

# Untersuchung des Flüssigkeitseintrages auf die Temperaturverteilung in Gas/Feststoff-Wirbelschichten

## **Dissertation**

zur Erlangung des akademischen Grades

**Doktoringenieur  
(Dr.-Ing.)**

von Dipl.-Ing. Markus Henneberg  
geb. am 04.02.1970 in Magdeburg

genehmigt durch die Fakultät für Verfahrens- und Systemtechnik  
der Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg

Gutachter: Prof. Dr.-Ing. habil. Dr. h.c. Lothar Mörl  
Prof. Dr.-Ing. Eckehard Specht  
Dr.-Ing. Karlheinz Rümpler

Promotionskolloquium am 19. Oktober 2004

## Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter in der Zeit von August 2000 bis Juni 2003 am Lehrstuhl Chemischer Apparatebau des Instituts für Apparate- und Umwelttechnik der Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg.

Für die Möglichkeit der Bearbeitung des Themas, die vielen Anregungen, fachlichen Unterstützungen und die angenehme Arbeitsatmosphäre möchte ich mich besonders bei dem Leiter des Lehrstuhls für Chemischen Apparatebau Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. Dr. h. c. Lothar Mörl bedanken.

Ich danke ganz besonders dem Leiter des Lehrstuhls „Technische Thermodynamik und Verbrennung“, Herrn Prof. Dr.-Ing. Eckehard Specht, der mir die Nutzung des Versuchsstandes für die Düsenvermessung ermöglichte und seinem Mitarbeiter Herrn Dr.-Ing. Frank Puschmann für die freundliche und kollegiale Hilfe bei der Versuchsdurchführung.

Mein Dank gilt ebenfalls allen Mitarbeitern des Instituts. Besonders danke ich den Herren Doz. Dr.-Ing. Gerhard Krüger, Jun.-Prof. Dr.-Ing. Stefan Heinrich, Dr.-Ing. Matthias Ihlow, Dipl.-Wirtsch.-Ing. Mirko Peglow und Dipl.-Ing. Jörg Drechsler, die jederzeit durch ihre Bereitschaft zu Diskussionen und Anregungen zum Gelingen der Arbeit beitrugen sowie Herrn Alexander Katzarov für die Unterstützung bei der Durchführung der experimentellen Arbeiten. Weiterhin danke ich Herrn Priv.-Doz. Dr.-Ing. Rüdiger Sonntag für sein Engagement beim Um- und Neubau des Dampfnetzes und beim Betrieb der Anlage. Mein besonderer Dank gilt dem Werkstattmeister Lutz Herbst und seinen Mitarbeitern für die Ausführung der umfangreichen Umbauarbeiten an der Versuchsanlage. Allen Studenten, die im Rahmen ihrer Studien- und Diplomarbeiten am Thema mitwirkten sei gedankt.

Ganz herzlich möchte ich mich bei Claudia für ihre Geduld und Unterstützung bedanken.

Der Deutschen Forschungsgemeinschaft gilt mein Dank für die Anregungen und die finanzielle Unterstützung, die mir die Abhandlung dieses Themas ermöglichte.

# Inhaltsverzeichnis

Vorwort . . . . .	I
Inhaltsverzeichnis . . . . .	II
Symbolverzeichnis . . . . .	V
<b>1 Einleitung</b>	<b>1</b>
1.1 Allgemeines . . . . .	1
1.2 Stand des Wissens . . . . .	2
1.2.1 Temperatur- und Konzentrationsfelder . . . . .	2
1.2.2 Flüssigkeitsabscheidung . . . . .	4
1.2.3 Partikel- und Gasbewegung . . . . .	5
1.2.4 Partikelwachstum . . . . .	8
1.3 Motivation und Zielstellung . . . . .	10
<b>2 Experimentelle Arbeiten</b>	<b>12</b>
2.1 Die Wirbelschichtversuchsanlage DN 1500 . . . . .	12
2.1.1 Apparative Veränderungen . . . . .	13
2.1.2 Messtechnik . . . . .	14
2.1.3 Messtechnik für die Partikelanalytik . . . . .	18
2.1.4 Zusammenfassende Beschreibung der erweiterten und rekonstruierten Anlage . . . . .	18
2.1.5 Vorversuche zur Inbetriebnahme . . . . .	20
2.2 Untersuchung der verwendeten Düsen . . . . .	20
2.2.1 Einleitung . . . . .	21
2.2.2 Versuchsanlage . . . . .	21
2.2.3 Versuchsdurchführung . . . . .	22
2.2.4 Ergebnisse . . . . .	23
2.3 Messung dreidimensionaler Temperaturfelder . . . . .	27
2.3.1 Einleitung . . . . .	27
2.3.2 Besonderheiten bei der Lufttemperaturmessung in Wirbelschichten . . . . .	27
2.3.3 Versuchsdurchführung . . . . .	30
2.3.4 Parameter für die Versuche mit Kunststoffgranulat . . . . .	33
2.3.5 Parameter für die Versuche mit $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ . . . . .	34
2.4 Ergebnisse . . . . .	36
2.4.1 Variation der Eindüsungsmenge . . . . .	37
2.4.2 Variation des Spraywinkels . . . . .	37
2.4.3 Variation der Höhenposition der Düse . . . . .	39
2.4.4 Variation des Düsentyps . . . . .	40
2.4.5 Variation der Düsenanzahl . . . . .	40
2.4.6 Variation des Wirbelschichtmaterials . . . . .	41
2.4.7 Variation des Tropfenspektrums . . . . .	42
2.4.8 Zusammenfassung . . . . .	43

<b>3</b>	<b>Modellbildung und Bilanzierung</b>	<b>49</b>
3.1	Modellvorstellung . . . . .	49
3.2	Modellierung der Phasenbewegung . . . . .	50
3.2.1	Bewegung der Partikel . . . . .	50
3.2.2	Bewegung des Fluidisierungsgases . . . . .	50
3.3	Modellierung der Flüssigkeitsabscheidung . . . . .	51
3.4	Modellierung der Stoff- und Wärmeströme . . . . .	55
3.5	Zusammenfassung der Modellvoraussetzungen . . . . .	56
3.6	Bilanzierung der Enthalpieströme . . . . .	58
3.6.1	Enthalpie der Luft . . . . .	58
3.6.2	Enthalpie der Partikel . . . . .	60
3.6.3	Enthalpie der Flüssigkeit . . . . .	62
3.6.4	Enthalpie der Apparatewand . . . . .	63
3.7	Bilanzierung der Stoffströme . . . . .	64
3.7.1	Wassermassenbilanz in der Feststoffphase . . . . .	64
3.7.2	Wassermassenbilanz in der Gasphase . . . . .	65
3.8	Lösung der Bilanzgleichungen . . . . .	65
3.8.1	Bilanzgleichungen . . . . .	65
3.8.2	Diskretisierung . . . . .	68
3.8.3	Randbedingungen . . . . .	68
3.8.4	Anfangsbedingungen . . . . .	68
3.8.5	Lösung des Systems . . . . .	69
<b>4</b>	<b>Simulationsrechnungen</b>	<b>70</b>
4.1	Instationäre Lösung . . . . .	70
4.2	Stationäre Lösung . . . . .	79
4.2.1	Variation von Modellparametern . . . . .	80
4.2.2	Variation von technischen Parametern . . . . .	99
4.2.3	Variation des Wirbelschichtmaterials . . . . .	105
<b>5</b>	<b>Vergleich von Versuch und Simulation</b>	<b>113</b>
5.1	Versuch 10 - Außenmischende Düse . . . . .	113
5.2	Versuch 14 - Innenmischende Düse . . . . .	116
5.3	Versuch 16 - Poröses Wirbelschichtmaterial . . . . .	118
5.4	Diskussion der Ergebnisse . . . . .	120
<b>6</b>	<b>Zusammenfassung</b>	<b>121</b>
<b>A</b>	<b>Konstanten und Stoffwerte</b>	<b>123</b>
A.1	Konstanten . . . . .	123
A.2	Stoffwerte . . . . .	123
A.2.1	Trockene Luft . . . . .	123
A.2.2	Wasser . . . . .	124
A.2.3	Wasserdampf . . . . .	126
A.3	Trocknungskenngrößen für $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ . . . . .	127
<b>B</b>	<b>Kenngößen der Wirbelschicht</b>	<b>128</b>
B.1	Existenzbereich der Wirbelschicht . . . . .	128
B.2	Partikeldispersion . . . . .	129

<b>C Stoff- und Wärmeübergangskoeffizienten</b>	<b>130</b>
C.1 Stoff- und Wärmeübergang Gas-Partikel . . . . .	130
C.1.1 Stoffübergang . . . . .	130
C.1.2 Wärmeübergang . . . . .	131
C.2 Wärmeübergang Gas-Wand . . . . .	131
C.3 Wärmeübergang Partikel-Wand . . . . .	131
C.4 Wärmeübergang Wand-Umgebung . . . . .	132
<b>D Versuchsergebnisse</b>	<b>133</b>
D.1 Vorversuche - Einfluss der Düsenluft . . . . .	133
D.2 Dreidimensionale Temperaturmessung . . . . .	133
<b>E Simulationsergebnisse</b>	<b>138</b>
E.1 Instationäre Lösung . . . . .	138
E.2 Partikeldispersion . . . . .	143
E.3 Dispersion der Fluidisierungsluft . . . . .	147
E.4 Flüssigkeitsabscheidung . . . . .	154
E.5 Direkt übergehende Wassermenge . . . . .	160
E.6 Eindüsungsmenge . . . . .	164
E.7 Düsenvariation . . . . .	166
E.8 Poröses Schichtmaterial . . . . .	171

## Symbolverzeichnis

### Lateinische Buchstaben

$A$	$m^2$	Fläche
$c_P$	$J/(kgK)$	spezifische Wärmekapazität
$d$	$m$	Durchmesser
$d_{32}$	$m$	Sauterdurchmesser
$D$	$m^2/s$	Dispersionskoeffizient
$D$	$m$	Durchmesser
$DN$	$mm$	Nenndurchmesser
$f_\alpha$	–	Wärmetransportverhältnis
$g$	$m/s^2$	Erdbeschleunigung
$h$	$m$	Höhe
$H$	$J$	Enthalpie
$\dot{H}$	$W$	Enthalpiestrom
$H$	$m$	Höhe
$h_A$	–	Haftanteil
$h_V$	$J/kg$	spezifische Verdampfungsenthalpie
$k$	–	Parameter der Direktverdampfung
$m$	$kg$	Masse
$\tilde{M}$	$kg/mol$	mittlere molare Masse
$\dot{m}$	$kg/s$	Massenstrom
$p$	$bar$	Partialdruck
$P$	$bar$	Druck
$\dot{Q}$	$W$	Wärmestrom
$r$	$m$	radiale Laufvariable
$r$	$m$	Radius
$r_o$	$J/kg$	Verdampfungsenthalpie
$R$	$J/(molK)$	spezifische Gaskonstante
$s$	$m$	Blechdicke
$s$	$m$	Weglänge
$t$	$s$	Zeit
$T$	$K$	Temperatur
$u$	$m/s$	Geschwindigkeit
$V$	$m^3$	Volumen
$w$	$m/s$	Geschwindigkeit
$x$	–	Koordinate
$X$	$kg/kg$	Feststoffbeladung
$Y$	$kg/kg$	Luftbeladung
$z$	$m$	höhenabhängige Laufvariable

**Griechische Buchstaben**

$\alpha$	$W/(m^2K)$	Wärmeübergangskoeffizient
$\beta$	$m/s$	Stoffübergangskoeffizient
$\delta$	$m^2/s$	Diffusionskoeffizient
$\delta$	$m$	modifizierte freie Weglänge der Gasmoleküle
$\delta_S$	$m$	scheinbare Randwinkel
$\Delta$	$m$	Dicke
$\Delta_F$	$m$	Filmdicke
$\Delta p$	$Pa$	Druckverlust
$\varepsilon$	—	Emissionskoeffizient
$\varepsilon$	—	relatives Lückenvolumen
$\zeta$	—	Druckverlustzahl
$\eta$	$kg/(ms)$	dynamische Viskosität
$\eta_A$	—	Auftreffgrad
$\theta$	$^\circ$	Winkelcoordinate
$\theta$	—	Akkomodationskoeffizient
$\Theta$	$^\circ$	Düsenwinkel
$\vartheta$	$^\circ C$	Temperatur
$\lambda$	$W/(mK)$	Wärmeleitfähigkeit
$\Lambda$	$m$	effektive freie Weglänge der Gasmoleküle
$\nu$	$m^2/s$	Kinematische Viskosität
$\xi$	—	dimensionslose Beladung
$\rho$	$kg/m^3$	Dichte
$\phi$	—	relative Feuchte
$\Phi$	—	dimensionslose Trocknungsgeschwindigkeit
$\varphi$	—	Einstrahlzahl
$\varphi$	—	Partikelbenetzungsgrad
$\varphi_A$	—	Abscheidegrad
$\varphi_W$	—	Feststoffvolumenkonzentration in Wandnähe
$\Psi_A$	—	Trägheitsparameter

**Indizes**

<i>A</i>	abscheidewirksam
<i>Air</i>	Luft
<i>App</i>	Apparat
<i>AP</i>	Austragspunkt
<i>aus</i>	Austrittsbedingung
<i>ax</i>	axial
<i>ch</i>	charakteristisch
<i>D</i>	Dampf
<i>dir</i>	direkt
<i>Duese</i>	Düse
<i>ein</i>	Eintrittsbedingung
<i>Eind</i>	Eindüsung
<i>eq</i>	Gleichgewicht
<i>F</i>	Film
<i>Fl</i>	Flüssigkeit
<i>G</i>	Gas
<i>ges</i>	gesamt
<i>gl</i>	Gleichgewicht
<i>H</i>	Hülse
<i>hyg</i>	hygroskopisch
<i>i</i>	Laufindex
<i>j</i>	Laufindex
<i>konv</i>	konvektiv
<i>kr</i>	kritisch
<i>L</i>	Luft
<i>lam</i>	laminar
<i>Luecke</i>	Lücke
<i>mf</i>	Minimalfluidisation
<i>0</i>	Anfangszustand
<i>o</i>	Leerrohr
<i>P</i>	Partikel
<i>por</i>	porös
<i>r</i>	radial
<i>s</i>	Feststoff
<i>sat</i>	Sättigung
<i>Sink</i>	Sink
<i>spez</i>	spezifisch
<i>Th</i>	Thermoelement
<i>Tr</i>	Tropfen
<i>tr</i>	trocken
<i>turb</i>	turbulent
<i>U</i>	Umgebung
<i>ueD</i>	übergehender Dampf
<i>Verd</i>	Verdampfung
<i>w</i>	wirbel
<i>W</i>	Wand
<i>W</i>	Wasser
<i>WP</i>	Wirbelpunkt
<i>WS</i>	Wirbelschicht
<i>z</i>	axial

**Dimensionslose Kennzahlen**

$Ar =$	$\frac{gd_P^3(\rho_P - \rho_G)}{\nu_G^2 \rho_G}$	Archimedes-Zahl
$Bi =$	$\frac{\alpha L_{ch}}{\lambda_P}$	Biot-Zahl
$Gr =$	$\frac{gh^3}{\nu_G^2} \beta \Delta T$	Grashof-Zahl
$Nu =$	$\frac{\alpha L_{ch}}{\lambda_G}$	Nusselt-Zahl
$Oh =$	$\frac{\mu}{\sqrt{\rho \sigma d_{Tr}}}$	Ohnesorg-Zahl
$Pr =$	$\frac{c_{P,G} \nu_G \rho_G}{\lambda_G}$	Prandtl-Zahl
$Ra =$	$Gr Pr$	Rayleigh-Zahl
$Re =$	$\frac{w L_{ch}}{\nu_G}$	Reynolds-Zahl
$Sc =$	$\frac{\nu_G}{D}$	Schmidt-Zahl
$Sh =$	$\frac{\beta L_{ch}}{D}$	Sherwood-Zahl
$St =$	$\frac{8 \rho_P R_F u_P}{9 \eta_F}$	Stokes-Zahl

# Kapitel 1

## Einleitung

### 1.1 Allgemeines

Die Bedeutung des Verfahrens der Wirbelschicht-Sprühgranulationstrocknung zur Produktgestaltung frei fließender, staubarmer, körniger Feststoffe ist unbestritten und nimmt ständig an Bedeutung zu. Antrieb hierfür sind zum Einen die Kopplung der Prozesse Formgebung und Trocknung in einem Verfahren sowie die Möglichkeit der Eingliederung weiterer Vorgänge wie Klassierung und Homogenisierung zu einem komplexen Gesamtprozess, der bei Bedarf kontinuierlich betrieben werden kann. Zum Anderen lassen sich infolge der Erweiterung des Wissens über die verschiedenen Einzelvorgänge Teilprozesse optimieren, um somit den ständig wachsenden Anforderungen steigender Produktqualität gerecht werden zu können.

Als Ursprung der Wirbelschichttechnologie kann das Jahr 1922 gesehen werden, in dem ein Verfahren zur Kohlevergasung von *Winkler* [142] beschrieben wird, welches eine Schüttung feinkörnigen Stoffes durch einen aufwärtsgerichteten Gasstrom in einen flüssigkeitsähnlichen Wirbelzustand versetzen lässt. Daraus hat sich eine klassische Anwendung der Wirbelschicht für Verbrennungsprozesse abgeleitet und ab Mitte des letzten Jahrhunderts etabliert [103]. Die Vorteile von Wirbelschichtverbrennungsanlagen liegen nach *Benesch* [10] in dem sehr guten Wärme- und Stoffaustausch, in der niedrigen Verbrennungstemperatur, den langen Verweilzeiten und daraus aus dem Verzicht nachgeschalteter REA- und DENOX-Anlagen. Die sehr guten Wärmeübergangsbedingungen zwischen dem Fluidisierungsgas und dem fluidisierten Feststoff werden ebenfalls zur Vorwärmung von Rohmehl beim Brennprozess von Zement in einem Drehrohrofen genutzt [131].

Durch die Wirbelschichttechnik haben sich bis zur heutigen Zeit breite Anwendungsgebiete mit den verschiedensten Apparaten erschlossen. Einen Überblick über deren Gestaltungsmöglichkeiten geben [5] und [130]. Die Erzeugung von verschiedensten Granulaten oder Agglomeraten aus Lösungen, Suspensionen oder Schmelzen ist ein wesentliches Beispiel, welches in der Chemie-, Pharmazie- oder Lebensmittelindustrie Anwendung findet. Eine Zusammenstellung hierzu zeigen *Banks* und *Aulton* [4], *Turton et al.* [127] sowie *Uhlemann* und *Moerl* [130]. Selbst reine Trocknungsprozesse sämtlicher fluidisierfähiger Güter sind mit Hilfe der Wirbelschichttechnik realisierbar, wobei die Apparate für gewöhnlich über getrennte warme Trockenzonen und Kühlzonen verfügen. An Bedeutung gewinnt hierbei die Trocknung unter inerter Atmosphäre, wobei explosionsgefährdete oder emissionsreiche Güter beispielsweise mit überhitztem Wasserdampf getrocknet werden können [69], [35].

Weiterhin ist das Verfahren der Wirbelschichttechnik bei Trennprozessen anzutreffen, wobei die unterschiedlichen Eigenschaften der Dichte und Größe der Feststoffe ausgenutzt werden. Anwendungsbeispiele hierfür sind das Trennen von Erzen [102], in der Landwirtschaft von Kartoffeln und Steinen oder in der Holzverarbeitenden Industrie das Sichten von Holzspänen [51].

Ermenc [22] stellt einen vierstufigen Turm zur Entfernung von Feuchtigkeit aus Gasen an Silikagel vor und beschreibt die Adsorption als einen weiteren Anwendungsfall der Wirbelschicht. Forschungsarbeiten von Ihlow [46], [47] zeigen einen Fall am Beispiel der Absorption, bei dem Schwefeldioxid aus dem Fluidisierungsgas durch eine eingedüστε Kalziumhydroxidsuspension chemisch zu Kalziumsulfithemhydrat bei gleichzeitiger Granulation umgesetzt wird, wobei über die Parameter Lufttemperatur und Eindüsungsmenge Einfluss auf die Stoffübergangsfläche und somit auf den Stoffumsatz genommen werden kann.

## 1.2 Stand des Wissens

Auf dem Gebiet der Wirbelschicht-Sprühgranulationstrocknung erschienen in den letzten Jahrzehnten eine Vielzahl von Veröffentlichungen zur technischen Anwendung sowie zur Modellierung des thermischen, pneumatischen und granulometrischen Verhaltens von Wirbelschichtprozessen. Beispielsweise lassen sich reine Trocknungsvorgänge und Wärmeübertragungsprobleme besser beschreiben oder das diffizile Wachstumsverhalten der Partikel genauer erklären. Im Besonderen wurden in den letzten Jahren verstärkt auf diesem Gebiet Untersuchungen vorangetrieben, die die Wachstumskinetiken näher betrachten und das Auftreten der verschiedenen Teilmechanismen wie reines Wachstum durch Granulation oder Agglomeration und wachstumshemmende Prozesse wie Abrieb und Bruch näher analysieren. Im Folgenden wird ein kurzer Überblick über den Kenntnisstand gegeben, der die jeweiligen Teilprozesse getrennt voneinander betrachtet.

### 1.2.1 Temperatur- und Konzentrationsfelder

*Minaev* und *Shakkova* [79] untersuchten die Temperaturverteilung in der Nähe einer horizontal zur Wirbelschicht mit einem Durchmesser von  $0,9\text{ m}$  und einer Schichthöhe von  $0,7\text{ m}$  gerichteten Mehrstoffdüse und wiesen radiale wie axiale Temperaturgradienten nach. Arbeiten von *Bodrov* und *Minaev* [11] teilen die Wirbelschicht in drei thermische Zonen, wobei die Flüssigkeit seitlich in halber Höhe zur Schicht eingebracht wird. Es wird von einer Stoffübergangszone im Bereich der Eindüsung, einer Aufheizzone nahe des Anströmbodens und einer Zone mit mittleren konstanten Temperaturen ausgegangen. In allen drei Zonen werden unterschiedliche Flüssigkeitskonzentrationen festgestellt und ein gekoppeltes Verweilzeitmodell auf Grundlage von Bilanzgleichungen erstellt, wonach mittels Anpassungsparametern die Verteilung der Feststofffeuchte in den Zonen berechnet werden kann. *Wnukowski* und *Setterwall* [143] erarbeiten ein Zwei-Zonen-Modell auf Grundlage einer Partikelumlaufzeit und idealer Feststoffdurchmischung. Arbeiten von *Kleinbach* und *Riede* [57] berücksichtigen darüber hinaus die Änderung der Gaskonzentration. *Smith* und *Nienow* [121] weisen Temperaturfelder an einer Wirbelschichtapparatur mit einem Durchmesser von  $0,15\text{ m}$  und einer Höhe von  $0,12\text{ m}$  nach. Danach existiert im Bereich der Eindüsungszone infolge der Verdunstung eine kalte Befeuchtungszone, die mit der umgebenden heißeren Mischungszone Partikel austauscht. Unmittelbar oberhalb des Anströmbodens wird die Existenz einer Aufheizzone gezeigt. *Maronga* und *Wnukowski* [73] saugten in Erweiterung hierzu mit einer Sonde lokal Gas aus einer Wirbelschicht mit einem Durchmesser

von 0,20 m und einer Höhe von 0,3 m ab und zeichneten die Temperaturen und Luftfeuchten auf. Sie kommen zu den gleichen Schlussfolgerungen und geben in [74] und [75] Aussagen über die Bedeutung des Verhältnisses von Sprühzone zu nicht-aktiver Zone und der Partikelzirkulation. *Kucharski* und *Kmiec* [60] untersuchten eine Strahlschicht zum Partikelcoating und formulierten die Existenz einer aufwärts gerichteten Kernzone, in der die Flüssigkeit auf die Partikel gebracht wird und eine im Gegenstrom befindliche Ringzone der Nachtrocknung. Ausgehend von Bilanzgleichungen und der Kenntnis von Gas- und Feststoffströmungen in den Zonen werden mittlere Feuchte- und Temperaturverteilungen über die Höhe des Apparates berechnet.

*Dencs* und *Ormós* [19] beziehen Produkteigenschaften wie Partikelgröße und Partikelgrößenverteilungen in ihre Überlegungen mit ein. *Mörl et al.* [87], [88], [89] veröffentlichten ein Modell unter Annahme der idealen Pfropfenströmung des Gases sowie idealer Feststoffvermischung, wonach sich die Partikelgrößenverteilung eines kontinuierlich betriebenen Wirbelschichtgranulators berechnen lässt. Diese Arbeiten gehen von einem linearen Zusammenhang zwischen dem Partikeldurchmesser und der Verweilzeit in der Schicht unter Voraussetzung einer reinen Granulation und gleichmäßiger Verteilung der gesamten Flüssigkeit als Film auf der gesamten Schichtoberfläche aus. Es kann unter der Annahme eines für alle Partikel gleichen Benetzungsgrades und der Abtrocknung von Oberflächenfeuchte eine minimale Schichtoberfläche für die Verdampfung der zu verdüsenden Flüssigkeit berechnet werden. Die Arbeiten [85] und [86] ergänzen das Modell durch aus Feingut entstehende Granulatkeime. Aufgrund des Benetzungsgrades wird für den benetzten Teil des Partikels eine lokale Kühlgrenztemperatur und für den unbenetzten Teil eine mittlere Gastemperatur angenommen. Daraus resultiert eine von den Flächenanteilen abhängige Feststofftemperatur. Die latente Wärme von Feststoff und Sprühflüssigkeit wird gegenüber der Verdampfungsenthalpie vernachlässigt. In Erweiterung zu den Arbeiten ergänzt *Trojasky* [126] eine axiale Feststoffdispersion und entwickelt für die Flüssigkeitsaufgabe von oben auf die Schicht eine höhenabhängige, exponentielle Partikelbenetzungsfunktion. Die Vorstellungen beruhen auf einer starken Partikelbewegung, wonach die Wärme des eintretenden Gases in einem schmalen Bereich oberhalb des Anströmbodens an die Partikel abgegeben wird. In dieser Aufwärmzone kühlt sich das Gas von der Eintrittstemperatur auf eine mittlere Schichttemperatur ab. Infolge der intensiven Durchmischung der Partikel gelangt diese Wärme bis zur Schichtoberfläche. Die Partikeltemperatur ändert sich über die Höhe nicht wesentlich und beträgt in etwa der mittleren Schichttemperatur. Der mittlere Bereich der Schicht wird als Pufferzone definiert, in der kein Wärmeaustausch zwischen Gas und Partikel und keine Verdunstung von Flüssigkeit stattfindet. In der oberen Bedüsungzone tritt ein wesentlicher Verdunstungsvorgang auf, deren starke Abkühlung durch die intensive Wärmenachlieferung aus der Aufwärmzone als Folge der Partikelbewegung verringert wird. *Reppmann* [105] erweitert dieses Modell durch Einführung eines zusätzlichen radialen Dispersionskoeffizienten für den Feststoff und berechnet stationäre zweidimensionale Temperatur- und Feuchteverteilungen mit empirischen Annahmen für die Flüssigkeitsverteilung.

Die Veröffentlichungen von *Heinrich* und *Mörl* [36] stellen ein zweidimensionales Modell vor, welches axiale und radiale Dispersionskoeffizienten für den Feststoff zu Grunde legt und die Verteilung der Flüssigkeit in der Schicht über einen Abscheidegrad an den Partikeln bestimmt wird. Somit lassen sich zweidimensionale Verteilungen der Luftfeuchte, der Lufttemperatur, der Temperatur des Flüssigkeitsfilmes auf den Partikeln, des Benetzungsgrades und der Partikeltemperatur berechnen. Weiterhin stellen sie in [39] Ergebnisse dreidimensionaler Messungen von stationären Temperaturverteilungen an einer halbtechnischen Wirbelschichtanlage eines Durchmessers von 0,4 m mit verschiedenen Bettmaterialien bei einer Verteilung von Was-

ser auf die Schicht mittels einer Einstoffdüse vor. Sie weisen ebenfalls die Existenz der bereits beschriebenen drei Zonen in der Schicht nach. In [39] werden Messungen zum instationären Verhalten der Lufttemperatur und -feuchte bei An- und Abfahrvorgängen sowie bei Änderung der Flüssigkeitseindüsungsrates vorgestellt und diese mit Ergebnissen aus Berechnungen bei unendlicher Dispersion verglichen. Es wird der Einfluss der Flüssigkeitsfilmdicke und des Wärmeüberganges vom Partikel an den Flüssigkeitsfilm herausgearbeitet. Ein Berechnungsmodell zur dreidimensionalen instationären Temperatur- und Feuchtenverteilung wird in [40] präsentiert.

### 1.2.2 Flüssigkeitsabscheidung

Wird ein schwebendes Schichtpartikel bei der Granulation, Agglomeration oder dem Coating von einem Flüssigkeitstropfen getroffen, so verteilt sich die Flüssigkeit durch Spreitung und der entstehende Film verfestigt sich infolge der Verdunstung der Flüssigkeit. Nicht treffende oder nicht haftende Tropfen können sich zu Keimen ausbilden. Bei der Benetzung ist grundsätzlich eine Unterscheidung nach porösen oder nichtporösen Partikeln zu treffen. *Link* [64], [65] weist nach, dass reines Layering nur auf unporösen Oberflächen stattfindet. Beim Aufsetzen eines Flüssigkeitstropfens auf eine unporöse Feststoffoberfläche treten die drei Grenzflächenspannungen  $\sigma_{FL}$ ,  $\sigma_{SL}$  und  $\sigma_{SF}$  miteinander in Wechselwirkung. Es bildet sich ein Randwinkel an der Dreiphasengrenzlinie aus. Der Randwinkel für ein stabiles Kräftegleichgewicht berechnet sich nach der Young'schen Gleichung. Die experimentelle Bestimmung des Randwinkels kann beispielsweise mit der Methode der geneigten Platte (Tilting-Plate) oder der Methode des aufgesetzten Einzeltropfens (Sessile-Drop) erfolgen.

*Link* [64], [65] untersuchte mit einer Hochgeschwindigkeitskamera die Effekte der Flüssigkeitsausbreitung auf porösen Stoffen und zeigte das Auftreffen, Spreiten und kapillare Einsaugen eines Tropfens auf Tabletten und stellte Zusammenhänge zwischen der Einzugschwindigkeit der Flüssigkeit und der Porosität des Stoffes dar. Im Weiteren untersuchte *Link* die Tropfenabscheidung an einem im Freistrahlschwebenden Einzelpartikel. Er definiert den Abscheidegrad als das Produkt aus Treffergrad und Haftanteil. In seinen Untersuchungen wird festgestellt, dass sich die Benetzung bei sehr trockenen Oberflächen verschlechtert, hingegen limitieren sehr feuchte Oberflächen aufgrund der Porensättigung den kapillaren Flüssigkeitstransport. Er weist das Auftreten von Reflexion und Destruktion der Tropfen nach, wonach die Haftwahrscheinlichkeit verringert ist und demnach die Wachstumsgeschwindigkeiten kleiner werden. Zunehmende Feststoffkonzentrationen der Flüssigkeit lassen die Wachstumsgeschwindigkeiten aufgrund einer erhöhten Haftwahrscheinlichkeit progressiv ansteigen. Ursachen hierfür sind eine Vergrößerung der Viskosität und eine Verringerung der Oberflächenspannung.

*Uhlemann* [128], [129] stellt ein Modell über die Flüssigkeitsabscheidung vor, wobei die Tropfen entweder abgeschieden werden oder zu Overspray führen. *Kruglov* [59] rechnet mit einem Düsengasstrahl, der frei von Partikeln ist und eine Abscheidung nur an der Hüllfläche des Strahls zu verzeichnen ist. Ein analytisches Modell zur Sprühjetverdampfung unter Berücksichtigung von Partikelkonzentration, Partikelkapazität und Lufttemperatur stellen *Zhu et al.* [148] vor. *Becher* [6], [7] stellt aufbauend auf den Arbeiten von *Link* ein zweidimensionales Modell für Gas- und Feststoffgeschwindigkeiten sowie Gas- und Feststofffeuchten unter vereinfachten Strömungsverhältnissen vor. Er zeigt durch Untersuchungen an einer flachen Wirbelschicht mit einer Höhe von max. 0,22 m bei einer Eindüsung von unten, dass der Strahlimpuls einer Zweistoffdüse nicht vollständig durch die Schicht absorbiert wird und Partikel aus der Schicht herausgeschleudert werden. Die Fein-

gutbildung ist umgekehrt proportional zur Flüssigkeitsabscheidung. Darüber hinaus wird eine Agglomerationswahrscheinlichkeit definiert, die aus einer Kollisions- und einer Haftwahrscheinlichkeit resultiert und über stoffspezifische Anpassparameter bestimmt wird. *Walzel* [137] charakterisiert die Tropfengröße und ihre Stabilität in der Schicht als eine Funktion der Stoffwerte der Flüssigkeit, der Tropfengeschwindigkeit und des Sprühbildes.

### 1.2.3 Partikel- und Gasbewegung

Die Wirbelschicht kann als homogen und ideal durchmischt oder aber heterogen mit limitierter Durchmischung betrachtet werden. Diese Annahmen beruhen aus der Beobachtung der strömungsmechanischen Eigenschaften von Gas/Feststoff-Wirbelschichten, wonach sich eine Blasen- und eine Emulsionsphase (Zweiphasentheorie) einstellt und sich jede dieser Phasen separat mathematisch beschreiben lässt [12]. Darüber hinaus kann die heterogene Wirbelschicht auch als Dreiphasen-Wirbelschicht, bestehend aus der Feststoff-, der Suspensions- und der feststofffreien Blasenphase, angesehen werden [48]. Einen umfassenden Überblick zu den verschiedenen Ansätzen der hydrodynamischen Modellierung der letzten Jahrzehnte wie Partikelbewegung, Blasenverhalten oder -anteil sowie Stabilitätskriterien liefern *Clift* [17], *Jackson* [50] und *Nieuwland* [92].

