen zum Scale-up zu kommerziellen Ringwirbelschichtreaktoren vorgestellt.

## 8 Scale-up von Ringwirbelschichtreaktoren

Ausgehend von den Prozessbedingungen, die für den Betrieb kommerzieller Anlagen bekannt sind, werden im letzten Kapitel dieser Arbeit die Erkenntnisse aus den beiden Modellen herangezogen, um die Feststoffeinmischung in den zentralen Jet in Abhängigkeit unterschiedlicher Anlagengeometrie vorauszuberechnen. Die folgenden Aussagen beziehen sich allerdings aufgrund der eingesetzten Viskosität und Dichte des Fluids auf einen **Kaltbetrieb** der Anlage. Hauptziel dieses Kapitels ist die zusammenfassende Darstellung der Grundregeln bei der Auslegung und dem Betrieb von Ringwirbelschichtreaktoren. Diese werden als **Scale-up Kriterien** bezeichnet. Danach werden die Erfahrungen aus der Praxis anhand einer im Jahr 2003 in Betrieb genommenen industriellen Anlage berichtet, die Vor- und Nachteile des Ringwirbelschichtreaktors gegen herkömmliche Anlagenkonzepte angeführt und ein Ausblick auf weitere mögliche Anwendungsgebiete gegeben.

### 8.1 Auslegung eines industriell einsetzbaren Ringwirbelschichtreaktors

#### 8.1.1 Prozessbedingungen und Vorgehensweise bei der Auslegung

Um einen Ringwirbelschichtreaktor auslegen zu können, ist die Kenntnis einiger Prozessdaten Grundvoraussetzung. Dazu gehören die Feststoffdichte und die Korngrößenverteilung des Aufgabeguts sowie die Volumenströme, die Temperatur und der Druck der Gase, die für den Prozess benötigt werden. Mit diesen Daten können die Minimalfluidisation des Feststoffs und die Einzelkornsinkgeschwindigkeit für einen repräsentativen Partikeldurchmesser (Sauterdurchmesser  $d_s$  bzw. maximaler Partikeldurchmesser  $d_{p, \max}$ ) berechnet werden.

Gemäß des Prinzips der Anlage wird der gesamte Gasvolumenstrom zwischen der Zentraldüse und dem Ring so aufgeteilt, dass der Feststoff im Ring fluidisiert wird ( $u_{RWS} > u_{mf}$ ), jedoch noch nicht in die Zentraldüse hineinfällt ( $u_{ZD} > u_{ZD, \min}$ ). Obwohl im Abschnitt 4.4.2 keine klare Grenze zum Auftreten des Düsendurchfalls definiert wurde, kann als grober Anhaltspunkt die Mindestzentraldüsengeschwindigkeit folgendermaßen bestimmt werden:

$$u_{ZD, \min} > F_{\text{Sicherheit}} \cdot \text{Maximum} \left( w_{f, d_{p, \max}} ; w_{f, 0,006 \cdot d_{B, \max}} \right) \quad (8.1)$$

- mit:
- $w_{f, d_{p, \max}}$  : mit dem größten Partikeldurchmesser der Korngrößenverteilung der Feststoffaufgabe gebildete Einzelkornsinkgeschwindigkeit [m/s]
  - $w_{f, 0,006 \cdot d_{B, \max}}$  : mit der Clusterlänge und -dichte gebildete Einzelclustersinkgeschwindigkeit [m/s] (Abschnitt 7.2.5.1)
  - $F_{\text{Sicherheit}}$  : Sicherheitsfaktor [-]

Wie aus der Tabelle 8.1 ersichtlich, reicht ein Sicherheitsfaktor von 2,5 aus, um den Düsendurchfall für die beiden eingesetzten Quarzsande und Versuchsanlagen zu verhindern.

*Tabelle 8.1: Theoretische und experimentelle Mindestzentraldüsendeschwindigkeit*

Anlage		Laboranlage	Pilotanlage
$D_{ZD, \text{innen}}$ [mm]		54	160
L / D-Verhältnis* [-]		13,9	9,1 / 6,2
Quarzsand		P0,2-0,25	F32
$d_{p, \max}$ [µm]		630	560
$d_{B, \max}^{**}$ [mm]		71	197
$w_{f, d_{p, \max}}$ [m/s]		4,7	4,3
$w_{f, 0,006 \cdot d_{B, \max}}$ [m/s]		2,3	5,3
$u_{ZD, \min}$ [m/s]	Theoretisch***	11,75	13,25
	Experimentell	≈ 2,2	11

\*: Ohne Einlaufstrecke

\*\* : Bei  $u_{RWS} / u_{mf} = 8$

\*\*\*: Gleichung (8.1)

Die Grenze des Düsendurchfalls und dementsprechend der Wert des Sicherheitsfaktors ist maßgeblich sowohl vom Verhältnis der Länge zum Durchmesser der Zentraldüse und von vorhandenen Turbulenzen im Einlaufbereich (Abschnitt 4.4.2.2) wie auch vom Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer abhängig (Abschnitt 4.4.2.1). Da aus Kosten- und Platzgründen bei einer kommerziellen Anlage kein L / D-Verhältnis größer als typischerweise 14 einhaltbar ist, muss dem Einlaufbereich der Zentraldüse besondere Sorgfalt gewidmet werden. Insbesondere soll eine ausreichend lange Rohrstrecke in der Zentraldüse zur Verfügung stehen, um Rückströmbereiche zu vermeiden und die in die Zentraldüse hineingefallenen Cluster von den Turbulenzen der Strömung wieder

auflösen zu können. Als mögliches Hilfsmittel für diese Auslegung kann die CFD-Simulation der reinen Gasströmung innerhalb der Zentraldüse zum Einsatz kommen (Abschnitt 8.4).

Die Berechnung der Grenze des Durchfalls aus Gleichung (8.1) sowie des konvektiven Feststoffeintrags aus den Blasen (Abschnitt 7.1) setzen ein bekanntes Fluidisationsverhalten, d.h. Blasendurchmesser und -geschwindigkeit des Bettmaterials voraus. Da die im Rahmen dieser Arbeit hergeleiteten Formeln nur auf Grundkorrelationen basieren, die für Feststoffe der Geldart-Gruppe B gültig sind, müssen für andere Materialien die passenden Grundkorrelationen herangezogen werden.

Für Feststoffe der Geldart-Gruppe B werden zur Berechnung des Blasendurchmessers und der Blasengeschwindigkeit die Gasgeschwindigkeit im Ring  $u_{RWS}$  und seine Höhe  $H_{RWS}$  benötigt. Da diese Parameter von entscheidender Bedeutung bei der Bestimmung des konvektiven Feststoffmassenstroms aus den Blasen sind, müssen diese Größe optimiert werden. Solange der Blasendurchmesser nicht den maximalen Blasendurchmesser  $d_{B, \max}$  überschreitet (Gleichung (6.3)), werden der Durchmesser der Ringwirbelschicht  $D_{RWS}$  und der Außendurchmesser der Zentraldüse  $D_{ZD, \text{außen}}$  nur eine untergeordnete Rolle bezüglich der Feststoffeinmischung spielen und einzig zur Bestimmung der Blasengeschwindigkeit  $u_B$  gemäß Gleichung (6.5) genutzt. Dabei wird der Außendurchmesser der Zentraldüse 10 % größer als der Innendurchmesser angenommen.

Darüber hinaus muss auch berücksichtigt werden, dass der Zustand der **stoßenden Wirbelschicht** in der Wirbelmischkammer, der zum Pulsieren des Feststoffs in der Anlage führt und eine Rückwirkung auf das Gebläse ausübt, vermieden werden muss. Somit muss als Faustregel **eine Höhe der Ringwirbelschicht vom 1 bis 2-fachen des Anlagendurchmessers** eingehalten werden (Abschnitt 4.4.3). **Folglich ist die Bestimmung aller Parameter ein iterativer Prozess.** Die dafür benötigte Parameterstudie ist in den kommenden Abschnitten über die Konsequenzen aus der Modellierung gegeben.

## 8.1.2 Konsequenzen aus der Modellierung

### 8.1.2.1 Ausgangsgeometrie für die Dimensionierung

Für alle untersuchten Parameter weisen die Labor- und die Pilotanlage ein ähnliches Strömungsprofil auf (Abschnitt 6.5). Da in beiden Fällen die gleichen Mechanismen wirken, wird davon ausgegangen, dass in einer kommerziellen Anlage die gleichen Phänomene auftreten werden.

Wird somit von der Geometrie der Laboranlage ausgegangen, so werden als Ausgangspunkte für die Parameterstudie der Durchmesser und die Länge der

Zentraldüse  $D_{ZD}$  und  $L_{ZD}$ , sowie die Höhe  $H_{RWS}$  und der Durchmesser der Ringwirbelschicht  $D_{RWS}$  mit einem querschnittsbezogenen Scale-up Faktor  $F_{Scale-up}$  gemäß Gleichung (8.2) hochdimensioniert.

$$\text{Größe}_{\text{skaliert}} = F_{\text{Scale-up}}^{0,5} \cdot \text{Größe}_{\text{Laboranlage}} \quad (8.2)$$

Die industrielle Anlage wird ausgelegt mit einem ähnlichen, auf den Querschnitt der Wirbelmischkammer bezogenen Vergrößerungsfaktor  $F_{Scale-up}$  von 15, wie er zwischen der Labor- und der Pilotanlage vorliegt (Tabelle 8.2), so dass sich ein Vergrößerungsfaktor von 225 zwischen der Labor- und der industriellen Anlage ergibt. Da die hochskalierte Pilotanlage sich durch eine kürzere Ringwirbelschichthöhe von 697 mm von der untersuchten Pilotanlage mit 1 000 mm Ringwirbelschichthöhe unterscheidet, werden in dieser kleinere und langsamere Blasen entstehen (Abbildung 8.1 im Vergleich zur Tabelle 6.2), die gemäß Gleichung (7.18) einen geringeren konvektiven Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit verursachen werden: die Feststoffeinmischung wird quantitativ geringer sein. Ohne eine Aussage über die Höhe der Anlage zu treffen, scheint eine industrielle Anlage mit einer Zentraldüsenlänge größer 11 m und einer Ringwirbelschichthöhe von 2,7 m, bei der die Blasen einen Durchmesser größer 600 mm und eine Geschwindigkeit größer 6 m/s (Abbildung 8.1), ausgerechnet für einen äquivalenten Durchmesser von 1 m in Gleichung (6.5), aufweisen, unrealistisch zu sein. Somit muss der Einfluss einer geringeren Ringwirbelschichthöhe, d.h. einem kleineren Blasen- zu Zentraldüsendurchmesser Verhältnis  $d_B / D_{ZD}$ , auf die Feststoffeinmischung untersucht werden.