*Mc Auley et al.* vergleicht in [77] die Theorie der homogenen und ideal durchmischten Wirbelschicht mit der Zwei-Phasen-Theorie. Als Haupteinflussfaktoren auf die Wärme- und Stoffübergänge werden der Blasendurchmesser und die Überschussgeschwindigkeit gesehen, wonach von den Autoren für die Modellierung von Wirbelschichtreaktoren bei der Anwendung geringer Überschussgeschwindigkeiten ( $w_{Luft} = 3$  bis  $6 w_{mf}$ ) die Verwendung ideal durchmischter Ansätze und für höhere Geschwindigkeiten heterogene Ansätze empfohlen werden. Experimentelle Arbeiten von *Schweitzer* und *Molerus* [115] bestätigen einen Haupteinfluss der Fluidisationsgeschwindigkeit auf die Blasenbildung und den Blasenanteil. *Kunii* und *Levenspiel* [61] berücksichtigen Fluidisationseigenschaften nach der Partikelklassifikation von *Geldart* [25] und stellen weiterhin eine Abhängigkeit zur Wirbelschichthöhe her, die sich auf experimentelle Arbeiten von *Hillgardt* und *Werther* [42], [43] stützen. Die Geldart-Klassifikation der Wirbelgüter wird von *Molerus* [81] überarbeitet und erweitert.

Eine Unterteilung der blasenbildenden Wirbelschicht in drei Höhenbereiche wird von *Chen et al.* [15] vorgenommen. Die experimentellen Arbeiten stützen sich in der Auswertung auf differierende Drucksignale, die durch die Blasen hervorgerufen werden. Er unterscheidet eine Eintrittsregion, eine Region stabiler Blasengröße und einen Bereich, in dem die Blasen aufbrechen. *Addis et al.* [3] analysierten das Blasenverhalten ebenfalls anhand der Frequenzbewertung und untersuchten die Blasenentstehung anhand von Highspeed-Videoaufnahmen, wobei die Fluidisationsgeschwindigkeit als Haupteinflussfaktor auf die Größe und Form von Blasen bestimmt wird. *Rowe* [106] untersucht das Verhalten von Blasen direkt über dem Anströmboden. *Manno* und *Ruocco* [71] entwickeln ein mathematisches Modell zur Bestimmung der Blasengröße, -geschwindigkeit und -verteilung auf Basis der Zwei-Phasen-Theorie. Die Blasenverteilung und deren Aufstieg wird von *Santana* [108] untersucht, wobei experimentelle Ergebnisse mit Berechnungen aus der Monte-Carlo-Simulation mit unterschiedlichen Steigungswinkeln verglichen werden. Bei Kenntnis des Geschwindigkeitsvektors der Blasen lassen sich lokale Größenverteilungen sehr gut theoretisch beschreiben. *Selegheim* [116] bestimmt die Blasenverteilung durch Phasendetektion und numerischer Prozesstechnik. Die Problematik besteht in der Überlagerung von Geräuschesignalen, die die Messsignale

in der Praxis verfälschen. Er vergleicht die numerische Geräuschentfernungstechnik mit der klassischen Fouriertechnik und überprüft erfolgreich die Ergebnisse an numerischen Experimenten.

Ein Modell, basierend auf der Theorie der Phase-Raum-Rekonstruktion, wird von *Zhao* [147] zur Vorhersage der dynamischen Druckfluktuation bei der Messung und Analyse von Drucksignalen aus Zeitserien vorgestellt. Das Modell erfasst einige wichtige nichtlineare Charakteristiken von Realsystemen, die für die praktischen Untersuchungen der Dynamik an einem Blasenbett von 0,3 m Durchmesser bei einer Schichthöhe von 3 m verwendet wurden. Er vergleicht mit übereinstimmenden Ergebnissen die stochastischen Invarianten von gemessenen und modellgenerierten Zeitserien der Drucksignale.

Der Großteil der Arbeiten zur Betrachtung der Gasströmung berücksichtigt die Bewegung des Gases durch den Apparat zur Hauptströmungsrichtung, entweder als homogenen Plug-Flow oder als inhomogene Strömung mit der Bildung von Blasen. Die einzelnen Blasen einer Wirbelschicht können zu einem Bypass-Strom zusammengefasst werden, der entweder inaktiv oder aktiv für den Wärme- und Stoffübergang sein kann. *Machnow* [69], [70] stellt in seinen Arbeiten ein heterogenes Zwei-Phasen-Modell zur Trocknung mit Wasserdampf vor, wobei ein inaktiver Bypass-Anteil betrachtet wird. Der Wärmeaustausch zwischen der Blase und der Suspensionsphase sowie zwischen Blase und Apparatewandung werden vernachlässigt. Der quantitativen Bestimmung des Blasenvolumenstroms legt er Arbeiten von *Kunii/Levenspiel* [62] und *Hilligardt/Werther* [43] zu Grunde, die einen schichthöhenabhängigen Verlauf des Blasenstroms unter Berücksichtigung der Geldartschen Partikelklassen beschreiben. *Machnow* validiert sein Modell an einer Versuchsanlage mit einem homogenen Partikelsystem des Geldart-Typs D [25].

Arbeiten von *Groenewold et al.* [30] berücksichtigen einen aktiven Bypass-Strom, wobei die Intensität des Wärme- und Stoffaustausches zwischen der Blasen- und der Suspensionsphase durch eine NTU-Zahl beschrieben wird, für die eine Korrelation in Abhängigkeit von der Betthöhe zu Grunde gelegt wird. In weiteren Arbeiten betrachten *Groenewold et al.* [31] einen Rückvermischungsstrom der Gasphase, der durch die Partikelbewegung erklärt wird, wobei sich Gasmoleküle in einem Schleierstrom mit den Partikeln bewegen und die Rückvermischung der Gasphase in eine scheinbare Sherwood-Zahl implementiert wird.

Neben der Vorstellung des ideal durchmischten Bettes sind in der Literatur theoretische wie experimentelle Arbeiten beschrieben, die von einer Limitierung der Feststoffbewegung ausgehen. Die in [124], [125], [126] genannten Modelle zur Berechnung der Temperaturverteilung in flüssigkeitsbedüsten Wirbelschichten schränken den Partikeltransport durch axiale Dispersionskoeffizienten ein, der in [105] durch die Einführung eines radialen Dispersionskoeffizienten erweitert wird. In den genannten Modellen ist die Berechnungsgleichung von *Kawase* und *Moo-Young* [56] zu Grunde gelegt worden. Diese liefert für den axialen Dispersionskoeffizienten Werte in Größenordnungen wie sie Arbeiten von *Bellgardt* [8], [9] zu entnehmen sind. Er ermittelt die horizontale Bewegung von Trockeneisgranulaten an einer Wirbelrinne über die Messung der  $CO_2$ -Konzentration oberhalb der Schicht. *Abanades* und *Grasa* [1] stellen ein mathematisches Modell vor, welches die durch Blasen hervorgerufene axiale und laterale Vermischung von Wirbelschichten beschreibt. Sie unterteilen die Schicht in vertikale Zonen, die einen zentralen Aufwärtsstrom und zwei Rückströme berücksichtigen. Die Validierung des Modells erfolgt an einer Wirbelschicht aus Kohlepartikeln, denen PVC-Tracer hinzugegeben werden und deren Bewegung fotografisch festgehalten wird.

Der Vergleich von Arbeiten verschiedener Autoren stellt sehr unterschiedliche Größenordnungen für berechnete Dispersionskoeffizienten heraus. Die Tabelle 1.1

gibt einen Überblick für die jeweiligen Berechnungsgleichungen.

Tabelle 1.1: Berechnungsgleichungen des axialen Dispersionskoeffizienten

Aerow & Todes [2]	$D_s = 2,7d_B^2$ mit $d_B = 1,4(d_S\rho_S)\frac{w}{w_0}H_S$
Voß [133]	$D_z = \left(\frac{3\pi}{16}\right)^2 \frac{27}{8}v_b F_b d_b$ ( $v_b, F_b, d_b$ nach Glicksmann)
Kawase & Moo-Young [56]	$D_{ax} = \frac{w_B D_{App}}{1,72\left(\frac{w_B^2}{g D_{App}}\right)^{\frac{1}{3}}}$ mit $w_B = w - w_w$
Esin & Altun [23]	$D_{ax} = 0,051\frac{w}{w_w}(w - w_w)^{1,471}$ mit $w$ und $w_w$ in [ $cm\ s^{-1}$ ]
Rückenstein zitiert in [33]	$D_s = 1,89\frac{w_0}{g}\left[\left(\frac{\varepsilon - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_0}\right)^{\frac{1}{3}} + (w - w_0)\left(\frac{\varepsilon - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_0}\right)^{\frac{2}{3}}\right]^3$

*Kobayashi et al.* [58] untersuchten den Blasendurchmesser und die Geschwindigkeit der festen Phase anhand von Experimenten unter Verwendung von Tracerpartikeln und verglichen die Ergebnisse mit Rechnungen eines numerischen Modells. Darüber hinaus erweitern sie die Analyse bei Vorhandensein vertikal eingetauchter Rohre. Die radiale Partikelbewegung und den Einfluss auf den Wärmetransport in Wandnähe werden von *Molerus* [82] in Zusammenhang gebracht. Die Ergebnisse seiner experimentellen Untersuchungen vergleicht er mit Modellvorstellungen aus der Literatur.

In [83] wird dieser Einfluss für in die Wirbelschicht eingetauchte Wärmeübertrager untersucht und ein optisches Messsystem zur Bestimmung der horizontalen Partikelgeschwindigkeit zwischen den Wänden vorgestellt. Es wird ein funktionaler Zusammenhang zwischen der Intensität der Partikelbewegung und des gemessenen Wärmeübergangskoeffizienten festgestellt. Weiterhin stellt *Molerus* in [84] Korrelationsgleichungen zur Berechnung des konvektiven Wärmeübergangs zwischen Gas und Partikeln für Gas-Feststoffsysteme mit  $Ar \leq 10^8$  unter Berücksichtigung des Einflusses durch Wärmestrahlung vor, die er durch Experimente begründet.

*Wachem et al.* [134] entwickelt ein CFD-Modell für ein binäres Feststoffsystem, welches aus glatten, elastischen, sphärischen Partikeln besteht. Die Simulationen zeigen ein höheres Mischungsverhalten bei steigenden Lehrrohrgeschwindigkeiten sowie eine Ablagerung von großen Partikeln mit kleinerer Dichte am oberen Rand der Schicht. Zudem wird eine höhere Bettexpansion bei binären Mischungen im Vergleich zum Monosystem festgestellt, wobei die Minimalfluidisierung geringer ist.

*Yun* [144] simuliert numerisch die Luft- und Feststoffbewegungen für Partikel der Geldartklasse B in einer Wirbelschicht über lokal gemittelte 3-D-Navier-Stokes-Gleichungen unter Berücksichtigung von Wechselwirkungen zwischen Gas und Partikel sowie Partikel-Partikel-Stößen. Resultate aus entsprechenden experimentellen Versuchen zeigen eine gute Übereinstimmung bezüglich der

Partikelpositionen und Strömungscharakteristiken.

In einem Übersichtsbeitrag zeigt *Werther* [140] Techniken zur Messung wichtiger Kenngrößen für Wirbelschichten. Es werden industrielle Anwendungen der routinemäßigen Messung von Temperatur und Druck vorgestellt und deren Grenzen diskutiert. Er stellt Methoden für die lokale Messung von Feststoffmassenströmen, Feststoffkonzentrationen und Geschwindigkeitsmessungen in Wirbelschichten dar, deren Funktion in industriellen Reaktoren getestet wurde und präsentiert Techniken wie Imagemethoden oder die Tomographie, die sich in der Entwicklungsstufe befinden oder für wissenschaftliche Anwendungen genutzt werden können.

*Wiesendorf* [141] stellt ein kapazitives Messsystem zur Bestimmung der Feststoffvolumenkonzentration basierend auf der Messung der dielektrischen Konstante der Fluid-Fest-Suspension vor. Er untersucht theoretische und empirische Kalibrationszusammenhänge, die die Verknüpfung zwischen der Feststoffvolumenfraktion und der dielektrischen Konstante der Mischung beschreiben und illustriert Messungen der Feststoffvolumenkonzentration und der Geschwindigkeit in einer zirkulierenden Wirbelschicht.

Ein neues Faseroptisches System zur direkten Messung von lokalen Partikelgeschwindigkeiten in Gas-Fest-Suspensionen wird von *Zhu et al.* [149] vorgestellt. Mit dieser Methode ist es möglich, Partikelgrößen von  $50 \mu\text{m}$  bis  $5 \text{mm}$  bei Geschwindigkeiten von  $0,3$  bis  $24 \text{m/s}$  messtechnisch zu erfassen. Zusammen mit der Peak-to-Peak-Detektionstechnik bildet das neue optische Verfahren ein Messsystem für die Beurteilung von Partikelbewegungen in zirkulierenden Wirbelschichten.

#### 1.2.4 Partikelwachstum

Die Hauptanwendungsfälle der flüssigkeitsbedühten Gas-/Feststoffwirbelschichten liegen in der Erzeugung eines Produktes mit einer definierten Größenverteilung. Bei dem Prozess des Coatens werden Partikel von einem fremden Stoff als Kern eingeschlossen, wobei bei der Granulation arteigenes Material schneeballartig aufgebaut wird. Die Agglomeration wird im Wesentlichen durch ein Aneinanderhaften von Partikeln charakterisiert.

Die ersten Grundlagen zur Beschreibung dieser Prozesse liefern die Arbeiten von *Rumpf* [107] und *Pietsch* [95]. *Smith* und *Nienow* stellen bereits in [120], [122] und [123] Berechnungen und Versuchsergebnisse zum Granulieren und Agglomerieren von Glaspartikeln für einen diskontinuierlichen Versuch vor. *Maraglou* und *Nienow* [72] geben Empfehlungen für die Beschaffenheit der Wirbelschicht in Abhängigkeit, ob bevorzugt die Granulation oder die Agglomeration ablaufen soll. *Ennis et al.* [20], [21] zeigen physikalisch begründete Vorstellungen und Untersuchungen zur Charakteristik der Granulation, des Coating und der Agglomeration, wobei verschiedene stoffliche Eigenschaften analysiert und Kennzahlen herausgestellt werden.

*Mort et al.* [90] beschreiben grundlegende Eigenschaften für die Charakterisierung von Agglomeraten und mit welchen Methoden unter Berücksichtigung der notwendigen Messungen während des Prozesses auf das Produktdesign Einfluss genommen werden kann. Ein Modell zur Beschreibung des Wachstums von primären Agglomeraten als Funktion der Zeit wird von *Schaafsma et al.* [110] vorgestellt. Er unterstellt zwei Stufen für den Partikelaufbau; zum Einen ein schnelles Wachstum beim Befeuchten des Staubes mit Tropfen, wodurch Anfangsagglomerate formiert werden und zum Anderen ein verlangsamtes Wachstum, wenn das Bindemittel dieser Teilchen zu den äußeren Schichten der wachsenden Agglomerate abfließt. Bei Bekanntsein der Partikelgrößenverteilung, stofflicher Eigenschaften wie Viskosität, Porosität und Feuchtigkeitssättigung lassen sich

mit Hilfe des Modells das Wachstum und die endliche Agglomeratgröße in guter Übereinstimmung mit experimentellen Resultaten vorhersagen. Ähnliche Untersuchungen zur Kernentstehung und Bildung von Agglomeraten durch den Benetzungs- und Keimentstehungsprozess werden in [49] beschrieben. Es wird weiterhin auf die Thermodynamik, Kinetik, Flüssigkeitsverteilung und den Bindereinfluss eingegangen. *Pepin et al.* [94] untersuchten auf mikroskopischem Niveau die axiale Stärke der Flüssigkeitsbrücken. Die Härte von Agglomeraten ist danach von der Flüssigkeitsbrückenoberflächenspannung, der Zähigkeit und der Interpartikelreibung abhängig. Darauf aufbauend wird ein vereinfachtes Modell entwickelt, welches auf den Flüssigkeits- und Bindereigenschaften, der Agglomerationsporosität und der Flüssigkeitszusammensetzung basiert. Das Modell wird mit experimentellen Untersuchungen für sphärische Partikel verglichen. *Seville* [119] erforscht die Partikelwechselwirkungen auf das mikro- und makroskopische Verhalten der Interpartikelkräfte und beschreibt die beobachteten Einflüsse auf das Fluidisationsverhalten. Er stellt vereinfachte Modelle dar und vergleicht seine Daten mit denen anderer Autoren.

Der Einfluss von Prozessparametern, Trocknungsbedingungen und physikalischen Eigenschaften der Sprühhlösung auf die Kinetik der Granulation an sphärischen Einzelpartikeln sowie die Morphologie des Endproduktes werden von *Panda, Zank* und *Martin* [93] untersucht. Erste theoretische Betrachtungen erarbeiten den Zusammenhang zwischen der Kollision und Adhäsion der Sprühtropfen mit dem Partikelwachstum. Experimentelle Untersuchungen der Eigenschaften wie Zähigkeit und Benetzbarkeit der Granulationsflüssigkeit auf verschiedenen Partikeloberflächen und zur Agglomerationskinetik werden von *Pont et al.* [96] vorgestellt. Sie kommen zu dem Ergebnis, dass höhere Oberflächenspannungen und geringe Kontaktwinkel den Granulationsprozess begünstigen. In [98] wird ein empirisches Modell zum Granulatwachstum vorgestellt, welches in experimentellen Grenzen bestätigt wird.

Dem Wachstum entgegenwirkende Prozesse sind der Abrieb und der Bruch von Partikeln. In einem numerischen Modell unterteilen *Potapov* und *Campbell* [97] zwei Mechanismen, die zum Bruch führen. Sie definieren zur Quantifizierung des Bruches einen Parameter  $\epsilon$ , der das Verhältnis von der kinetischen Stoßenergie zur Brucherweiterungsenergie, ein Verhältnis von Stoßgeschwindigkeit zur Schallgeschwindigkeit und das Poisson-Verhältnis  $\nu$  beinhaltet.

*Reppenhagen* und *Werther* [104] untersuchen den Abrieb für verschiedene Katalysatoren in Zyklonen und stellen Abhängigkeiten zur Geometrie des Zyklons, der Gasgeschwindigkeit und der Staubbelastung des Gasstromes heraus und fassen diese in einem Modell zusammen. Den Abrieb und Bruch an trockenen und feuchten Partikeln untersuchen *Iveson et al.* [49] und treffen Vorhersagen zur Bruchwahrscheinlichkeit. In einem Modell stellt *Rangelova* [99] einen massen- und oberflächenbezogenen Abriebskoeffizienten heraus und stützt ihre Aussagen auf praktische Untersuchungen an einer Wirbelschichtanlage mit 100 mm Durchmesser. In dieser Arbeit ist weiterhin eine umfassende Literaturzusammenstellung für das Gebiet von Abrieb zu finden.

Für die Beschreibung der Größenverteilungen bei dem Partikelwachstum werden *Populationsbilanzen* herangezogen, wobei erste Ansätze in den Arbeiten von *Kapur* [53], [54] und *Sastry* [109] zu finden sind. Weiterreichende Ergebnisse liefern die Forschergruppen um *Hounslow* [44], [45] und *Lister* [66], deren Modelle auf empirischen oder halb-empirischen Koeffizienten beruhen, deren Ursprung in der experimentellen Bestimmung liegen. Die Forschergruppe um *Mörl* stellt Lösungsvorschläge dar, die die Berechnung von Partikelgrößenverteilungen bei

An- und Abfahrvorgängen oder bei der Auslenkung von komplexen Systemen ermöglicht [37]. In [38] stellt *Heinrich* Messungen und Simulationen der Partikelgrößenverteilung für die kontinuierliche Wirbelschicht-Sprühgranulation bei verschiedenen Fahrweisen vor. In der Arbeit [41] werden die Populationsbilanzen durch Modelle zum Wärme- und Stoffübergang erweitert und simultan gelöst. Eine umfassende Literaturzusammenstellung zu weiteren theoretischen wie praktischen Überlegungen auf dem Gebiet der flüssigkeitsbedühten Wirbelschichten hat *Heinrich* in [34] zusammengestellt.

Zur Kontrolle des Granulationsprozesses stellen *Rantanen et al.* [100], [101] eine Methode der In-Line-Feuchtemessung der Partikel auf Basis der Infrarot-Spektroskopie unter verschiedenen Prozessbedingungen vor und analysiert mögliche Störquellen. *Watano* [139] misst In-Line mit einer CCD-Kamera die Partikelgröße in einem High-Shear-Mixer und nimmt auf das Wachstum unter Verwendung von „fuzzy logic“ Einfluss. In [138] beschreiben *Watano et al.* die Anwendung neuronaler Netze zum Scale-up von Laboranlagen ( $D = 125\text{ mm}$ ,  $D = 230\text{ mm}$ ) auf einen Produktionsapparat ( $D = 500\text{ mm}$ ) ohne auf zusätzliche mathematische Modelle zurückgreifen zu müssen.

### 1.3 Motivation und Zielstellung

Als einen zentralen Prozess bei der Granulation kann der Vorgang der Einbringung von Lösungen oder Suspensionen mittels Einstoff- oder Mehrstoffdüsen in die Wirbelschicht gesehen werden. Hierbei scheidet sich ein Teil der Flüssigkeit auf den Partikeln ab, das Lösungsmittel geht in das heiße ungesättigte Fluidisierungsgas über, und der zurückbleibende Feststoff bewirkt ein schalenartiges Partikelwachstum. Neben der Zähigkeit und den Bindemittelleigenschaften der eingedühten Suspension sowie den Partikeleigenschaften ist die Konzentrationsverteilung der Flüssigkeit in der Schicht für die Abschätzung der Agglomerationsneigung und der zu erwartenden Produktfeuchte von Interesse. Ursache für unerwünschte Agglomerationen können insbesondere zu hohe Flüssigkeitskonzentrationen im Bereich der Eindüsung sein, die die Bildung von Flüssigkeitsbrücken begünstigen und den gewünschten Granulationsprozess in eine unkontrollierte Agglomeration umschlagen lassen.

Bei Wirbelschichtanlagen mit größerer Apparategeometrie ist die Verwendung mehrerer Düsen erforderlich, um zu hohen örtlichen Flüssigkeitsbelastungen entgegenzutreten und eine gleichmäßigere Verteilung der Flüssigkeit in der Schicht zu erreichen. Im Besonderen ist bei der Verarbeitung thermosensibler Produkte darauf zu achten, dass sich keine Zonen mit unerwünscht hohen Temperaturen ausprägen, die die Produktqualität negativ beeinflussen können. Die Kenntnis der Temperatur- und Flüssigkeitsverteilungen ist somit von entscheidender Bedeutung für einen optimalen Anlagenbetrieb bei der Wirbelschicht-Sprühgranulation.

In dieser Arbeit werden eine Vielzahl von Ergebnissen aus praktischen Untersuchungen zur Messung von stationären dreidimensionalen Temperaturverteilungen innerhalb einer großtechnischen Wirbelschichtversuchsanlage mit einem Durchmesser von  $1500\text{ mm}$  im Schichtbereich vorgestellt. Als Modellsubstanzen dienen monodisperses Schichtmaterial bestehend aus nichthygroskopischem Kunststoffgranulat sowie porösen  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ -Partikeln bei einer Eindüsung mit reinem Wasser. Weiterhin wurde der Einfluss verschiedener Bauarten von Zweistoffdüsen (innenmischend und außenmischend) bei unterschiedlichen Betriebsparametern und verschiedener Düsenpositionierung auf die Temperaturprofile untersucht. Im Vorfeld erfolgte hierfür eine Vermessung der verwendeten Düsen hinsichtlich Tropfenspektrum und Tropfengeschwindigkeit.

Der betrachtete Gesamtprozess bildet ein dynamisches Gleichgewicht aus einge-

brachter Flüssigkeit, Partikeldispersion, der damit verbundenen Verteilung der auf den Partikeln befindlichen Flüssigkeit sowie der durch die Feststoffdispersion transportierten Wärme, dem Wärmeübergang Luft-Feststoff sowie dem Stoffübergang aus der Flüssigkeitsverdunstung in die Gasphase.

Ein Großteil bekannter mathematischer Modellvorstellungen zur Beschreibung des Stofftransportes innerhalb von Wirbelschichten legt eine ideale Feststoffdurchmischung mit resultierender gleichmäßiger Flüssigkeitsverteilung zu Grunde. Die Annahme eines konstanten Benetzungsgrades ist aufgrund einer örtlichen Flüssigkeitseindüsung physikalisch nicht genau und nur für besonders intensive Feststoffdurchmischung sinnvoll. Die charakteristischen Temperaturfelder bei der Eindüsung der Flüssigkeit in die Schicht schließen eine gleichmäßige Verteilung der Flüssigkeit auf alle fluidisierten Partikeln bei endlicher Dispersion aus.

Diese Arbeit betrachtet eine Möglichkeit der Modellierung der Flüssigkeitsverdampfung in Gas/Feststoff-Wirbelschichten, die eine Ausbreitung der an den Partikeln haftenden Flüssigkeit aufgrund der limitierten Feststoffdispersion berücksichtigt und eine Zone bevorzugter Flüssigkeitsverdampfung im Eindüsungsgebiet nachweist. Das vorgestellte mathematische Modell beschreibt den Prozess in Form eines Systems gewöhnlicher, nichtlinearer Differentialgleichungen zweiter Ordnung, welches mit Hilfe des Runge-Kutta-Verfahrens gelöst wird. Aufgrund der Vereinfachung der Modellbedingungen werden nur von oben bedünte Wirbelschichten untersucht, wobei die wesentlichen Effekte des Stoff- und Wärmeübergangs geklärt werden und eine Übertragbarkeit auf andere Eindüsungsformen gewährleistet bleibt.

## Kapitel 2

# Experimentelle Arbeiten

### 2.1 Die Wirbelschichtversuchsanlage DN 1500

Die zu den Versuchen verwendete Wirbelschichtversuchsanlage mit einem Nenn-durchmesser von 1500 mm im Schichtbereich und einer Gesamthöhe von ca. 10 m wurde im Jahre 1982 im institutseigenen Technikum der Otto-von-Guericke-Universität in Betrieb genommen. In der Abbildung (2.1) ist ein Fließschema der Anlage dargestellt wie sie zu Beginn der Arbeiten vorlag. Die Anlagenkonfiguration ermöglichte in der Vergangenheit diskontinuierliche sowie kontinuierliche Granulationsversuche sowie Untersuchungen zum thermodynamischen und hydrodynamischen Verhalten von Wirbelschichten.

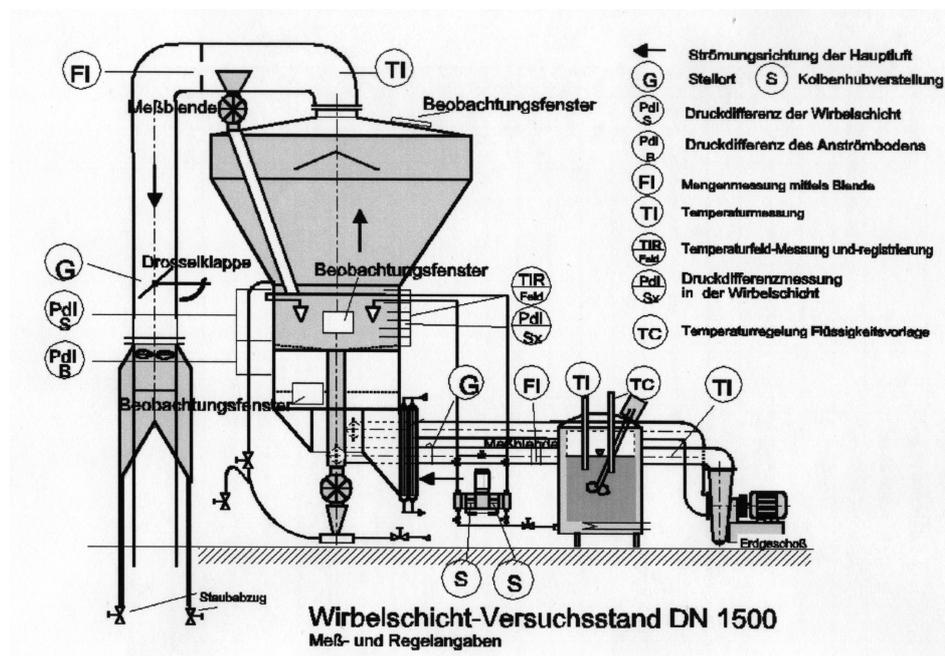


Abbildung 2.1: Anlagenschema der WSA 1500

Für die Erfassung dreidimensionaler Temperaturfelder unter verschiedenen Betriebsbedingungen wurden apparative wie messtechnische Umbauarbeiten notwendig. Die Neugestaltung der Anlage wurde über die zu untersuchenden Einflussparameter definiert, wobei nach zwei wesentlichen Kriterien zu unterscheiden war. Zum

Einen sind die verschiedensten Parameter zu untersuchen, die mit der Einbringung der Flüssigkeit in die Wirbelschicht über Zweistoffdüsen zu betrachten sind. Das sind die Einflüsse des Eindüsungsortes, der Eindüsungsmenge, des Sprühwinkels, des Verdüsungdruckes und der Bauweise der Düsen nach dem Unterscheidungskriterium der Art der Vermischung der beiden Medien. Zum Anderen sind die Untersuchungen an porösen und nichtporösen Bettmaterialien mit verschiedenen Sauterdurchmessern durchzuführen.

## 2.1.1 Apparative Veränderungen

### 2.1.1.1 Anströmboden

Die Konstruktion für die Aufnahme des Anströmbodens erlaubt die Variation des Neigungswinkels des Bodens, was zu einer veränderten Durchmischung der Wirbelschicht führt und insbesondere bei größeren Apparategeometrien günstigere Abzugsbedingungen bei der kontinuierlichen Granulation gewährleistet. Darüber hinaus verfügte der installierte Boden über verschiedenen Öffnungsverhältnisse, wodurch weitere Transporteffekte innerhalb der Schicht hervorgerufen werden. Für die anstehenden Untersuchungen sind diese äußeren Einflüsse auf das Wirbelverhalten nachteilig, so dass ein Boden mit einem einheitlichen Öffnungsverhältnis in waagrechttem Zustand installiert wurde.

### 2.1.1.2 Erwärmung der Fluidisierungsluft

Für die Erwärmung der Fluidisierungsluft kam überhitzter Wasserdampf zur Anwendung. Hierfür konnte ein bestehender Dampferzeuger genutzt werden, der eine max. Dampfmenge von ca. 500 kg/h bei einem Betriebsüberdruck von 10 bar bereitstellen kann. Hierfür wurde es erforderlich, sämtliche Rohrleitungen und Absperrarmaturen für den Dampf und das zurückzuführende Kondensat zu konzipieren und zu anzuschließen. Die Energieübergabe des Dampfes an die Fluidisierungsluft erfolgt über zwei neu installierte Rippenrohrwärmeübertrager des Herstellers *NEMA Wärmetauscher GmbH* des Typs *BG 160x3 n MNN 7390*. Zusätzlich wurden zwei weitere, baugleiche Wärmeübertrager angeschlossen, die bei Bedarf mit Heizwasser betrieben werden können, um leichte Temperaturschwankungen der Fluidisierungsluft infolge schwankender Dampfparameter kompensieren zu können.

### 2.1.1.3 Flüssigkeitseindüsung

Weitere umfangreiche Umbauten wurden im Bereich der Flüssigkeitseindüsung ausgeführt. Die bestehenden Einstoffdüsen mit der zugehörigen Kolbenpumpe und den Rohrleitungen wurden entfernt. An deren Stelle wurde in die Wirbelschichtapparat eine Konstruktion installiert, die die neuen Zweistoffdüsen aufnehmen kann. Bei der Wahl der Vollkegeldüsen wurde darauf geachtet, dass diese in ihrer Position veränderbar sind, um Versuche unter verschiedenen Eindüsbungsbedingungen realisieren zu können. Somit kann bei gleicher Schichtmasse und Schichthöhe die Bedüsung auf die Schicht oder eine Eindüsung direkt in die Schicht ausgeführt werden. Aus diesem Grund sind die Versorgungsleitungen der Flüssigkeit und der Druckluft innerhalb der Apparatur flexibel ausgeführt worden. Um die Düsen einzeln ansprechen und dosieren zu können, wurden 4 Kleinkreiselpumpen des Typs *EKP-10* installiert, die die Flüssigkeit aus dem bestehenden Vorlagebehälter mit einem Fassungsvermögen von 1 m<sup>3</sup> bis zu den Düsen fördern. Die Verdüsungsluft lässt sich je nach Flüssigkeitseindüsbungsmenge oder gewünschten Tropfenspektren über Ventile einstellen. Außerhalb der Anlage sind ebenfalls alle Versorgungsleitungen neu installiert worden. Die Abbildung (2.2) zeigt ein Foto der Versuchsanlage.



Abbildung 2.2: Foto der Versuchsanlage WSA DN 1500

### 2.1.2 Messtechnik

Für die Erfassung aller notwendigen Prozessparameter wurde die gesamte Messtechnik überarbeitet und erweitert. Somit lassen sich nicht nur die Parameter der Wirbelschicht aufnehmen, sondern sämtliche anderen wesentlichen Anlagenparameter visualisieren und aufzeichnen, um die Reproduzierbarkeit der Versuche gewährleisten zu können.

Im Folgenden werden die verwendeten Sensoren gemäß ihrer Messaufgabe in Mengen-, Feuchte-, Druck- und Temperatursensoren unterschieden und beschrieben. Aufgrund der langen Übertragungswege von den Sensoren zu der Messwerterfassung ist für die Datenübertragung ein Stromsignal verwendet worden, wonach alle Messaufnehmer über einen integrierten Messumformer verfügen.

#### 2.1.2.1 Messung der Gas- und Flüssigkeitsmassenströme

Der Fluidisierungsluftmassenstrom wird über zwei physikalisch unterschiedliche Messprinzipien bestimmt. Das erste Prinzip nutzt die Messung des Wirkdruckes bei Strömen der Hauptluft durch eine Messblende. Aufgrund der örtlichen Begebenheiten können die erforderlichen Beruhigungsstrecken nicht realisiert werden. Daher wurden in diversen Studien- und Diplomarbeiten eine Korrelationsgleichung ermittelt, der Strömungsfeldmessungen in der Rohrleitung bei unterschiedlichen Lastfällen zu Grunde liegen. Für die Bestimmung des Wirkdruckes wird ein piezoelektrischer Differenzdrucktransmitter vom *Typ 694* verwendet. Über die Nutzung dieser Gleichung in der Messwerterfassungssoftware wird diesem gemessenen Wert ein Volumenstrom zugeordnet.

Eine weitere Möglichkeit der Bestimmung der Hauptluftmenge bildet ein Luftstromfühler der Firma *Klimatherm-Meßgeräte* des Typs *SS 20.501*, der zentral in einem vor den Wärmetauschern installierten Kanal angeordnet ist und die Geschwindigkeit der Luft vor Eintreten in die Apparatur misst. Das Strömungsfeld wurde bei

verschiedenen Luftmassendurchsätzen vermessen und eine entsprechende Korrelationsgleichung gebildet, die eine mittlere Strömungsgeschwindigkeit abbildet, auf dessen Grundlage der Luftmassenstrom innerhalb der Messwerterfassungssoftware berechnet wird [26].

Die Festlegung des Tropfenspektrums der in die Schicht einzubringenden Flüssigkeit anhand der Zweistoffdüsen erfolgt über die Einstellung des Luftvolumenstroms bei einem entsprechenden Wassermassendurchsatz. Als Messgröße für die Ermittlung des Luftvolumenstromes dient der Druckabfall über die Düse, der über einen piezoelektrischen Drucktransmitter vom *Typ 691* bestimmt wird. Den verwendeten Düsen liegen Diagramme des Herstellers bei, wonach der Luftvolumenstrom einem gemessenen Druckverlust zugeordnet werden kann. Aus diesen Diagrammen wurden Korrelationsgleichungen gebildet, die der Software hinterlegt sind und bei Variation der Düsen entsprechend zu ändern sind.

Für die Bestimmung der Eindüsungsmengen an Wasser für die jeweiligen Düsen werden Turbinendurchflussmesser des Herstellers *Alborn Mess- und Regelungstechnik GmbH* vom Typ *Almemo 8990-1* verwendet.

### 2.1.2.2 Feuchtemessung

Die relative Feuchte wird mittels Feuchtesensoren der Firma *Delta Ohm* des Typs *HD 8507 TO* und *HD 8508 TO* gemessen, die parallel die Lufttemperatur erfassen. Die Berechnung nach einer Antoine-Beziehung bestimmt die entsprechende absolute Feuchte, die der Messwerterfassungssoftware hinterlegt ist. Die Messstellen sind so gewählt worden, dass der Zustand der ein- und austretenden Fluidisierungsluft der Wirbelschicht gemessen wird. Ein zusätzlicher Sensor ermittelt den Luftzustand unterhalb des Anströmbodens.

### 2.1.2.3 Druckmessung

Für die Bestimmung der Wirbelschichtparameter wie Bodendruckverlust, Schichtdruckverlust und Unterdruck in der Apparatur werden piezoelektrische Drucktransmitter des Typs *694* verwendet. Die Überwachung der Stabilität der Energieversorgung für die Erwärmung der Fluidisierungsluft wird durch Messungen des Druckes in der Dampf- und Heizwasserzuleitung vor dem Wärmetauscher mittels Drucktransmittern nach gleichem Messprinzip vom *Typ 691* unterstützt.

### 2.1.2.4 Temperaturmessung

Für die Temperaturmessungen kommen zwei Arten von Fühlern zum Einsatz, *NiCr-Ni*-Thermoelemente und *PT-100*-Widerstandsthermometer der Firma *Schlender Messtechnik*. Die Widerstandsthermometer wurden in Bereichen eingesetzt, in denen keine größeren Temperaturänderungen in kurzen Zeitintervallen auftreten und die Trägheit der Messung eine untergeordnete Rolle spielt. Das betrifft die Temperaturmessungen für die einzudüsende Flüssigkeit (Bereich  $0^{\circ}\text{C}$  bis  $80^{\circ}\text{C}$ ), der Druckluft (Bereich  $0^{\circ}\text{C}$  bis  $50^{\circ}\text{C}$ ), bei der Betrachtung der Energieversorgung die Ermittlung der Temperaturen des Dampfes und des Kondensates (Bereich  $0^{\circ}\text{C}$  bis  $200^{\circ}\text{C}$ ) sowie des Heizwassers für den Vor- und Rücklauf (Bereich  $0^{\circ}\text{C}$  bis  $100^{\circ}\text{C}$ ). Die Fluidisierungslufttemperatur unterhalb des Anströmbodens wird ebenfalls über *PT-100*-Widerstandsthermometer (Bereich  $0^{\circ}\text{C}$  bis  $150^{\circ}\text{C}$ ) gemessen. Die Ansprechzeiten der Widerstandsthermometer liegen bei  $t_{90} = 8\text{s}$ . Alle übrigen Temperaturmessstellen sind mit *NiCr-Ni*-Thermoelementen (Bereich  $0^{\circ}\text{C}$  bis  $200^{\circ}\text{C}$ ) der Toleranzklasse 2 ( $\pm 2,5^{\circ}\text{C}$ ) ausgestattet, die über kurze Ansprechzeiten von  $t_{90} = 1\text{s}$  verfügen.

### 2.1.2.5 Messsonde

Für die Messung der dreidimensionalen Temperaturfelder in der Wirbelschicht wurde eine spezielle Messsonde entwickelt, die 14 *NiCr-Ni*-Thermoelemente (Bereich  $0^{\circ}\text{C}$  bis  $150^{\circ}\text{C}$ ) gemäß o.g. Klassifizierung in einem Abstand von  $50\text{ mm}$  zueinander und zwei Druckmessstellen aufnimmt. Die Messsonde besteht aus einem vertikal durch den Apparat geführten Edelstahlrohr, welches horizontal ein mit den Sensoren bestücktes Edelstahl-U-Profil aufnimmt. Die Thermofühler sind durch Edelstahlröhrchen vor Benetzung mit Flüssigkeit und Partikelkontakt geschützt. Die Abbildung (2.3) stellt die installierten Düsen und die Konstruktion der Messsonde in der Wirbelschichtapparatur schematisch dar.

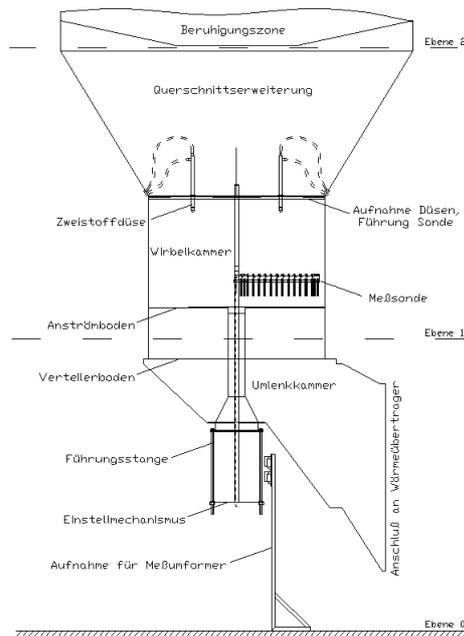


Abbildung 2.3: Schema der eingebauten Aggregate

Die Sonde wird innerhalb der Wirbelschicht durch die Konstruktion geführt, die bereits die Düsen aufnimmt. Die Durchdringung der Sonde durch die Apparatur erfolgt über die Anströmkammer. Die Befestigungsart der Sonde unterhalb dieser Kammer ermöglicht die Drehung um die Achse des Wirbelapparates um  $360^{\circ}$  in einem Abstand von  $15^{\circ}$ . Zusammen mit einer stufenlosen Verstellung der Sonde bezogen auf die horizontale Ebene lässt sich der gesamte Bereich bis ca.  $600\text{ mm}$  oberhalb des Anströmbodens vermessen. Die Abbildung (2.4) zeigt eine Skizze der Messsonde. Ein Foto der Wirbelkammer mit den eingebauten Zweistoffdüsen und der Messsonde ist in der Abbildung (2.5) ersichtlich.

### 2.1.2.6 Zusammenfassung der integrierten Messtechnik

Die Tabelle (2.1) gibt zusammenfassend einen Überblick über die in der WSA DN 1500 verwendete Messtechnik und deren Messbereiche.

### 2.1.2.7 Messwerterfassung

Die zentrale Messwerterfassung der *Firma Bedo Elektronik GmbH* gewährleistet die Aufnahme von bis zu 64 physikalischen Messgrößen. Hierfür stehen 8 Messkarten mit jeweils 8 Anschlüssen zur Verfügung, wovon für die folgenden Versuche 54 belegt



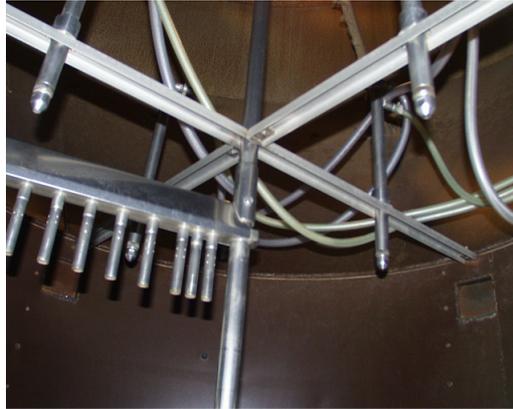


Abbildung 2.5: Messsonde mit Zweistoffdüsen in der Wirbelkammer

konvertieren zu müssen.

Die Visualisierung aller wesentlichen Parameter war eine weitere wesentliche Aufgabe. Um eine Vielzahl an Information übersichtlich darstellen zu können, wurde ein in *AutoCad* erstelltes Anlagenschema als Grafikblock eingebunden und die Messgrößen den Messstellen direkt zugeordnet. Auf diese Weise lassen sich besonders stationäre Betriebszustände auf einen Blick erfassen. Für die Darstellung instationärer Zustände wurden hingegen weitestgehend Diagramme gewählt.

### 2.1.3 Messtechnik für die Partikelanalytik

Für die Dichtebestimmung von nicht löslichen und unporösen Partikeln mit einer Korngröße zwischen 0,5 und 5 mm eignet sich die Methode mit Hilfe des *Pyknometers* [24]. Der Partikeldurchmesser wurde mit Hilfe eines *EKGM-Korngrößenanalytators* der Fa. *Messtechnik Schwartz GmbH* [78] bestimmt. Dieser Analysator erlaubt eine kontaktlose Messung von Durchmesser und Anzahl der Partikel in einem Größenbereich von 40 bis 10.000  $\mu\text{m}$  auf Basis einer fotoelektrischen Sensorik. Die quantitativen Größenverteilungen werden in Verbindung mit den Gewichtsverteilungen innerhalb der Systemsoftware ausgewertet und in entsprechenden Standardanalysen wie Verteilungen und charakteristische Durchmesser ausgegeben.

### 2.1.4 Zusammenfassende Beschreibung der erweiterten und rekonstruierten Anlage

Die Abbildung (2.6) zeigt ein Fließschema der rekonstruierten Wirbelschichtversuchsanlage.

Die Hauptluft wird über einen Radialventilator mit einem maximalen Volumenstrom von max. 40.000  $\text{Nm}^3/\text{h}$  durch den Wirbelschichtapparat gesaugt, wonach sich im Bereich der Wirbelschicht ein leichter Unterdruck gegenüber der Umgebung von ca. 1.500 Pa einstellt. In Abhängigkeit der Partikel-Archimedes-Zahlen und des Anströmbodens lassen sich Feststoffmassen von bis zu 600 kg fluidisieren. Dabei wird die horizontal eintretende Luft über zwei mit überhitzten Dampf betriebenen Wärmeübertrager auf eine max. Lufttemperatur in Abhängigkeit des Luftmassenstroms von ca. 90°C erwärmt. Zwei weitere mit Heizwasser betriebene Wärmeübertrager dienen der Vorwärmung der Luft oder zur Kompensierung von Temperaturschwankungen in einem Bereich von bis zu 10 K. Anschließend wird die Luft innerhalb der Apparatur in der Anströmkammer umgelenkt und durchströmt einen Verteilerboden mit einem Öffnungsverhältnis von ca. 21%, der für eine

Tabelle 2.1: Verwendete Messtechnik

lfd.-Nr.	Messgröße	Messgerät	Messbereich
1	Temperatur	NiCr/Ni- Thermoelemente	0...200 °C 0...150 °C
		PT-100- Thermoelemente	0...50 °C 0...80 °C -20...80 °C -30...130 °C 0...100 °C 0...150 °C 0...200 °C
2	Druck	Piezoresistive Drucksensoren (Differenzdruck)	0...50 mbar 0...100 mbar
		Piezoresistive Drucksensoren (Absolutdruck)	0,8...1,2 bar 0...6 bar 0...10 bar
3	Gas- massenstrom	Messblende  Strömungsfühler <i>KlimathermMess- technikGmbH</i>	0...10 m/s
4	Menge	Turbinendurch- flussmesser	0...0,067 l/s
5	Feuchte	Feuchtesensoren	0...95 %
		<i>DeltaOhm</i>	0...98 %

Vergleichmäßigung der Strömungsverhältnisse sorgt. Der daran sich anschließende horizontal montierte Anströmboden besteht ebenfalls aus Lochblech, dessen Öffnungsverhältnis während der Untersuchungen variiert wurde. Nach dem Verlassen der über der Wirbelzone gelegenen Beruhigungszone ( $DN\ 3000$ ) passiert der Luftstrom eine in der Abluftleitung ( $DN\ 400$ ) gelegene Drosselklappe, an der sich der Luftmassenstrom einstellen lässt. Ein sich anschließender Prallabscheider trennt die Staub- von den Luftmassenströmen, bevor die Luft in den Ventilator gelangt und anschließend über einen Schalldämpfer in die Umgebung gedrückt wird.

Der in der Wirbelschicht zu verdüsende Flüssigkeitsmassenstrom wird in einem doppelwandigen Behälter mit einem Fassungsvermögen von  $1\ m^3$  bevorratet, der sich optional über einen Elektroheizer auf max. ca.  $85^\circ C$  erwärmen lässt, wobei ein integrierter Rührer eine Homogenisierung der Flüssigkeit gewährleistet. Jeweils vier Leitungsstränge mit separaten Kreiselpumpen fördern die über Nadelventile einstellbare Flüssigkeitsmenge zu den Zweistoffdüsen. Die notwendige Luftmenge wird über das Drucknetz der Versuchshalle bereitgestellt und ebenfalls über vier separate Rohrleitungen mit Regelventilen zu den Düsen geleitet.

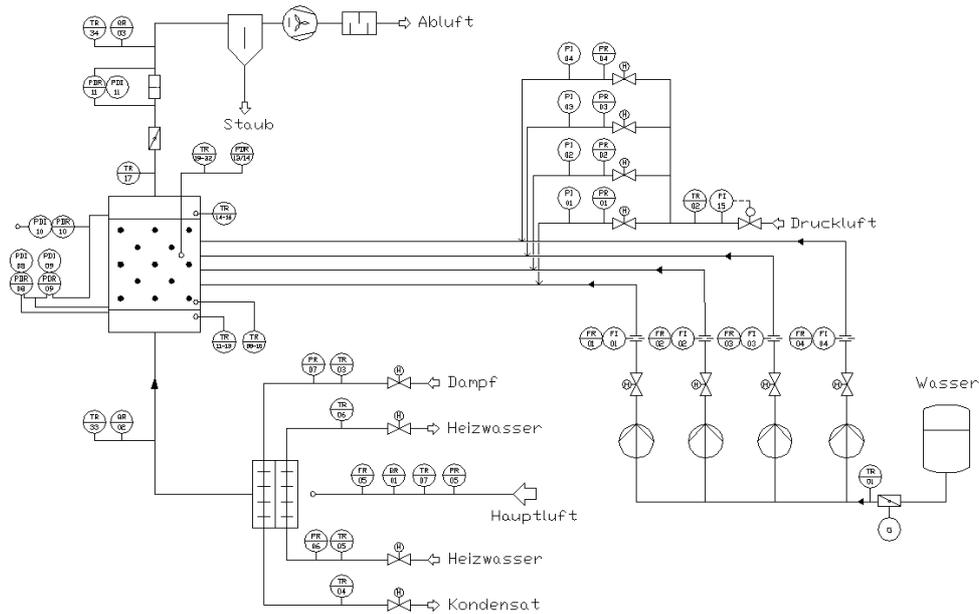


Abbildung 2.6: RI-Anlagenschema der WSA DN 1500

### 2.1.5 Vorversuche zur Inbetriebnahme

Im Verlauf der Umbauarbeiten wurden eine Reihe von Vorversuchen zur Anlagencharakteristik durchgeführt, die in [26] detailliert beschrieben sind. Schwerpunkte waren hierbei die pneumatischen Untersuchungen wie Messung des Druckverlustes des eingebauten Bodens, des Anlagenunterdruckes und die Aufnahme der Leistungskurve des Hauptgebläses sowie die Kalibrierung der installierten Sensoren. Im Zusammenhang mit der Kalibrierung der *NiCr-Ni*-Thermoelemente der Messsonde wurde in einem Versuch das dreidimensionale Temperaturfeld des leeren Apparates ohne Eindüsung aufgenommen. Die Abbildung (2.7) zeigt im Ergebnis eine ungleichmäßige Verteilung der Temperatur in der Wirbelschichtapparatur.

Auf der rechten Seite der Apparatur sind im Vergleich zur linken Seite wesentlich höhere Temperaturen erkennbar. Ursache hierfür sind eine ungleichmäßige Erwärmung der Fluidisierungsluft über den Wärmeübertrager und ungünstige hydrodynamische Anströmungsbedingungen. Der Wärmeträger Dampf wird über die oberen Anschlüsse zugeführt und gibt einen Großteil der Energie im oberen Bereich ab, wonach die Oberflächentemperaturen des Wärmetauschers stark differieren. Die Fluidisierungsluft tritt somit horizontal mit einer Temperaturschichtung in den Apparat ein. Eine ausreichende Vermischung der Luft nach der Umlenkung und Passieren des Verteiler- und Anströmbodens erfolgt nicht, so dass diese mit einem Temperaturprofil in die Wirbelkammer eintritt. Dieser Versuch wurde mit ähnlichen thermischen Parametern mit  $370\text{ kg}$  Plastgranulat als Wirbelmaterial wiederholt. Die Abbildung (2.8) zeigt das aufgrund der Wärmeabgabe an die Partikel resultierende vergleichmäßigte Temperaturprofil kurz oberhalb des Anströmbodens.

## 2.2 Untersuchung der verwendeten Düsen

Die Versuche der dreidimensionalen Temperaturverteilung bei der Eindüsung von Flüssigkeit in Wirbelschichten sollen den Einfluss des Eindüsuungsverhaltens analysieren. Aus diesem Grund wurden die zu verwendenden Zweistoffdüsen hinsichtlich

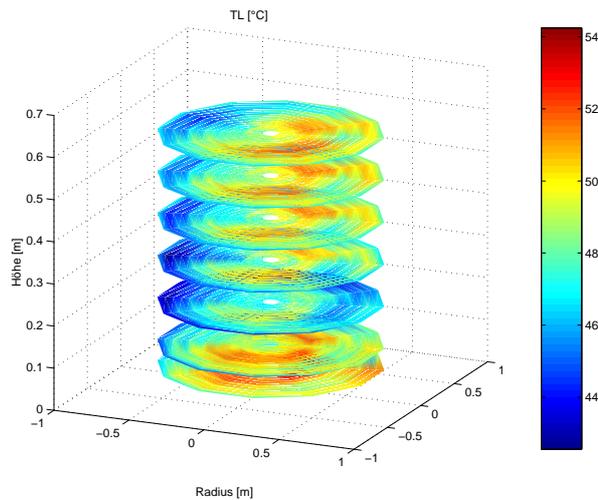


Abbildung 2.7: Gemessenes 3D-Temperaturfeld der leeren Apparatur

der Kenngrößen Tropfengröße und -geschwindigkeit unter verschiedenen Betriebsbedingungen näher untersucht.

### 2.2.1 Einleitung

Für die Versuche wurden Düsen von zwei verschiedenen Herstellern verwendet. Die Zweistoffdüse des Herstellers *Lechler* vom Typ 721.001.17.30.00.0 gehört zu der Kategorie der außenmischenden Zweistoffdüsen, wobei die Flüssigkeit zentral austritt und durch einen in Rotation versetzten Luftmassenstrom zerstäubt wird, der durch einen Ringspalt aus der Düse tritt. Für diese Düse stehen flüssigkeitsseitig zwei verschiedene Einsätze mit unterschiedlichen Öffnungsdurchmessern zur Verfügung, die einen Maximalflüssigkeitsmassenstrom von  $100 \text{ kg/h}$  bzw.  $180 \text{ kg/h}$  zulassen. Das zu erzielende Tropfenspektrum hängt von dem Verhältnis Luftvolumenstrom ( $\text{Nm}^3/\text{s}$ ) zur Wassermenge ( $\text{kg/s}$ ) ab und ist aus den Düsen beiliegenden Arbeitsblättern zu entnehmen. Der Luftvolumenstrom wird mittels Druckmessung in der Leitung vor der Düse und entsprechender Kalibrierungstabellen des Herstellers bestimmt. Der Spraywinkel lässt sich durch Justieren des Düsenkopfes in einem Bereich von  $20^\circ$  bis  $40^\circ$  variieren.

Weiterhin wurde eine bauartähnliche Düse des Herstellers *Schlick* vom Typ *Modell 0/4* verwendet. Konstruktiv sind im Vergleich der beiden Düsen keine wesentlichen Unterschiede erkennbar, jedoch weichen die in den Arbeitsblättern erforderlichen Luftverbräuche bei steigendem Flüssigkeitsdurchsatz voneinander ab. Der Hersteller *Schlick* bietet für diese Düse wahlweise einen Düsenkopf *Modell 062* an, wonach durch einfachen Tausch des Kopfes die Art der Düse von einer außenmischenden in eine innenmischende Düse konvertiert werden kann. Die Zerstäubung des Flüssigkeitsstrahls erfolgt bei dieser Düsenart im Düsenkopf, wodurch konstruktivbedingt ein Großteil der Energie der Zerstäubungsluft innerhalb der Düse abgebaut wird. Der Sprühwinkel von ca.  $120^\circ$  unterscheidet sich erheblich von dem der außenmischenden Düse (ca.  $20^\circ$  bis  $40^\circ$ ).

### 2.2.2 Versuchsanlage

Das Spray der verwendeten Düsen wurde am Institut für Strömungstechnik und Thermodynamik der Otto-von-Guericke-Universität untersucht. Für die simultane Messung von Durchmesser und Geschwindigkeit der versprühten Tropfen wurde

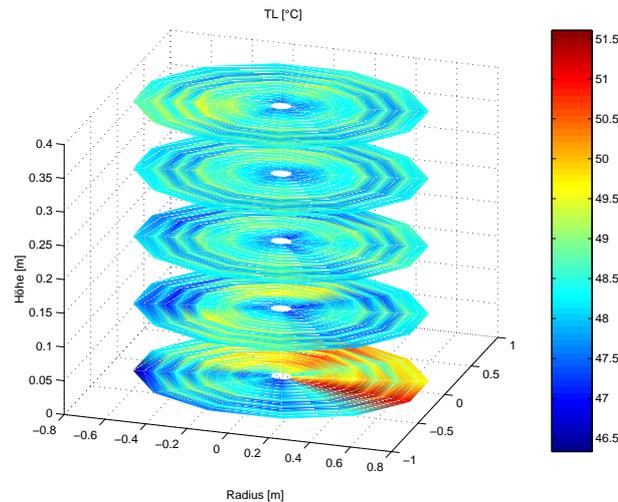


Abbildung 2.8: gemessenes 3D-Temperaturfeld der Apparatur mit 370 kg Plastgranulat

eine 2D-Anlage der Firma *Aeromatics* verwendet, die das optische Verfahren der Laser-Doppler-Anemometrie (LDA) zur berührungslosen Messung der Geschwindigkeit mit dem optischen Verfahren der Phasen-Doppler-Anemometrie (PDA) zur berührungslosen Messung der Partikelgröße kombiniert. Diese Messungen wurden außerhalb der Wirbelschicht im ruhenden Luftstrom durchgeführt. Die Düse wurde analog der Einbauweise in der WSA DN 1500 vertikal mit nach unten gerichteten Spray positioniert. Die zu verdüsende Wassermenge wird über einen induktiven Durchflußmesser der Firma *Bailey-Fischer & Porter* bestimmt. Durch das Messwertfassungssystem können darüber hinaus die Größen Temperatur und Druck der Luft und des Wassers aufgezeichnet werden.

Die Abbildung (2.9) zeigt das Prinzip der Messung. Dabei wird der Laser vor Beginn der Messung abgeglichen, in dem er auf den Punkt der unteren Düsenachse (Austritt der Flüssigkeit) fokussiert wird. Das Versuchsprogramm kann automatisch durchlaufen werden, nachdem die gewünschten Messpunkte innerhalb der Software definiert wurden. Der Laser fährt nun die ideellen Linien des Abstandes (a) zum Düsenkopf ab und ermittelt punktweise in Abständen (b) die Tropfenparameter. Als Ergebnis erhält man eine vermessene vertikale Ebene in Düsenachse.

### 2.2.3 Versuchsdurchführung

Die Einstellungen der Parameter Flüssigkeitsmenge und Verdüsungsluftmassenstrom wurden in Anlehnung an das Versuchsprogramm für die Temperaturfeldmessung festgelegt. Die Tabelle (2.2) gibt einen Überblick aller Versuche.

Die außenmischende Düse des Herstellers *Lecher* wurde mit dem Düseneinsatz mit der Bohrungsöffnung von 2,1 mm ausgestattet, der für die Versuche 1 bis 3 für einen max. Luftdurchlass eingestellt wurde. Das entspricht dem max. Sprühwinkel von ca. 40°. Für den Versuch 4 wurde durch Drehung des Düsenkopfes der luftdurchströmte Querschnitt reduziert, was eine Verringerung des Sprühwinkels auf ca. 20° bewirkt. Die folgenden Versuche galten der Untersuchung der Düse des Herstellers *Schlick*, wobei für zwei Versuche die Düsenköpfe getauscht wurden.

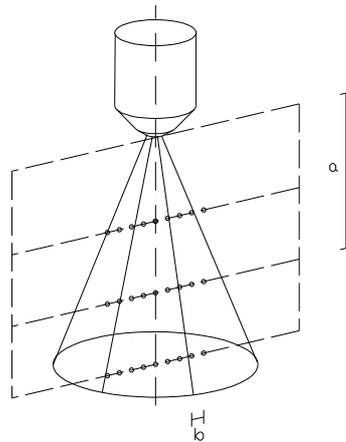


Abbildung 2.9: Grafische Darstellung zur 2D-Messung der Geschwindigkeit und Größe der Sprühtropfen

Tabelle 2.2: Versuchsübersicht zu den Parametern der Düsenvermessung

Versuch	Düse	Spraywinkel [°]	$\dot{m}_W$ [kg/h]	$\dot{m}_L$ [kg/h]
1	Lechler	40	90	54
2	Lechler	40	45	15
3	Lechler	40	45	27
4	Lechler	20	45	27
5	Schlick 0/4	40	180	44
6	Schlick 0/4	40	90	27
7	Schlick 0/4	40	60	21
8	Schlick 0/4	20	90	16
9	Schlick 062	120	90	12
10	Schlick 062	120	90	12

## 2.2.4 Ergebnisse

Die Abbildungen (2.10) bis (2.13) zeigen die Ergebnisse der Versuche 1 bis 4. Die Darstellung auf der linken Seite der Abbildung (2.10) stellt den Sauterdurchmesser der Tropfen über den Abstand des Messpunktes in drei verschiedenen Abständen zum Düsenkopf dar. Bei hohen Luftdurchsätzen beginnt sich der Spray erst in einem horizontalen Abstand von ca. 300 mm vom Düsenaustritt vollständig auszubilden, wodurch der Pike in der Düsenachse zu erklären ist. Die Messpunkte wurde ein-dimensional im Abstand von 10 mm bis zu einer Entfernung von 80 mm in beide Richtungen von der Düse entfernt geführt. Die weiteren Messpunkte liegen im Abstand 400 mm und 500 mm horizontal vom Düsenaustritt. Das rechte Diagramm der Abbildung (2.10) zeigt die dazugehörigen mittleren Tropfengeschwindigkeiten.

Die Ergebnisse des Versuches 2 zeigt die Abbildung (2.11). Die Parametereinstellungen bewirken bei geringen Luftdurchsätzen ein vollständig ausgeprägtes Spray kurz nach Austreten aus der Düse, wonach die Messwerte in den Abständen 100 mm, 200 mm und 300 mm zur Düse aufgenommen wurden. Das gemessene Tropfenspektrum liegt bei 90 bis 130  $\mu\text{m}$  und stimmt mit den Herstellerangaben [63] für diese DüsenEinstellung von 100  $\mu\text{m}$  gut überein.

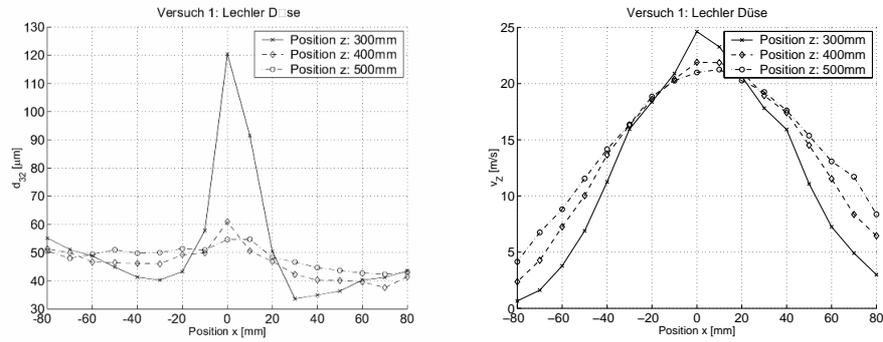


Abbildung 2.10: Düsenversuch 1

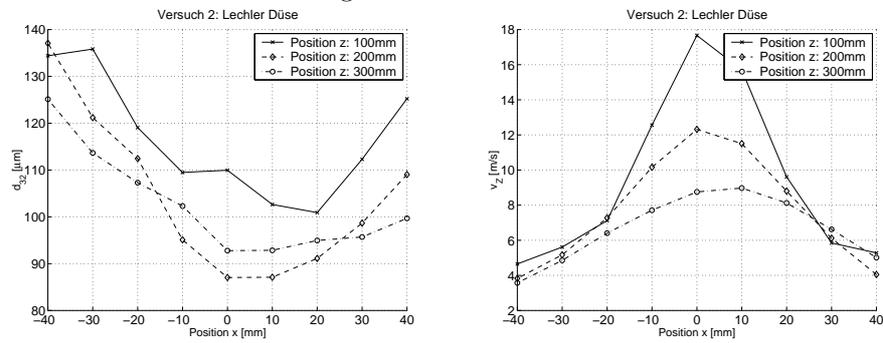


Abbildung 2.11: Düsenversuch 2

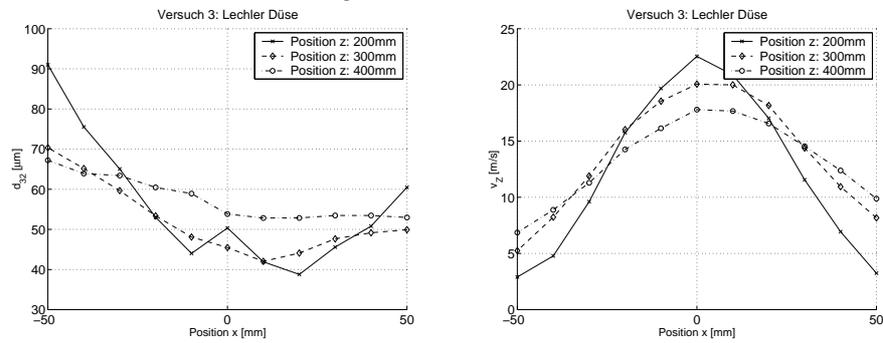


Abbildung 2.12: Düsenversuch 3

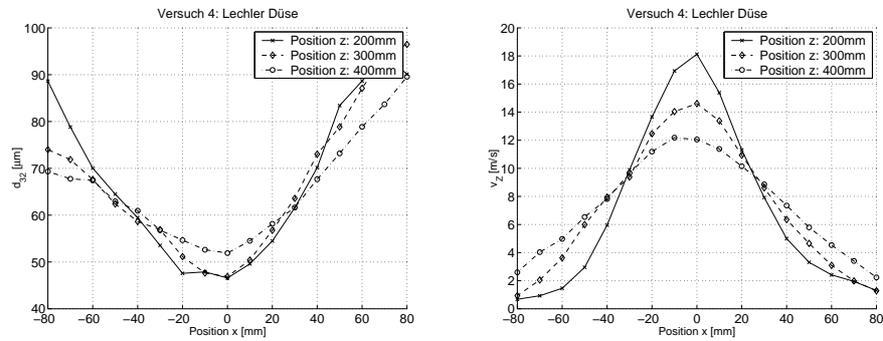


Abbildung 2.13: Düsenversuch 4

Im Versuch 3 wurde im Vergleich zu Versuch 2 der gleiche Wassermassenstrom realisiert, jedoch ein Tropfenspektrum von  $50 \mu\text{m}$  angestrebt. Die Ergebnisse in der Darstellung (2.12) zeigen ein befriedigendes Tropfenspektrum, die Tropfengeschwindigkeiten sind aber aufgrund des höheren Luftdurchsatzes um ca.  $7 \text{ m/s}$  höher.

Die Ergebnisse bei Verringerung des Sprühkegels zeigt die Abbildung (2.13). Das Tropfenspektrum neigt am Sprayrand zu größeren Werten, wobei die Tropfengeschwindigkeit geringer ist.

Die Abbildungen (2.14) bis (2.17) zeigen die Ergebnisse der Versuche mit der außenmischenden Düse des Herstellers *Schlick* vom Typ *Modell 0/4* mit einer Bohrungsöffnung von  $3,0 \text{ mm}$ . Der Versuch 5 wurde mit einem maximalen Flüssigkeitsdurchsatz bei einem geringen Tropfenspektrum von  $50 \mu\text{m}$  durchgeführt. Bei diesen Parametern neigt das Spektrum zu undefinierten Verteilungen im Bereich von  $40$  bis  $80 \mu\text{m}$ , die Geschwindigkeitsverteilungen weisen hingegen einen repräsentativen Verlauf in Analogie zu den vorhergehenden Versuchen mit geringeren Maxima.