*Tabelle 8.2: Theoretische und experimentelle Mindestzentraldüsendeschwindigkeit*

Anlage		Labor	Pilot	Industrie
$F_{Scale-up}$ [-]		1	15	225
$D_{ZD}$	Innen [mm]	54	209	810
	Außen* [mm]	59	230	891
$D_{RWS}$ [mm]		190	736	2 850
$H_{RWS}$ [mm]		180	697	2 700
$L_{ZD}^{**}$ [-]		756	2 926	11 340

\*: Außendurchmesser der Zentraldüse 10 % größer als der Innendurchmesser

\*\* : Bei einem  $L / D$ -Verhältnis von 14

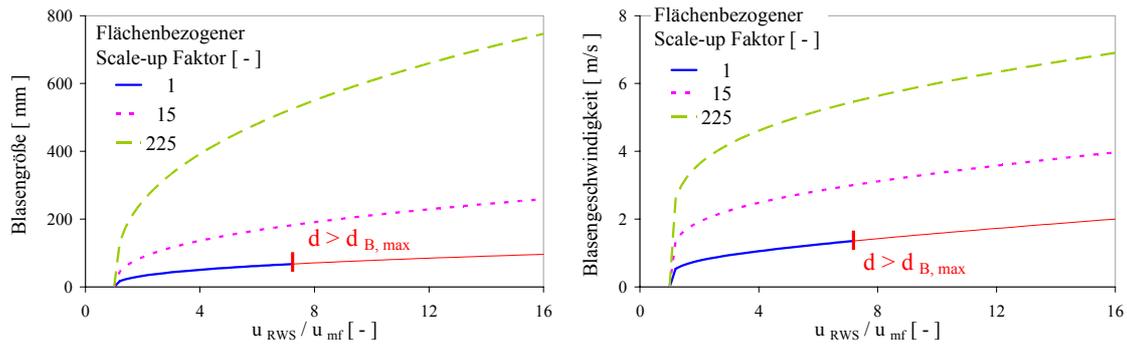


Abbildung 8.1: Theoretische Blasengröße und -geschwindigkeit für die hochskalierten Anlagen (Quarzsand P0,2-0,25)

### 8.1.2.2 Abschätzung des konvektiven Feststoffmassenstroms

Wird unabhängig von der Anlagengröße der Quarzsand P0,2-0,25 eingesetzt (Tabelle 4.3), so kann der konvektive Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit für die Größen der Tabelle 8.2 gemäß Abbildung 8.2 berechnet werden. Wie aufgrund der größeren Blasen zu erwarten, sind diese Ströme für die industrielle Anlage absolut betrachtet am größten und können dementsprechend wesentlich mehr Feststoff in den zentralen Jet einmischen. Unabhängig von der Anlagengröße wird mit steigender Fluidisierung im Ring ein Maximum an Massenstrom erreicht (Abbildung 8.2). Dies liegt im direkten Zusammenhang mit dem Blasenformfaktor der Gleichung (7.8), der auch ein Maximum durchläuft.

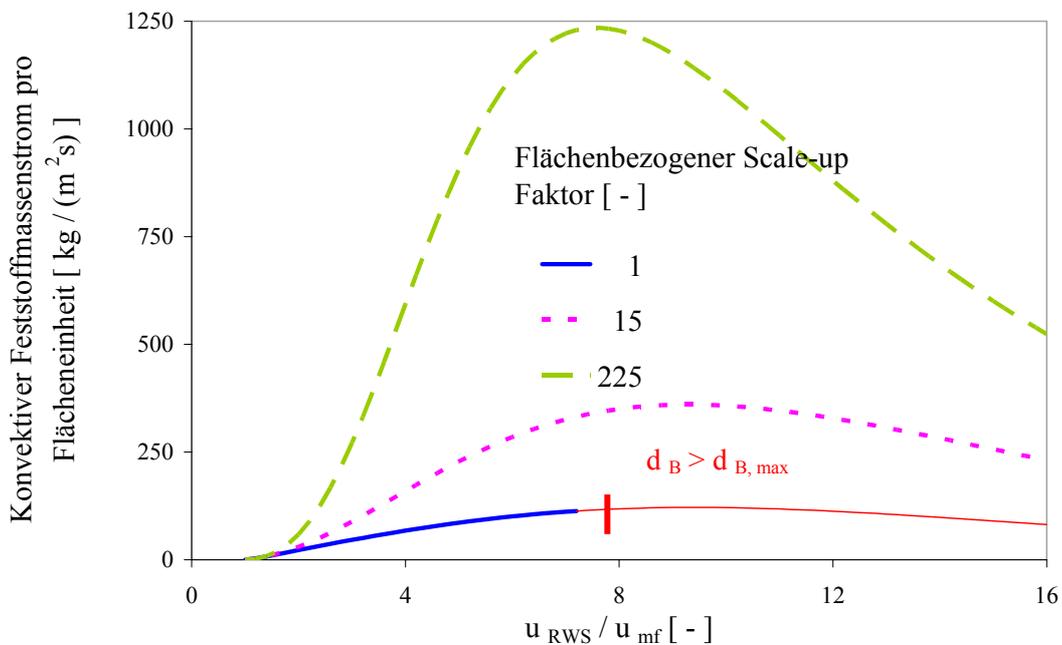


Abbildung 8.2: Konvektiver Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit bei unterschiedlichen Fluidisierungen im Ring und Anlagengrößen (Quarzsand P0,2-0,25)

### • Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht

Aus dem Hochskalieren der Laboranlage um einen querschnittsbezogenen Vergrößerungsfaktor von 225 wurde eine Höhe der Ringwirbelschicht von 2,7 m bestimmt. Da aber die daraus ermittelten Blasengröße und -geschwindigkeit gemäß Abschnitt 8.1.2.1 unrealistisch erscheinen, wird der Einfluss einer niedrigeren Höhe, die zwischen einem Faktor 0,25 und 1 der industriellen Höhe, d.h. 2,7 m, variiert wurde, untersucht (Abbildung 8.3).

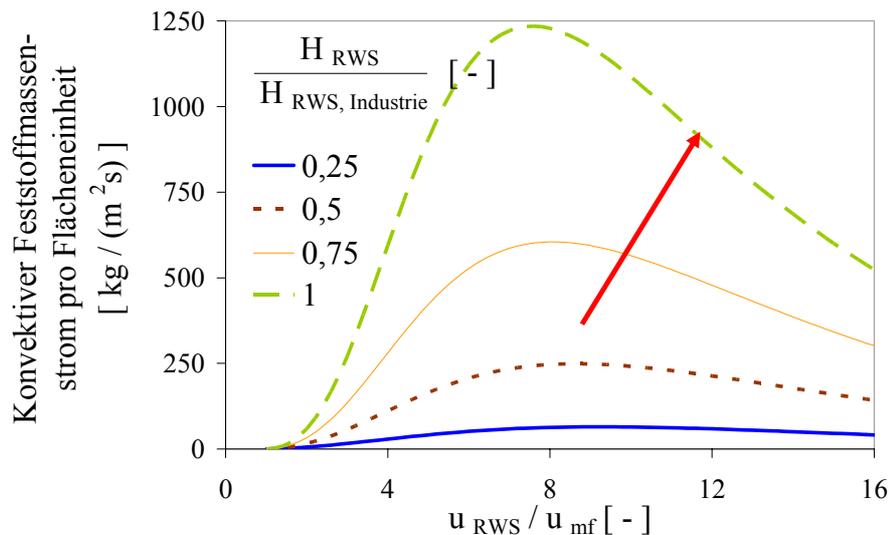


Abbildung 8.3: Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht der industriellen Anlage auf den konvektiven Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit (Quarzsand P0,2-0,25)

Mit abnehmendem Faktor nimmt der konvektive Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit drastisch ab und kann auch nicht mit einer Steigerung der Fluidisierung  $u_{RWS}$  wieder ausgeglichen werden (Abbildung 8.3). Aufgrund des sehr geringen Feststoffmassenstroms von maximal ca. 65 kg/(m<sup>2</sup>s) für einen Faktor von 0,25, wird durch die Blasen ein geringes Angebot an Feststoff, der in den zentralen Jet transportiert werden kann, bereitgestellt. Bedingt durch die vergleichsweise niedrige Ringhöhe werden kleine Blasen initiiert, die die Cluster mit einer vergleichsweise geringen radialen Geschwindigkeitskomponente in den Kernbereich katapultieren: eine geringe Feststoffeinmischung wird erwartet. Bei einer zu starken Reduzierung der Ringhöhe besteht dann die Gefahr, trotz Erhöhung der Fluidisierung im Ring keine gute Feststoffeinmischung zu erreichen.

Tabelle 8.3: Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht der industriellen Anlage am Maximum des konvektiven Feststoffmassenstroms pro Flächeneinheit auf andere wichtigen Systemgrößen (Quarzsand P0,2-0,25)

$\frac{H_{RWS}}{H_{RWS,Industrie}}$		$\frac{u_{RWS}}{u_{mf}}$ [-]	$d_B$ [mm]	$u_B^*$ [m/s]	$d_{Cluster}$ [ $\mu$ m]	$w_{f,Cluster}$ [m/s]	$u_{ZD,min}$ [m/s]
[-]	[mm]						
0,25	675	9,2	198	3,6	1 191	4,8	12,0
0,5	1 350	8,6	330	4,5	1 977	6,7	16,9
0,75	2 025	8,0	438	5,1	2 631	8,1	20,2
1	2 700	7,6	537	5,5	3 225	9,1	22,8

\*:  $D_{\text{Äquivalent}} = 1 \text{ m}$  in Gleichung (6.5)

### 8.1.2.3 Partikelbahn des Feststoffs

Für die Berechnung der Partikelbahn der Cluster wird ähnlich wie bei der Pilotanlage (Abschnitt 7.2.3.3) ein halber Öffnungswinkel des Kegels  $\alpha_{\text{Kegel}}$  von  $45^\circ$  angenommen und mit der Dichte des Clusters  $\rho_{\text{Cluster}}$  gearbeitet (Gleichung (7.86)).

#### • Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht

Werden die Partikelbahnen für die Bedingungen der Tabelle 8.3 mit einem Düsendurchmesser von 810 mm berechnet (Abbildung 8.4 links), so ist unabhängig von der Höhe des Rings die Feststoffeinmischung für eine eingestellte Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse  $u_{ZD}$  gleich  $u_{ZD,min}$  (Gleichung (8.1)) in den ersten 500 mm oberhalb der Düsenmündung qualitativ sehr gut. Bei einer Steigerung der Gasgeschwindigkeit auf 40 m/s ist dagegen, wie rechts zu erkennen, trotz der Abnahme der eingestellten Fluidisierung im Ring mit zunehmender Höhe des Rings (Tabelle 8.3), eine deutliche Verschlechterung der Eindringtiefe feststellbar. Somit wird mit abnehmender Ringwirbelschichthöhe sowohl der angebotene Feststoffmassenstrom aus den Blasen von Abbildung 8.3 wie dessen Eindringtiefe gleichzeitig abnehmen: die Einmischung verschlechtert sich drastisch. Folglich kann für höhere Gasgeschwindigkeiten in der Zentraldüse nur eine gute Einmischung mit einem relativ hohen Ring, d.h. ab einem Höhenfaktor  $\frac{H_{RWS}}{H_{RWS,Industrie}}$  größer 0,5, erzielt werden (Abbildung 8.4). **Die geringe Feststoffeinspeisung im Falle einer niedrigeren Ringwirbelschichthöhe kann deshalb nur durch eine Erhöhung der Fluidisierung kompensiert werden.**

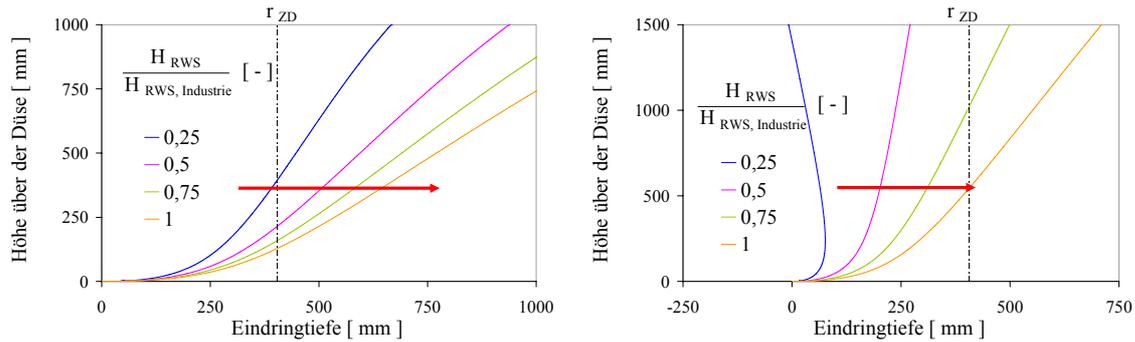


Abbildung 8.4: Einfluss der Höhe der Ringwirbelschicht der industriellen Anlage auf die Partikelbahn bei  $u_{ZD, min}$  aus Tabelle 8.3 (links) und bei  $u_{ZD} = 40 \text{ m/s}$  (rechts) (Quarzsand P0,2-0,25, Fluidisierungen aus Tabelle 8.3)

Damit die Ringwirbelschicht als „Feeder“ arbeiten kann, muss die Festlegung der Ringwirbelschichthöhe bei der Anlagenauslegung gut durchdacht werden und ein angemessenes Verhältnis von Blasendurchmesser zum Zentraldüsendurchmesser  $d_B / D_{ZD}$  gefunden werden. Nur über einen geeigneten Feststoffmassenstrom kann ein guter Stoff- und Wärmeaustausch zwischen dem Zentraldüsenstrom und dem Feststoff im Ring erreicht werden.