Die Ergebnisse mit verringertem Flüssigkeitsdurchsatz bei gleichbleibenden Tropfenspektrum zeigen die Abbildungen (2.15) und (2.16) für den Versuch 6 und Versuch 7. Das gemessene Tropfenspektrum liegt bei beiden Versuchen zwischen ca.  $30$  und  $100 \mu\text{m}$ . Die Tropfengeschwindigkeiten sind erwartungsgemäß aufgrund des reduzierten Luftverbrauches geringer.

Für den Versuch 8 wurde der Düsenkopf für eine Verringerung des Sprühkegels verstellt. Die gewählten Parametereinstellungen führen gemäß der Arbeitsblätter [112] zu Tropfengrößen um ca.  $100 \mu\text{m}$ . In der Abbildung (2.17) sind die Ergebnisse dargestellt und zeigen mittlere Tropfendurchmesser von  $60$  bis  $100 \mu\text{m}$  sowie höheren Tropfengeschwindigkeiten.

Für die Versuche 9 und 10 wurde der Düsenkopf der Zweistoffdüse *Schlick* Typ *Modell 0/4* durch den innenmischenden Aufsatz *Modell 062* ersetzt. Die Abbildungen (2.18) und (2.19) zeigen die Ergebnisse dieser Versuche. Für den Versuch 9 wurde der Düsenkopf bis auf einen minimalen Abstand zwischen Öffnung des Wasseraustrittes und Boden des Düsenkopfes verschraubt. Der Versuch 10 wurde mit den gleichen Parametern des Versuches 9 durchgeführt, wobei durch die Änderung der Stellung des Kopfes dieser Abstand auf ein Maximum verändert wurde. Eine prägnante Änderung hinsichtlich des Tropfendurchmessers oder der Tropfengeschwindigkeit ist nicht nachweisbar.

Zusammenfassend können aus den Sprayversuchen folgende Schlüsse gezogen werden. Die zu verwendenden Düsen erzeugen für die untersuchten Betriebszustände die von den Herstellern angegebenen Tropfengrößen mit geringen Abweichungen. Über den Parameter Verdüsungsluftmenge lassen sich die größten Einflüsse auf die Ausbildung der jeweiligen Sprühbilder nachweisen.

Bei einem Vergleich der bauähnlichen außenmischenden Düsen sind Unterschiede hinsichtlich des Luftverbrauches und daraus folgend für die Tropfengeschwindigkeiten feststellbar. Besonders deutlich wird dies, wenn hohe Flüssigkeitsdurchsätze bei einem geringen Tropfendurchmesser zu realisieren sind. In der direkten Gegenüberstellung zeigt die Messung der Düse des Herstellers *Lechler* bei einem mittleren Flüssigkeitsdurchsatz nahezu  $40\%$  höhere Geschwindigkeiten im Bereich der Düsenachse als die Düse des Anbieters *Schlick*. Ein gleichmäßiges Tropfenspektrum über einen größeren radialen Bereich erzeugt die innenmischende Kappe der Düsen von *Schlick*, die am Rand des Sprays höhere Werte annehmen, wobei der Düsenkopf einen Spraywinkel von ca.  $120^\circ$  bewirkt. Auffällig sind die geringen Tropfengeschwindigkeiten bei kleinem Tropfdurchmesser im Vergleich zu den außenmischenden Düsen. Einige Zentimeter unterhalb des Düsenkopfes bildet sich ein Hohlkegel aus, der sich im Verlauf in axialer Richtung schließt. Die maximalen Tropfengeschwindigkeiten liegen bei ca.  $6 \text{ m/s}$ , die mit in [34] vermessenen Einstoffdüsen vergleichbar sind.

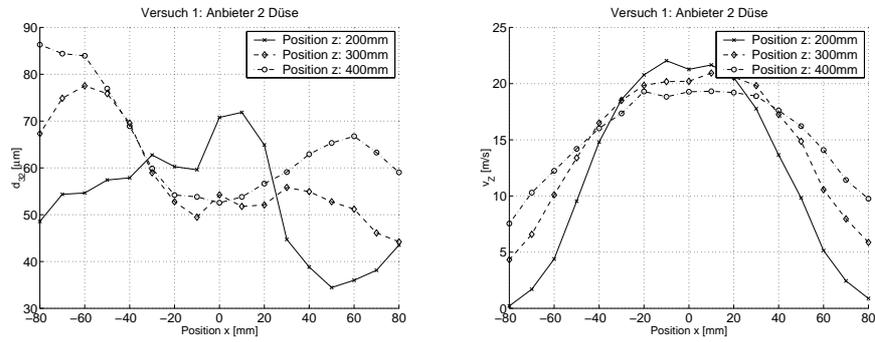


Abbildung 2.14: Düsenversuch 5

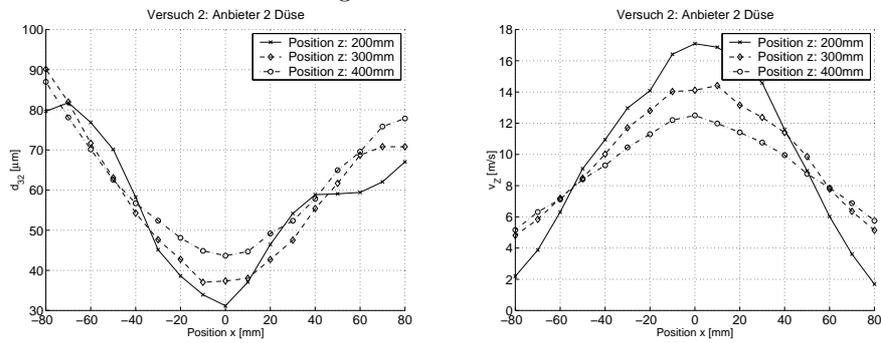


Abbildung 2.15: Düsenversuch 6

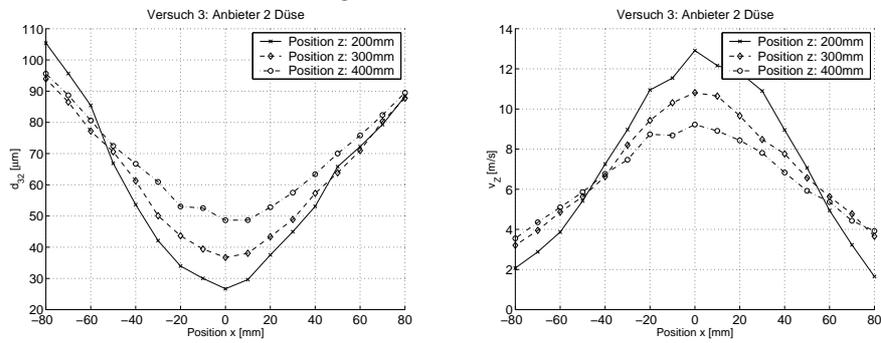


Abbildung 2.16: Düsenversuch 7

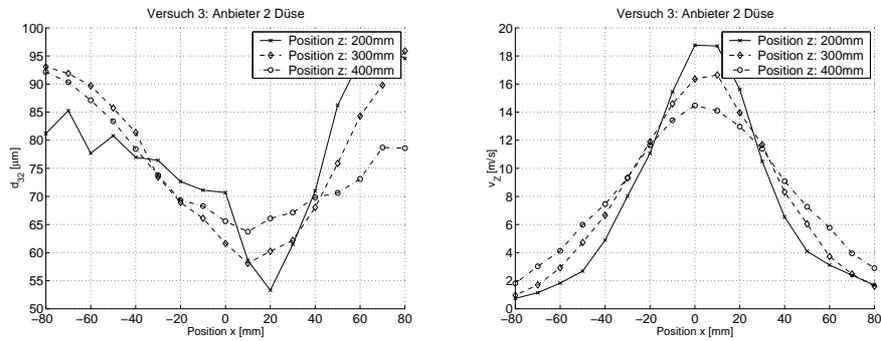


Abbildung 2.17: Düsenversuch 8

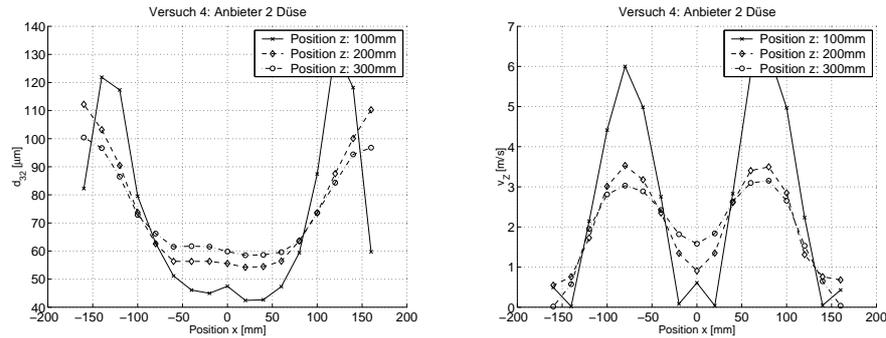


Abbildung 2.18: Düsensversuch 9

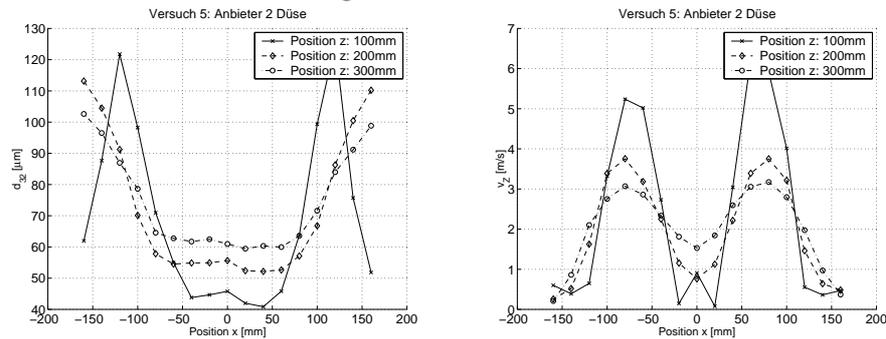


Abbildung 2.19: Düsensversuch 10

## 2.3 Messung dreidimensionaler Temperaturfelder

### 2.3.1 Einleitung

Die folgenden Untersuchungen sollen grundlegende Einflüsse der Art der Flüssigkeitseinbringung in die Wirbelschicht und der Art des Wirbelschichtmaterials auf die sich ausbildende stationäre dreidimensionale Temperaturverteilung klären. Hierfür werden zwischen Versuchen mit nichtporösem Material (*Kunststoffgranulat*) und porösem Wirbelgut ( $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ ) unterschieden. Die Dichte und der Sauterdurchmesser der beiden Materialien unterscheiden sich in ihrer Größenordnung insofern voneinander, dass für beide Untersuchungsreihen verschiedene Anströmböden zur Anwendung kamen und somit unterschiedliche hydrodynamische Bedingungen vorlagen. In beiden Fällen ist das verwendete Material monodispers und die Eindüsung der Flüssigkeitseindüsung erfolgte mit gewöhnlichem Wasser. Vertiefend wird der Einfluss der Parameter Flüssigkeitseindüsungsmenge, Zerstäubungsluftverbrauch, Eindüsung zur Schichthöhe, Verteilung der Flüssigkeit auf mehrere Düsen, Spraywinkel und Düsentyp untersucht.

### 2.3.2 Besonderheiten bei der Lufttemperaturmessung in Wirbelschichten

Bei der Bestimmung der Lufttemperatur in Wirbelschichten ist über die Betrachtung des Messfehlers das gesamte System zu berücksichtigen und über die Messgenauigkeiten der einzelnen Temperatursensoren hinaus nach weiteren möglichen Fehlerquellen zu suchen. Die Thermoelemente der Messsonde sind in der verwendeten Messanordnung durch Edelstahlröhrchen gekapselt, die einen direkten Kontakt der Elemente mit eingedüster Flüssigkeit und Partikeln ausschließt, so dass einzig

die Fluidisierungsluft die Thermolemente berührt. Aufgrund von Wärmestrahlung kann es u.U. dazu kommen, dass die gemessene Temperatur der Thermolemente nicht der eigentlichen Lufttemperatur entspricht. Um eine Aussage über diese mögliche Abweichung zu treffen, wird die Enthalpiebilanz um solch ein Thermolement betrachtet, dessen Wärmeströme in der Abbildung (2.20) dargestellt sind. Die

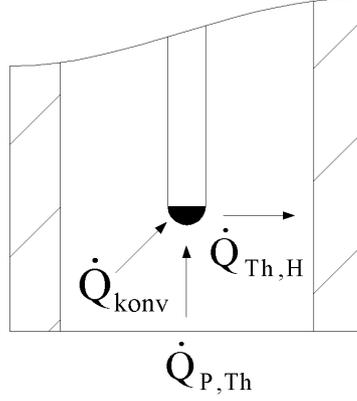


Abbildung 2.20: Bilanzraum um ein Thermolement

zeitliche Änderung der Enthalpie des Kopfes des Thermolementes kann somit nach der Gleichung (2.1) beschrieben werden:

$$\frac{dH_{Th}}{dt} = \dot{Q}_{konv} - \dot{Q}_{Th,H} + \dot{Q}_{P,Th}, \quad (2.1)$$

wobei  $\dot{Q}_{konv}$  den konvektiven Wärmestrom an das Thermolement sowie  $\dot{Q}_{Th,H}$  und  $\dot{Q}_{P,Th}$  die Wärmestrahlungsterme darstellen.

Der Wärmestrom  $\dot{Q}_{konv}$  von der Fluidisierungsluft an das Thermolement berechnet sich nach

$$\dot{Q}_{konv} = \alpha A_{Th} (T_L - T_{Th}). \quad (2.2)$$

Für grau strahlende Oberflächen unter Berücksichtigung wechselseitiger Reflexion gilt gemäß [132] die allgemeine Beziehung

$$\dot{Q}_{12} = \frac{\sigma \varepsilon_1 \varepsilon_2 A_1 \varphi_{12}}{1 - (1 - \varepsilon_1)(1 - \varepsilon_2) \varphi_{12} \varphi_{21}} (T_1^4 - T_2^4). \quad (2.3)$$

Die Wärmestrahlung des Thermolementes an die Hülse  $\dot{Q}_{Th,H}$  kann als ein Sonderfall des allgemeinen Strahlungsproblems angesehen werden, da die Fläche des Thermolementkopfes nahezu vollständig von der Hülse umschlossen wird. Nach [52] vereinfacht sich die Gleichung (2.3) zu

$$\dot{Q}_{Th,H} = \frac{\sigma A_{Th}}{\frac{1}{\varepsilon_{Th}} + \frac{A_{Th}}{A_H} \left( \frac{1}{\varepsilon_H} - 1 \right)} (T_{Th}^4 - T_H^4). \quad (2.4)$$

Aufgrund des Flächenverhältnisses der halbkugelförmigen Thermospitze zur inneren Hülsenfläche ( $A_{Th} \ll A_H$ ) gilt

$$\dot{Q}_{Th,H} = \sigma \varepsilon_{Th} A_{Th} (T_{Th}^4 - T_H^4). \quad (2.5)$$

Der offene Querschnitt der Hülse im unteren Bereich ist durch eine Edelstahlgaze verdeckt, die aufgrund des hohen Öffnungsverhältnisses für die Wärmestrahlung

vernachlässigt wird. Vielmehr werden die direkt darunter liegenden Partikelschichten für den Strahlungsaustausch berücksichtigt. Ausgehend von der Gleichung (2.1) wird die Einstrahlzahl  $\varphi_{P,Th}$  nach [132] berechnet

$$\varphi_{12} = \frac{1}{8} - \frac{1}{4\pi} \arctan \sqrt{\frac{1 + A^2 + B^2}{A^2 B^2}}, \quad (2.6)$$

wobei die Parameter  $A$  und  $B$  geometrische Größen sind, die die Lage der Strahlungsflächen zueinander beschreiben. Da sich die Thermospitze zentral über der Lufteintrittsfläche der Hülse mit dem Abstand  $h$  befindet, gilt

$$A = B = \frac{r_H}{h} \quad (2.7)$$

und somit für den vorliegenden Fall

$$\varphi_{P,Th} = \frac{1}{8} - \frac{1}{4\pi} \arctan \sqrt{\frac{1 + 2 \left(\frac{r_H}{h}\right)^2}{\left(\frac{r_H}{h}\right)^4}}. \quad (2.8)$$

Die Einstrahlzahl  $\varphi_{Th,P}$  kann gemäß [132] durch

$$\varphi_{Th,P} = \frac{A_P}{A_{Th}} \varphi_{P,Th} \quad (2.9)$$

ersetzt werden, womit sich für die Wärmestrahlung  $\dot{Q}_{P,Th}$

$$\dot{Q}_{P,Th} = \frac{\sigma \varepsilon_P \varepsilon_{Th} A_P \varphi_{P,Th}}{1 - (1 - \varepsilon_P)(1 - \varepsilon_{Th}) \varphi_{P,Th}^2 \frac{A_P}{A_{Th}}} (T_P^4 - T_{Th}^4) \quad (2.10)$$

ergibt. Von Interesse ist für die Bestimmung der Lufttemperatur der stationäre Fall  $\frac{dT_{Th}}{dt} = 0$ , so dass sich nach Einsetzen der Gleichungen (2.2), (2.5) und (2.10) in Gleichung (2.1) und Umstellung für die Lufttemperatur  $T_L$

$$T_L = \frac{\sigma \varepsilon_{Th}}{\alpha A_{Th}} \left[ A_{Th} (T_{Th}^4 - T_H^4) - \frac{\varepsilon_P A_P \varphi_{P,Th}}{1 - (1 - \varepsilon_P)(1 - \varepsilon_{Th}) \varphi_{P,Th}^2 \frac{A_P}{A_{Th}}} (T_P^4 - T_{Th}^4) \right] + T_{Th} \quad (2.11)$$

ergibt.

Aus der Gleichung (2.11) wird nun ersichtlich, für welche Fälle mit einer Divergenz der Temperatur des Thermoelements und der Luft zu rechnen ist. Dies ist der Fall, wenn die Hülsen- und die Partikeltemperatur von der Temperatur des Thermoelements abweicht. Die Partikeltemperatur beträgt in Wirbelschichten nahezu dem Wert der mittleren Fluidisierungslufttemperatur. Befindet sich nun die Messsonde in Zonen, die nicht direkt einer Flüssigkeitseindüsung unterworfen sind, hat die Hülse nur Kontakt mit der Fluidisierungsluft und den Partikeln. Im stationären Zustand kann die Hülsentemperatur nur der Luft- und somit auch der Partikeltemperatur entsprechen. Eine Benetzung der Hülse mit Flüssigkeit infolge von Zusammenstößen mit feuchten Partikelsektionen wird hierbei aufgrund der geringen Benetzungsgrade ausgeschlossen. Somit gibt es auch keine Abweichung zur Temperatur des Thermoelements. Die gemessene Temperatur stimmt mit der tatsächlichen Lufttemperatur überein. Wird die Messsonde nun in die Bedüsungszone hinein bewegt, wird die Hülse an der äußeren Fläche mit einem mehr oder weniger großen Flüssigkeitsfilm überzogen, der eine Kühlung der Hülse bewirken kann. Eine weitere Kühlung kann durch die Zerstäubungsluft der Düse hervorgerufen werden. Um in Anbetracht der komplexen Vorgänge eine einfache Fehlerabschätzung vornehmen zu können,

werden Vereinfachungen und Annahmen getroffen, wonach sich der Fehler innerhalb der zu ermittelnden Grenzen bewegen wird. Die Hülse ist infolge der Kühlung das niedrigtemperierteste Glied des Systems, so dass ein Wärmestrom vom Thermoelement an die Hülse durch Strahlung hervorgerufen wird. Die Erwärmung des Thermoelementes hingegen erfolgt über einen konvektiven Wärmestrom der Fluidisierungsluft und über einen Wärmestrom durch Strahlung der Feststoffpartikel. Der Wärmeverlust des Thermoelementes erreicht sein Maximum bei maximaler Temperaturdifferenz zur Hülse unter der Annahme, dass eine vollständige Benetzung der Hülse mit Flüssigkeit stattfindet und die Wärmeleitung innerhalb der Hülse vernachlässigt wird. Wird davon ausgegangen, dass sich die Flüssigkeit von ihrem Weg der Eindüsung bis zur Hülse nicht erwärmt und auch an der Hülse durch die Fluidisierungsluft nicht aufgeheizt wird, kann die minimalste Innenwandtemperatur der Hülse mit der Eindüsungstemperatur gleichgesetzt werden. Die Temperaturdifferenz Thermoelement-Luft hängt stark von dem Verhältniss des konvektiven Wärmestroms an das Thermoelement zur Abstrahlung an die Hülse ab. Der konvektive Wärmestrom wird stark durch den Wärmeübergang, also durch die Strömungsverhältnisse innerhalb der Hülse bestimmt. Die konstruktive Ausführung der Umarmelung schließt eine intensive Umströmung des Thermoelementes nahezu aus, so dass von einer freien Konvektion auszugehen ist. Ein verbesserter Wärmeübergang lässt sich durch eine erzwungene Konvektion erreichen, also wenn die Fluidisierungsluft definiert am Thermoelement durch die Hülse vorbeigeleitet werden kann. Die Abbildung (2.21) zeigt die Abweichungen der tatsächlichen Lufttemperatur von der Temperatur des Thermoelementes in Abhängigkeit unterschiedlicher Wärmeübergangszahlen  $\alpha_{L,Th}$ . In der Tabelle (2.3) sind die den Berechnungen zu Grunde gelegten Parameter zusammengefasst.

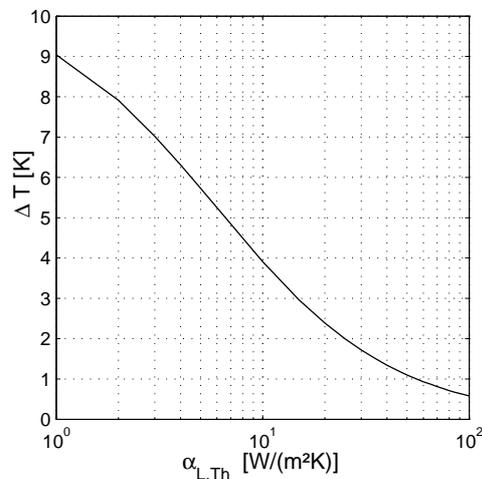


Abbildung 2.21: Differenz zwischen gemessener und wahrer Lufttemperatur in Abhängigkeit des Wärmeübergangs Luft-Thermoelement (berechnet nach Parametern der Tabelle 2.3)

Wie in der Abbildung (2.21) ersichtlich bedingt eine Erhöhung des Wärmeübergangs der Luft an das Thermoelement eine Verringerung der Divergenz der gemessenen und tatsächlichen Lufttemperatur.

### 2.3.3 Versuchsdurchführung

Die Versuchsbeschreibung ist exemplarisch und vom verwendeten Wirbelschichtmaterial unabhängig. Zu Beginn der gesamten Versuchsreihe wurde einmalig die

Tabelle 2.3: Parameter für die Berechnung der Fehlerabschätzung aus der Messung der Fluidisierungslufttemperatur in Abhängigkeit des Wärmeübergangskoeffizienten  $\alpha_{L,Th}$

Parameter	Einheit	Größe
Strahlungsflächen:		
Hülse innen $A_H$	$m^2$	$4,7 \cdot 10^{-3}$
Spitze Thermoelement $A_{Th}$	$m^2$	$1,6 \cdot 10^{-6}$
Partikel $A_P$	$m^2$	$7,8 \cdot 10^{-5}$
Emissionsgrade:		
Thermoelement (Stahl, matt) $\varepsilon_{Th}$	[-]	0,9
Partikel (Kunststoff) $\varepsilon_P$	[-]	0,8
Einstrahlzahl $\varphi_{P,Th}$		
Hülsentemperatur $T_H$	$K$	288
Thermoelementtemperatur $T_{Th}$	$K$	298

Nullfüllung (Hold-up) über eine oberhalb der Beruhigungskammer befindlichen Klappe in die Apparatur gefüllt. Nach Inbetriebnahme des Gebläses wurde das Bettmaterial mittels Luftregulierungsklappe auf den gewünschten Fluidisierungszustand gebracht und der Dampfkreislauf für die Wärmeübertrager zugeschaltet. Die Erwärmung der Apparatur und der Schichtmasse war bei stationären Luftaustrittstemperaturen erreicht. Im Anschluss daran wurden die Einstellungen der Parameter für die Flüssigkeitseindüsung der Zweistoffdüsen hinsichtlich Menge und Tropfenspektrum gewählt. Nach Erreichen des stationären Betriebspunktes (Konstanz der Luftaustrittstemperatur und -feuchte) wurde mit der Vermessungen der ersten Ebene begonnen. Bei Erreichen stationärer Werte für die jeweiligen Temperaturfühler der Messsonde wurden diese über den Messwerterfassungsrechner gespeichert und die Sonde durch Drehung um  $15^\circ$  um die Apparateachse zum nächsten Messort geführt. Für Versuche, bei denen nicht alle Düsen betrieben wurden, wurde die Dichte der Messpunkte in Bereichen der düsenabgewandten Seite verringert, so dass die radiale Verstellung der Sonde um  $30^\circ$  vollzogen wurde. Die Abbildung (2.22) zeigt schematisch die Einstellungsmöglichkeiten der Sonde zu den Positionen der Zweistoffdüsen.

Nach Vermessung einer Ebene wurde die Position der Sonde in der Höhe um  $10\text{ cm}$  verändert und die Temperaturverteilung der neuen Ebene wie beschrieben aufgenommen. Die Lage der Ebenen bezogen auf den Anströmboden ist in der Abbildung (2.23) dargestellt. Im Bereich des Anströmbodens wurde die Dichte der Messpunkte erhöht (Ebenen  $20\text{ cm}$ ,  $50\text{ cm}$  und  $100\text{ cm}$  bezogen auf Oberkante Anströmbodens). Die Befestigungsmittel des Anströmbodens definieren die unterste messbare Ebene, wogegen die oberste Messebene konstruktionsbedingt bei  $60\text{ cm}$  oberhalb des Anströmbodens lag.

Die Prozessgrößen Lufteintrittstemperatur, Luftmassendurchsatz, Eindüsungsmenge und Verdüsungsluftmassenstrom wurden während der gesamten Versuchsdauer ständig überwacht und ggf. manuell nachgeregelt. Je nach Anzahl der verwendeten Düsen und Düsenposition in der Schicht wurden für die Ermittlung eines dreidimensionalen Temperaturfeldes bis zu 3.024 Messpunkte erfasst, wobei die Versuchsdauer ca. 8 bis 10 Stunden betrug.

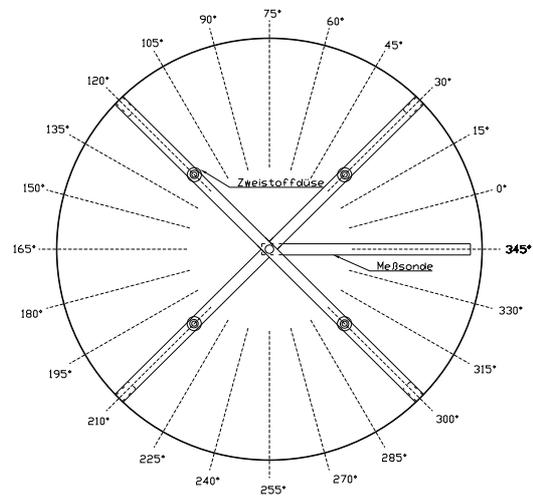


Abbildung 2.22: Stellungen der Sonde zu den Düsen in einer Ebene

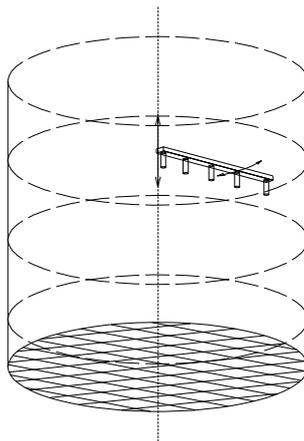


Abbildung 2.23: Einstellungen der Sonde in einer Ebene

### 2.3.4 Parameter für die Versuche mit Kunststoffgranulat

Die umfangreichsten Parametervariationen wurden für die Versuchsreihe mit Kunststoffgranulat als Wirbelmaterial durchgeführt. Das gewählte monodisperse Granulat stellt aufgrund seiner Abriebsfestigkeit und Benetzbarkeit eine geeignete Modellschicht dar. Im Vordergrund standen die Untersuchungen zum Einfluss des Eindüsungsortes, der Eindüsungsmengen, des Spraywinkels, die Aufteilung einer definierten Eindüsungsmenge auf verschiedene Bereiche der Schicht sowie die Art der Zweistoffdüse auf die Temperaturverteilung.

Alle Versuche wurden mit einheitlichen Bedingungen hinsichtlich der hydro- und thermodynamischen Anströmung in einem geringen Toleranzbereich durchgeführt. Unter Berücksichtigung der Partikeleigenschaften und der Leistungsgrenze des Gebläses der Versuchsanlage wurde für die Versuche ein Anströmboden mit einem Öffnungsverhältnis von ca. 21% und einem Lochdurchmesser von 3 mm gewählt. Der Luftmassenstrom wurde über die Stellung 7 der Drosselklappe eingestellt. Diese Position entsprach bei den Betriebsbedingungen einem Luftmassenstrom ca.  $\dot{m}_L = 7 \text{ kg/s}$  eingestellt. Die Eintrittsparameter der Fluidisierungsluft unterhalb des Anströmbodens lagen für die Temperatur bei ca.  $T_{L, \text{ein}} = 60^\circ\text{C}$  sowie für die Feuchte bei ca.  $Y_{L, \text{ein}} = 0,005 \text{ kg/kg}$ . Die Temperaturen für das zu verdüsende Wasser und für die Druckluft sind mit  $\vartheta_{F, \text{ein}} = 18^\circ\text{C}$  und  $\vartheta_{DL, \text{ein}} = 13^\circ\text{C}$  anzunehmen. Für die Messungen sind bei einem Experiment jeweils alle Prozessgrößen wie Lufteintrittsbedingungen, Eindüsungsrate und Verdüsungsluft konstant gehalten worden. In den Tabellen (2.4), (2.5) und (2.6) sind die Stoffgrößen für Luft, Wasser und das Wirbelschichtmaterial zusammengefasst. Eine Übersicht über die Versuchsparameter ist dem Anhang D.2 zu entnehmen.

Tabelle 2.4: Stoffwerte Luft [27]

Temperatur $T_L$	$K$	293
Dichte $\rho_L$	$\text{kg/m}^3$	1,045
kinematische Zähigkeit $\nu_L$	$\text{m}^2/\text{s}$	$1,927 \cdot 10^{-5}$

Tabelle 2.5: Stoffwerte Wasser [27]

Temperatur $T_W$	$K$	293
Dichte $\rho_W$	$\text{kg/m}^3$	999,21
spez. Wärmekapazität $c_{p,W}$	$\text{J}/(\text{kgK})$	4191
kinematische Zähigkeit $\nu_W$	$\text{m}^2/\text{s}$	$1,004 \cdot 10^{-6}$

Tabelle 2.6: Stoffwerte Kunststoffpartikel

Bettmasse $m_P$	$\text{kg}$	370
Sauterdurchmesser $d_{32}$	$\text{mm}$	3,3
Dichte $\rho_P$	$\text{kg/m}^3$	1377
spez. Wärmekapazität $c_p$	$\text{J}/(\text{kgK})$	980
Wärmeleitfähigkeit $\lambda_P$	$\text{W}/(\text{mK})$	0,17

Die Tabelle (2.7) zeigt zusammenfassend die Parameter der jeweiligen Eindüsbungsbedingungen für die mit Kunststoffgranulat durchgeführte Versuche. Die Spal-

te der Eindüsung gibt die Eindüsungsmenge je Düse und die Anzahl der verwendeten Düse an. Die folgende Spalte bezeichnet den Düsentyp und die Position der Düse. Hierbei bezeichnet „L“ den Hersteller *Lechler*, „S“ den Anbieter *Schlick* und „im“ steht für innenmischend. Die Spalte „Höhe der Düse bezogen auf Schicht“ gibt den vertikalen Abstand des Düsenkopfes zur Schichthöhe an. Der Wert „Null“ bedeutet Eindüsung direkt auf die Schicht, ein davon abweichender Wert gibt an wie weit der Düsenkopf in die Schicht eintaucht.

Tabelle 2.7: Versuchsvariation für die Einstellungen der Düsen für Kunststoffgranulat  $m = 370\text{kg}$

Versuch	Eindüsung [ $\text{kg}/\text{h}$ ]	verwendete Düse	Höhe Düse auf Schicht bezogen [ $\text{mm}$ ]	Spray- winkel [ $^\circ$ ]	Luft- verbrauch [ $\text{Nm}^3/\text{h}$ ]
1	1 x 180	L Pos.3	0	40	58
2	1 x 90	L Pos.3	0	40	40
3	1 x 180	L Pos.3	-250	40	58
4	1 x 90	L Pos.3	-250	40	40
5	2 x 90	L Pos.3/4	0	40	40
6	1 x 90	L Pos.3	0	20	40
7	1 x 180	L Pos.3	0	20	75
8	2 x 180	L Pos.3/4	0	40	60
9	4 x 90	L	0	40	38
10	4 x 45	L	0	40	23
11	4 x 45	L	-250	40	23
12	1 x 90	S im Pos.4	0	120	15
13	1 x 90	S im Pos.4	0	120	5
14	4 x 45	S im	0	120	18
15	4 x 45	S im	-200	120	18

### 2.3.5 Parameter für die Versuche mit $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$

In dieser Versuchsreihe wurde der Einfluss bei der Verwendung von porösem Wirbelschichtmaterial auf die Temperaturverteilung im Vergleich zu nichthygroskopischen Partikeln untersucht.  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  ist ein keramisches Produkt, welches beispielsweise industriell als Adsorbens zur Trocknung von Gasen verwendet wird und als abriebsfest, struktur- und hitzebeständig einzuschätzen ist. Aufgrund der kugelförmigen Struktur der Partikel und des engen Kornbandspektrums eignet sich  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  sehr gut als Modellsubstanz. Die Tabelle (2.8) fasst die wesentlichsten stofflichen Eigenschaften des Versuchsgutes zusammen.

Die Variationen der Parameter beschränkte sich auf den Eindüsungsort, die Art der verwendeten Düsen und die Tropfengröße. Sämtliche Versuche wurden mit 260  $\text{kg}$  Schichtmasse und der für die Anlage maximal möglichen Anzahl von vier Düsen durchgeführt. Aufgrund der stofflichen Eigenschaften und des geringeren Durchmessers der Partikel wurde der Anströmboden der Anlage modifiziert. Zur Anwendung kam ein Boden mit einem Lochdurchmesser von 1,5  $\text{mm}$  und einem Öffnungsverhältnis von ca. 10%. Durch den daraus resultierenden höheren Druckverlust und einer optimaleren Verteilung der Fluidisierungsluft auf den gesamten Apparatequerschnitt in Kombination mit den stofflichen Eigenschaften der Tonerdepartikel, war visuell eine gleichmäßigere Fluidisierung der gesamten Schicht erkennbar.

Tabelle 2.8: Stoffwerte  $\gamma$ - $Al_2O_3$  nach [18] und [32]

Parameter	Dimension	Größe
Bettmasse $m$	$kg$	260
Sauterdurchmesser $d_{32}$	$mm$	1,8
spezifische Oberfläche $A_{spez}$	$m^2/g$	210
$Al_2O_3$ -Gehalt	%	97,9
Partikeldichte $\rho_P$	$kg/m^3$	1040
Gesamtporenvolumen	$m^3/kg$	$0,74 \cdot 10^{-3}$
mittlerer Porenradius	$\text{Å}$	34
spez. Wärmekapazität $c_p$	$J/(kgK)$	940
Wärmeleitfähigkeit $\lambda_P$	$W/(mK)$	0,24

Der Versuch 17 wurde bei der Drosselklappenstellung 6 durchgeführt, was einem Massenstrom von  $\dot{m} = 5,8 kg/s$  entspricht. Im Verlauf des Versuches wurde ein erhöhter Partikelaustrag festgestellt, wonach für alle weiteren Versuche die nächst geringe Stufe der Klappe gewählt wurde. Der Luftmassenstrom betrug bei dieser Stellung ca.  $\dot{m}_L = 4,4 kg/s$ . Die Eintrittstemperatur der Fluidisierungsluft unterhalb des Anströmbodens lag bei ca.  $T_{L, ein} = 75$  bis  $80^\circ C$  und die Feuchte der Fluidisierungsluft wurde mit ca.  $Y_{L, ein} = 0,004$  bis  $0,005 kg/kg$  gemessen. Die Temperaturen für das zu verdüsende Wasser und für die Druckluft sind mit  $\vartheta_{F, ein} = 14$  bis  $18^\circ C$  und  $\vartheta_{DL, ein} = 11$  bis  $13^\circ C$  anzunehmen. Während der jeweiligen Messungen sind die Prozessgrößen der Luft Eintrittsbedingungen, Eindüsungsrate und Verdüsungsluft konstant gehalten worden. Im Anhang D.2 sind die Versuchsbedingungen für alle Versuche zusammenfassend dargestellt.

Die Eindüsungsmenge wurde in dieser Versuchsreihe nicht variiert und betrug  $\dot{m}_W = 180 kg/h$ , verteilt auf vier Düsen mit jeweils  $45 kg/h$ , wobei die Einstellung des Spraywinkels für die außenmischenden Düsen auf  $40^\circ$  erfolgte. Die Tabelle (2.9) gibt einen zusammenfassenden Überblick zu den Parametern der jeweiligen Eindüsungsbedingungen für die mit  $\gamma$ - $Al_2O_3$  durchgeführten Versuche.

Tabelle 2.9: Versuchsvariation für die Einstellungen der Düsen für  $\gamma$ - $Al_2O_3$ ,  $m = 260 kg$ 

Versuch	verwendete Düse	Höhe Düse auf Schicht bezogen [mm]	Tropfendurchmesser [m]	Luftverbrauch [ $Nm^3/h$ ]
16	S innen	-200	50...100	18
17	S innen	0	50...100	18
18	S außen	0	50	25
19	S außen	-200	50	25
20	S außen	-200	30	37
21	L außen	0	50	27
22	L außen	0	30	45

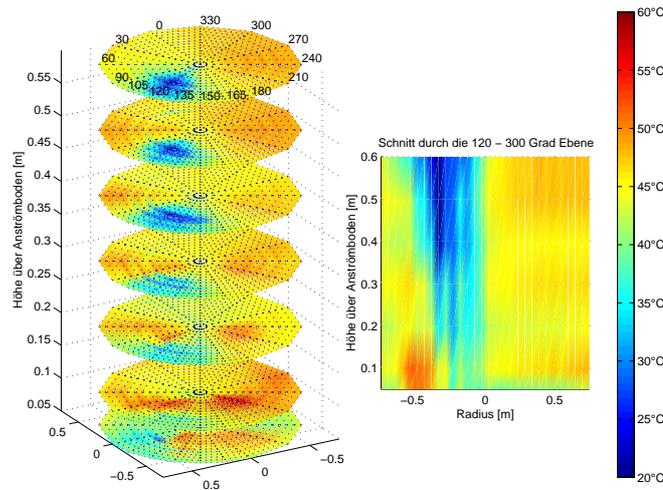


Abbildung 2.24: 3D-Temperaturfeld - Versuch 1 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $60^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^{\circ}$ , Luft:  $58\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $80\text{-}100\ \mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

## 2.4 Ergebnisse

Die Auswertung der Messergebnisse erfolgte mit Hilfe des Programms *Excel*. Hierfür wurden sämtliche Daten der Versuche aus *Diadem* konvertiert und aus den stationären Werten der Messsonde die Daten der letzten  $30\text{ sec.}$  gemittelt. Diese Mittelwerte wurden in das Programm *MATLAB* eingebunden, um die Ergebnisse grafisch darzustellen. Die Abbildung (2.24) zeigt beispielhaft das gemessene dreidimensionale Temperaturprofil für den Versuch 1.

Die horizontalen Scheiben auf der linken Seite der Darstellung repräsentieren den Apparatequerschnitt für die einzelnen vermessenen Ebenen über die Schichthöhe. Die örtlichen Temperaturen sind farblich entsprechend der Skala auf der rechten Seite der Abbildung abzuleiten. Um eine solche Ebene über den gesamten Schnitt darstellen zu können, wurden zum Einen die Bereiche zwischen den Messpunkten der Sonde und zum Anderen zwischen den jeweiligen Winkeleinstellungen interpoliert. An der oberen Scheibe sind die entsprechenden Winkeleinstellungen der Sonde angetragen. Eine Wärmeübergangszone ist oberhalb des Anströmbodens durch ein starkes Absinken der Lufteintrittstemperatur zu erkennen. Deutlich ausgeprägt ist die im oberen Bereich erkennbare Stoffübergangszone, die durch starke Temperaturgradienten infolge der Verdunstung der eingebrachten Flüssigkeit im Bereich der Eindüsung gekennzeichnet ist. Die Position der Düse entsprach bei diesem Versuch der Höhe der Wirbelschicht. Die Messsonde lässt sich zwar bis zum oberen Bereich der Wirbelschicht bewegen, aufgrund der Konstruktion der Messhülsen sind die Temperaturen bis zu einer Höhe von ca.  $600\text{ mm}$  oberhalb des Anströmbodens erfassbar (vgl. Abb. 2.4). Sehr gut erkennbar ist die Charakteristik der Vollkegeldüse durch die kreisförmige vollflächige Flüssigkeitsbelastung in der oberen Messebene der Schicht. Die mittlere Darstellung der Abbildung zeigt einen Schnitt durch die Wirbelschicht in der Winkelebene  $120\text{-}300\text{ Grad}$ . Prägnant ist ein weites Hineinreichen des Sprays in die Schicht, deren Intensität durch die maximale Eindüsungsmenge und dem damit verbundenen hohen Luftdurchsatz der Düse gekennzeichnet ist. In den Abschnitten 2.4.1 bis 2.4.7 werden Resultate für verschiedene Parametervariationen vorgestellt. Die vollständigen Ergebnisse aller Versuche zu den

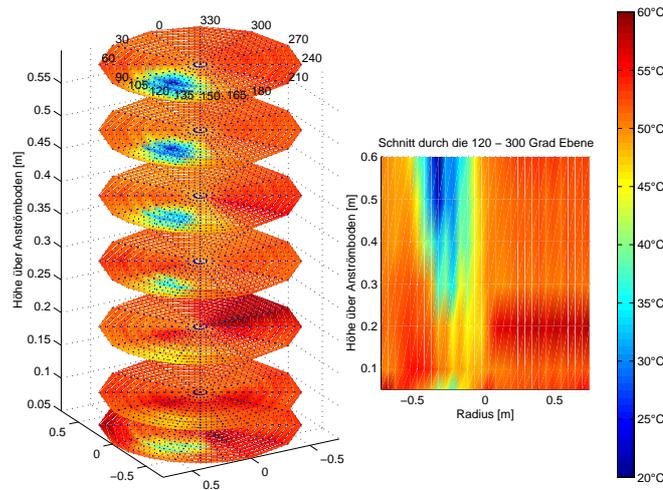


Abbildung 2.25: 3D-Temperaturfeld - Versuch 2 (Schichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $60^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $90\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^{\circ}$ , Luft:  $40\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $80\text{-}100\ \mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

Temperaturfeldmessungen sind dem Anhang D.2 zu entnehmen.

#### 2.4.1 Variation der Eindüsungsmenge

Die Abbildung (2.25) zeigt die Versuchsergebnisse bei Variation der Eindüsungsmenge auf die Temperaturverteilung (Versuch 2). Als Wirbelschichtmaterial wurde wie für den Versuch 1 Kunststoffgranulat verwendet. Die Fluidisierungsbedingungen wie Luftmassenstrom und Lufteintrittstemperatur sind nicht verändert worden. Die Eindüsung des Wassers erfolgte ebenfalls mit der selben Düse des Herstellers *Lechler* bei gleicher Düsenposition.

Das Diagramm zeigt eine gleichmäßige Temperatur über den gesamten Apparatequerschnitt mit vergleichbaren starken Temperaturgradienten im Bereich der Eindüsungszone, die jedoch nicht so weit in Richtung des Anströmbodens reichen wie es im Versuch 1 nachgewiesen wurde. Die Ursache liegt in der verringerten Wassermenge, wobei bei der Beibehaltung des Tropfenspektrums eine Reduzierung des Massenstromes der Verdüsungsluft gekoppelt ist (ca. 30%). Damit wird der direkte pneumatische Einfluss auf die Schicht im Eindüsungsbereich herabgesetzt. Die mittlere Lufttemperatur ist für den Versuch 2 aufgrund der geringeren Flüssigkeitseinbringung um ca.  $10\text{ K}$  niedriger.

#### 2.4.2 Variation des Spraywinkels

Die Variation des Spraywinkels zeigt für die verwendete außenmischende Zweistoffdüse des Herstellers *Lechler* keine signifikante Änderung auf die Temperaturverteilung. Die Stoffübergangszone ist aufgrund des engeren Winkels auf einen etwas kleineren Bereich beschränkt. Die mittlere Schichttemperatur ist erwartungsgemäß unverändert. Die Abbildung (2.26) stellt das Ergebnis für den Versuch 6 dar. Sonstige Parametereinstellungen sind vergleichbar mit denen des Versuches 2.

Die Abbildung (2.27) zeigt für den Versuch 7 einen geringen Einfluss der Variation des Spraywinkels bei hohen Flüssigkeitsbelastungen der Düse im Vergleich zum Versuch 1. Dies kann durch einen stärker ausgeprägten Flüssigkeitskern im Spray bei hohen Tropfen- und Gasgeschwindigkeiten erklärt werden.

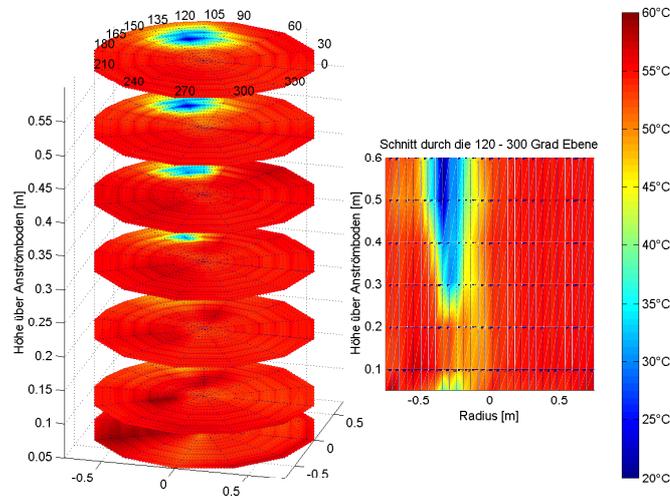


Abbildung 2.26: 3D-Temperaturfeld - Versuch 6 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $61^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $90\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $20^{\circ}$ , Luft:  $40\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $80\text{-}100\ \mu\text{m}$ ), Düsenposition: auf Schicht)

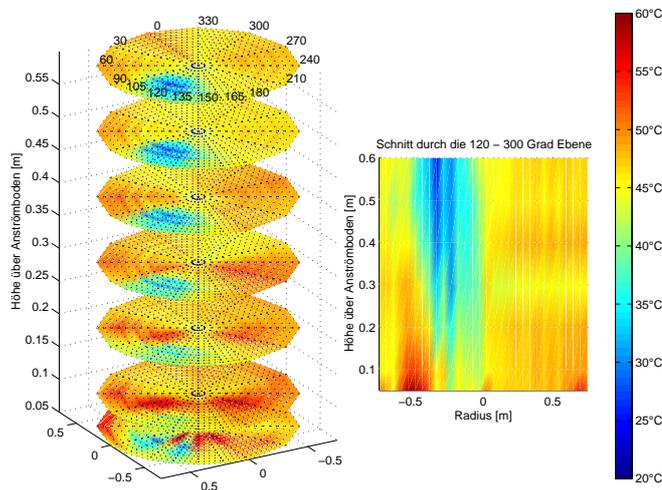


Abbildung 2.27: 3D-Temperaturfeld - Versuch 7 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $60^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $20^{\circ}$ , Luft:  $75\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $80\text{-}100\ \mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

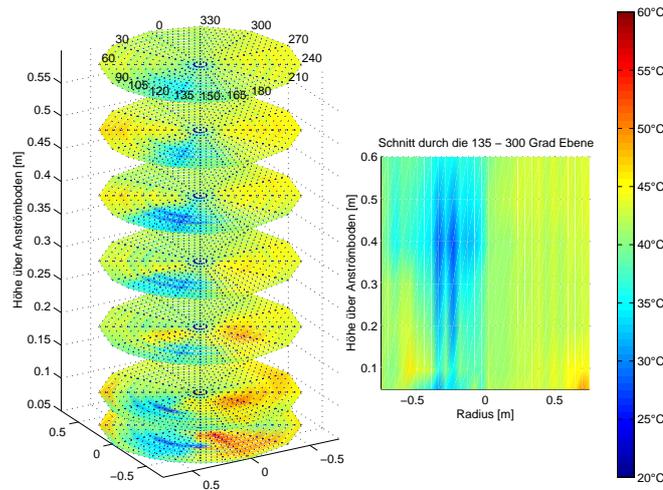


Abbildung 2.28: 3D-Temperaturfeld - Versuch 3 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $60^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^{\circ}$ , Luft:  $58\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $80\text{-}100\ \mu\text{m}$ , Düsenposition:  $250\text{ mm}$  in die Schicht eingetaucht)

### 2.4.3 Variation der Höhenposition der Düse

Die Bauart der Düsenaggregate und die Einbaukonstruktion wurden so gewählt, dass die Position der Düsen axial um bis zu  $250\text{ mm}$  variierbar sind, wonach die Flüssigkeitseinbringung auf die Schicht oder direkt in die Schicht erfolgen kann. Die Abbildung (2.28) zeigt die Ergebnisse aus dem Versuch 3 bei eingetauchter Düse und maximaler Flüssigkeitsbelastung. Die Parametereinstellungen lassen einen direkten Vergleich mit den Ergebnissen des Versuches 1 zu.

Die Temperaturverteilung ist für beide Darstellungen ähnlich. Unterschiede ergeben sich in der Betrachtung der Minimaltemperaturen im Bereich des Austrittes der Flüssigkeit aus der Düse. Durch eine Eindüsung auf die Schicht sind stärkere Temperaturgradienten feststellbar. Das Eintauchen der Düse bewirkt eine gleichmäßigere Abscheidung der Flüssigkeit an den Partikeln am Düsenaustritt, was mit einer geringeren Störung der Wirbelschicht durch die Düsenluft zu erklären ist, da von einem höheren Lückenvolumen im oberen Teil der Wirbelschicht als im Kernbereich auszugehen ist. Das Spray dringt bei dieser Konfiguration jedoch sehr tief in die Schicht, wonach die Stoffübergangszone bis zum Anströmboden nachweisbar ist. Für den Anwendungsfall der Granulation ist eine derartige Einstellung als bedenklich zu erachten, da die Gefahr von Verklebungen am Boden gegeben ist. Die Abbildung (2.29) stellt die Ergebnisse des Versuches 4 dar, für die Messung bei gleicher Konfiguration, jedoch mit einer Verringerung der Eindüsungsmenge und Reduzierung der Düsenluft. Dieser Versuch ist mit dem Versuch 2 direkt vergleichbar, der unter ähnlichen Bedingungen durchgeführt wurde, jedoch bei einer Eindüsung auf die Schicht.

Die Stoffübergangszone reicht bei der eingetauchten Düse erwartungsgemäß weiter in die Schicht als im Versuch 2. Die Flüssigkeit ist ca.  $200\text{ mm}$  oberhalb des Anströmbodens vollständig abgeschieden, wonach Probleme im Hinblick auf Verklebungen wie im Versuch 3 nicht zu erwarten sind. Der Versuch 4 zeigt wie der Versuch 3, dass bei eingetauchter Düse im Kernbereich des Sprays geringere Temperaturgradienten nachgewiesen wurden.

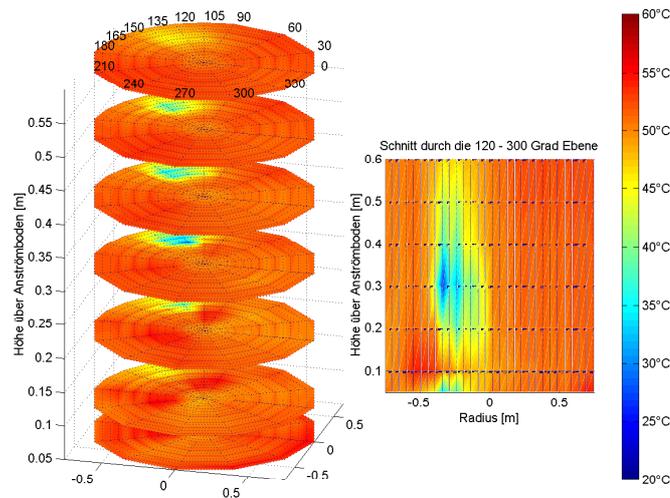


Abbildung 2.29: 3D-Temperaturfeld - Versuch 4 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $60^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $90\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^{\circ}$ , Luft:  $40\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $80\text{-}100\text{ }\mu\text{m}$ , Düsenposition:  $250\text{ mm}$  in die Schicht eingetaucht)

#### 2.4.4 Variation des Düsentyps

Die Abbildung (2.30) stellt die Ergebnisse des Versuches 13 dar, der mit der innenmischenden Zweistoffdüse durchgeführt wurde.

Das gemessene Temperaturprofil unterscheidet sich wesentlich zu dem unter Verwendung der außenmischenden Düsen. Das Eindüsungsgebiet ist durch geringere Temperaturgradienten gekennzeichnet, wobei sich die Stoffübergangszone weniger weit in die Schicht ausdehnt und im oberen Bereich einen größeren Raum einnimmt. Zwei Ursachen sind hierfür bestimmend. Zum Einen ist der Sprühwinkel konstruktionsbedingt größer, der die Flüssigkeit weiträumiger verteilt. Zum Anderen bewirkt ein reduzierter Verdüsungsluftdurchsatz einen geringeren Einfluss auf die Schicht, wonach eine bessere Abscheidung an den Partikeln zu verzeichnen ist.

#### 2.4.5 Variation der Düsenanzahl

Die Ergebnisse des Versuches 10 sind in der Abbildung (2.31) dargestellt. Bei diesem Versuch wurde die gesamte Eindüsungsmenge von  $180\text{ kg/h}$  auf vier außenmischende Zweistoffdüsen gleichmäßig verteilt.

Zu diesen Ergebnissen ist der Versuch 1 mit analogen Parametern unter Verwendung von einer Düse vergleichbar. Die Erhöhung der Düsenanzahl bewirkt eine gleichmäßigere Aufteilung über die gesamte Schichtoberfläche bei gleichzeitiger Reduzierung des Einflusses auf die Schicht infolge einer Verringerung der Düsenluftmenge. Die ausgeprägten Stoffübergangszonen reichen bis  $400\text{ mm}$  oberhalb des Anströmbodens, die sich nahezu über den gesamten Apparatequerschnitt erstrecken.

Der Versuch 14 wurde mit einer Flüssigkeitseindüsung von ebenfalls  $180\text{ kg/h}$ , verteilt auf vier innenmischende Düsen, durchgeführt. Die Ergebnisse sind in der Abbildung (2.32) dargestellt.

Durch den höheren Spraywinkel dieser Düsen wird die Flüssigkeit weitflächiger auf die gesamte Schichtoberfläche verteilt. Die geringen Tropfengeschwindigkeiten bewirken ein weniger starkes Eindringen in die Schicht, wonach sich die feuchte Stoffübergangszone auf den oberen Bereich der Schicht beschränkt und sich streng von dem Bereich mit einer konstanten mittleren Schichttemperatur abgrenzt. Ein

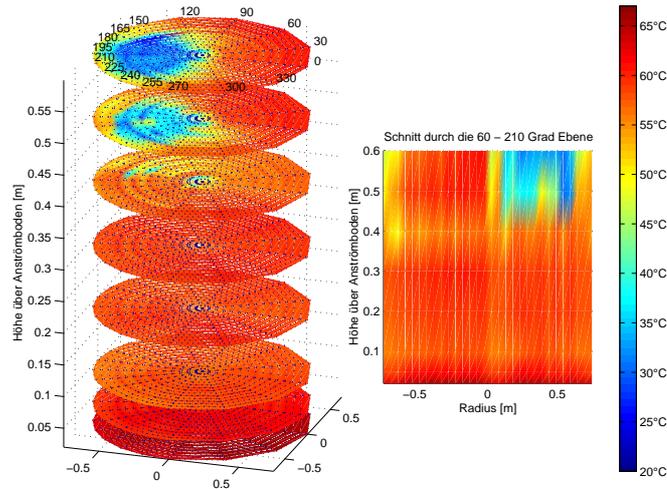


Abbildung 2.30: 3D-Temperaturfeld - Versuch 13 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $67^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Schlick* innenmischend, Wasser:  $90\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $120^{\circ}$ , Luft:  $5\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $50\text{-}100\text{ }\mu\text{m}$ ), Düsenposition: auf Schicht

Eintauchen der Düsen in die Schicht bewirkt eine Vergrößerung der Stoffübergangszone. Die Abbildung (2.33) zeigt die Ergebnisse des Versuches 15.

Der Versuch 15 zeigt weiterhin, dass durch Eintauchen der Düsen in die Schicht eine höhere Abscheidung stattfindet. So bewirkt ein Eintauchen der Düsen um  $250\text{ mm}$  lediglich ein Eindringen der Flüssigkeit um ca.  $150\text{ mm}$ , wobei sich der Spray etwas geringer ausbreitet als bei einer Eindüsung auf die Schicht.

#### 2.4.6 Variation des Wirbelschichtmaterials

Die anschließenden Versuche wurden mit dem porösen Material  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  unter Verwendung verschiedener Düsentypen und unterschiedlichen Eintauchtiefen durchgeführt. Aus der Abbildung (2.34) sind die Ergebnisse des Versuches 16 ersichtlich.

Die Temperaturverteilungen in der Stoffübergangszone als auch im Gebiet der konstanten Schichttemperatur sind ausgeglichener als die der Versuche bei denen Kunststoffgranulat als Wirbelschichtmaterial verwendet wurde. Die Ursachen hierfür lassen sich nicht klar abtrennen, da verschiedenen Effekte mit unterschiedlichen Wichtungen eine Rolle spielen und sich überlagern. So bewirkt der gesteigerte Bodendruckverlust veränderte Fluidisierungsbedingungen. Weiterhin findet eine gleichmäßigere Verteilung der Feuchtigkeit über die Bindung der Flüssigkeit in den Partikeln statt.

Die Abbildung (2.35) zeigt den Versuch 17, der bis auf die Düsenposition mit gleichen Parametern durchgeführt wurde. Zu erkennen ist die wie bereits bei dem Versuch 14 beschriebene schmalere Stoffübergangszone, jedoch ist die mittlere Schichttemperatur um einige Kelvin geringer. Dieser Effekt wird durch einen höheren Oversprayanteil infolge der Eindüsung auf die Schicht in Kombination mit geringeren Tropfengeschwindigkeiten erklärt.

Bei den Versuchen 18 und 19 wurden außenmischende Zweistoffdüsen des Herstellers *Schlick* verwendet. Diese unterscheiden sich zu den außenmischenden Düsen von *Lechler* durch einen geringeren Luftverbrauch bei vergleichbarem Spray. Die Abbildung (2.36) repräsentiert die Ergebnisse bei einer Eindüsung direkt auf die Schicht. Im Vergleich hierzu stellt die Abbildung (2.37) das Temperaturprofil bei

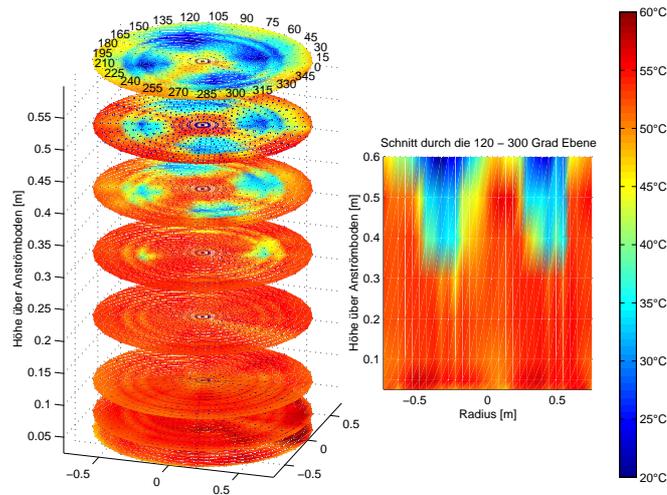


Abbildung 2.31: 3D-Temperaturfeld - Versuch 10 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $61^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^{\circ}$ , Luft:  $25\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $80\text{-}100\ \mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

einer Eintauchtiefe von  $200\text{ mm}$  in die Schicht dar.

Wie auch bei den vorgehenden Untersuchungen mit variabler Eintauchtiefe sind eine effektivere Tropfenabscheidung und höhere Temperaturgradienten im Kern des Sprays bei den eingetauchten Düsen erkennbar. Im Versuch 19 wurde eine zusätzliche Ebene ca.  $20\text{ mm}$  über dem Anströmboden vermessen, die in der Darstellung (2.37) im unteren Bereich erkennbar ist und eine wenige Zentimeter starke Aufheizzone nachweist.

### 2.4.7 Variation des Tropfenspektrums

Die Abbildungen (2.38) und (2.39) zeigen die Temperaturverteilungen aus den Versuchen 21 und 22 unter Variation der durch das Spray erzeugten Tropfengröße von ca.  $30$  bis  $50\ \mu\text{m}$  bei Verwendung der außenmischenden Düse des Herstellers *Lechler* und dem Wirbelschichtmaterial  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ . In beiden Versuchen wurden die Düsen oberhalb der Schicht positioniert.

In der Abbildung (2.38) ist eine gleichmäßige Verteilung der Flüssigkeit auf der Schichtoberfläche und eine Stoffübergangszone im oberen Drittel der Schicht mit geringen Temperaturgradienten innerhalb dieser Zone erkennbar. Der Raum für den Stoffübergang ist eindeutig von dem Bereich der mittleren Schichttemperatur abgegrenzt. Die untere Scheibe lässt das Gebiet für die Aufheizung der Partikel direkt über dem Anströmboden erkennen.

Eine Verringerung der Tropfengröße ist bei den verwendeten Zweistoffdüsen bei gleichem Flüssigkeitsdurchsatz nur durch eine Erhöhung der Verdüsungsluftmenge zu erreichen, wonach sich das in der Schicht einstellende Profil des Sprays mehr oder weniger stark verändern kann. Die Abbildung (2.39) zeigt ein tiefes Hineinreichen der Flüssigkeit in die Schicht mit hohen radialen Temperaturgradienten. Der Stoffübergang konzentriert sich stark auf die Düsenachse.

In der Abbildung (2.40) ist das Temperaturprofil des Versuchs 20 unter Verwendung der außenmischenden Zweistoffdüse des Herstellers *Schlick* bei einem erzeugten Tropfenspektrum von ca.  $30\ \mu\text{m}$  dargestellt. Im Vergleich zum Versuch 22 zeigt sich, dass die Stoffübergangszone ähnlich tief in die Schicht dringt, obwohl im

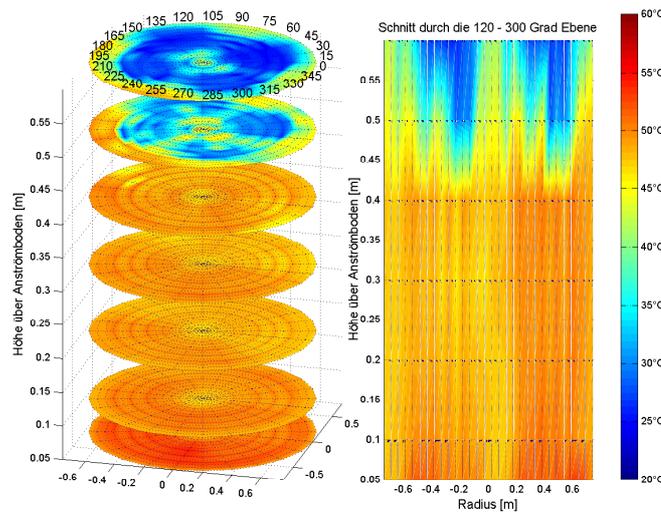


Abbildung 2.32: 3D-Temperaturfeld - Versuch 14 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $60^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Schlick* innenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $120^{\circ}$ , Luft:  $18\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $50\text{-}100\ \mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

Versuch 20 die Eindüsung in die Schicht erfolgte. Es sind radiale Temperaturgradienten nachweisbar, die jedoch in ihrer Größenordnung etwas geringer ausfallen. Der Bereich des Stoffübergangs erstreckt sich über einen größeren Apparatequerschnitt. Die Effekte sind zum Einen durch den geringeren Luftverbrauch der Düse bei sonst gleichen Parametern erklären. Zum Anderen bewirkt eine Eindüsung in tiefere Ebenen der Schicht eine bessere Abscheidewirkung der Flüssigkeit an den Partikeln.

#### 2.4.8 Zusammenfassung

Die dreidimensionalen Temperaturmessungen an der WSA DN 1500 wiesen grundsätzlich drei verschiedenen Zonen mit unterschiedlich differierenden Temperaturen in der flüssigkeitsbedühten Wirbelschicht nach. Das Gebiet des Wärmeübergangs (1) oberhalb des Anströmbodens beträgt bei der vorliegenden Anlage in dem untersuchten Parameterbereich maximal ca.  $50\text{ mm}$ . Daran schließt sich eine Zone mit einer mittleren Schichttemperatur (2), gefolgt von einer feuchten Stoffübergangszone (3), an. Die Bereiche (2) und (3) werden im Wesentlichen durch die Eindüsungsmenge und deren Ausdehnung durch die Position der Düsen bestimmt. Die verschiedenen Parametervariationen für die Einbringung der Flüssigkeit zeigen wesentliche Unterschiede in der Ausprägung und Expansion der Stoffübergangszone.

Die Variation des Spraywinkels der außenmischenden Zweistoffdüsen im untersuchten Bereich beeinflusst die Temperaturverteilung unwesentlich, wobei die Wahl der Art der Zweistoffdüsen erhebliche Änderungen in der Ausbildung von Temperaturgradienten bewirkt. Innenmischende Zweistoffdüsen mit geringen Tropfengeschwindigkeiten und großem Sprühwinkel ergeben einen klar abzugrenzenden Bereich zwischen der Stoffübergangszone unter der darunter gelegenen Zone mittlerer Schichttemperatur, wobei der Bereich des Stoffübergangs sich über den gesamten Apparatequerschnitt erstreckt und durch geringe Temperaturgradienten gekennzeichnet ist. Die außenmischenden Düsen hingegen lassen die Flüssigkeit tiefer in die Schicht dringen, wobei je nach Düsenparameter mehr oder weniger starke Temperaturunterschiede über den gesamten Querschnitt gemessen wurden. Als

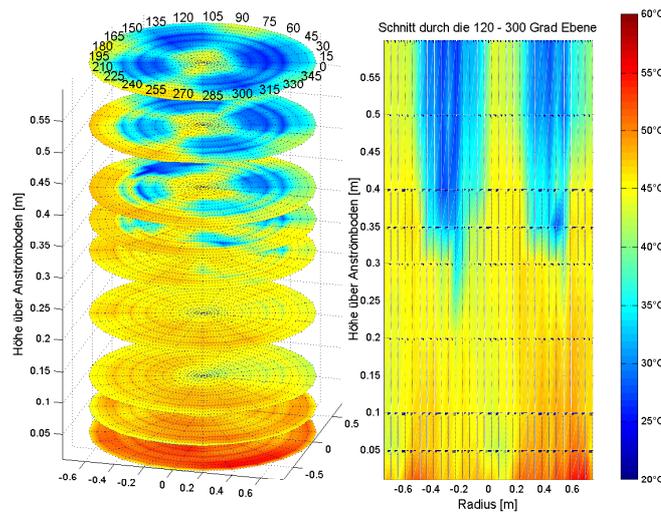


Abbildung 2.33: 3D-Temperaturfeld - Versuch 15 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $62^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Schlick* innenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $120^{\circ}$ , Luft:  $18\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $50\text{-}100\ \mu\text{m}$ , Düsenposition:  $250\text{ mm}$  in die Schicht eingetaucht)

eine bestimmende Größe erwies sich hierfür die Verdüsungsluftmenge. Diese richtet sich nach der Flüssigkeitsmenge und des gewünschten Tropfenspektrums. Besonders beim Einsatz in den Grenzbereichen der Düsen, sehr kleines Tropfenspektrum oder hoher Flüssigkeitsdurchsatz, bewirkt die hohe Luftmenge einen schmalen konzentrierten vertikalen Bereich des Stoffübergangs. Für bauartgleiche Düsen verschiedener Hersteller konnten bei gleicher Flüssigkeitseinbringung Unterschiede in den Temperaturverteilungen aufgrund eines differierenden Bedarfs an Verdüsungsluft nachgewiesen werden, die besonders bei kleinen Tropfenspektren oder hohen Flüssigkeitsdurchsätzen auftraten.