- **Eingrenzung des Durchmessers der Anlage**

Um den Durchmesser der Anlage festlegen zu können, müssen zwei unterschiedliche Aspekte berücksichtigt werden. Zum einen muss der Anlagendurchmesser groß genug sein, um die Bildung der Blasen bei einer vorgegebenen Ringwirbelschichthöhe nicht zu stören (Gleichung (6.3)). Zum anderen darf er nicht zu groß gewählt werden, um die externe Rezirkulation eines Teils des Feststoffs, der in den zentralen Jet eingemischt wird oder sich in der Wirbelmischkammer befindet, nicht zu verhindern. In Einklang mit Abschnitt 6.3.5.1 ist dabei die Gasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer  $u_{WMK}$  im Vergleich zur Einzelkornsinkgeschwindigkeit der auszutragenden Kornfraktion  $w_{f, Austrag}$  wichtig. Vorausgesetzt, dass die Anlage hoch genug ist, kann als Anhaltspunkt folgende Bedingung herangezogen werden:

$$w_{f, Austrag} < u_{WMK} = \frac{u_{ZD} \cdot D_{ZD, innen}^2 + u_{RWS} \cdot (D_{RWS}^2 - D_{ZD, außen}^2)}{D_{WMK}^2} \quad (8.3)$$

Dabei wird die Leerrohrgasgeschwindigkeit in der Wirbelmischkammer anhand der Summe der Gasvolumenströme in der Zentraldüse und in der Ringwirbelschicht und bei Berücksichtigung der Querschnittsfläche der Wirbelmischkammer ermittelt.

Mit der Annahme, dass die Wirbelmischkammer und die Ringwirbelschicht den gleichen Durchmesser aufweisen und der Außendurchmesser der Zentraldüse 10 % größer als ihr Innendurchmesser ist, gilt:

$$D_{RWS} < D_{ZD,innen} \cdot \sqrt{\frac{u_{ZD} - 1,1^2 \cdot u_{RWS}}{w_{f,Austrag} - u_{RWS}}}, \quad (8.4)$$

wobei die Fluidisierung im Ring im Vergleich zu den beiden anderen Geschwindigkeiten  $u_{ZD}$  und  $w_{f,Austrag}$  meistens vernachlässigbar ist.

- **Rolle der gesamten Anlagenhöhe**

Um zu gewährleisten, dass ein Teil des Feststoffs durch Impulsverlust in der Anlage ausregnen und dort länger verweilen kann ohne aufgrund der externen Rezirkulation ausgetragen zu werden, muss die gesamte Höhe der Anlage hoch genug ausgewählt werden. Als Anhaltgröße kann als Mindesthöhe die „**Transport Disengaging Height**“ einer zirkulierenden Wirbelschicht mit dem gleichen Durchmesser (Abschnitt 2.3) und als maximale Höhe **deren gesamte Höhe** genommen werden. Aufgrund des besseren Stoff- und Wärmeaustauschs und der größeren Feststoffverweilzeit würde der Ringwirbelschichtreaktor kürzer und kompakter geraten, was mit geringeren Investitionskosten verbunden ist.

**Zusammenfassend stellt die Auslegung der Grundgeometrie eines industriellen Ringwirbelschichtreaktors einen iterativen Prozess dar, wobei die Höhe der Ringwirbelschicht und die Fluidisierung im Ring maßgeblich die Feststoffeinmischung in den zentralen Jet regulieren und der Durchmesser der Wirbelmischkammer, d.h. auch des Rings (Gleichung (8.4)), für die externe Rezirkulation entscheidend ist. Eine universelle dimensionslose Darstellung der physikalischen Effekte ist nicht möglich. Um den Einfluss der Temperatur zu untersuchen, können die vorhandenen Modelle mit der temperaturkorrigierten Fluidichte und Viskosität angewandt werden.**

### 8.1.3 Zusätzliche Herausforderung bei breiter Korngrößenverteilung

Bei industriellen Prozessen liegt meistens eine breite Korngrößenverteilung des Aufgabeguts vor. Es besteht somit das Risiko, nur die feinere Kornfraktion aus der Anlage auszutragen und die gröbere Fraktion im Ring nur in geringem Maße zu fluidisieren. Man muss deshalb geeignete Maßnahmen treffen, um ein Anreichern der gröberen Fraktion zu vermeiden.

### 8.1.4 Scale-up Kriterien

Zur dimensionslosen Beschreibung der zirkulierenden Wirbelschicht wurde die Partikel-Froude-Zahl  $Fr_p$  herangezogen. Für die drei charakteristischen Bereiche eines Ringwirbelschichtreaktors (Zentraldüse, Ringwirbelschicht und Wirbelmischkammer) reicht diese Größe als einziges Kriterium nicht aus, um einen Ringwirbelschichtreaktor industrieller Größe auszulegen. Aufgrund der im Rahmen dieser Arbeit gewonnenen Ergebnisse müssen zusätzliche Effekte bei der Auslegung und beim Anlagenbetrieb berücksichtigt werden. Ein Überblick über die Effekte mit entsprechenden Kommentaren werden in Tabelle 8.4 zusammengefasst.

Tabelle 8.4: Zu berücksichtigte Effekte bei der Auslegung eines Ringwirbelschichtreaktors

Effekt	Kommentar
Düsendurchfall	- Großes L / D- Verhältnis oder Turbulenzen - $u_{ZD} > u_{ZD, \min}$ (Gleichung (8.1))
Stoßende Wirbelschicht	Gesamte Betthöhe von 1 bis 2-fachen des Reaktordurchmessers nicht überschreiten
Gute Feststoffeinmischung in den zentralen Jet	- Konvektiven Feststoffmassenstrom pro Flächeneinheit abschätzen, d.h. Angebot durch Blasen - Partikelbahn des Feststoffs berechnen, d.h. Einmischung
Hohe interne Zirkulation	- Hohes Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer - Hoher Ring solange $d_B < \frac{1}{2} \cdot (D_{RWS} - D_{ZD, \text{außen}})$ - Hohe Wirbelmischkammer: $H_{TDH} < H_{WMK} < H_{ZWS}$
Hohe externe Zirkulation	Kleiner Durchmesser der Ringwirbelschicht (bzw. Reduzierung) (Gleichung (8.4))

## 8.2 Betriebserfahrung einer industriellen HIs melt-Anlage

### 8.2.1 Prinzip der Anlage

Das **HIs melt-Verfahren** der Firma Rio Tinto ist ein innovativer, auf Luft und Kohle basierender direkter Schmelzprozess zur Herstellung von Roheisen hoher Qualität ohne Vorbehandlung oder Agglomeration (durch Sinter- oder Pelletiervorgänge) eines Feineisenerzes niedrigerer Qualität [HISMELT 2006] (Abbildung 8.5).



Abbildung 8.5: Schema des Schmelzgefäßes zur direkten Reduktion des Eisenerzes [HISMELT 2006]

Dabei werden Feinerz und Kohle zur Reduktion zusammen mit Kalk und Dolomit, die beide das Schmelzen der nicht-metallischen mineralischen Komponenten, wie z. B. der Gangart, erleichtern, in ein unter Druck (ca. 0,8 bar Überdruck) betriebenes Schmelzgefäß eingeblasen. Durch den Kontakt bricht die Kohle auseinander und der Kohlenstoff reagiert mit den Oxiden des eingespeisten eisenhaltigen Feststoffmassenstroms, wobei sich Kohlenmonoxid bildet. Das schnelle Erhitzen der Kohle spaltet ihre flüchtigen Anteile und setzt Wasserstoff frei. Durch die schnelle Freisetzung des Kohlenmonoxids, des Wasserstoffes und des als Trägergas benutzten Stickstoffes aus dem geschmolzenen Eisenbad wird ein „Springbrunnen“ an geschmolzenen Materialien erzeugt, der den oberen Teil des Gefäßes erreicht. Am Kopf des Reaktors werden das Kohlenmonoxid und der Wasserstoff mittels zugeführter heißer Luft mit ca. 30 % Sauerstoff nachverbrannt. Die aufgeheizten Metalltröpfchen und die Schlacketröpfchen fallen vom Kopf der Anlage ins Bad zurück und liefern dabei die notwendige Energie zum direkten Schmelzvorgang des Eisenerzes.

Zusätzlich wird das im Schmelzgefäß aufgebene Eisenerz in einem als Vorwärmstufe eingesetzten Ringwirbelschichtreaktor, der mit den heißen Abgasen des Schmelzgefäßes in gekoppelter Fahrweise betriebenen wird, aufgeheizt und teilweise schon reduziert. Es findet eine Rückgewinnung der Energie statt. Da weder Kokerei noch Agglomerationsanlage erforderlich sind, um das sonst nicht wirtschaftlich einsetzbare Feineisenerz niedrigerer Qualität aufzubereiten, sind die Investitionskosten geringer. Das HIs melt-Verfahren ist somit ein umweltschonendes und effektives Herstellverfahren für Roheisen.

### 8.2.2 Beschreibung der Anlage

Um 0,8 Millionen Tonnen metallisches Eisen pro Jahr mit diesem Verfahren herstellen zu können, wurde 2003 eine HIsmelt-Anlage mit einem Schmelzgefäß mit 6 m Durchmesser in Kwinana (Westaustralien) für Investitionskosten von rund 400 Millionen australischen Dollar ( $\approx$  260 Millionen Euro) gebaut [OUTOTEC 2003]. Als Vorwärmstufe des Eisenerzes wurde eine zirkulierende Wirbelschicht mit Ringwirbelschicht von der damaligen Lurgi Metallurgie GmbH, jetzige Outotec GmbH geliefert (Abbildung 8.6).