Eine bessere Verteilung der Flüssigkeit und die Vermeidung von Overspray bewirkt die Positionierung der Düsen in die Schicht, wodurch eine Verlagerung der Stoffübergangszone von den oberen Bereichen der Schicht in das Zentrum bewirkt wird. In diesem Fall besteht jedoch das Risiko, dass bei hohen Durchsätzen und der Verwendung von außenmischenden Düsen Flüssigkeit bis zum Anströmboden durchdringt. Die Eindringtiefe wird im Wesentlichen bei hohem Flüssigkeitsdurchsatz durch den gekoppelten hohen Luftdurchsatz verursacht, der ein partikelfreies Gebiet im Bereich der Eindüsung bedingt. Diese Verdrängung von Partikeln im Bereich der Eindüsung findet sich Analogie zu Arbeiten von Zank [145]. Somit wird ein Teil der eingedüsten Flüssigkeit nicht auf den Partikeln abgeschieden, sondern verdampft direkt in das Fluidisierungsgas. Infolge der durch das Spray erzeugten hohen Stoffaustauschfläche der Tropfen können beträchtliche Temperaturgradienten in der Eindüsungszone hervorgerufen werden. Weiterhin führen hohe Eindüsungsraten zu örtlich hohen Flüssigkeitsbelastungen, die ein Absinken der Fluidisierungsluft bis zur Sättigungstemperatur bedingen können. Im Allgemeinen erwies sich bei der vorliegenden Versuchsanlage die Verwendung von vier Düsen als optimal, wobei durch die Aufteilung der hohen Flüssigkeitsmengen auf mehrere Düsen diese auch bei eingetauchten Düsen weit oberhalb des Bodens abgeschieden worden sind. Die Verwendung von porösem Wirbelschichtmaterial zeigt im Gegensatz zu nichthygroroskopischen Stoffen eine gleichmäßige Temperaturverteilung in der Zone (2), wobei die Fluidisierungsluft ihre mittlere Schichttemperatur nach wenigen Zentimetern erreicht.

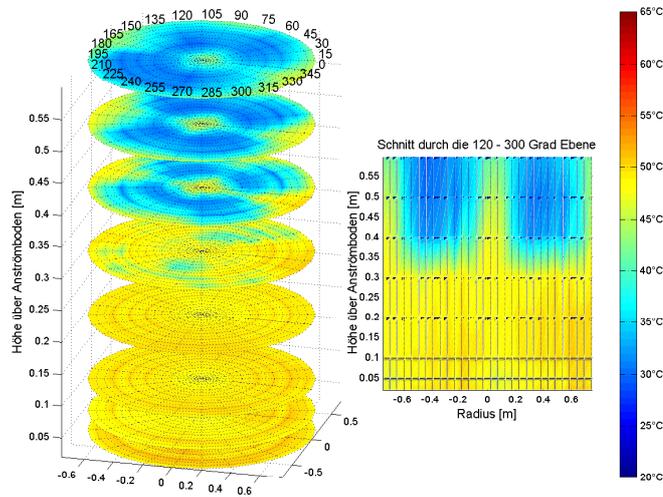


Abbildung 2.34: 3D-Temperaturfeld - Versuch 16 (Wirbelschichtmaterial:  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ , Lufteintrittstemperatur:  $76^\circ\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Schlick* innenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $120^\circ$ , Luft:  $18\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $50\text{-}100\ \mu\text{m}$ , Düsenposition:  $250\text{ mm}$  in die Schicht eingetaucht)

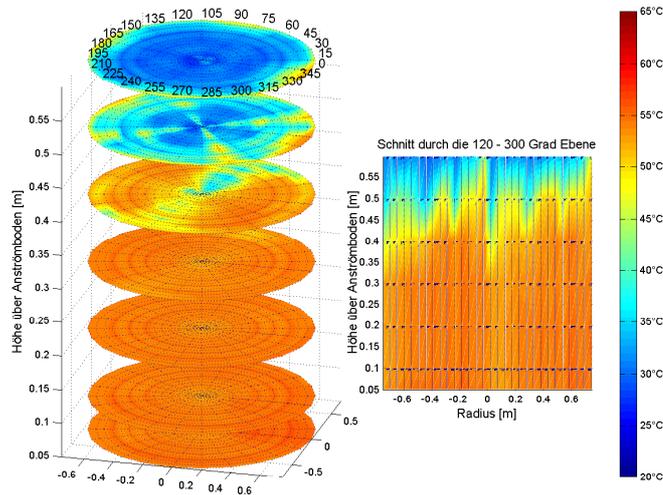


Abbildung 2.35: 3D-Temperaturfeld - Versuch 17 (Wirbelschichtmaterial:  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ , Lufteintrittstemperatur:  $76^\circ\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Schlick* innenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $120^\circ$ , Luft:  $18\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $50\text{-}100\ \mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

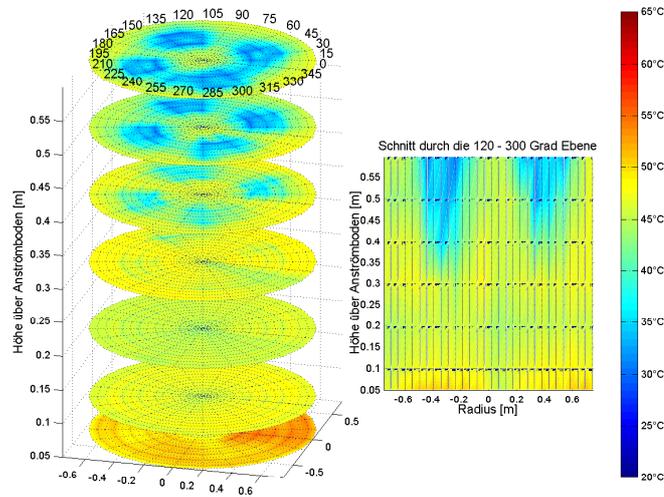


Abbildung 2.36: 3D-Temperaturfeld - Versuch 18 (Wirbelschichtmaterial:  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ , Lufteintrittstemperatur:  $69^\circ\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Schlick* außenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^\circ$ , Luft:  $25\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $50\text{ }\mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

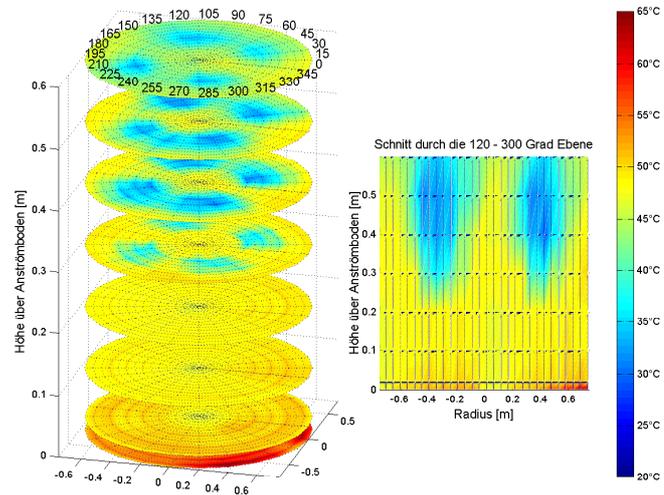


Abbildung 2.37: 3D-Temperaturfeld - Versuch 19 (Wirbelschichtmaterial:  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ , Lufteintrittstemperatur:  $77^\circ\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Schlick* außenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^\circ$ , Luft:  $25\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $50\text{ }\mu\text{m}$ , Düsenposition:  $200\text{ mm}$  in die Schicht eingetaucht)

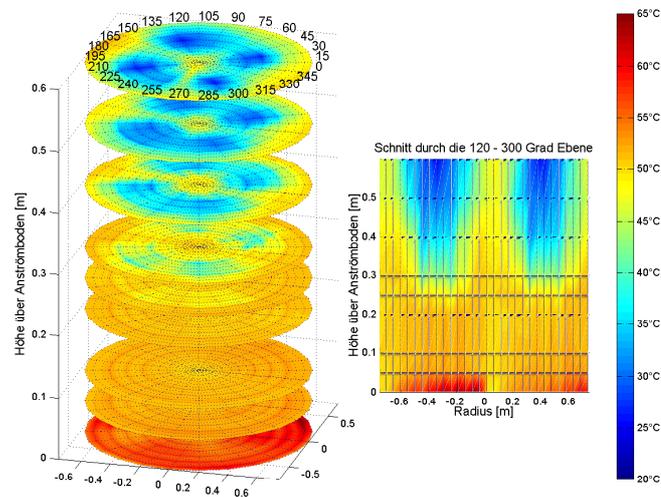


Abbildung 2.38: 3D-Temperaturfeld - Versuch 21 (Wirbelschichtmaterial:  $\gamma$ - $Al_2O_3$ , Lufteintrittstemperatur:  $80^\circ C$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $180 \text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^\circ$ , Luft:  $27 \text{ Nm}^3/h$ , Tropfengröße: ca.  $50 \mu m$ , Düsenposition: auf Schicht)

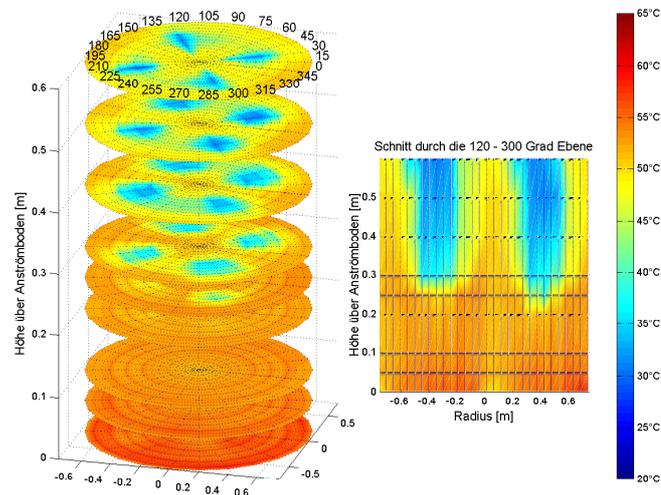


Abbildung 2.39: 3D-Temperaturfeld - Versuch 22 (Wirbelschichtmaterial:  $\gamma$ - $Al_2O_3$ , Lufteintrittstemperatur:  $82^\circ C$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $180 \text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^\circ$ , Luft:  $45 \text{ Nm}^3/h$ , Tropfengröße: ca.  $30 \mu m$ , Düsenposition: auf Schicht)

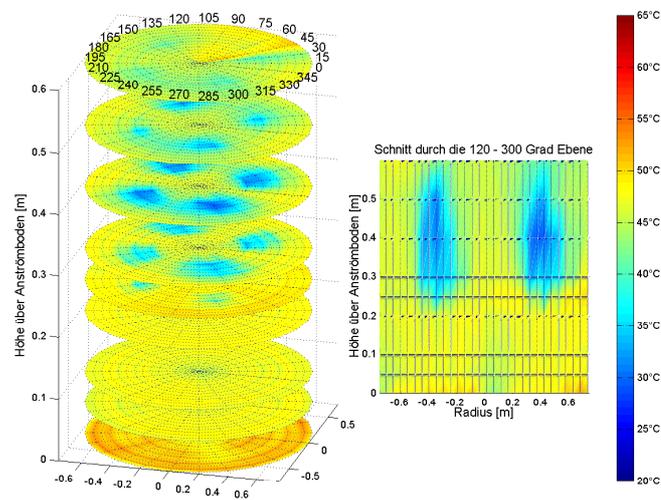


Abbildung 2.40: 3D-Temperaturfeld - Versuch 20 (Wirbelschichtmaterial:  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ , Lufteintrittstemperatur:  $82^\circ\text{C}$ , Eindüsungparameter: *Schlick* außenmischend, Wasser:  $180\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^\circ$ , Luft:  $37\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $30\text{ }\mu\text{m}$ , Düsenposition:  $200\text{ mm}$  in die Schicht eingetaucht)

## Kapitel 3

# Modellbildung und Bilanzierung

### 3.1 Modellvorstellung

Die Abbildung (3.1) stellt schematisch einen rotationssymmetrischen Wirbelschichtreaktor dar. Die besonderen Kennzeichen für eine Wirbelschicht sind die Fluidisierung eines Partikelkollektivs (Wirbelschichtmaterial) oberhalb eines Anströmbodens durch einen Gasmassenstrom (Fluidisierungsgas). Wird dann über eine oder

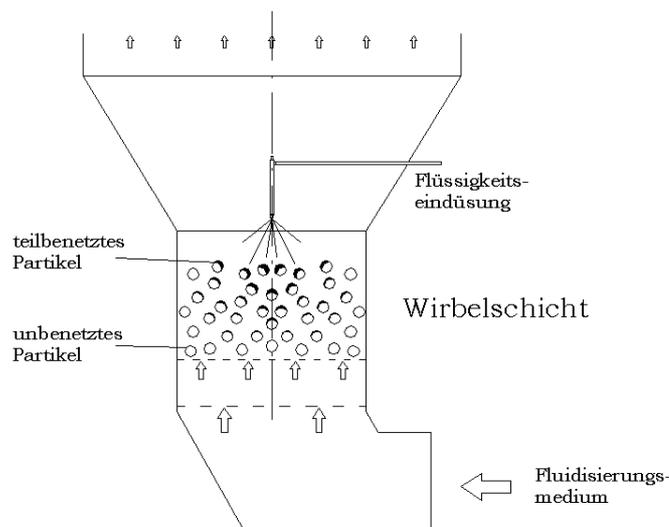


Abbildung 3.1: Skizze einer flüssigkeitsbedühten Wirbelschicht

mehrere Düsen eine Flüssigkeit (Suspension, Lösung oder Schmelze) in den Reaktor eingebracht, wird von der flüssigkeitsbedühten Gas/Feststoff-Wirbelschicht gesprochen. In den häufigsten Anwendungsfällen verfügt das Fluidisierungsgas über ein, ausgehend von Normalbedingungen, erhöhtes Temperaturniveau, um ein entsprechendes Trocknungspotential der Schicht zur Verfügung stellen zu können. Dabei trocknen die durch die eingedühte Flüssigkeit befeuchteten Partikel und die Feuchtebelastung des Gases erhöht sich mit fortschreitender Strömung durch den Reaktor. Im stationären Betriebspunkt ist die Menge der eingebrachten Flüssigkeit gleich der Menge, die in das Gas verdampft. Der zu betrachtende Bilanzraum, der in diesem Fall rotationssymmetrischen Apparatur, erstreckt sich oberhalb des Anströmbodens

bis zur oberen Schicht der fluidisierten Partikel einschließlich der Apparatewandung. Die räumliche Verteilung wird durch die Einführung von Zylinderkoordinaten und der Betrachtung eines höhenabhängigen Verlaufes der Zustandsgrößen auf ein zweidimensionales Problem reduziert.

## 3.2 Modellierung der Phasenbewegung

Bei der Modellierung werden drei Phasen berücksichtigt. Hierbei handelt es sich zum Einen um die Gasphase, die die Feststoffpartikel fluidisiert, Energie für den Trocknungsprozess liefert und die zu verdampfende Flüssigkeit aufnimmt. Zum Anderen sind die Feststoffpartikel selbst zu berücksichtigen und letztens die eingebrachte Flüssigkeit. Die Bewegung der Flüssigkeit lässt sich in zwei Transportvorgänge unterteilen. Die Aktive von der Düse bis zur Abscheidung auf den Partikeln und die Passive, solange sie bis zur vollständigen Verdampfung an den Partikeln haftet. Folglich entspricht die passive Bewegung der Partikelbewegung. Auf die aktive Bewegung wird detailliert in Abschnitt 3.3 eingegangen.

### 3.2.1 Bewegung der Partikel

Vielfach wird die Bewegung der Feststoffpartikel mit dem Modell des idealen Rührkessels beschrieben, wobei von einer gleichmäßigen Verteilung der gesamten eingedüsten Flüssigkeit auf allen Partikeln in der Schicht ausgegangen wird. In der Folge haben alle Partikel unabhängig von ihrem Aufenthaltsort im Reaktor die gleichen Eigenschaften und die Fluidisierungsluft unterliegt nur einer Zustandsänderung in axialer Richtung. Das Erfassen von radialen Temperaturgradienten setzt hingegen ein Berücksichtigen der limitierten Partikelbewegung voraus, der durch die Einführung von richtungsabhängigen Dispersionskoeffizienten Rechnung getragen wird. Für die quantitative Bestimmung der Dispersion sind in der Literatur gemäß Kapitel 1.2.3 verschiedene Ansätze zu finden, in dem zu betrachtenden Fall wird sich auf die Arbeiten von *Kawase* und *Moo-Young* [56] in Analogie zu den Arbeiten von *Trojosky* [126] und *Heinrich* [34] bezogen.

### 3.2.2 Bewegung des Fluidisierungsgases

Die Bewegung des Fluidisierungsgases ist ähnlich der idealen Pfropfenströmung, jedoch werden Rückvermischungseffekte infolge der Partikelbewegung in radialer wie axialer Richtung einbezogen, wonach die Größenordnung der Vermischung von der Intensität der Feststoffbewegung abhängt. Bei der Fluidisierung von Partikeln des Geldart-Typen D bilden sich im Vergleich zu Partikeln der übrigen Klassifizierung große Blasen aus, deren Steiggeschwindigkeiten kleiner als die Zwischenkorngeschwindigkeiten sind. In der Folge werden die Blasen selbst durchströmt, wodurch innerhalb der Blase ein Stoff- und Wärmeübergang zu verzeichnen sind [130]. Darüber hinaus wird der Einfluss der Blasenbildung bei steigenden Überschussgeschwindigkeiten und mit der Zunahme des Verhältnisses von Schichthöhe zu Apparatedurchmesser prägnant. In dem zu betrachtenden Modell werden für die Wirbelschicht-Sprühgranulation reale Strömungsgeschwindigkeiten von  $w \leq 6w_{mf}$  [77] und Verhältnisse  $\frac{h_{Schicht}}{d_{Schicht}} \leq 2$  berücksichtigt. Dementsprechend werden aus der Literatur bekannte Modelle mit einem inaktiven oder aktiven Bypassstrom nicht einbezogen.

### 3.3 Modellierung der Flüssigkeitsabscheidung

Gemäß 3.2.1 setzen vereinfachte Modellvoraussetzungen eine gleichmäßige Verteilung der eingedüsten Flüssigkeit auf allen Partikeln voraus. Im realen Anwendungsfall können erhebliche Konzentrationsunterschiede in der Wirbelschicht vorliegen. Dem Rechnung zu tragen ist es erforderlich, den Weg der Tropfen von der Düse zu den Partikeln näher zu betrachten. *Löffler* [67] definiert einen *Abscheidegrad* der Flüssigkeit an einem Einzelpartikel  $\varphi_A$ , der aus dem Produkt des *Auftreffgrades*  $\eta_A$  und des *Haftanteiles*  $h_A$  gebildet wird

$$\varphi_A = \eta_A h_A. \quad (3.1)$$

Bei der Umströmung eines Einzelpartikels bilden sich seitlich eng anliegende Stromlinien aus. Diesen Stromlinien wollen die Flüssigkeitstropfen folgen. Aufgrund der massenbezogenen Trägheit stellt sich in Abhängigkeit der Geschwindigkeit eine Grenzpartikelbahn ein, auf denen die Tropfen das Partikel tangieren. Die Fläche innerhalb der Grenzpartikelbahn ist der abscheidewirksame Querschnitt  $d_A$ , wonach der Auftreffgrad das Verhältnis aus abscheidewirksamem und geometrischem Querschnitt darstellt

$$\eta_A = \left( \frac{d_A}{d_P} \right)^2. \quad (3.2)$$

Schuch [114] definiert den Auftreffgrad über einen Zusammenhang einer dimensionslosen Trägheits- oder Stokes-Zahl und von der Reynolds-Zahl abhängiger Koeffizienten

$$\eta_A = \left( \frac{\Psi_A}{\Psi_A + a} \right)^b \quad (3.3)$$

mit

$$\Psi_A = \frac{\rho_{Tr} u_L d_{Tr}^2}{18 \eta_L d_P} = \frac{1}{2} St. \quad (3.4)$$

Die Reynolds-Zahl charakterisiert die Strömung um ein Feststoffpartikel

$$Re = \frac{u_L d_P}{\nu_L}, \quad (3.5)$$

die Koeffizienten  $a$  und  $b$  sind der Tabelle 3.1 zu entnehmen. Eine Vergrößerung

Tabelle 3.1: Parameter  $a$  und  $b$  nach [114]

Re	a	b
$\gg 1$	0,25	2
60, 80	0,506	1,84
40	1,03	2,07
10, 20	1,24	1,95
$\leq 1$	0,65	3,7

des Tropfendurchmessers hat demnach eine Erhöhung des Auftreffgrades zur Folge. Ähnlich wirkt sich ein Anstieg der Anströmgeschwindigkeit aus. Die Abbildung (3.2) zeigt den Auftreffgrad in Abhängigkeit zum Tropfendurchmesser bei unterschiedlichen Anströmgeschwindigkeiten.

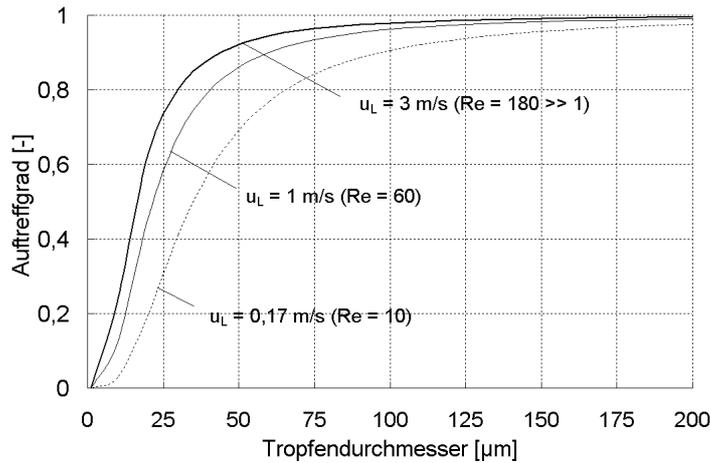


Abbildung 3.2: Auftreffgrad über den Tropfendurchmesser ( $\vartheta_L = 60^\circ C$ ,  $d_P = 1,16 mm$ ), [34]

Das Maß für den Anteil der Tropfen, die nach dem Treffen der Partikel auch an ihnen haften bleiben, ist der Haftanteil. Er ist abhängig von den Benetzungseigenschaften und der kinetischen Energie der Tropfen und verringert sich bei Zunahme der Tropfengröße und -geschwindigkeit. *Link* [64] definiert eine kritische Auftreffgeschwindigkeit der Tropfen für das Haftenbleiben auf einer horizontalen trockenen Unterlage

$$u_{kr} = \frac{4\eta_{Tr} \left[ 3 \tan\left(\frac{\delta_S}{2}\right) + \tan\left(\frac{\delta_S}{2}\right) \right]^{\frac{2}{3}}}{d_{Tr} \rho_{Tr} \tan\left(\frac{\delta_S}{2}\right)^2}. \quad (3.6)$$

Die kritische Auftreffgeschwindigkeit ist abhängig von den Tropfeneigenschaften und dem scheinbaren Randwinkel  $\delta_S$ . Der Eindüsenprozess bei der Sprühgranulation liefert ein Spektrum von Tropfengrößen, für das sich eine kritische Auftreffgeschwindigkeit berechnen lässt. Trägt man die Häufigkeitsverteilung und

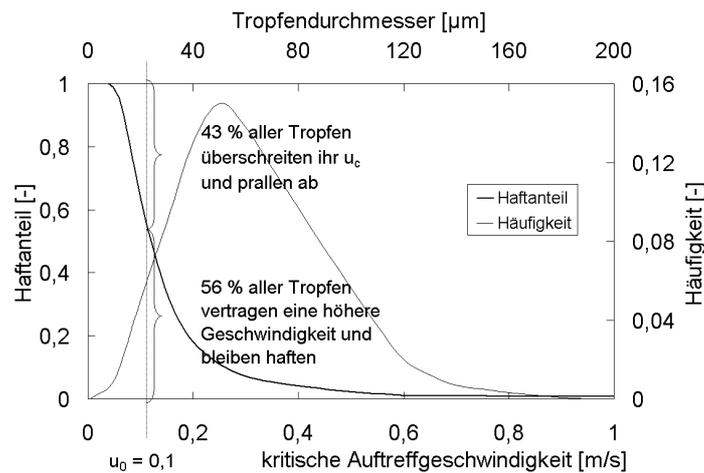


Abbildung 3.3: Haftanteil eines Tropfenspektrums über die kritische Auftreffgeschwindigkeit ( $\vartheta_L = 60^\circ C$ ,  $\vartheta_F = 60^\circ C$ ,  $\delta_S = 50^\circ$ ), [34]

die kritische Auftreffgeschwindigkeit in einem Diagramm gemäß der Darstellung

(3.3) ab, lässt sich unter Annahme einer Geschwindigkeit für die Trägerluft der Anteil und daraus die Masse der haftenden Flüssigkeit ermitteln. Aus dem ermittelten Auftreffgrad Gl. (3.3) und des aus der Darstellung (3.3) bestimmten Haftanteiles für das vorliegende Tropfenspektrum ist der Abscheidegrad nach Gl. (3.1) berechenbar.

Untersuchungen von *Zank* [146] ergeben bei der Betrachtung der Größenordnung der kritischen Geschwindigkeit für die Berechnung des Haftanteiles nach *Link* Abweichungen zu seinen Messergebnissen. *Zank* lässt Arbeiten von *Mundo et al.* [91] und *Schmidt und Knaus* [113] in seine Modellvorstellung einfließen, die Flüssigkeitstropfen an den Partikeln bereits bei höheren Geschwindigkeiten haften lassen. Die kritische Geschwindigkeit  $u_{kr}$  berechnet sich nach

$$u_{kr} = \frac{57,7^{0,8} \nu_{Tr}}{Oh^{0,8} d_{Tr}}, \quad (3.7)$$

wonach der Haftanteil  $h_A$  mit

$$h_A = \left( \frac{u_{kr}}{u_{tr}} \right)^2 \quad (3.8)$$

berechnet wird [146].

*Löffler* [67] definiert aufbauend zu der Vorstellung der Tropfenabscheidung eine höhenabhängige *Tropfenkonzentration*  $c_{Tr}$  für die eindimensionale Eindüsung in eine Wirbelschicht

$$c_{Tr} = \exp \left( -1,5 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \frac{\varphi_A}{d_P} h_D \right) = \frac{m_{V,Tr}}{m_{V,Tr,0}}. \quad (3.9)$$

Als weitere Parameter gehen der Partikeldurchmesser  $d_P$  und das Lückenvolumen der Schicht  $\varepsilon$  in die Berechnungen ein.

*Blumschein* [13] berücksichtigt in einem mathematischen Modell die räumliche Tropfenkonzentrationsverteilung über das Geschwindigkeitsfeld und die Massenverteilung der bewegten Tropfen. Er vereinfacht den Düsenstrahl als homogenen kegelförmigen Tropfenstrom, unbeeinflusst vom Gasstrom. Somit bewegen sich die Tropfen auf einer geradlinigen Bahn mit konstanter Geschwindigkeit bis sie an einem Partikel abgeschieden werden. Die Flüssigkeit wird innerhalb des Düsenwinkels gleichmäßig verteilt und die Parameter, die die Tropfenabscheidung beeinflussen, sind ortsunabhängig.

In der Praxis werden zur Erzeugung des Tropfensprays häufig mittels Druckluft betriebene Mehrstoffdüsen verwendet. Infolge der hohen Luftaustrittsgeschwindigkeiten bilden sich in Düsennähe partikelfreie Bereiche aus, in denen es zwangsläufig zu keiner Tropfenabscheidung kommen kann, da sich die Tropfen kollisionslos von der Düse mit abnehmender Geschwindigkeit wegbewegen bis sie auf Feststoffpartikel treffen. Die Gleichung 3.10 berücksichtigt das veränderliche Partikeldichte in Düsennähe mit

$$\varepsilon_{Duese} = \left( \frac{18Re_{Duese} + 0,36Re_{Duese}^2}{Ar} \right)^{0,21}, \quad (3.10)$$

wobei

$$Re_{Duese} = \frac{(w_{L,Duese} - w_{HL}) d_P}{\nu_L} \quad (3.11)$$

ist. Der aus der Düse tretende Luftstrom erweitert sich ideal kegelförmig, so dass die Düsenluftgeschwindigkeit mit wachsender Entfernung zur Düse stark abnimmt und somit auch von der Einstellung des jeweiligen Spraywinkels der verwendeten

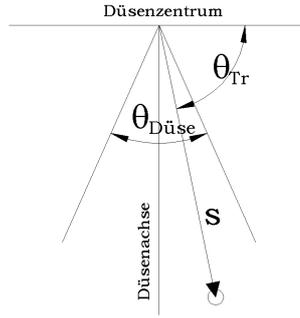


Abbildung 3.4: Zweidimensionale Tropfenverteilung

Düse abhängig ist. Die Abbildung (3.4) veranschaulicht die sprühwinkelabhängige Tropfenausbreitung.

Die Darstellung (3.5) stellt die Flüssigkeitsabscheidung für die Modellvorstellungen nach *Link* und *Mundo* bei einem konstanten Tropfendurchmesser und gleichen Partikelparametern gegenüber. Im Wesentlichen unterscheiden sich diese in der Größenordnung des örtlichen Haftanteiles. In Simulationsergebnissen von *Heinrich* [34] wird der Haftanteil entsprechend gesetzt, so dass eine Abscheidung sofort bei Eintreten der Flüssigkeit in die Schicht stattfindet und über den gesamten Weg konstant ist. Die Vorstellungen von *Mundo* und *Link* unterscheiden sich durch die ungleiche Berechnung der kritischen Auftreffgeschwindigkeit (*Mundo* nach Gl. (3.7), *Link* nach Gl. (3.6)). So ergibt sich nach *Mundo* eine Abscheidung der Tropfen kurz nach Austreten aus der Düse, wobei die Abscheidung bei zunehmender Entfernung von der Düse zunimmt bis die gesamte Flüssigkeit durch das Bettmaterial aufgenommen ist. Nach *Link* ist die kritische Auftreffgeschwindigkeit geringer, wonach die Abscheidung erst in tieferen Zonen der Schicht wirksam wird und auf einen schmalen Bereich konzentriert ist.

Die Tropfenkonzentration  $m_{V,Tr}$  innerhalb des Spraywinkels  $\theta_{Spray}$  ist eine Funktion des Abstandes  $s$  zur Düse mit den daraus resultierenden örtlichen Abhängigkeiten Tropfengeschwindigkeit und Lückenvolumen der Schicht.

$$m_{V,Tr}(s, \theta_{Tr}) = \begin{cases} m_{V,Tr}(s) & \left( \frac{\pi}{2} - \frac{\theta_{Duese}}{2} \leq \theta_{Tr} \leq \frac{\pi}{2} + \frac{\theta_{Duese}}{2} \right) \\ 0 & \left( \theta_{Tr} < \frac{\pi}{2} - \frac{\theta_{Duese}}{2}; \frac{\pi}{2} + \frac{\theta_{Duese}}{2} < \theta_{Tr} < \pi \right) \end{cases} \quad (3.12)$$

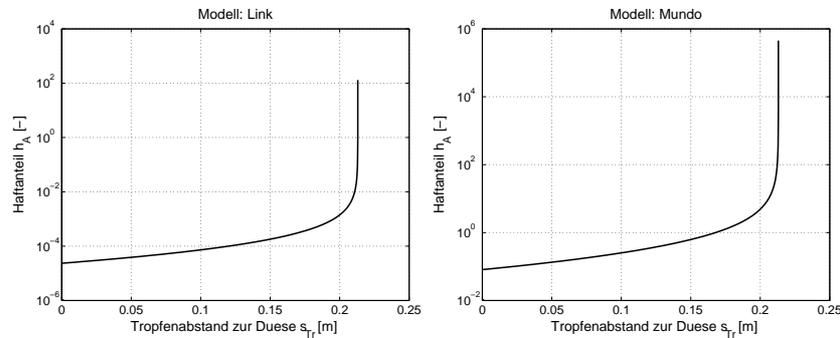


Abbildung 3.5: Haftanteil nach Link und Mundo

Zusammenfassend werden dem Modell für die Verteilung der Tropfenkonzentra-

tion  $m_{V,Tr}(x)$  folgende Voraussetzungen zu Grunde gelegt:

- Die Flüssigkeit wird über die Düsen innerhalb eines definierten Winkels gleichmäßig verteilt, außerhalb dieses Winkels ist die Konzentration gleich Null.
- Die Berechnung der kritischen Auftreffgeschwindigkeit erfolgt nach *Mundo* [91].
- Ein partikelfreies Gebiet in der Nähe von Zweistoffdüsen wird in Abhängigkeit der Düsen- und Hauptluft- sowie der Feststoffparameter erfasst.
- Die Abscheidewirkung ist über die geradlinige Tropfenbahn nicht konstant, da eine variable Tropfengeschwindigkeit über den Weg berücksichtigt wird und somit die Parameter für die Tropfenabscheidung ortsabhängig sind.

### 3.4 Modellierung der Stoff- und Wärmeströme

Die Berechnung der Temperatur- und Feuchteverteilung der Wirbelschicht setzt die Erfassung zahlreicher stofflicher wie energetischer Parameter bei der Modellierung voraus. Grundlage hierfür bildet in Anlehnung an die Abbildung (3.1) die Festlegung eines Bilanzraumes, der zu diskretisieren ist. Die Abbildung (3.6) zeigt schematisch die Einteilung des Bilanzraumes in mehrere Höhengscheiben, die wiederum in Kreis-segmente untergliedert sind. An einem differentiellen Volumenelement werden dann

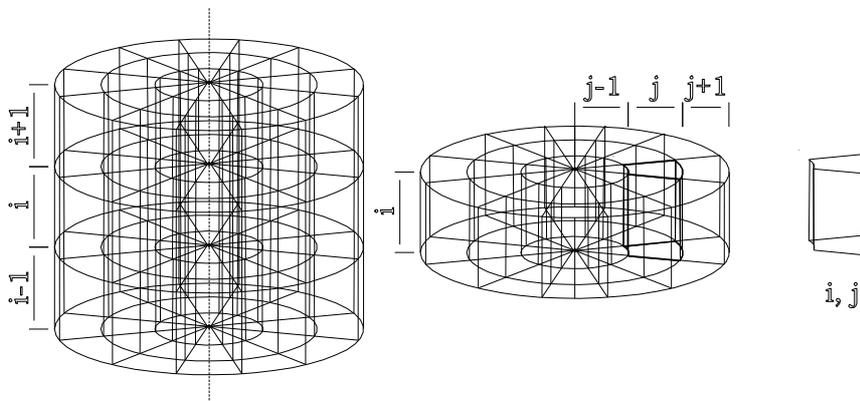


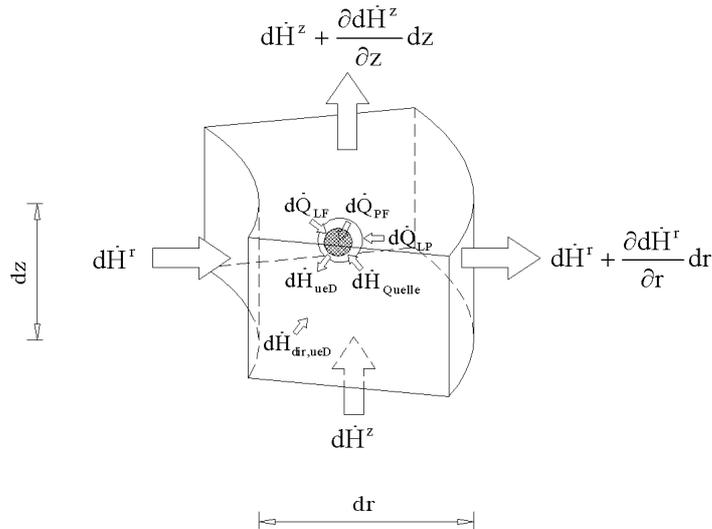
Abbildung 3.6: Diskretisierung des Bilanzraumes

die jeweiligen Stoff- und Energieströme betrachtet. Die Abbildung (3.7) veranschaulicht dies am Beispiel der Energieströme für ein innenliegendes Bilanzelement.

Die beim Prozess eingedüste Flüssigkeit  $\dot{m}_F$  gelangt in das Bilanzelement. Ein Teil diesen Stromes  $\dot{m}_{dir,ueD}$  kann direkt in die Luft verdampfen, der restliche Teil wird als Quellstrom  $\dot{m}_{Quelle}$  an den Partikeln abgeschieden, so dass

$$\dot{m}_F = \dot{m}_{Quelle} + \dot{m}_{dir,ueD} \quad (3.13)$$

gilt. Der Anteil des Stromes, der ohne Partikelkontakt direkt in die Luft übergeht, ist von einer Vielzahl von Faktoren wie Lückenvolumen der Schicht, Dichte


 Abbildung 3.7: Energieströme eines differentiellen Volumenelementes  $dV$ 

und Größe der Partikel, Eindüsungsbedingungen u.v.m. abhängig. Eine detaillierte Untersuchung dieser Einflussfaktoren in Verbindung mit der Bildung von Korrelationsgleichungen ist nicht Gegenstand dieser Arbeit, so dass diese Abhängigkeiten in einem Parameter  $k$  zusammengefasst

$$\dot{m}_{dir,ueD} = k \dot{m}_F \quad (3.14)$$

werden. In einem Bilanzelement liegt der eingebrachte Massenstrom somit entweder in flüssiger Form an Partikeln gebunden oder gasförmig im Luftstrom vor, wonach die Berücksichtigung einer zusätzlichen Phase über die Bilanzgrenzen nicht notwendig wird.

Für den an den Partikeln abgeschiedene Quellstrom  $\dot{m}_{Quelle}$  werden nach nichtporösen und porösen Materialien unterschieden. An *nichtporösen Partikeln* lagert sich die haftende Flüssigkeit als zusammenhängender Film mit einer vom Spray abhängigen konstanten Dicke  $\Delta_F$  an. Die Fläche für den Stoffübergang wird über das Benetzungsgradmodell [85] beschrieben. Für die Betrachtung *poröser Stoffe* wird von der Annahme ausgegangen, dass die gesamte haftende Flüssigkeit von der Oberfläche in tiefer liegende Schichten des Partikels gelangt und dort auf Partikeltemperatur erwärmt wird. Auf den Verdampfungsprozess haben die interpartikulären Eigenschaften einen besonderen Einfluss, die durch materialspezifische Adsorptionsisothermen beschrieben werden und für das zu verwendende Wirbelgut zu bestimmen ist. Weitere Trocknungsgrößen wie kritische und hygroskopische Beladung müssen für den entsprechenden Stoff ebenfalls bekannt sein.

### 3.5 Zusammenfassung der Modellvoraussetzungen

Im Folgenden werden die wesentlichen Modellvoraussetzungen zusammengefasst.

- Die Stoff- und Energieübertragungsprozesse werden zweidimensional betrachtet.
- Das Fluidisierungsgas durchströmt axial den Apparat ideal (Pfropfenströmung). Rückvermischungseffekte des Gases durch die Partikelzirkulation werden in Abhängigkeit der Partikeleigenschaften mit berücksichtigt.

- Die Zerstäubungsluft von Mehrstoffdüsen beeinflusst die Partikeldichte der Schicht in Düsenhöhe, ansonsten ist das Lückenvolumen in der Schicht konstant.
- In der Wärmeenergie- und Massenbilanz wird die Zerstäubungsluft vernachlässigt.
- Die Bewegung des Feststoffes in axialer wie radialer Richtung wird über Dispersionskoeffizienten definiert.
- Bei der Abscheidung der Flüssigkeit an den Partikeln wird die Tropfengröße und eine wegabhängige Tropfengeschwindigkeit mitberücksichtigt.
- Für nichtporöses Schichtmaterial bildet die Flüssigkeit auf den Partikeln einen zusammenhängenden Film der von der Tropfengröße abhängigen Dicke  $\Delta_{Film}$ . Die Fläche des Films wird durch einen zeitlich und örtlich abhängigen Benetzungsgrad charakterisiert. Für poröses Material befindet sich die Flüssigkeit in den Kapillaren der Partikel mit Partikeltemperatur und der sowohl zeitlich als auch örtlich abhängigen Feuchtebelastung  $X_p$ . Die kritische Beladung  $X_{kr}$ , die hygroskopische Beladung  $X_{hyg}$  sowie die Adsorptionsisothermen müssen für das Schichtmaterial bekannt sein. Die Adsorptionswärme wird vernachlässigt.
- Die Phasengrenzfläche Luft-Flüssigkeitsfilm befindet sich im Sättigungszustand, der durch die örtliche Sättigungstemperatur und dem örtlichen Sättigungsdampfdruck definiert ist. Die Luftfeuchte der gesättigten Luft ist eine Funktion der Filmtemperatur. Die Grenzfläche selbst stellt keinen Transportwiderstand dar.
- Das Wirbelschichtmaterial ist ideal sphärisch und monodispers.
- Die Wärmeleitung im Partikel, im Flüssigkeitsfilm und in der Apparatewand wird nicht berücksichtigt.
- Die Partikel unterliegen nur den Eigenschaftsveränderungen Temperatur, Benetzungsgrad oder Feuchtigkeit. Die Partikeloberfläche und Gesamtfläche der Schicht bleiben zeitlich unverändert.

Die Teilmechanismen zur Wirbelschichtpneumatik und zu Wärme- und Stoffübergangsprozesse werden in dem vorgestellten Modell über Teilmodelle anerkannter Autoren erklärt, die im Folgenden zusammengestellt sind.

- Der Wärme- bzw. Stoffübergangskoeffizient Gas-Partikel wird nach *Martin* [76] berechnet.
- Zur Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten Gas-Wand und Partikel-Wand werden die Gleichungen von *Shi* [118] verwendet.
- Die Wärmeverluste von der Apparatewand an die Umgebung berechnen sich nach *Kast* und *Klan* [55].
- Die Berechnung der Reynolds-Zahl am Wirbelpunkt erfolgt nach *Goroschko et al.* [29].
- Das von der Strömungsgeschwindigkeit abhängige relative Lückenvolumen wird nach *Goroschko et al.* [29] berechnet.

### 3.6 Bilanzierung der Enthalpieströme

Die Abschnitte 3.6.1 bis 3.6.3 betrachten die zeitlichen Änderungen der Temperaturen des Gases, der Partikel, der Flüssigkeit und der Apparatewand als Maß für die Zustandsänderung der Energie eines differentiellen Volumenelementes (vgl. Abbildung (3.7)). Bei der Bilanzierung wird differenziert auf *poröse* und *nichtporöse Materialien* eingegangen.

#### 3.6.1 Enthalpie der Luft

Die Änderung der Enthalpie des Fluidisierungsgases bei Strömung durch das Volumenelement wird durch verschiedene Energie- und Enthalpieströme bewirkt. Die Luft tritt mit dem be- und unbenetzten Teil des Partikels über die Grenzflächen in Kontakt. Die Gleichung (3.15) fasst alle an der Enthalpieänderung beteiligten Größen zusammen

$$\frac{\partial (dH_L)}{\partial t} = -\frac{\partial (d\dot{H}_L^z)}{\partial z} dz - \frac{\partial (d\dot{H}_L^r)}{\partial r} dr - d\dot{Q}_{LP} - d\dot{Q}_{LF} - d\dot{Q}_{LW} - d\dot{Q}_{Verd,dir,ueD} + d\dot{H}_{ueD} + d\dot{H}_{dir,ueD} \quad (3.15)$$

Der Enthalpiestrom der Luft in axialer Richtung teilt sich in den Hauptluftmassenstrom  $d\dot{H}_L$  und einen Rückvermischungsstrom  $d\dot{H}_L^{z'}$

$$d\dot{H}_L^z = d\dot{H}_L + d\dot{H}_L^{z'} \quad (3.16)$$

mit

$$d\dot{H}_L = d\dot{m}_L c_{PL} \vartheta_L + d\dot{m}_L Y_L (c_{PD} \vartheta_L + r_0) \quad (3.17)$$

und

$$d\dot{H}_L^{z'} = -D_z dA_z \frac{\partial}{\partial z} \left( \frac{dH_L}{dV} \right), \quad (3.18)$$

wobei der Grad der Rückvermischung über den Dispersionskoeffizienten  $D_z$  ausgedrückt wird. Die Grenzfläche  $dA_z$  berechnet sich aus

$$dA_z = 2\pi r dr. \quad (3.19)$$

Für die Luftvermischung in radialer Richtung berechnet sich in Analogie hierzu der Enthalpiestrom durch Berücksichtigung eines radialen Dispersionskoeffizienten  $D_r$  zu

$$d\dot{H}_L^{r'} = -D_r dA_r \frac{\partial}{\partial z} \left( \frac{dH_L}{dV} \right) \quad (3.20)$$

über eine Grenzfläche  $dA_r$ .

$$dA_r = 2\pi r dz. \quad (3.21)$$

Der Wärmestrom der Luft an den unbenetzten Teil des Partikels wird über die Beziehung

$$d\dot{Q}_{LP} = \alpha_{LP} dA_P (1 - \varphi) (\vartheta_L - \vartheta_P) \quad (3.22)$$

beschrieben. Der Wärmekoeffizient  $\alpha_{LP}$  wird gemäß Anhang C.1 nach Gnielinski [28] berechnet.  $\varphi$  steht für den Benetzungsgrad, also den Teil des Partikels, der von Flüssigkeit bedeckt ist. Der Wärmestrom von der Luft an den benetzten Teil des Partikels berechnet sich nach

$$d\dot{Q}_{LF} = \alpha_{LF} dA_P \varphi (\vartheta_L - \vartheta_F). \quad (3.23)$$

Der Wärmeübergangskoeffizient  $\alpha_{LF}$  von der Luft an die Flüssigkeit kann gleich dem Koeffizienten  $\alpha_{LP}$  von der Luft an das Partikel gesetzt werden. Der Wärmestrom  $d\dot{Q}_{LW}$ , der die Wärmeverluste über die Apparatewandung sowie die Erwärmung und Abkühlung der Wand in der Anfahr- bzw. Abfahrphase darstellt, wird nach

$$d\dot{Q}_{LW} = \alpha_{LW} dA_W (\vartheta_L - \vartheta_W) \quad (3.24)$$

berechnet, mit

$$dA_W = \pi d dz \quad (3.25)$$

für die Definition der differentiellen Fläche der Apparatewandung. Für die Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten  $\alpha_{LW}$  wird die Beziehung gemäß Anhang C.2 nach Shi [118] verwendet.

Bei der Verdampfung der Flüssigkeit in die Luft gemäß Abschnitt 3.4 wird zum Einen die Verdampfung des auf dem Partikel befindlichen Filmes  $\dot{m}_{ueD}$  und zum Anderen ein direkt verdampfender Teil  $\dot{m}_{dir,ueD}$  unterschieden. Die Verdampfung des Filmes berechnet sich nach

$$d\dot{H}_{ueD} = d\dot{m}_{ueD} (c_D \vartheta_L + r_0) \quad (3.26)$$

mit

$$d\dot{m}_{ueD} = \beta \rho_L dA_P \varphi (Y_{sat} - Y_L). \quad (3.27)$$

Auf die Einführung eines Faktors, der den Stefan-Strom berücksichtigt, wird aufgrund geringer Flüssigkeitsfilmtemperaturen ( $< 60^\circ C$ ) verzichtet [34]. Die Sättigungsbeladung  $Y_{sat}$  berechnet sich aus einer *Antoine*-Beziehung gemäß Anhang A.2. Der direkt von der Düse in die Luft verdampfende Anteil wird durch den Enthalpiestrom  $d\dot{H}_{dir,ueD}$

$$d\dot{H}_{dir,ueD} = d\dot{m}_{dir,ueD} (c_D \vartheta_L + r_0) \quad (3.28)$$

beschrieben, wonach der übergehende Flüssigkeitsanteil  $\dot{m}_{dir,ueD}$  nach Gl. (3.13) berechnet wird. Der für die Verdampfung notwendige Wärmestrom  $\dot{Q}_{Verd,dir,ueD}$  ergibt sich aus

$$d\dot{Q}_{Verd,dir,ueD} = d\dot{m}_{dir,ueD} (c_D \vartheta_L + r_0) - d\dot{m}_{dir,ueD} c_W \vartheta_W. \quad (3.29)$$

Nach Einsetzen der Gl. (3.16) bis (3.28) in Gl. (3.15) und Umstellung ergibt sich für die zeitliche Änderung der Lufttemperatur des Bilanzelementes

$$\frac{\partial \vartheta_L}{\partial t} = \frac{1}{(c_L + c_D Y_L)} \left[ \begin{array}{l} -\frac{d\dot{m}_L}{dm_L} \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial \vartheta_L}{\partial z} dz + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y}{\partial z} dz \right) + \\ + D_z \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial^2 \vartheta_L}{\partial z^2} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial^2 Y_L}{\partial z^2} + \right. \\ \left. + 2c_D \frac{\partial \vartheta_L}{\partial z} \frac{\partial Y_L}{\partial z} \right) + \\ + D_r \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial^2 \vartheta_L}{\partial r^2} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial^2 Y_L}{\partial r^2} + \right. \\ \left. + 2c_D \frac{\partial \vartheta_L}{\partial r} \frac{\partial Y_L}{\partial r} + \right. \\ \left. + \frac{1}{r} \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial \vartheta_L}{\partial r} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y_L}{\partial r} \right) \right) + \\ - \frac{1}{dm_L} \left( d\dot{Q}_{LP} + d\dot{Q}_{LF} + d\dot{Q}_{LW} + d\dot{Q}_{Verd,dir,ueD} \right) + \\ + \frac{1}{dm_L} (d\dot{m}_{ueD} + d\dot{m}_{dir,ueD}) (c_D \vartheta_L + r_0) - \\ - (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y_L}{\partial t} \end{array} \right]. \quad (3.30)$$

Die beschriebene Herleitung ist für nichtporöse Partikel gültig. Bei Verwendung porösen Materials ist die Gleichung gemäß der Modellvorstellung in Abschnitt 3.4 zu modifizieren. Demnach existiert auf der Partikeloberfläche kein Benetzungsgrad  $\varphi$ , da die gesamte Flüssigkeit in den Kapillaren der Partikel gebunden ist. Danach entfällt der Wärmestrom  $d\dot{Q}_{LF}$ , und die Gl. (3.22) für den Wärmestrom an das Partikel ändert sich durch Wegfall des Terms für die Beschreibung der Partikelbenetzung, da diese den Wert 1 annimmt zu

$$d\dot{Q}_{LP,por} = \alpha_{LP} dA_P (\vartheta_L - \vartheta_{P,por}). \quad (3.31)$$

Der übergewende Dampfmassenstrom  $d\dot{m}_{ueD,por}$  berechnet sich aus

$$d\dot{m}_{ueD,por} = \beta \rho_L dA_P \Phi (Y^* - Y_L), \quad (3.32)$$

wobei  $Y^* = f(T_P, X_P)$  ist und durch die Adsorptionsisotherme des entsprechenden Materials beschrieben wird. Die dimensionslose Trocknungsgeschwindigkeit  $\Phi = f(\xi)$  wird durch

$$\xi = \frac{X_P - X_{P,hyg}}{X_{P,kr} - X_{P,hyg}} \quad (3.33)$$

definiert. Es gilt hierbei nach Unterteilung in zwei Trocknungsabschnitte

$$\begin{aligned} \Phi = 1 & \quad X_P \geq X_{P,kr} & (1. \text{Trocknungsabschnitt}) \\ \Phi = f(\xi) & \quad X_{P,hyg} \leq X_P < X_{P,kr} & (2. \text{Trocknungsabschnitt}) \end{aligned} \quad (3.34)$$

Die stoffspezifischen Parameter wie kritische Partikelbeladung  $X_{P,kr}$  und hygroskopische Endbeladung  $X_{P,hyg}$  sowie der funktionale Zusammenhang  $\Phi = f(\xi)$  müssen für die Berechnung bestimmt werden. Die zeitliche Änderung der Lufttemperatur für poröse Partikel ergibt sich demnach zu

$$\frac{\partial \vartheta_{L,por}}{\partial t} = \frac{1}{(c_L + c_D Y_L)} \left[ \begin{aligned} & - \frac{d\dot{m}_L}{dm_L} \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial \vartheta_L}{\partial z} dz + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y}{\partial z} dz \right) + \\ & + D_z \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial^2 \vartheta_L}{\partial z^2} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial^2 Y_L}{\partial z^2} + 2c_D \frac{\partial \vartheta_L}{\partial z} \frac{\partial Y_L}{\partial z} \right) + \\ & + D_r \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial^2 \vartheta_L}{\partial r^2} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial^2 Y_L}{\partial r^2} + 2c_D \frac{\partial \vartheta_L}{\partial r} \frac{\partial Y_L}{\partial r} + \frac{1}{r} \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial \vartheta_L}{\partial r} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y_L}{\partial r} \right) \right) \\ & - \frac{1}{dm_L} \left( d\dot{Q}_{LP,por} + d\dot{Q}_{LW} + d\dot{Q}_{Verd,dir,ueD} \right) + \\ & + \frac{1}{dm_L} \left( d\dot{m}_{ueD,por} + d\dot{m}_{dir,ueD} \right) (c_D \vartheta_L + r_0) - \\ & - (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y_L}{\partial t} \end{aligned} \right]. \quad (3.35)$$

### 3.6.2 Enthalpie der Partikel

Die zeitliche Änderung der Partikelenthalpie des Volumenelementes wird durch ein- und austretende Partikelströme, den Wärmestrom der Luft an die Partikel  $d\dot{Q}_{LP}$  Gl. (3.22), den Wärmestrom der Partikel an den haftenden Flüssigkeitsfilm  $d\dot{Q}_{PF}$  und den Wärmestrom an die Apparatewandung  $d\dot{Q}_{PW}$  bei Partikelkontakt bestimmt

$$\frac{\partial (dH_P)}{\partial t} = - \frac{\partial (d\dot{H}_P^z)}{\partial z} dz - \frac{\partial (d\dot{H}_P^r)}{\partial r} dr + d\dot{Q}_{LP} - d\dot{Q}_{PF} - d\dot{Q}_{PW} \quad (3.36)$$

wobei für die Partikelenthalpie

$$H_P = m_{PCP}\vartheta_P \quad (3.37)$$

gilt. Die Partikelenthalpieströme werden durch Dispersionsansätze in axialer Richtung

$$d\dot{H}_P^z = -D_z dA_z \frac{\partial}{\partial z} \left( \frac{dH_P}{dV} \right) \quad (3.38)$$

und radialer Richtung

$$d\dot{H}_P^r = -D_r dA_r \frac{\partial}{\partial r} \left( \frac{dH_P}{dV} \right) \quad (3.39)$$

beschrieben. Der Wärmestrom vom Partikel an den Film berechnet sich nach der Beziehung

$$\dot{Q}_{PF} = \alpha_{PF} A_P \varphi (\vartheta_P - \vartheta_F). \quad (3.40)$$

Zur Abschätzung des Wärmeübergangskoeffizienten vom Partikel an den Film führt *Reppmann* [105] einen Korrekturfaktor  $f_\alpha$  ein, der das Verhältnis der Wärmeübergangskoeffizienten Partikel-Film zu Luft-Partikel darstellt

$$f_\alpha = \frac{\alpha_{PF}}{\alpha_{LP}}. \quad (3.41)$$

Dieser Korrekturfaktor ist ein Maß für die Intensität des Wärmeübergangs vom Film an das Partikel und beeinflusst die instationäre Lösung. Der stationäre Endwert ist von  $f_\alpha$  unabhängig. Danach steht für den Wärmestrom vom Partikel an den Film

$$\dot{Q}_{PF} = \alpha_{LP} f_\alpha A_P \varphi (\vartheta_P - \vartheta_F). \quad (3.42)$$

Der Wärmeübergang vom Partikel an die Apparatewand berechnet sich nach

$$\dot{Q}_{PW} = \alpha_{PW} A_W (\vartheta_P - \vartheta_W). \quad (3.43)$$

Der Wärmeübergangskoeffizient  $\alpha_{PW}$  wird gemäß Anhang C.3 nach *Shi* [118] und *Martin* [76] berechnet. Für die zeitliche Änderung der Partikeltemperatur für nichtporöse Materialien ergibt sich nach Umformung und Umstellung der Gl. (3.36)

$$\begin{aligned} \frac{\partial \vartheta_P}{\partial t} &= D_z \frac{\partial^2 \vartheta_P}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 \vartheta_P}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \vartheta_P}{\partial r} \right) + \\ &+ \frac{1}{dm_{PCP}} \left( d\dot{Q}_{LP} - d\dot{Q}_{PF} - d\dot{Q}_{PW} \right). \end{aligned} \quad (3.44)$$

Aufgrund der fehlenden Benetzung von Flüssigkeit bei porösen Materialien bildet die gesamte Partikeloberfläche die Grenzfläche für einen Wärmestrom  $d\dot{Q}_{LP,por}$ , der das Partikel und die darin eingeschlossene Flüssigkeit gleichermaßen erwärmt, so dass die Flüssigkeitstemperatur gleich der Partikeltemperatur ist. Anstelle des Benetzungsgrades  $\phi$  wird die Beladung  $X_P$  bezogen auf die Masse des trockenen Partikels  $dm_{P,por}$  betrachtet. Die Gesamtenthalpie des feuchten Partikels  $H_{P,por}$  setzt sich aus der Enthalpie des trockenen Partikels und der Enthalpie des darin eingeschlossenen Wassers zusammen

$$H_{P,por} = m_{P,por} c_P \vartheta_{P,por} + m_{P,por} X_P c_F \vartheta_{P,por}. \quad (3.45)$$

Unter Berücksichtigung der zusätzlichen Enthalpieströme, hervorgerufen durch die in das Partikelinnere transportierte eingebrachte Flüssigkeit und die aus den Partikeln verdampfende Wassermenge, ergibt sich die Gleichung (3.46) für die zeitliche Enthalpieänderung der Partikel

$$\begin{aligned} \frac{\partial (dH_P)}{\partial t} &= -\frac{\partial (d\dot{H}_P^z)}{\partial z} dz - \frac{\partial (d\dot{H}_P^r)}{\partial r} dr + \\ &+ d\dot{Q}_{LP} - d\dot{Q}_{PF} - d\dot{Q}_{PW} + d\dot{H}_{Quelle} - d\dot{H}_{ueD} \end{aligned} \quad (3.46)$$

Daraus berechnet sich die zeitlich abhängige Partikeltemperatur  $\vartheta_{P,por}$  zu

$$\frac{\partial \vartheta_{P,por}}{\partial t} = \frac{1}{(c_P + c_F X_P)} \left[ \begin{aligned} & D_z \left( (c_P + c_F X_P) \frac{\partial^2 \vartheta_{P,por}}{\partial z^2} + \right. \\ & \left. + c_F \vartheta_{P,por} \frac{\partial^2 X_P}{\partial z^2} + 2c_F \frac{\partial X_P}{\partial z} \frac{\partial \vartheta_{P,por}}{\partial z} \right) + \\ & + D_r \left( \begin{aligned} & + (c_P + c_F X_P) \frac{\partial^2 \vartheta_{P,por}}{\partial r^2} + \\ & + \frac{1}{r} (c_P + c_F X_P) \frac{\partial \vartheta_{P,por}}{\partial r} + \\ & + 2c_F \frac{\partial \vartheta_{P,por}}{\partial r} \frac{\partial X_P}{\partial r} + \\ & + c_F \vartheta_{P,por} \left( \frac{\partial^2 X_P}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial X_P}{\partial r} \right) \end{aligned} \right) + \\ & + \frac{1}{dm_{P,por}} \left( d\dot{Q}_{LP,por} - d\dot{Q}_{PW} + d\dot{H}_{Quelle} - d\dot{H}_{ueD} \right) - \\ & - c_F \vartheta_{P,por} \frac{\partial (X_P)}{\partial t} \end{aligned} \right]. \quad (3.47)$$

### 3.6.3 Enthalpie der Flüssigkeit

Energie kann über die Bilanzgrenzen in Form eines an den Partikeln haftenden Filmes  $\dot{m}_{Film}$  in das Volumenelement ein- und austreten und/oder infolge der Eindüsung  $\dot{m}_F$  an den Partikeln als Quellstrom  $d\dot{H}_{Quelle}$  (Gl. 3.48) an die Partikel herangetragen werden.

$$d\dot{H}_{Quelle} = d\dot{m}_{Quelle} c_W \vartheta_{W,Quelle} \quad (3.48)$$

$$d\dot{m}_{Quelle} = (1 - k) d\dot{m}_F \quad (3.49)$$

Der nicht abgeschiedene Teil der Eindüsungsfüssigkeit  $\dot{m}_{dir,ueD}$  liegt gemäß der Annahme in Abschnitt 3.4 zu keinem Zeitpunkt aufgrund der sofortigen Verdampfung als Flüssigkeit direkt im Volumenelement vor, so dass ein Enthalpiestrom von Flüssigkeitstropfen über die Bilanzgrenzen ausgeschlossen und eine Bilanzierung innerhalb des Elementes ebenfalls nicht notwendig ist. Weitere Einflussgrößen auf die Flüssigkeitseenthalpie sind die Wärmeströme von der Luft an den Film  $d\dot{Q}_{LF}$  Gl.(3.23), vom Partikel an den Film  $d\dot{Q}_{PF}$  Gl.(3.42) und der verdampfende Flüssigkeitsanteil  $d\dot{H}_{ueD}$  Gl.(3.26). Unter Berücksichtigung der genannten Größen ergibt sich für die zeitliche Enthalpieänderung der Flüssigkeit in dem Bilanzelement für nichtporöse Partikel die Gleichung

$$\frac{\partial (dH_F)}{\partial t} = - \frac{\partial (d\dot{H}_F^z)}{\partial z} dz - \frac{\partial (d\dot{H}_F^r)}{\partial r} dr + \quad (3.50)$$

$$+ d\dot{H}_{Quelle} - d\dot{H}_{ueD} + d\dot{Q}_{PF} + d\dot{Q}_{LF}$$

mit

$$dH_F = dm_F c_F \vartheta_F, \quad (3.51)$$

wobei sich die Gesamtmasse der Flüssigkeit aus dem auf den Partikeln befindlichen Film mit einer Filmdicke  $\Delta_F$  und dem Benetzunggrad des Partikels  $\varphi$  bei der entsprechenden Dichte  $\rho_W$  ergibt

$$dm_F = \varphi dA_P \Delta_F \rho_W. \quad (3.52)$$

Für den Enthalpiestrom in axialer Richtung wird der Ansatz

$$d\dot{H}_F^z = -D_z dA_z \frac{\partial}{\partial z} \left( \frac{H_F^z}{dV} \right) \quad (3.53)$$

und in radialer Richtung

$$d\dot{H}_F^r = -D_r dA_r \frac{\partial}{\partial r} \left( \frac{H_F^r}{dV} \right) \quad (3.54)$$

zu Grunde gelegt. Für die zeitlich abhängige Flüssigkeitsfilmtemperatur ergibt sich für *nichtporöse Partikel*

$$\frac{\partial \vartheta_F}{\partial t} = \frac{1}{\varphi} \left[ \begin{aligned} & D_z \left( \vartheta_F \frac{\partial^2 \varphi}{\partial z^2} + \varphi \frac{\partial^2 \vartheta_F}{\partial z^2} + 2 \frac{\partial \varphi}{\partial z} \frac{\partial \vartheta_F}{\partial z} \right) \\ & + D_r \left( \varphi \left( \frac{\partial^2 \vartheta_F}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \vartheta_F}{\partial r} \right) + \vartheta_F \left( \frac{\partial^2 \varphi}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \varphi}{\partial r} \right) + 2 \frac{\partial \varphi}{\partial r} \frac{\partial \vartheta_F}{\partial r} \right) + \\ & + \frac{1}{dA_F \Delta_F \rho_F c_F} \left( d\dot{H}_{Quelle} - d\dot{H}_{ueD} + d\dot{Q}_{PF} + d\dot{Q}_{LF} \right) - \\ & - \vartheta_F \frac{\partial \varphi}{\partial t} \end{aligned} \right] \quad (3.55)$$

in Abhängigkeit des zeitlich veränderlichen Benetzungsgrades  $\varphi$ .

Gemäß der Definition in Abschnitt 3.4 ist für poröses Material die gesamte Flüssigkeit in den Partikeln gebunden, so dass die Änderung der Flüssigkeitstemperatur gleich der Änderung der Partikeltemperatur ist

$$\frac{\partial \vartheta_{F,por}}{\partial t} = \frac{\partial \vartheta_{P,por}}{\partial t}. \quad (3.56)$$

### 3.6.4 Enthalpie der Apparatewand

Die Abbildung (3.8) zeigt ein Bilanzelement an der Apparatewandung, an der die an- und abfließenden Wärmeströme angetragen sind. Danach werden drei Wärmeströme

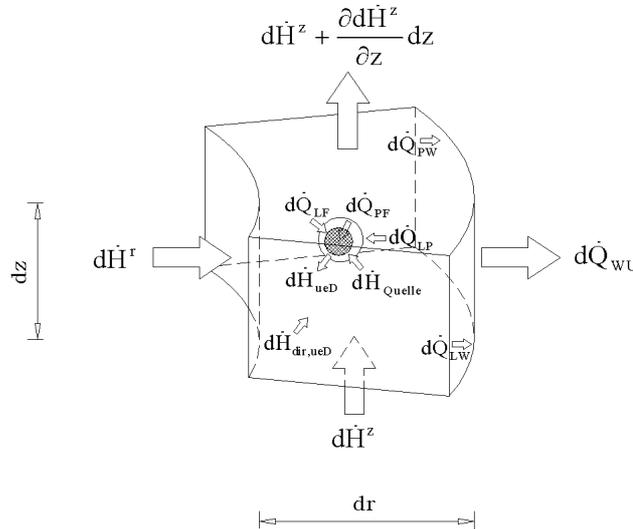


Abbildung 3.8: Energieströme eines differentiellen Volumenelementes  $dV$

für die zeitliche Enthalpieänderung berücksichtigt

$$\frac{dH_W}{dt} = d\dot{Q}_{LW} + d\dot{Q}_{PW} - d\dot{Q}_{WU}. \quad (3.57)$$

Die Wärmeströme  $\dot{Q}_{LW}$  und  $\dot{Q}_{PW}$  sind durch die Gl. (3.24) und Gl. (3.43) definiert. Der Wärmeverlust der differentiellen Apparatewandung an die Umgebung  $d\dot{Q}_{WU}$

berechnet sich nach

$$d\dot{Q}_{WU} = \alpha_{WU} dA_W (\vartheta_W - \vartheta_U), \quad (3.58)$$

wobei die Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten  $\alpha_{WU}$  gemäß Anhang C.4 nach *Kast* und *Klan* [55] erfolgt. Für die instationäre Wandtemperatur ergibt sich die Berechnungsgleichung

$$\frac{d\vartheta_W}{dt} = \frac{dA_W}{dm_W c_{PW}} \left( d\dot{Q}_{LW} + d\dot{Q}_{PW} - d\dot{Q}_{WU} \right), \quad (3.59)$$

die sowohl für nichtporöse als auch für poröse Partikel Gültigkeit besitzt.