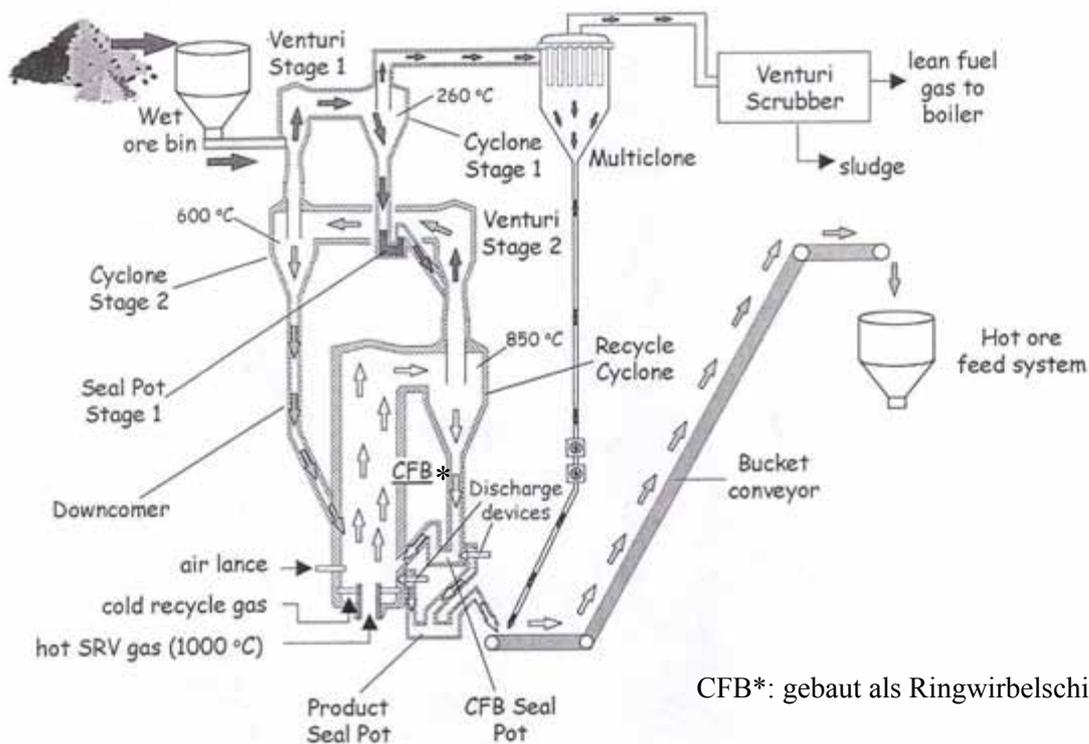


Abbildung 8.6: Fließbild der Vorwärmstufe beim HIsmelt-Anlage im gekoppelten Betriebsmodus [HISMELT 2003].

In dieser wird das aufgegebene Eisenerz und Dolomit durch ein **mehrstufiges Aufheizkonzept** von Umgebungstemperatur auf 850°C erhitzt (Abbildung 8.6) und einer für das heiße Austragsprodukt konzipierten Förderanlage zugeleitet, die zur Einblaslanze im Schmelzgefäß führt. Je nach ausgewähltem Betriebsmodus kann entweder die **Verbrennung von Erdgas**, z. B. während der Startphase der Anlage, oder nur die **Wärme der Abgase** des Schmelzgefäßes, als Wärmequelle benutzt werden. Im letzten Fall wird von einem **gekoppelten Betriebsmodus** gesprochen.

### 8.2.3 Betriebsdaten und Vorteile des Ringwirbelschichtreaktors

Um die aufgegebenen Materialien schnell und effektiv aufzuheizen, werden die **außerordentliche gute interne Feststoffeinmischung oberhalb der Zentraldüse** und der daraus resultierende **gute Wärme- und Stofftransport zwischen der Ringwirbelschicht und der Wirbelmischkammer** genutzt, die beim Ringwirbelschichtreaktor vorliegen.

Ein Überblick über die Temperaturverteilung in der Peripherie der Vorwärmstufe wird in Abbildung 8.7 für einen Betrieb im entkoppelten Modus gezeigt. Wie im ersten Zeitausschnitt der Abbildung zu erkennen, liegen typischerweise konstante Temperaturen oberhalb 800°C innerhalb des Reaktors (Temperatur RWS und WMK Mitte) vor. Nach kurzzeitigen Betriebsunterbrechungen nähern sich die Temperaturen relativ schnell wieder dem erwünschten Profil. Voraussetzung dafür ist aber, dass das Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer groß genug ist, um den aufgegebenen Feststoff einzumischen und um einen „Kurzschluss“ der Strömung direkt in Richtung des Zyklons zu verhindern. Da die Aufgabestelle des Eisenerzes höher als die Mündung der Zentraldüse angebracht wurde, besteht bei geringerem Druckverlust in der Wirbelmischkammer die Gefahr, dass kälteres Material direkt in den zentralen Jet eingemischt und sofort aus der Anlage ausgetragen wird, ohne in den Ring zu gelangen (Abschnitt 6.4.3.3).

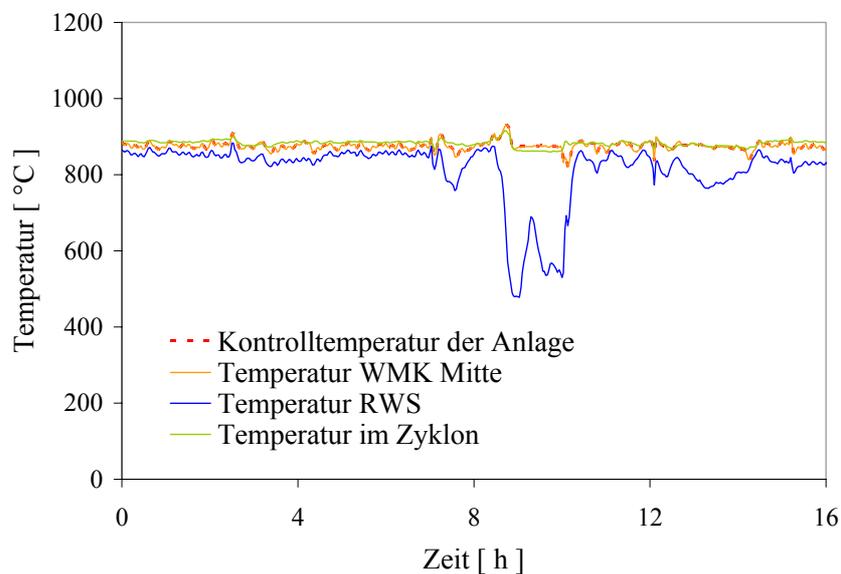


Abbildung 8.7: Temperaturprofil der Vorwärmstufe im entkoppelten Betriebsmodus

Das mehrstufige Regelkonzept des Ringwirbelschichtreaktors wird besonders bei der Behandlung „komplizierter“ Feststoffe, wie z. B. Kohle mit breiter Korngrößenverteilung, ersichtlich. Durch die Möglichkeit, Feststoff an 2 Stellen auszutragen, werden preislich günstigere Eisen- und Kohlearten, die normalerweise wegen ihres Durchmessers kleiner 6 mm und ihrer breiten Korngrößenverteilung

nicht für Hochöfen geeignet sind, benutzt. Bei einer entsprechend „klassischen“ Dimensionierung der Gebläse können dann sogar stabile Zustände bei einer zeitlichen Veränderung der Korngrößenverteilung des Ausgangseisenerzes hin zu größeren Partikeln im Vergleich zu derjenigen der ursprünglichen Auslegung (Design-Kurve) der Anlage gefahren werden (Abbildung 8.8).

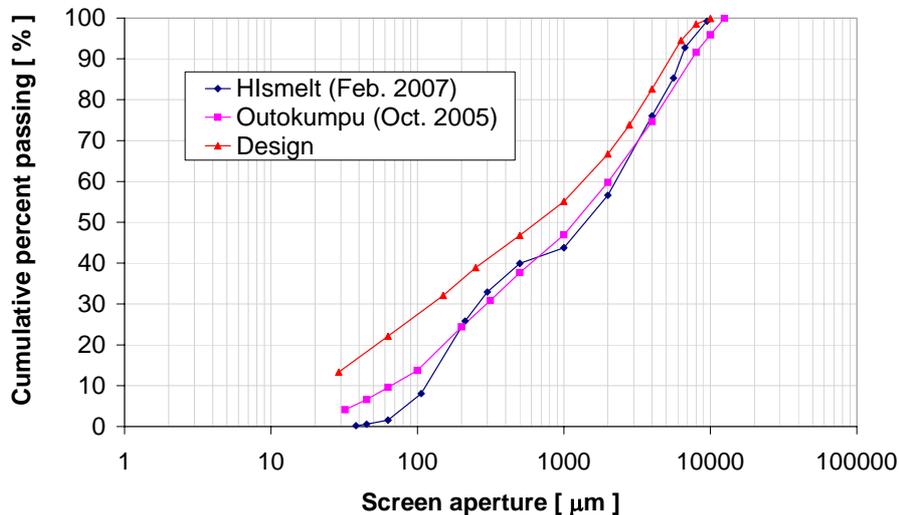


Abbildung 8.8: Zeitliche Änderung der Partikelgrößenverteilung des Eisenerzes

**In Kombination mit dem Hismelt-Verfahren bietet der Ringwirbelschichtreaktor eine optimale und wettbewerbsfähige Lösung, ohne zusätzliche, aufwändige Vorbehandlung der Ausgangsmaterialien und bei einer gleichzeitigen Schonung der Umwelt durch Reduzierung des Energieaufwandes, ein Produkt sehr guter Qualität herzustellen. Dabei stimmen die beobachteten Effekte, z. B. bezüglich der Betriebsweise der Anlage bei einem bevorzugten hohen Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer, besonders gut mit den Erkenntnissen dieser Arbeit (Abschnitt 8.1.4) überein.**

### 8.3 Vorteile gegenüber klassischen Reaktorkonzepten

Aus dem vorherigen Abschnitt ist die außerordentlich flexible und stabile Fahrweise des Ringwirbelschichtreaktors durch die Regelung des Druckverlustes in der Wirbelmischkammer und die Benutzung von zwei Austragsmöglichkeiten, die den Betrieb mit schweren und größeren Feststoffen erleichtern oder gegebenenfalls überhaupt ermöglichen, noch einmal zu betonen.

#### 8.3.1 Vergleich mit der blasenbildenden Wirbelschicht

Wie im Abschnitt 1.3 bereits erwähnt, können im Ringwirbelschichtreaktor im Gegensatz zur klassischen blasenbildenden Wirbelschicht heiße und **mit Feststoff**

**beladene Gase** durch die größere Zentraldüse eingespeist werden, ohne durch die kleinen Düsenlöcher eines klassischen Düsenbodens strömen zu müssen. Somit wird das **Risiko der Verstopfung, des Verschleißes oder der Bildung von Anbackungen** klebriger Feststoffe bei höheren Temperaturen vermieden und eine schnelle Abkühlung des Gases mit einer denkbaren Einbindung von flüssigen, kondensierbaren und festen Prozessabgasbestandteilen in die Wirbelschicht gewährleistet.

Als weiterer Vorteil findet hier der Hauptwärme- und Stoffaustausch direkt an der Mündung der Zentraldüse zwischen dem eingespeisten Gas und dem Feststoff aus dem Ring statt, d.h. **ohne direkten Kontakt** mit mechanischen Teilen. Demzufolge erfahren diese einen geringen Verschleiß und verfügen über eine längere Lebensdauer. In Kombination mit einem Abhitzekegel, der sich im oberen Teil der Wirbelmischkammer zum Kühlen der Prozessgase befindet, kann ein Teil der Wärme vor dem Eintritt im Abhitzekegel abgeführt und **unerwünschte Reaktionen**, die oberhalb einer kritischen Temperatur stattfinden, **unterbunden werden**.

### 8.3.2 Vergleich mit der zirkulierenden Wirbelschicht

Gegenüber der zirkulierenden Wirbelschicht wird der Feststoff aus dem Ringwirbelschichtreaktor bei vergleichsweise geringeren Gasgeschwindigkeiten ausgetragen, so dass die **Erosion** sowohl mechanischer Teile als auch der Abrieb des Feststoffs verringert werden. Dadurch werden die Instandhaltungskosten und die Betriebskosten durch den Einsatz kleinerer Gebläse reduziert und der Feinanteil (Abrieb) an Feststoff gesenkt, was besonders bei empfindlichen Versuchsgütern einen finanziellen Vorteil bedeutet.

Da die Verweilzeit in zirkulierenden Wirbelschichten hauptsächlich durch die Anlagenhöhe festgelegt ist, können Ringwirbelschichtreaktoren durch ihr mehrstufiges Regelkonzept, das die interne zur externen Feststoffzirkulation bestimmt, **kleiner und kompakter** ausgeführt werden. Zu den wichtigen Einflussgrößen gehören sowohl geometrische Parameter, wie die Höhe der Ringwirbelschicht  $H_{RWS}$  und der Wirbelmischkammer  $H_{WMK}$  als auch betriebsbedingte Parameter, wie das Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer oder die Gasgeschwindigkeiten im System  $u_{ZD}$  und  $u_{RWS}$ , die auch während des Betriebs angepasst werden können.

Vollständigkeitshalber muss aber auch hier als Nachteil des Ringwirbelschichtreaktors die „prozessgerechte“ Gestaltung der Zentraldüse erwähnt werden, die über eine entsprechend lange Einlaufstrecke verfügen muss (Abschnitt 4.4.2.2).

Wie die Gegenüberstellung der 3 Reaktorkonzepte in Tabelle 8.5 zusammenfassend darstellt, ist der Ringwirbelschichtreaktor eine kostengünstige Lösung, um kontinuierliche Prozesse zu betreiben, bei denen gleichzeitig ein guter Stoff- und Wärmeaustausch mit einer höheren Feststoffverweilzeit kombiniert werden muss, die gezielt entweder eine hohe Feststoffkonzentration oder eine hohe Querschnittsbelastung in dem zentralen Jet erfordern (Abschnitt 6.3.2.1). Dank der guten Feststoffeinmischung in den Kernbereich sind auch Trocknungsprozesse oder Agglomerationsprozesse in Kombination mit einer Flüssigkeitseinspritzung in die Düse durchaus denkbar.

Tabelle 8.5: Vor- und Nachteile der 3 Reaktorkonzepte

<b>Blasenbildende Wirbelschicht</b>	<b>Zirkulierende Wirbelschicht</b>	<b>Ringwirbelschichtreaktor</b>
+ Geringer Austrag + Große Feststoffverweilzeit + Intensive Mischung in vertikaler Richtung - Kein Feststoff im zugeführten Gasstrom	+ Intensiver Wärme- und Stoffaustausch + Beim FCC-Prozess: Transport des Katalysators vom Cracker in den Regenerator ohne mechanischen Aufwand - Erosion durch hohe Gasgeschwindigkeiten - Feststoffverweilzeit begrenzt - Hoher apparativer Aufwand ⇒ Investitionskosten ↑ - Hohe Energiekosten für die Gebläse ⇒ Betriebskosten ↑	+ Intensiver direkter Wärme- und Stoffaustausch + Große Feststoffverweilzeit + Flexible Fahrweise durch mehrstufiges Regelkonzept ⇒ Kompakte Anlage + Geringe Druckpulsationen + Kleines Gebläse ⇒ Betriebskosten ↓ + Geringe Erosion - Zentraldüse „prozessgerecht“ auszulegen

## 8.4 Ausblick

Aufbauend auf die in dieser Arbeit durchgeführten grundlegenden Untersuchungen zum Betriebsverhalten des Ringwirbelschichtreaktors könnten weitere wichtige Aspekte behandelt werden, die die gewonnenen Erkenntnisse ergänzen würden.

Dazu gehören u.a.:

- die Bestimmung der Verweilzeitverteilung des Feststoffs im Reaktor mittels Tracerpartikeln
- die Charakterisierung der Gasverteilung im Ring mittels Massenspektroskopie, um Informationen über die Blasenbewegung zu bekommen
- Simulationen der Gasströmung in der Zentraldüse, um ihre Mindestlänge zur Vermeidung des Düsendurchfalls festzulegen.



## 9 Zusammenfassung

Da Fluid-Feststoff-Systeme in der stoffumwandelnden Industrie bei einer Vielzahl von Prozessen eine bedeutende Rolle spielen, stellt die Suche nach immer effizienteren und kostengünstigeren Reaktoren eine laufende wissenschaftliche und wirtschaftliche Herausforderung dar. Aus der Forderung, eine lange Feststoffverweilzeit mit einem guten Stoff- und Wärmeaustausch zu kombinieren, ist das Reaktorkonzept des Ringwirbelschichtreaktors entstanden [HIRSCH 1986].

Um die Risiken bei der Auslegung und beim Betreiben eines industriellen Ringwirbelschichtreaktors zu minimieren, war sowohl eine möglichst detaillierte und systematische experimentelle strömungsmechanische Charakterisierung des Ringwirbelschichtreaktors als auch dessen Modellierung unerlässlich.

Im Rahmen einer Kooperation mit der Outotec GmbH wurden hierzu methodische Untersuchungen an einer Labor- und einer Pilotanlage mit einem querschnittsbezogenen Vergrößerungsfaktor von 15 unter Umgebungsbedingungen durchgeführt. Nach der Begrenzung der stabilen Betriebsbereiche der Anlagen lag der Schwerpunkt der Untersuchungen auf der Charakterisierung der Feststoffeinmischung an der Mündung der Zentraldüse in Abhängigkeit zahlreicher betriebsbedingter und geometrischer Parameter. Die so gewonnenen experimentellen Ergebnisse wurden dann herangezogen, um ein zweiteiliges Modell zur quantitativen und qualitativen Berechnung der Feststoffeinmischung abzuleiten.

Zur Untersuchung der vertikalen Gas-Feststoff-Strömung kamen im Rahmen dieser Arbeit global und lokal messende Verfahren zum Einsatz. Durch hochzeit aufgelöste Druckmessungen im Bereich der Zentraldüse konnten stabile Betriebsbereiche der Anlagen zwischen dem Eintreten des Düsendurchfalls und der stoßenden Wirbelschicht eingegrenzt werden. Zusätzliche axiale Druckprofile entlang der gesamten Anlage ermöglichten die Charakterisierung der globalen Entwicklung der Strömung. Lokale Informationen über die Feststoffkonzentration, die axiale Feststoffgeschwindigkeit und die Querschnittsbelastung konnten dagegen mit Hilfe eines berührungsbehafteten kapazitiven Messsystems gewonnen werden. Bei der Auswertung der Daten wurde besonderes Augenmerk auf die Behebung system- und messbedingter Fehlerquellen gesetzt, die durch die Implementierung zahlreicher Auswahlkriterien unter Berücksichtigung neuer Konzepte ermöglicht wurde. Zu den bedeutsamen Erkenntnissen gehören die Unterscheidung zwischen

Strahlen- und gesamter Feststoffkonzentration, zwischen anzahl- und zeitgemittelter Querschnittsbelastung und die Aufdeckung des Einflusses der Wand auf das Messsignal der kapazitiven Sonden.

Das Auftreten eines Düsendurchfalls von Feststoff ist für die prozessgerechte Auslegung der Einlaufströmung in der Zentraldüse von besonderer Bedeutung. Ein stabiles Betriebsverhalten in der Anlage wird dabei nur erreicht, wenn die von den Blasen hineingeworfenen Feststoffcluster von den Turbulenzen der Strömung wieder aufgelöst und in die Wirbelmischkammer mitgerissen werden oder wenn Rückströmbereiche innerhalb der Zentraldüse unterbunden werden. Dafür muss zum einen die Zentraldüse über ein angemessenes  $L / D$ -Verhältnis verfügen oder hinreichende Turbulenzen erzeugen können. Zum anderen muss eine größere Gasgeschwindigkeit als die Einzelkornsinkgeschwindigkeit der Cluster eingestellt werden.

Alle an lokalen und globalen Messungen gewonnenen Erkenntnisse weisen auf eine sowohl radial wie axial ausgeprägte Feststoffverteilung in der Anlage hin. Während die Ringwirbelschicht eine über dem Querschnitt gleichmäßige Feststoffkonzentration ähnlich derjenigen bei Minimalfluidisation der blasenbildenden Wirbelschicht zeigt, liegt in den ersten Zentimetern der Wirbelmischkammer ein hochkonzentrierter Ringbereich vor, der durch ein signifikantes Konzentrationsgefälle in Richtung der Anlagenmitte gekennzeichnet ist und mit steigendem Feststoffinventar in der Wirbelmischkammer zunimmt. Dieser hochkonzentrierte Feststoffbereich umgibt einen zentralen Jet unmittelbar an der Mündung der Zentraldüse, der durch hohe Feststoffgeschwindigkeiten charakterisiert ist. Im oberen Teil der Wirbelmischkammer tritt ein kleiner Druckgradient auf, der für die externe Feststoffrezirkulation charakteristisch ist und maßgeblich von der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse und der Höhe der Wirbelmischkammer abhängt. In diesem Bereich ist das voll entwickelte Strömungsprofil einer zirkulierenden Wirbelschicht mit einer „Kern-Ring-Strömung“ vorhanden.

Die detaillierte Betrachtung der Feststoffeinmischung im Jetbereich oberhalb der Zentraldüse zeigt die herausragende Rolle der Blasen im Ring, die beim Zerplatzen an der Kante der Zentraldüse Feststoff in den Jetbereich katapultieren. Durch die Regelung der Fluidisierung im Ring oder dessen Höhe kann zusätzlich die Blasengröße und Blasengeschwindigkeit eingestellt und somit die Intensität der Feststoffeinmischung in den zentralen Jet gezielt gesteuert werden: der Ring dient als „Feststofffeeder“. Der Abtransport des eingemischten Feststoffs erfolgt dagegen durch die Einstellung der Gasgeschwindigkeit in der Zentraldüse.

Die Dominanz beider Mechanismen auf die Strömungsstruktur eines Ringwirbelschichtreaktors kann man ausnutzen, um mit Hilfe eines einfachen Modells Aussagen über die Einmischung in beliebigen Reaktorgrößen vorzuberechnen. Bei diesem zweistufigen Modell wird zum einen die Menge an Feststoff, die durch

den konvektiven Transport der Blasen oberhalb der Zentraldüse eingeworfen werden kann, abgeschätzt und zum anderen die Partikelbahn des eingemischten Feststoffs als Funktion der eingestellten Gasgeschwindigkeiten und Geometrien berechnet. Dabei lässt sich zeigen, dass die größeren Blasen, die bei großen Anlagen vorliegen, Cluster statt Einzelpartikel in den Jetbereich transportieren und somit für eine gute Einmischung auch bei einer breiten Zentraldüse sorgen. Als Scale-up Größe entspricht der Clusterdurchmesser 0,6 % vom Blasendurchmesser. Desweiteren hat sich das Verhältnis des Blasendurchmessers zum Durchmesser der Zentraldüse  $d_B / D_{ZD}$  als zentrale Größe für die Steuerung der Feststoffeinmischung ergeben. Das Verhältnis von Ringwirbelschicht zu Zentraldüsendurchmesser  $D_{RWS} / D_{ZD}$  dagegen kommt nur in Kombination mit der Höhe der Wirbelmischkammer zur Festlegung der externen Feststoffrezirkulation zum Tragen.

Im Rahmen dieser Arbeit wurden somit Messdaten und ein einfaches Modell zur Beschreibung der Strömungsstrukturen in Ringwirbelschichtreaktoren vorgestellt. Die hier präsentierten Erkenntnisse bilden in Verbindung mit den hergeleiteten Scale-up Kriterien eine wesentliche Grundlage, um das Auslegen und Betreiben von Ringwirbelschichtreaktoren verbessern zu können.



## 10 Symbolverzeichnis

### *Lateinische Symbole*

$A$	Querschnittsfläche	$m^2$
$A_{xx}$ bzw. $A_{xy}$	Flächeninhalt der Auto- bzw. Kreuzkorrelationsfunktion	-
$a$	Konstante bei der Kalibrierkurve in Gleichung (5.15)	-
$a_{dp}$	Abstand zwischen 2 Partikeln	$m$
$a_{Osz.}$	Konstante in Gleichung (4.9)	$kg^{0,5}/(m^{0,5}s^2)$
$B$	Blasenformfaktor in Gleichung (7.8)	-
$b$	Konstante bei der Kalibrierkurve in Gleichung (5.15)	-
$C_r$	Streukapazität	$F$
$C_s$	Kapazität in der gesamten Sonde	$F$
$C_x$	Kapazität im Messvolumen	$F$
$C_0$	Kapazität im Vakuum	$F$
$c$	Konstante bei der Kalibrierkurve in Gleichung (5.15)	-
$c_{p, Bett}$	Spezifische Wärmekapazität des Bettes	$J/(kgK)$
$c_w$	Widerstandsbeiwert der Partikelumströmung	-
$D$	Durchmesser	$m$
$D_{\text{Äquivalent}}$	Äquivalenter Durchmesser in Gleichung (6.4)	$m$
$D_{\text{Bett}}$	Charakteristischer Durchmesser des Bettes	$m$
$d$	Konstante in Gleichung (7.74) für feste (X, Y)	$m^4/s^2$
$d_p$	Partikeldurchmesser	$m$

$d_R$	Mittlerer Durchmesser der beim Reaktorbetrieb vorliegenden Partikel des Reaktorsinventars bzw. der sich bildenden Sekundäragglomeraten	m
$d_s$	Sauterdurchmesser	m
$d_{3, 20}$ ; $d_{3, 50}$ ; $d_{3, 80}$	-; Medianwert; -	m; m; m
e	Konstante in Gleichung (7.85) für feste (X, Y)	$m^4/s^2$
$F_{\text{Scale-up}}$	Querschnittsbezogener Scale-up Faktor	-
$F_{\text{Sicherheit}}$	Sicherheitsfaktor	-
f	Frequenz; Abtastfrequenz	1/s; 1/s
$G_s$ bzw. $s, \text{zeit}$	Lokale anzahl- bzw. zeitgemittelte Querschnittsbelastung	$kg/(m^2s)$
$\bar{G}_s$	Integrale Querschnittsbelastung	$kg/(m^2s)$
$\bar{G}_{s, \text{gesamt}}$	Gesamte integrale Querschnittsbelastung	$kg/(m^2s)$
$\bar{G}_{s, \text{zeit}}$	Zeitgemittelte Querschnittsbelastung	$kg/(m^2s)$
$\bar{G}_{s, \text{zeit, gesamt}}$	Gesamte zeitgemittelte integrale Querschnittsbelastung	$kg/(m^2s)$
$\bar{G}_{s, \text{Wägezelle}}$	Querschnittsgemittelter flächenbezogener Feststoffmassenstrom aus Wägezellemessungen	$kg/(m^2s)$
$\bar{G}_{s, \text{Wärme, extern}}$	Externe Querschnittsbelastung aus einer Wärmebilanz	$kg/(m^2s)$
H	Höhe	m
$H_{\text{Sonden}}$	Höhe der Sonden	m
$\Delta H$	Höhendifferenz	m
h	Datenmenge	-
$h_j$	Element der Datenmenge	-
$h_{xx}(j)$	Autokorrelationsfunktion	-
$h_{xy}(j)$	Kreuzkorrelationsfunktion	-
i	Impuls	$m^4/s^2$
$I_r$	Betriebsstrom	A
i	Laufvariable	-
j	Imaginäre Zahl; Laufvariable	-; -
$\Delta j$	Relativer Signalversatz	-

K	Impuls des Freistrahls in Y-Richtung an der Stelle (0, 0)	$m^4/s^2$
$K_{ZD}$	Impuls an der Mündung der Zentraldüse	$m^4/s^2$
k	Variable in Gleichung (7.28)	-
L	Länge	m
$L_{Bett}$	Charakteristische Länge des Bettes	m
$L_{gesamt}$	Gesamte Länge	m
$\Delta L$	Länge des Rohrelements	m
l	Strömungsweg	m
M	Masse	kg
$\dot{M}$	Massenstrom	kg/s
$M_{WMK}$	Masse an Feststoff in der Wirbelmischkammer	kg
$\Delta M$	Massendifferenz an Feststoff	kg
m	Anzahl der Werte im Signal y; Trefferanzahl im gesamten Signal	-; -
$\dot{m}$	Massenstrom pro Flächeneinheit	kg/(m <sup>2</sup> s)
$m_{Fenster}$	Anzahl der Fenster	-
n	Anzahl der Werte im Signal x	-
P	Druck	kg/(ms <sup>2</sup> )
$P_{Gaszuführung}$	Mittlerer Druck in der Gaszuführleitung (10 <sup>5</sup> Pa in Gleichung (4.7))	kg/(ms <sup>2</sup> )
$\Delta P$	Differenzdruck für das Druckprofil	kg/(ms <sup>2</sup> )
$\bar{\Delta P}$	Mittelwert der Druckschwankungen	kg/(ms <sup>2</sup> )
$\Delta P_{Anlage}$	Gesamtdruckverlust in der Anlage	kg/(ms <sup>2</sup> )
$\Delta P_{Keil}$	Druckverlust durch den Feststoff im Keil	kg/(ms <sup>2</sup> )
$\Delta P_{WMK, kritisch}$	Kritischer Druckverlust in der Wirbelmischkammer	kg/(ms <sup>2</sup> )
$\Delta P_{WMK, theo}$	Theoretischer Differenzdruck in der Wirbelmischkammer in Gleichung (6.1)	kg/(ms <sup>2</sup> )
p	Anzahl der radialen Position	-
Q	Ladung	C
$Q_3$	Massenanteilsumme	-
$\Delta \dot{Q}_{AHK}$	Wärmestromdifferenz im Abhitzekeessel	W

$R_{U_m, xx}$	Autokorrelation	-
$R_{U_m, xy}$	Kreuzkorrelation	-
$r$	Radialer Abstand zur Mitte der Anlage	m
$r_{\text{Anlage}}$	Radius der Anlage	m
$S$	Strähnenantriebskraft	kgm/s <sup>2</sup>
$\Delta s_{xx; 0,9}$	Referenzlänge bei der Autokorrelation	-
$\Delta s_{xy; 0,9}$	Länge bei der Kreuzkorrelation	-
$T$	Temperatur	K
$T_{\text{Kegel}}$	Tiefe des Kegels	m
$\Delta T$	Temperaturdifferenz	K
$t$	Zeit	s
$\Delta t$	Dauer zur Messung der Querschnittsbelastung; Zeitdifferenz zwischen zwei Signalen	s; s
$\Delta t_{\text{Punkte}}$	Zeitintervall zwischen 2 Datenpunkten	s
$U$	Gleichspannung	V
$U_G$	Wechselspannung	V
$U_m$	An den Kondensatorelektroden anliegende Spannung nach Gleichrichterschaltung und Tiefpassfilter	V
$U_{m, x}$	Spannungssignal der ersten Sonde	V
$U_{m, y}$	Spannungssignal der zweiten Sonde	V
$U_r$	Betriebsspannung	V
$U^*$	Mit Sonde aufgenommene Wechselspannung	V
$\Delta U_m$	Spannungsunterschied	V
$u$	Gasgeschwindigkeit	m/s
$\bar{u}_{f, Y}$	Mittlere axiale Gasgeschwindigkeit	m/s
$u_{\text{Leer}}$	Leerrohrgasgeschwindigkeit	m/s
$u_{mf}$	Minimalfluidisationsgeschwindigkeit	m/s
$u_{\text{Riser}}$	Leerrohrgasgeschwindigkeit im Riser	m/s
$u_{ZD, \min}$	Mindestzentraldüsendeschwindigkeit	m/s
$\dot{V}$	Volumenstrom	m <sup>3</sup> /s

$V_{\text{Gaszuführung}}$	Volumen des Gaszuführungssystems samt Leitungen	$\text{m}^3$
$v_G$	Gasgeschwindigkeit in der feststoffarmen Phase	$\text{m/s}$
$v_{\text{rel}}$	Relativgeschwindigkeit	$\text{m/s}$
$ \bar{v}_{\text{rel}} $	Normierte Relativgeschwindigkeit	$\text{m/s}$
$v_s$	Feststoffgeschwindigkeit	$\text{m/s}$
$v_{s, \text{integral}}$	Integrale Feststoffgeschwindigkeit in Gleichung (6.8)	$\text{m/s}$
$v_{s, w}$	Feststoffgeschwindigkeit in der feststoffarmen Phase	$\text{m/s}$
$w$	Strähnengeschwindigkeit	$\text{m/s}$
$w_f$	Einzelkornsinkgeschwindigkeit	$\text{m/s}$
$w_{f, \text{Austrag}}$	Einzelkornsinkgeschwindigkeit des Austrags	$\text{m/s}$
$w_{f, d_p, \text{max}}$	Mit dem größeren Partikeldurchmesser der Korngrößenverteilung der Feststoffaufgabe gebildete Einzelkornsinkgeschwindigkeit	$\text{m/s}$
$w_{f \cdot 0,006 \cdot d_{B, \text{max}}}$	Mit der Clusterlänge und -dichte gebildete Einzelkornclustergeschwindigkeit	$\text{m/s}$
$X$	Vielfaches der Einzelkornsinkgeschwindigkeit (Tabelle 7.1); Koordinate	-; $\text{m}$
$x$	Zeitabhängiges Signal der ersten Sonde; Koordinate (Eindringtiefe)	$V$ ; $\text{m}$
$Y$	Vielfaches der Minimalfluidisationsgeschwindigkeit (Tabelle 7.1); Koordinate	-; $\text{m}$
$y$	Zeitabhängiges Signal der zweiten Sonde; Koordinate (Höhe über der Zentraldüse)	$V$ ; $\text{m}$
$\Delta y$	Abstand zwischen zwei Sonden	$\text{m}$

### *Griechische Symbole*

$\alpha$	Betrag des Blasenvolumens an Feststoff	-
$\alpha_{\text{Kegel}}$	Halber Öffnungswinkel des Kegels	$\circ$
$\alpha_p$	Korrelationskoeffizient	-
$\beta$	Winkel in Gleichung (7.10)	$\circ$

$\beta_p$	Korrelationskoeffizient	-
$\gamma_s$	Auswahlkriterium	-
$\delta$	Winkel in Gleichung (7.48)	°
$\varepsilon$	Porosität	-
$\varepsilon_0$	Pseudoviskosität	m <sup>2</sup> /s
$1-\varepsilon$	Feststoffkonzentration	-
$\overline{1-\varepsilon}$	Integrale Feststoffkonzentration	-
$1-\varepsilon_{\text{lok}}$	Lokaler Feststoffanteil	-
$1-\varepsilon_m$	Querschnittsgemittelter Feststoffanteil	-
$1-\varepsilon_{\Delta p}$	Mit dem Druckverlust erhaltene Feststoffkonzentration	-
$1-\varepsilon_{\text{Strähnen}}$	Strähnenfeststoffkonzentration	-
$1-\varepsilon_{\text{zeit}}$	Zeitgemittelte Feststoffkonzentration	-
$\eta$	Dynamische Viskosität; Parameter in Gleichung (7.52)	kg/(ms); -
$\theta_s$	Feststoffeindringwinkel	°
$\kappa$	Isotropenkoeffizient	-
$\lambda_{\text{Str}}$	Strähnenantriebskoeffizient	-
$\nu$	Kinematische Viskosität	m <sup>2</sup> /s
$\xi_{\text{ZD}}$	Druckverlustbeiwert der glatten Rohrströmung	-
$\rho$	Dichte	kg/m <sup>3</sup>
$\sigma$	Standardabweichung des Drucks	kg/(ms <sup>2</sup> )
$\tau$	Integrationsvariable	-
$\Phi$	Relativer freier Rohrquerschnitt	-
$1-\Phi$	Strähnenbedeckungsgrad	-
$\Phi_{\text{aktiv}}$	Aktiver Anteil an Blasen zur Feststoffeinspeisung	-
$\Phi_B$	Anteil des Gasvolumenstroms in Form von Blasen	-
$\Phi_{\text{wake}}$	Feststoffanteil des „wake“ zur Feststoffeinspeisung	-
$\varphi$	Sphärizität der Partikel; Integrationsvariable	-; -
$\chi$	Dielektrizitätskonstante	-
$\Omega$	Konstante in Gleichung (7.69)	-
$\omega$	Kreisfrequenz	1/s

*Konstanten*

$g$	Erdbeschleunigung	$= 9,81$	$m/s^2$
-----	-------------------	----------	---------

*Dimensionslose Kennzahlen*

$Ar$	$\frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot d_p^3 \cdot g}{\rho_f \cdot v^2}$	Archimedes-Zahl
$\xi$	$\frac{\rho_f}{\rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{mf})} \cdot \mu$	Volumenstromverhältnis
$Fr$	$\frac{u_{\text{Leer}}^2}{d_p \cdot g}$	Froude-Zahl
$Fr_p$	$\frac{u_{\text{Leer}}}{\sqrt{\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \cdot d_R \cdot g}}$	Partikel-Froude-Zahl
$Fr_{p, \text{max}}$	$\frac{u_{\text{Leer}}}{\sqrt{\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \cdot d_R \cdot g}}$	Maximale Partikel-Froude-Zahl
$Fr_{p, u_{mf}}$	$\frac{u_{mf}}{\sqrt{\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \cdot d_R \cdot g}}$	Mit der Minimalfluidisation gebildete Partikel-Froude-Zahl
$Fr_{p, w_f}$	$\frac{w_f}{\sqrt{\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \cdot d_R \cdot g}}$	Mit der Einzelkornsinkgeschwindigkeit gebildete Partikel-Froude-Zahl
$Fr_{p, ZD, \text{min}}$	$\frac{u_{ZD, \text{min}}}{\sqrt{\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \cdot d_R \cdot g}}$	Mindestpartikel-Froude-Zahl in der Zentraldüse
$\mu$	$\frac{\dot{M}_s}{\dot{M}_f}$	Beladung
$Re_p$	$\frac{d_p \cdot u_{\text{Leer}} \cdot \rho_f}{\eta}$	Mit dem Partikeldurchmesser gebildete Reynolds-Zahl
$Re_{v_{\text{rel}}}$	$\frac{ \bar{v}_{\text{rel}}  \cdot d_s}{\nu}$	Mit der Relativgeschwindigkeit gebildete Reynolds-Zahl
$Re_{ZD}$	$\frac{D_{ZD} \cdot u_{ZD} \cdot \rho_f}{\eta}$	Reynolds-Zahl in der Zentraldüse
$\Omega$	$\frac{\rho_f}{\rho_s - \rho_f} \cdot \frac{u_{\text{Leer}}^3}{v \cdot g}$	$\Omega$ -Zahl

$$- \quad \frac{3}{4} \cdot Fr \cdot \frac{\rho_f}{\rho_s - \rho_f} = \frac{1}{c_w} \quad \text{Modifizierte Froude-Zahl}$$

*Indizes*

AHK	Abhitzekeessel
B	Blase
diel	Dielektrikum
FB	Festbett
f	Fluid
i	Index für die Zeitangabe
max	Maximum
mf	Minimalfluidisation
mittel	Mittelwert
rel	Relativ
RWS	Ringwirbelschicht
s	Feststoff
TDH	Transport Disengaging Height
VC	Vena contracta
WMK	Wirbelmischkammer
x	Untere Sonde bzw. Koordinate
y	Obere Sonde bzw. Koordinate
ZD	Zentraldüse
zeit	Zeitgemittelt
ZWS	Zirkulierende Wirbelschicht
1/2	Für die halbe Breite in halber Tiefe

## 11 Literaturverzeichnis

- Almstedt, A. E., Zakkay, V.:** *An Investigation of Fluidized-Bed Scaling – Capacitance Probe Measurements in a Pressurized Fluidized-Bed Combustor and a Cold Model Bed*; Chemical Engineering Science, 45, **1990**
- Avidan, A. A.:** *Fluid catalytic cracking; Circulating Fluidized Beds*, J. R. Grace, A. A. Avidan, T. M. Knowlton (Eds), Blackie Academic & Professional, London, S. 466-488, **1997**
- Bachmaier, H.:** -; Technische Zeichnung, LFG, Universität Erlangen-Nürnberg, **2004**
- Bai, D., Zhu, J.:** *Internal recirculation flow structure in vertical upflow gas-solids suspensions*; Powder Technology, 85, S. 171-177, **1995**
- Bartholomé, E., Biekert, E., Hellmann, H., Ley, H.:** *Allgemeine Grundlagen der Verfahrens- und Reaktionstechnik*; Ullmanns Enzyklopädie der technischen Chemie, 4. neubearbeitete und erweiterte Auflage, Verlag Chemie, Weinheim / Bergstr., **1972**
- Borucki, H., Fischer, W.:** *Die Physik*; Bibliographisches Institut Mannheim / Wien / Zürich, Dudenverlag, **1995**
- Brust, H.:** *Einfluss der Gutaufgabevorrichtung auf die Gasvermischung und Feststoffverteilung im Downer-Reaktor*; Dissertation, Universität Erlangen-Nürnberg, **2003**
- Buckingham, E.:** *On physically similar systems: illustrations of the use of dimensional equations*; Physical Revue, 4, S. 345-376, **1914**
- Chan, H., Louge, M.:** *Fluid Dynamic Similarity of Circulating Fluidized Beds*; Powder Technology, 70, **1992**
- Contractor, R. M.:** *DuPont's CFB Technology for maleic anhydride from conception to commercialization*; Circulating Fluidized Bed Technology VI, J. Werther (Ed.), DECHEMA, Frankfurt, S. 527-532, **1999**
- Darton, R. C., LaNauze, R. D., Davidson, J. F., Harrison, D.:** *Bubble growth due to coalescence in fluidized beds*; Transactions of the Institution of Chemical Engineers, 55, S. 274-280, **1977**

- Davidson, J. F.:** -; First session – Introduction by rapporteur, Institute of Chemical Engineers, Symposium Ser, 30, S. 3-11, **1968**
- De Groot, J. H.:** -; Proceedings of the International Symposium on Fluidization, Eindhoven, S. 348, **1967**
- DIN, Deutsches Institut für Normung E. V.:** *DIN 1952: Durchflussmessung mit Blenden, Düsen und Venturirohren in voll durchströmten Rohren mit Kreisquerschnitt*; Deutsche Norm, Beuth Verlag GmbH, Berlin, **1982**
- Dry, R. J., Beeby, C. J.:** *Applications of CFB technology to gas-solid reactions; Circulating Fluidized Beds*, J. R. Grace, A. A. Avidan, T. M. Knowlton (Eds), Blackie Academic & Professional, London, S. 417-440, **1997**
- Eck, B.:** *Technische Strömungslehre*; 8. neubearbeitete Auflage, Band 1, Grundlagen, Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, New York, **1978**
- ESDU, Engineering Sciences Data Unit:** *Pressure losses in flow through a sudden contraction of dust area*; ESDU 89040, **1989**
- Foscolo, P. U., Di Felice, R., Gibilaro, L. G.:** *Scaling Relationships for Fluidisation: The Generalised Particle Bed Model*; Chemical Engineering Science, 45, **1990**
- Geldart, D.:** *Types of Fluidization*; Powder Technology, 7, S. 285-292, **1973**
- Glicksman, L. R.:** *Scaling relationships for fluidized beds*; Chemical Engineering Science, 39, **1984**
- Glicksman, L. R., Hyre, M. R., Farell, P. A.:** *Dynamic Similarity in Fluidization*; International Journal on Multiphase Flow, 20, **1994**
- Glicksman, L. R., Hyre, M. R., Woloshun, K.:** *Simplified Scaling Relationships for Fluidized Beds*; Powder Technology, 77, **1993**
- Glicksman, L.R., Westphalen, K., Woloshun, K.:** *Experimental Scale Models of Circulating Fluidized Bed Combustors*; International Conference on Fluidized Bed Combustion, Montreal, Canada, **1991**
- Hage, B., Werther, J.:** *The guarded capacitance probe – a tool for the measurement of solids flow patterns in laboratory and industrial fluidized bed combustor*; Powder Technology, 93, S. 235-245, **1997**
- Hein, J.-C.:** *Anwendung der Freistrahtheorie von Prandtl auf die Ringwirbelschicht: Bereich Wirbelmischkammer*; Outotec GmbH Bericht, **2006**
- Herr, H., Bach, E., Maier, U.:** *Technische Physik*; Europa-Lehrmittel-Verlag, **1997**

- Hirsch, M., Frank, W., Heil, M.:** *Verfahren zur Kühlung von heißen Prozessgasen*; Deutsche Patentanmeldung, DE 912 01 732, **1993**
- Hirsch, M., Janssen, K., Serbent, H.:** *The circulating fluidized bed as reactor for chemical and metallurgical processes*; Proceedings of the First international conference on circulating fluidized beds, Halifax, Canada (1985), **1986**
- Hismelt:** *Handbook of the Hismelt plant*; Handbook, Area 24, S. 6, **2003**
- Hismelt:** -; Internetseite <http://www.hismelt.com.au>, **2006**
- Horio, M., Nonaka, A., Sawa, Y.:** *A New Similarity Rule for Fluidized Bed Scale-up*; AICHE Journal, 32, **1986**
- Jackson, R.:** -; Chapter 3 of Fluid Mechanical Theory in Fluidization, J. F. Davidson and D. Harrison edition, Academic Press London and New York, **1971**
- Kehlenbeck, R., Yates, J.:** *Novel scaling parameter for circulating fluidized beds*; AICHE Journal, 47, **2001**
- Kretschmer, F.:** *Basisversuche zur Modellierung und Auslegung eines Wirbelschichtabhitzekekessels*; Diplomarbeit, Technische Universität Dresden, **1993**
- Krishna, R., Van Baten, J. M.:** *Using CFD for scaling up gas-solid bubbling fluidized bed reactors with Geldart A powders*; Chemical Engineering Journal, 82, S. 247-257, **2001**
- Kunii, D., Levenspiel, O.:** -; *Fluidization Engineering*; John Wiley and Sons, Inc, New York - London - Sydney - Toronto, **1969**
- Lehmann, W., Müller, F.:** -; *Mitteilungen des Instituts für Leichtbau und ökonomische Verwendung von Werkstoffen*, 5, Dresden, S. 227-238, **1968**
- Leva, M.:** *The use of gas-fluidized systems for blending particulate solids*; Symposium: Interactions between fluids and particles, Institute of Chemical Engineers, **1962**
- Matsen, J. M.:** *Fluidized beds in scaleup of chemical processes: conversion from laboratory scale tests to successful commercial size design*; in Scaleup in Chemical Processes, Bisio, A., Kaebel, R. L. editions, **1985**
- MIT Instruments Inc.:** *User's Manual ACCUMEASURE SYSTEM 5000*; User's Manual, Revision 3.1, **2000**
- Molerus, O.:** *Fluid-Feststoff-Strömungen*; Springer-Verlag, Berlin - Heidelberg – New York, **1982**
- Molerus, O., Werther, J.:** *Zweiphasige Wirbelschichten*; Skript, Lehrstuhl für mechanische Verfahrenstechnik, Universität Erlangen Nürnberg, -

- National Instruments:** *LabVIEW 6.1 Hilfe*; Software LabVIEW Hilfe, National Instruments, **2001**
- Nicastro, M. T., Glicksman, L. R.:** *Experimental Verification of Scaling Relationships for Fluidized Bed*; Chemical Engineering Science, 39, **1984**
- Orth, A., Hirsch, M., Weber, P.:** *Verfahren zum Erzeugen eines Gemisches aus Eisenerz und Schwelkoks*; Deutsche Patentanmeldung, DE 101 01 157 A1, **2002**
- Orth, A., Hirsch, M., Weber, P.:** *Verfahren und Anlage zur Herstellung von Schwelkoks*; Deutsche Patentanmeldung, DE 102 60 734 A1, **2004**
- Ossege, S.:** -; Technische Zeichnung, Mechanikwerkstatt der Universität Erlangen-Nürnberg, **2003**
- Ossege, S.:** -; Technische Zeichnung, Mechanikwerkstatt der Universität Erlangen-Nürnberg, **2006**
- Outotec:** *HiSmelt project in Western Australia*; Internetseite [http://www.outotec.com/pages/Page\\_\\_\\_\\_7775.aspx](http://www.outotec.com/pages/Page____7775.aspx), **2003**
- Potter, O. E.:** *Mixing*; Fluidization, 293, **1971**
- Reh, L.:** *Das Wirbeln von körnigem Gut im schlanken Diffusor als Grenzzustand zwischen Wirbelschicht und pneumatischer Förderung*; Dissertation, Technische Hochschule Karlsruhe, **1961**
- Richtberg, M.:** *Charakterisierung der lokalen Strömungsverhältnisse in einer druckaufgeladenen Zirkulierenden Wirbelschicht*; Dissertation, Universität Erlangen-Nürnberg, **2001**
- Schlichting, H.:** *Laminare Strahlausbreitung*; ZAMM 13, S. 260-263, **1933**
- Schlichting, H.:** *Grenzschicht-Theorie*; 3. Auflage, Verlag G. Braun, Karlsruhe, **1958**
- Schmidt, J.:** *Berechnung und Messung der Druckänderungen über scharfkantige plötzliche Rohrerweiterungen und -verengungen bei Gas-Dampf-Flüssigkeitsströmung*; Fortschrittberichte VDI Reihe 7, S. 8-11, VDI Verlag, Düsseldorf, **1993**
- Schuegerl, K.:** -; Comment, Proceedings of the International Symposium on Fluidization, 662, **1967**
- Soong, C. H., Tuzla, K., Chen, J. C.:** *Experimental determination of cluster size and velocity in circulating fluidized bed*; Fluidization VIII, S. 219-227, **1996**
- Stockhausen, W., Nuber, D., Beyzavi, A.-N.:** *Verfahren und Anlage zur Wärmebehandlung titanhaltiger Feststoffe*; Deutsche Patentanmeldung, DE 103 43 662 A1, **2005**

- Strabel, M.:** *Einfluss der Temperatur auf die Gas-Feststoff-Strömung in Riser-Reaktoren*; Dissertation, Universität Erlangen-Nürnberg, **2004**
- Toei, R., Matsuno, R., Oichi, M., Yamamoto, K.:** *Deformations and splittings of a bubble in a two-dimensional fluidized bed*; Journal of Chemical Engineering of Japan, 6, S. 447-450, **1974**
- Tollmien, W.:** *Berechnung turbulenter Ausbreitungsvorgänge*; ZAMM 6, S. 468-478, **1926**
- Tuzla, K.:** *Solids fraction measurements with capacitance probe*; Experimental report, Lehigh University, Pennsylvania, **1995**
- Van Swaaij, W. P. M., Zuiderweg, F. J.:** *Investigation of ozone decomposition in fluidized beds on the basis of a two-phase model*; Proceedings of the 5<sup>th</sup> European Symposium on Chemical Reaction Engineering, B9, S. 25-36, **1972**
- Vasquez-Malebran, S. A., Bullen, P. R.:** *Numerical predictions of turbulent pipe flows through an abrupt contraction and comparison with experiments*; HTFS RS674, S. 545-554, **1986**
- VDI:** *VDI-Wärmeatlas, Berechnungsblätter für den Wärmeübergang*; 7. erweiterte Auflage, **1994**
- Werther, J.:** *Zur Maßstabsvergrößerung von Gas-Feststoff-Wirbelschichten*; Aufbereitungs-Technik, 15, S. 670-677, **1974**
- Werther, J.:** *Convective Solids Transport in Large Diameter Gas Fluidized Beds*; Powder Technology, 15, S. 155-167, **1976**
- Werther, J.:** *Fluidized-bed reactors*; Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol. B4, Principles of Chemical Reaction Engineering and Plant Design, 5<sup>th</sup> Edition, VCH Verlagsgesellschaft GmbH, Weinheim, **1992**
- Westphal, B.:** *Energie- und Stoffbilanzierung des Wirbelschicht-Abhitzekessel-Systems*; Diplomarbeit, Technische Universität Dresden, **1993**
- Wiesendorf, V., Werther, J.:** *Capacitance probes for solids volume concentration and velocity measurements in industrial fluidized bed reactors*; Powder Technology, 110, S. 143-157, **2000**
- Winkler, F.:** *Verfahren zum Herstellen von Wassergas*; Patentschrift Nummer 437970, Reichpatentsamt, **1922**
- Wirth, K.-E.:** *Zirkulierende Wirbelschichten*; Springer-Verlag, Berlin, **1990**
- Wirth, K.-E.:** *Feststoffeinspeisung in den Bereich der Zentraldüse*; Interner Bericht, **2007**
- Zhang, M., Yang, R. Y. K.:** *On the Scaling Laws for Bubbling Gas-Fluidized Bed Dynamics*; Powder Technology, 51, **1987**



## 12 Summary

Because gas-solids-systems are of great importance for metallurgical, chemical and biochemical processes, finding new reactor concepts is an ongoing technical and economical challenge since the invention of the Winkler reactor in 1922 [WINKLER 1922]. In order to combine a long solids residence time to a good heat and mass transfer, the concept of the Annular Fluidized Bed has been developed by Lurgi Metallurgie GmbH [HIRSCH 1986] and patented by Outotec GmbH [ORTH 2004].

It consists mainly of a large central nozzle surrounded by a stationary fluidized bed. Due to the moderate primary gas fluidisation of the annulus, solids overflow the upper edge of the central nozzle, are mixed into the upward velocity central secondary gas stream and transported into the mixing chamber. To reduce the risk during the planning and the operating of this new reactor a detailed and systematic experimental characterisation of the flow pattern in the system and its modelling were necessary.

Within a cooperation with the Outotec GmbH, investigations have been carried out in a laboratory and pilot plant of similar bottom geometry with a scale-up factor of 15 by cross-sectional area under ambient temperature and pressure conditions. After the determination of the stable operating range and the global flow profile in the plants by using pressure measurements with a high time-resolution, experiments have been focused on the local characterisation with capacitance probe measurements of the solids mixing directly at the exit of the central nozzle while varying a broad range of operating and geometrical parameters. The results obtained were used to elaborate a two-step model to qualitatively and quantitatively predict the mixing there.

In the first experimental part of the work, the important role of the central nozzle geometry in the setting of a stable operating point has been pointed out. In order to prevent the solids clusters ejected from the bubbles of the annulus from falling into the central nozzle, the ratio of the length to the diameter of the central nozzle  $L_{CN} / D_{CN}$  has to be high enough to hinder the backwards circulation of the gas. In the mean time the gas velocity there has to be bigger than the single fall velocity of the solids clusters.

For all the stable operating points in the plants, a similar axial and radial flow profile has been encountered. While the solids concentration in the annulus corresponds to the one by minimal fluidisation of the stationary fluidized bed, the concentration decreases rapidly in the mixing chamber. The flow profile directly above the central nozzle shows a typical jet profile characterized by low solids concentrations and high solids velocities thus resulting in high local mass fluxes. In contrast the surrounding annular region in the bottom part of the mixing chamber consists of high solids concentration with increasing values towards the wall. The height of this dense region depends on the solids inventory in the mixing chamber. With increasing height in the plant, the solids concentration over the plant cross-section decreases and the solids velocity profile shows a parabolic shape with negative values in the wall region. In these heights, the fully developed flow pattern shows a typical core-annulus structure, which is similar to the one of a circulating fluidized bed [BAI 1995]. This downwards solids movement in the wall region is responsible for the internal solids mixing of the plant.

A second determinant effect for the system that has been demonstrated is the important role of the bubbles of the annulus for the solids feeding above the central nozzle. By erupting at the exit of the central nozzle, the solids transported in the wake of the bubbles are ejected into the central jet and thus increase the solids concentration there. Through the setting of the gas velocity in the annulus for a fixed bed height, the solids mixing in the central jet can be regulated. In the mean time, the transport of the mixed solids is assured by a high gas velocity in the central nozzle.

Based on these experimental observations, a two-step simplifying mathematical model has been elaborated to qualitatively and quantitatively estimate the solids mixing in the first centimetres above the central nozzle independently of the plant geometry. Assuming that the bubbles in the annulus act as a solid feeder for the mixing inside the central jet, the amount of solids ejected from the bubbles is quantified and their trajectory calculated by solving the force balance on a single particle. In this way, the interaction between the plant geometry and the gas velocities in the system, without explicitly considering the pressure in the mixing chamber, can be modelled.

This theoretical part of the work showed that not only single particles but also bigger clusters can be transported in the wake of the bubbles and ejected above the central nozzle. Already a cluster diameter corresponding to 0.6 % of the bubble diameter is sufficient to explain the very good mixing even for a broad central nozzle diameter. While the ratio of bubble diameter to central nozzle diameter  $d_B / D_{CN}$  is determinant for the solids mixing above the central nozzle, the height of the mixing chamber combined to the ratio of annulus diameter to central nozzle diameter  $D_{AFB} / D_{CN}$  is crucial for the external solids circulation in the plant.

---

This work has finally presented overall experimental and theoretical results for describing the solids behaviour in Annular Fluidized Beds of different sizes. The obtained results combined to the elaborated scale-up criteria can be used to facilitate and ameliorate the conception and the operation of this new reactor.



# Lebenslauf

## Persönliche Daten

Name	Anne Collin
Geburtsdatum	07.03.1978
Geburtsort	Bitche, Frankreich
Staatsangehörigkeit	französisch
Familienstand	ledig

## Schulbildung

09/1984 - 06/1989	École primaire de Petit-Réderching (Grundschule), Frankreich
09/1989 - 06/1993	Collège de Rohrbach-lès-Bitche, Frankreich
09/1993 - 06/1996	Lycée Teyssier de Bitche (Gymnasium), Frankreich

## Studium und beruflicher Werdegang

09/1996 - 07/1998	Vorbereitungsschule zu Frankreichs „Grandes écoles d'ingénieurs“ am Lycée Kléber in Straßburg, Frankreich
09/1998 - 07/2000	Studium der Verfahrenstechnik, Materialwissenschaft und Elektrochemie am Institut National Polytechnique de Grenoble, Frankreich
10/2000 - 09/2002	Studium der Physik an der Universität Karlsruhe (TH), Deutschland
10/2002 - 02/2003	Ingenieurin in der Forschung & Entwicklung bei der Outotec GmbH in Frankfurt, Deutschland
03/2003 - 08/2007	Wissenschaftliche Mitarbeiterin am Lehrstuhl für Feststoff- und Grenzflächenverfahrenstechnik der Universität Erlangen-Nürnberg, Deutschland
Seit 09/2007	Ingenieurin im Anlagenbau bei der BASF SE in Ludwigshafen, Deutschland