## 3.7 Bilanzierung der Stoffströme

Nach der Berechnung der Enthalpie- und Wärmeströme schließt sich die Ermittlung der Flüssigkeitsmengen an, die an den Partikeln in der flüssigen Phase oder in der Luft als gasförmige Phase vorliegen kann. Eine Bilanzierung der trockenen Luft ist nicht notwendig, da keine Quellen oder Senken vorliegen. Es wird wiederum nach porösen und nichtporösen Materialien unterschieden.

### 3.7.1 Wassermassenbilanz in der Feststoffphase

Bei nichtporösen Partikeln haftet die Flüssigkeit an der äußeren Hülle, so dass der Benetzungsgrad  $\varphi$  als Maß für die Quantifizierung dient. Die Massenbilanz berücksichtigt einen Strom von Flüssigkeit, der an den Partikeln haftet, die über die Bilanzgrenzen in axialer  $\dot{m}_F^z$  wie radialer Richtung  $\dot{m}_F^r$  ein- und austreten können. Des Weiteren wird ein Massenstrom der Eindüsung als Quelle berücksichtigt  $\dot{m}_{Quelle}$  Gl. (3.49) sowie ein abgehender Strom von den Partikeln  $\dot{m}_{ueD}$  Gl. (3.27) als Folge der Verdampfung. Die Gesamtmassenbilanz lautet folglich

$$\frac{\partial (dm_F)}{\partial t} = -\frac{\partial (d\dot{m}_F^z)}{\partial z} dz - \frac{\partial (d\dot{m}_F^r)}{\partial r} dr + d\dot{m}_{Quelle} - d\dot{m}_{ueD}. \quad (3.60)$$

Der dispersionslimitierte Flüssigkeitsstrom wird in axialer Richtung mit

$$d\dot{m}_F^z = -D_z dA_z \frac{\partial}{\partial z} \left( \frac{dm_F}{dV} \right) \quad (3.61)$$

und in radialer Richtung mit

$$d\dot{m}_F^r = -D_r dA_r \frac{\partial}{\partial r} \left( \frac{dm_F}{dV} \right) \quad (3.62)$$

definiert. Somit ergibt sich nach Umstellung für den zeitlich abhängigen Benetzungsgrad für nichtporöses Material

$$\frac{\partial \varphi}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 \varphi}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 \varphi}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \varphi}{\partial r} \right) + \frac{1}{dA_P \Delta_F \rho_F} (d\dot{m}_{Quelle} - d\dot{m}_{ueD}). \quad (3.63)$$

Da bei porösen Partikeln die Flüssigkeit in den Kapillaren gebunden ist, wird anstelle des Benetzungsgrades  $\varphi$  die Partikelbeladung  $X_P$  betrachtet

$$dm_{F,por} = dm_{trP} X_P. \quad (3.64)$$

Für den übergelassenen Dampfmassenstrom  $\dot{m}_{ueD,por}$  wird die Beziehung aus Gleichung (3.32) verwendet. Danach ergibt sich für die zeitlich abhängige Beladung poröser Partikel

$$\frac{\partial X_P}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 X_P}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 X_P}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial X_P}{\partial r} \right) + \frac{1}{dm_{trP}} (d\dot{m}_{Quelle} - d\dot{m}_{ueD,por}). \quad (3.65)$$

### 3.7.2 Wassermassenbilanz in der Gasphase

Diese Bilanzierung gibt Aufschluss über den in der Luft als Wasserdampf befindlichen Anteil an Flüssigkeit. Er ist abhängig von der Beladung der über die Bilanzgrenzen ein- und austretenden Luftsäume  $\dot{m}_L^z$  und  $\dot{m}_L^r$ , der von den Partikeln verdampften Flüssigkeit  $d\dot{m}_{ueD}$  und des direkt verdampfenden Anteils  $d\dot{m}_{dir,ueD}$  Gl. (3.28) infolge des Eindüsenprozesses. Es soll gelten, dass die trockene Luftmasse in dem Bilanzelement unveränderlich ist, so dass sich für die zeitlich abhängige Luftfeuchtigkeit

$$\frac{\partial (dm_L Y_L)}{\partial t} = -\frac{\partial (d\dot{m}_L^z Y)}{\partial z} dz - \frac{\partial (d\dot{m}_L^r Y)}{\partial r} dr + d\dot{m}_{ueD} + d\dot{m}_{dir,ueD} \quad (3.66)$$

ergibt. Der über die Bilanzgrenzen in axialer Richtung eintretende Feuchtestrom teilt sich in Analogie zu Abschnitt 3.6.1 in

$$d\dot{m}_L^z Y_L = d\dot{m}_L Y_L + d\dot{m}_L^{z'} Y_L. \quad (3.67)$$

Die Rückvermischungsströme werden über Dispersionsansätze in axialer Richtung

$$d\dot{m}_L^{z'} Y_L = -D_z dA_z \frac{\partial}{\partial z} \left( \frac{dm_L Y_L}{dV} \right) \quad (3.68)$$

und radialer Richtung ausgedrückt

$$d\dot{m}_L^r Y_L = -D_r dA_r \frac{\partial}{\partial r} \left( \frac{dm_L Y_L}{dV} \right). \quad (3.69)$$

Danach ergibt sich für die zeitliche Änderung der Luftfeuchte in dem Bilanzelement für *poröse Partikel*

$$\begin{aligned} \frac{\partial Y_L}{\partial t} = & -\frac{d\dot{m}_L}{dm_L} \frac{\partial Y_L}{\partial z} dz + D_z \frac{\partial^2 Y_L}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 Y_L}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial Y_L}{\partial r} \right) + \\ & + \frac{1}{dm_L} (d\dot{m}_{ueD} + d\dot{m}_{dir,ueD}) \end{aligned} \quad (3.70)$$

Die Berechnungsgleichung bei der Verwendung *poröser Materials* ändert sich nur durch Abwandlung des übergehenden Dampfmassenstromes, so dass

$$\begin{aligned} \frac{\partial Y_{L,por}}{\partial t} = & -\frac{d\dot{m}_L}{dm_L} \frac{\partial Y_L}{\partial z} dz + D_z \frac{\partial^2 Y_L}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 Y_L}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial Y_L}{\partial r} \right) + \\ & + \frac{1}{dm_L} (d\dot{m}_{ueD,por} + d\dot{m}_{dir,ueD}) \end{aligned} \quad (3.71)$$

gilt.

## 3.8 Lösung der Bilanzgleichungen

### 3.8.1 Bilanzgleichungen

An dieser Stelle werden die aus der Bilanzierung hervorgegangenen Gleichungen zusammenfassend dargestellt. Hierbei wird nach porösem und nichtporösem Wirbelschichtmaterial unterschieden.

3.8.1.1 Temperatur der Luft  $\vartheta_L$ 

$$\frac{\partial \vartheta_L}{\partial t} = \frac{1}{(c_L + c_D Y_L)} \left[ \begin{array}{l} -\frac{d\dot{m}_L}{dm_L} \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial \vartheta_L}{\partial z} dz + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y}{\partial z} dz \right) + \\ + D_z \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial^2 \vartheta_L}{\partial z^2} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial^2 Y_L}{\partial z^2} + \right. \\ \left. + 2c_D \frac{\partial \vartheta_L}{\partial z} \frac{\partial Y_L}{\partial z} \right) + \\ + D_r \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial^2 \vartheta_L}{\partial r^2} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial^2 Y_L}{\partial r^2} + \right. \\ \left. + 2c_D \frac{\partial \vartheta_L}{\partial r} \frac{\partial Y_L}{\partial r} + \right. \\ \left. + \frac{1}{r} \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial \vartheta_L}{\partial r} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y_L}{\partial r} \right) \right) \\ - \frac{1}{dm_L} \left( d\dot{Q}_{LP} + d\dot{Q}_{LF} + d\dot{Q}_{LW} + d\dot{Q}_{Verd,dir,ueD} \right) + \\ + \frac{1}{dm_L} (d\dot{m}_{ueD} + d\dot{m}_{dir,ueD}) (c_D \vartheta_L + r_0) - \\ - (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y_L}{\partial t} \end{array} \right]. \quad (3.72)$$

$$\frac{\partial \vartheta_{L,por}}{\partial t} = \frac{1}{(c_L + c_D Y_L)} \left[ \begin{array}{l} -\frac{d\dot{m}_L}{dm_L} \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial \vartheta_L}{\partial z} dz + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y}{\partial z} dz \right) + \\ + D_z \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial^2 \vartheta_L}{\partial z^2} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial^2 Y_L}{\partial z^2} + \right. \\ \left. + 2c_D \frac{\partial \vartheta_L}{\partial z} \frac{\partial Y_L}{\partial z} \right) + \\ + D_r \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial^2 \vartheta_L}{\partial r^2} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial^2 Y_L}{\partial r^2} + \right. \\ \left. + 2c_D \frac{\partial \vartheta_L}{\partial r} \frac{\partial Y_L}{\partial r} + \right. \\ \left. + \frac{1}{r} \left( (c_L + c_D Y_L) \frac{\partial \vartheta_L}{\partial r} + (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y_L}{\partial r} \right) \right) \\ - \frac{1}{dm_L} \left( d\dot{Q}_{LP,por} + d\dot{Q}_{LW} + d\dot{Q}_{Verd,dir,ueD} \right) + \\ + \frac{1}{dm_L} (d\dot{m}_{ueD,por} + d\dot{m}_{dir,ueD}) (c_D \vartheta_L + r_0) - \\ - (c_D \vartheta_L + r_0) \frac{\partial Y_L}{\partial t} \end{array} \right]. \quad (3.73)$$

3.8.1.2 Beladung der Luft  $Y_L$ 

$$\frac{\partial Y_L}{\partial t} = -\frac{d\dot{m}_L}{dm_L} \frac{\partial Y_L}{\partial z} dz + D_z \frac{\partial^2 Y_L}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 Y_L}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial Y_L}{\partial r} \right) + \frac{1}{dm_L} (d\dot{m}_{ueD} + d\dot{m}_{dir,ueD}) \quad (3.74)$$

$$\frac{\partial Y_{L,por}}{\partial t} = -\frac{d\dot{m}_L}{dm_L} \frac{\partial Y_L}{\partial z} dz + D_z \frac{\partial^2 Y_L}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 Y_L}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial Y_L}{\partial r} \right) + \frac{1}{dm_L} (d\dot{m}_{ueD,por} + d\dot{m}_{dir,ueD}) \quad (3.75)$$

**3.8.1.3 Temperatur der Partikel  $\vartheta_P$** 

$$\begin{aligned} \frac{\partial \vartheta_P}{\partial t} = & D_z \frac{\partial^2 \vartheta_P}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 \vartheta_P}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \vartheta_P}{\partial r} \right) + \\ & + \frac{1}{dm_{PCP}} \left( d\dot{Q}_{LP} - d\dot{Q}_{PF} - d\dot{Q}_{PW} \right). \end{aligned} \quad (3.76)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \vartheta_{P,por}}{\partial t} = & \frac{1}{(c_P + c_F X_P)} \left[ \begin{aligned} & D_z \left( (c_P + c_F X_P) \frac{\partial^2 \vartheta_{P,por}}{\partial z^2} + \right. \\ & \left. + c_F \vartheta_{P,por} \frac{\partial^2 X_P}{\partial z^2} + 2c_F \frac{\partial X_P}{\partial z} \frac{\partial \vartheta_{P,por}}{\partial z} \right) + \\ & + D_r \left( (c_P + c_F X_P) \frac{\partial^2 \vartheta_{P,por}}{\partial r^2} + \right. \\ & \left. + \frac{1}{r} (c_P + c_F X_P) \frac{\partial \vartheta_{P,por}}{\partial r} + \right. \\ & \left. + 2c_F \frac{\partial \vartheta_{P,por}}{\partial r} \frac{\partial X_P}{\partial r} + \right. \\ & \left. + c_F \vartheta_{P,por} \left( \frac{\partial^2 X_P}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial X_P}{\partial r} \right) \right) + \\ & + \frac{1}{dm_{P,por}} \left( d\dot{Q}_{LP,por} - d\dot{Q}_{PW} + d\dot{H}_{Quelle} - d\dot{H}_{ueD} \right) - \\ & - c_F \vartheta_{P,por} \frac{\partial (X_P)}{\partial t} \end{aligned} \right]. \end{aligned} \quad (3.77)$$

**3.8.1.4 Benetzungsgrad der Partikel  $\varphi_P$  und Beladung der Partikel  $X_P$** 

$$\frac{\partial \varphi}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 \varphi}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 \varphi}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \varphi}{\partial r} \right) + \frac{1}{dA_P \Delta_{F\rho F}} (d\dot{m}_{Quelle} - d\dot{m}_{ueD}). \quad (3.78)$$

$$\frac{\partial X_P}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 X_P}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 X_P}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial X_P}{\partial r} \right) + \frac{1}{dm_{trP}} (d\dot{m}_{Quelle} - d\dot{m}_{ueD,por}). \quad (3.79)$$

**3.8.1.5 Temperatur der Flüssigkeit am/im Partikel  $\vartheta_F$** 

$$\begin{aligned} \frac{\partial \vartheta_F}{\partial t} = & \frac{1}{\varphi} \left[ \begin{aligned} & D_z \left( \vartheta_F \frac{\partial^2 \varphi}{\partial z^2} + \varphi \frac{\partial^2 \vartheta_F}{\partial z^2} + 2 \frac{\partial \varphi}{\partial z} \frac{\partial \vartheta_F}{\partial z} \right) \\ & + D_r \left( \varphi \left( \frac{\partial^2 \vartheta_F}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \vartheta_F}{\partial r} \right) + \vartheta_F \left( \frac{\partial^2 \varphi}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \varphi}{\partial r} \right) + 2 \frac{\partial \varphi}{\partial r} \frac{\partial \vartheta_F}{\partial r} \right) + \\ & + \frac{1}{dA_P \Delta_{F\rho F} c_F} \left( d\dot{H}_{Quelle} - d\dot{H}_{ueD} + d\dot{Q}_{PF} + d\dot{Q}_{LF} \right) - \\ & - \vartheta_F \frac{\partial \varphi}{\partial t} \end{aligned} \right] \end{aligned} \quad (3.80)$$

$$\frac{\partial \vartheta_{F,por}}{\partial t} = \frac{\partial \vartheta_{P,por}}{\partial t}. \quad (3.81)$$

**3.8.1.6 Temperatur der Apparatwand  $\vartheta_W$** 

$$\frac{d\vartheta_W}{dt} = \frac{dA_W}{dm_{WC PW}} \left( d\dot{Q}_{LW} + d\dot{Q}_{PW} - d\dot{Q}_{WU} \right), \quad (3.82)$$

### 3.8.2 Diskretisierung

Die beschriebene Bilanzierung bringt partielle Differentialgleichungen erster und zweiter Ordnung hervor, wobei die unabhängigen Variablen durch die Zeit  $t$  sowie die Ortskoordinaten  $r$  (Radius der Schicht) und  $z$  (Höhe der Schicht) dargestellt werden. Aufgrund der Komplexität ist die Lösung dieses DGL-Systems analytisch nicht mehr möglich, so dass die Verwendung eines numerischen Werkzeuges notwendig ist. Hierfür werden sämtliche partielle DGL in gewöhnliche DGL erster Ordnung mittels Differenzenverfahren überführt. Die örtlichen Ableitungen für die dispersionsbehafteten Terme werden durch einen zentralen Differenzenquotienten ersetzt, der über die Taylorreihenentwicklung gebildet wird. Glieder höherer Ordnung werden vernachlässigt, so dass man für den Differentialquotienten 1. Ordnung die Gleichung (3.83) und für den Differentialquotienten 2. Ordnung die Gleichung (3.84) erhält [80].

$$\frac{\partial f}{\partial x} = \frac{f|_{x+\Delta x} - f|_{x-\Delta x}}{2\Delta x} \quad (3.83)$$

$$\frac{\partial^2 f}{\partial x^2} = \frac{f|_{x+\Delta x} - 2f|_x + f|_{x-\Delta x}}{\Delta x^2} \quad (3.84)$$

Dabei wird  $x$  für die Betrachtung in axialer Richtung durch  $z$  und in radialer Richtung durch  $r$  ersetzt. Hingegen werden Konvektionsterme, die der Strömungsrichtung unterliegen, über den hinteren Differenzenquotienten beschrieben.

$$\frac{\partial f}{\partial z} = \frac{f|_z - f|_{z+\Delta z}}{2\Delta z} \quad (3.85)$$

$$\frac{\partial^2 f}{\partial z^2} = \frac{f|_{z+1} - 2f|_z + f|_{z-\Delta z}}{\Delta z^2} \quad (3.86)$$

### 3.8.3 Randbedingungen

Für dispersionsbehaftete Terme gelten die Randbedingungen 2. Art nach *Neumann* [52] gemäß

$$\left. \frac{dy}{dz} \right|_{z=0} = 0 \quad \left. \frac{dy}{dz} \right|_{z=h_{WS}} = 0, \quad (3.87)$$

$$\left. \frac{dy}{dr} \right|_{r=0} = 0 \quad \left. \frac{dy}{dr} \right|_{r=D/2} = 0 \quad (3.88)$$

und für konvektive Terme die Randbedingung 1. Art nach *Dirichlet* [52]

$$\vartheta|_{z=0} = \vartheta_{ein} \quad \vartheta|_{z=h_{WS}} = \vartheta_{aus}, \quad (3.89)$$

$$Y|_{z=0} = Y_{ein} \quad Y|_{z=h_{WS}} = Y_{aus} \quad (3.90)$$

### 3.8.4 Anfangsbedingungen

Zum Zeitpunkt  $t = 0$  ist das Wirbelschichtmaterial auf die Eintrittstemperatur der Fluidisierungsluft aufgeheizt. Die Eigenschaften der Fluidisierungsluft entsprechen denen der Luft am Eintritt, so dass für die gesamte Schicht gilt:

$$\vartheta_P|_{t=0} = \vartheta_{ein}, \quad (3.91)$$

$$\vartheta_L|_{t=0} = \vartheta_{ein}, \quad (3.92)$$

$$Y_L|_{t=0} = Y_{ein}, \quad (3.93)$$

$$\phi|_{t=0} = 0, \quad (3.94)$$

$$X_P|_{t=0} = X_{P,eq}(\vartheta_{ein}, Y_{ein}), \quad (3.95)$$

$$\vartheta_F|_{t=0} = \vartheta_{Fl,ein}, \quad (3.96)$$

$$\vartheta_W|_{t=0} = \vartheta_{ein}. \quad (3.97)$$

Das Düsenbild für die Verteilung der Flüssigkeit ist zum Zeitpunkt  $t = 0$  vollständig ausgeprägt, jedoch ist noch keine Abscheidung an den Partikeln erfolgt.

### 3.8.5 Lösung des Systems

Durch das Implementieren der Randbedingungen als separate Gleichungen und die Formulierung von Anfangsbedingungen ist das Gleichungssystem vollständig beschrieben. Als Stabilitätskriterium findet die von-Neumann-Methode Anwendung mit der Bedingung [80]

$$\left| \frac{D\Delta t}{\Delta x^2} \right| \leq 1 \quad (3.98)$$

und einer resultierenden Schrittweitenbeschränkung von

$$\Delta t_{\max} \leq \frac{\Delta x^2}{D}. \quad (3.99)$$

Das System der gewöhnlichen Differentialgleichungen wurde in *MATLAB* Version 5.3 implementiert und unter Verwendung des numerischen Löser *ode15s*, dem ein Runge-Kutta-Verfahren gekoppelt mit einem Backward-Difference-Formula-Verfahren hinterlegt ist, gelöst [117].

# Kapitel 4

## Simulationsrechnungen

Vor Beginn einer Simulationsrechnung sind die Parameter für die Apparateeigenschaften, Bedingungen zur Eindüsung, zum Wirbelschichtmaterial, die Randbedingung Umgebungstemperatur  $\vartheta_U$ , schichtinterne Größen sowie Angaben zur Numerik zu definieren.

Die Eindüsung beschreibt die gesamte in die Schicht einzubringende Menge an Wasser mit deren Eintrittstemperatur, die Charakteristik der Sprühtropfen, die Eigenschaften der Düse sowie die Modelle für die Tropfenabscheidung und die Direktverdampfung. Unter der Sprühtropfencharakteristik zählen die Geschwindigkeit und der mittlere Durchmesser des Sprays, die düsenspezifisch sind und für die folgenden Simulationsrechnungen für die jeweiligen Düsen experimentell bestimmt wurden. Weiterhin sind die Position, die Anzahl und der Sprühwinkel der Düsen festzulegen.

Das Wirbelmaterial wird über die Eingaben des Partikeldurchmessers  $d_P$ , die Schichtmasse  $m_P$ , die Dichte  $\rho_P$  und die spezifische Wärmekapazität  $c_P$  definiert. Der Eintrittszustand der Luft wird über die Parameter Massenstrom  $\dot{m}_L$ , Temperatur  $\vartheta_L$  und absolute Feuchte  $Y_L$  festgelegt. Unter schichtinterne Größen werden die Dispersionskoeffizienten für die Partikel und der Luft in axialer  $D_z$  wie radialer Richtung  $D_r$  verstanden.

Bzgl. der Numerik sind für die instationäre Lösung die Rechenzeit und die Anzahl der Ausgaben sowie der Grad der Diskretisierung der Schicht festzulegen. Für die folgenden Simulationen wurde die Wirbelschicht in ein Gitter mit 40x50 Zellen diskretisiert und für den Löser die automatische Zeitschrittweitensteuerung gewählt.

### 4.1 Instationäre Lösung

Die Abbildungen 4.1 bis 4.3 zeigen beispielhaft die Ergebnisse einer Rechnung für die Zeit von Eindüsungsbeginn  $t = 1s$  bis zum Erreichen der stationären Lösung  $t = 1000s$ . Die Parameter für diese Simulationsrechnung sind in der Tabelle 4.1 zusammengefasst. Für den Beginn der Eindüsung ist das Wirbelmaterial bereits auf Fluidisierungslufttemperatur aufgeheizt. Für diese Rechnung wird die Apparatur als adiabat angenommen, um eine Überlagerung von Einflüssen auf Grund der Wärmeverluste zu unterbinden. Die Flüssigkeitseinbringung erfolgt über eine Düse, die zentral oberhalb der Schicht angeordnet ist.

In der Abbildung 4.1 sind die Bilanzgrößen Flüssigkeitsbelastung  $P_F$ , Benetzungsgrad  $\varphi$ , Partikeltemperatur  $\vartheta_P$ , Partikelfilmtemperatur  $\vartheta_F$ , Lufttemperatur  $\vartheta_L$  und absolute Luftfeuchte  $Y_L$  für die Zeit von 1s nach Beginn der Eindüsung als Schnitt durch die zylindrische Wirbelschicht gegenüber dem Durchmesser und der Höhe dargestellt.

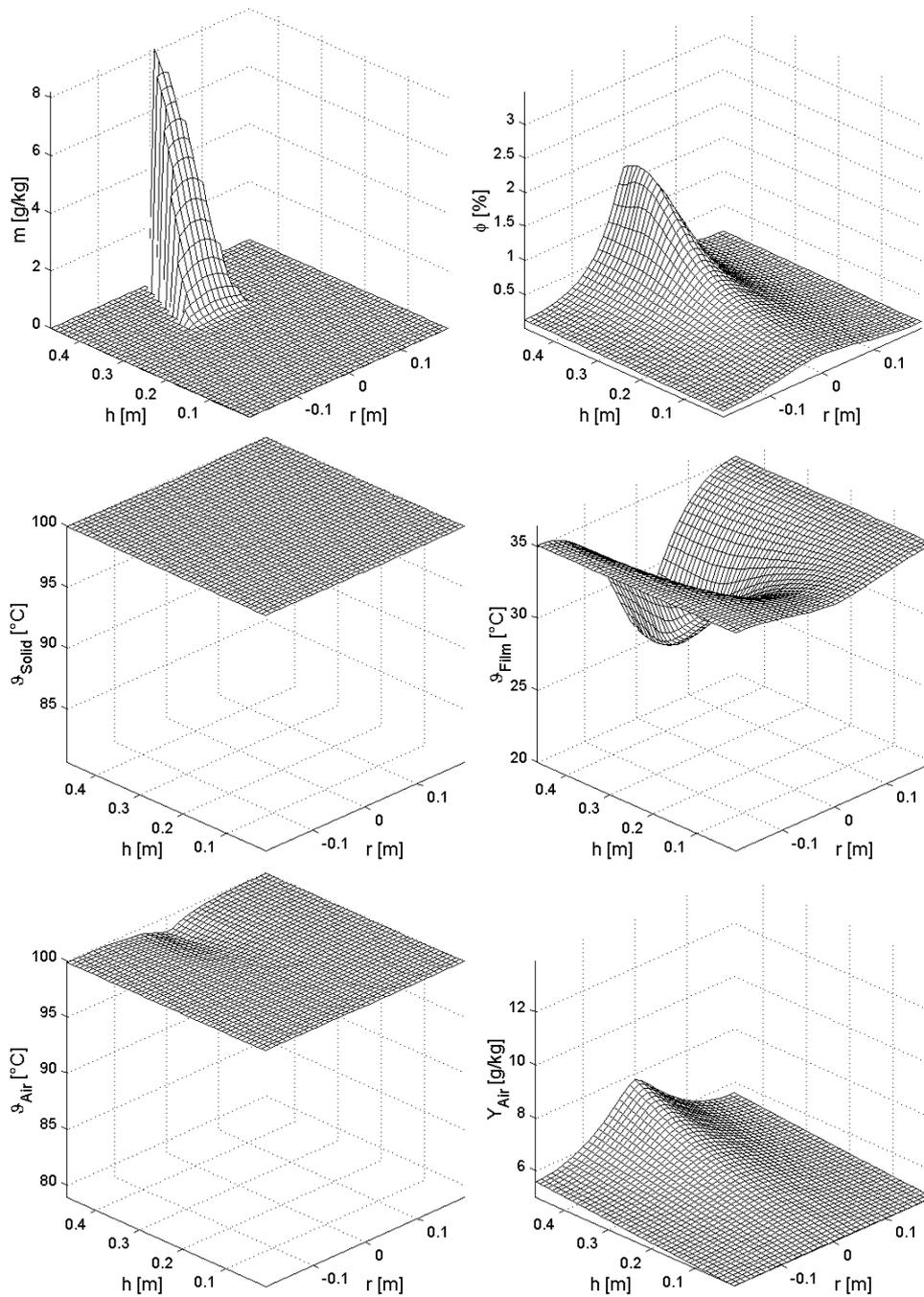


Abbildung 4.1: Zweidimensionale Bilanzgrößenverteilung nach 1 s Prozesszeit

Tabelle 4.1: Simulationsparameter für die instationäre Lösung

Parameter	Einheit	Größe
Definition des Apparates:		
Werkstoff	[–]	Stahl
Durchmesser	$m$	0,4
Wanddicke	$m$	0,003
spez. Wärmekapazität der Wandung $c_P$	$J/(kgK)$	450
Fluidisierungsluft am Eintritt:		
Luftmassenstrom $\dot{m}_L$	$kg/h$	2500
Lufttemperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	100
Luftfeuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,005
Wirbelmaterial: Kunststoffpartikel		
Bettmasse $m_P$	$kg$	20
Durchmesser $d_P$	$mm$	3,3
Dichte $\rho_P$	$kg/m^3$	1380
spezifische Wärmekapazität $c_P$	$J/(kgK)$	940
Wärmeleitfähigkeit $\lambda_P$	$W/(mK)$	0,17
Eindüsungsbedingungen:		
simulierte Düse	[–]	Zweistoff
Düsenwinkel $\Theta_{Duese}$	$^{\circ}$	40
Luftverbrauch	$Nm^3/h$	25
Eindüsungsmenge $\dot{m}_W$	$kg/h$	20
Eindüsungstemperatur $\vartheta_W$	$^{\circ}C$	20
mittlere Tropfengröße	$\mu m$	200
Tropfengeschwindigkeit	$m/s$	20
Tropfenabscheidung	[–]	Modell Mundo
Schichtinterne Größen:		
Feststoffdispersion axial $D_z$	$m^2/s$	0,1
Feststoffdispersion radial $D_r$	$m^2/s$	0,01
Dispersion des Gases	$m^2/s$	0

Die Flüssigkeitsbelastung der Schicht ist ausschließlich von der Definition der Düse und den Abscheidungscharakteristiken abhängig. Da die Eindüsung über die Zeit konstant gehalten wird und die Abscheidung der Flüssigkeit örtlich und nicht zeitlich abhängig ist, stellt sich nach dem ersten Zeitschritt das im oberen linken Diagramm ersichtliche Profil heraus, welches über die gesamte Simulationszeit unverändert sein wird. Infolge der Abscheidung der Flüssigkeit in der Eindüsungszone bildet sich der Benetzungsgrad anfänglich lokal begrenzt aus. Die Feststofftemperatur ist nach der kurzen Simulationszeit unverändert, da die kapazitiven Eigenschaften des Materials die Abkühlung verzögern. Die Flüssigkeitsfiltemperatur hingegen steigt sprunghaft von der Eintrittstemperatur von  $20^{\circ}C$  an. Die Größen Temperatur und Feuchte der Fluidisierungsluft ändern sich im Bereich der Bedüsungszone im Vergleich zu ihren Anfangsparametern geringfügig.

Die Abbildung 4.2 stellt die Profile für die Zeit von 10 s nach Eindüsungsbeginn dar. Die Profile für den Benetzungsgrad, die Feststoff- und Flüssigkeitsfiltempera-

tur sind nahezu vollständig ausgeprägt, jedoch sind ihre stationären Endwerte noch nicht erreicht. Die mittlere Lufttemperatur ist verringert und die Luftfeuchte steigt bis auf den Eindüsbereich nahezu linear an.

Die Bilanzgrößenverteilungen für den stationären Zustand nach einer Simulationszeit von 1000 s sind der Abbildung 4.3 zu entnehmen. Wie zu erwarten ist die Flüssigkeitsbelastung im stationären Zustand unverändert. Alle Profile der Bilanzgrößen sind vollständig ausgeprägt. Für die Lufttemperatur zeigt sich der wirbelschichttypische starke Abfall kurz nach Eintreten in die Schicht und einer nahezu konstanten Temperatur. Die Feststofftemperatur unterscheidet sich zur Lufttemperatur geringfügig und ist in der gesamten Schicht gleichverteilt. Der Benzungsgrad der Partikel ist über einen weiten Bereich der Schicht nahezu konstant und steigt in der Bedüsbzone im Maximum in etwa auf das Doppelte an. Die Filmtemperatur verändert sich über die gesamte Simulationszeit nur unwesentlich mit einem fast einheitlichen Profil.

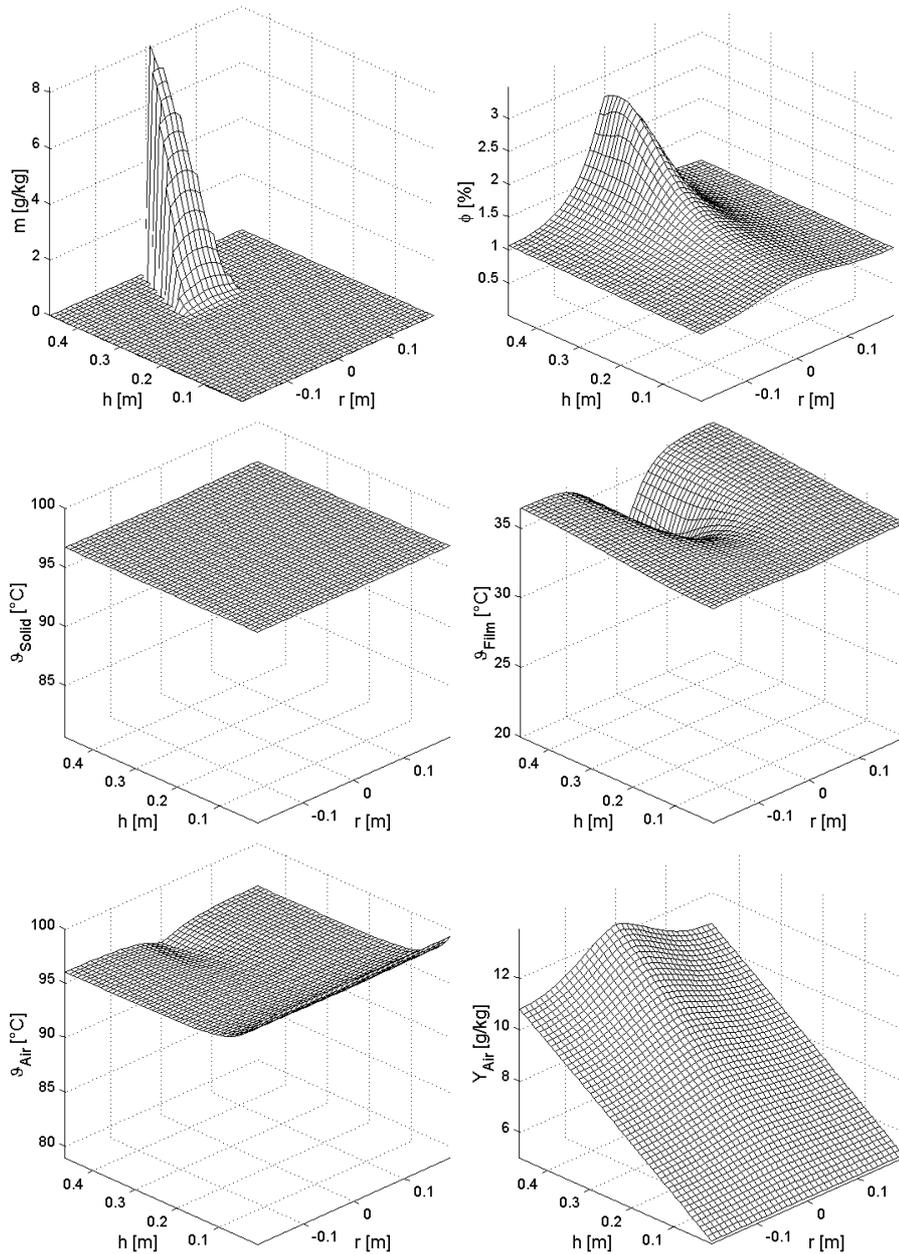


Abbildung 4.2: Zweidimensionale Bilanzgrößenverteilung nach 10 s Prozesszeit

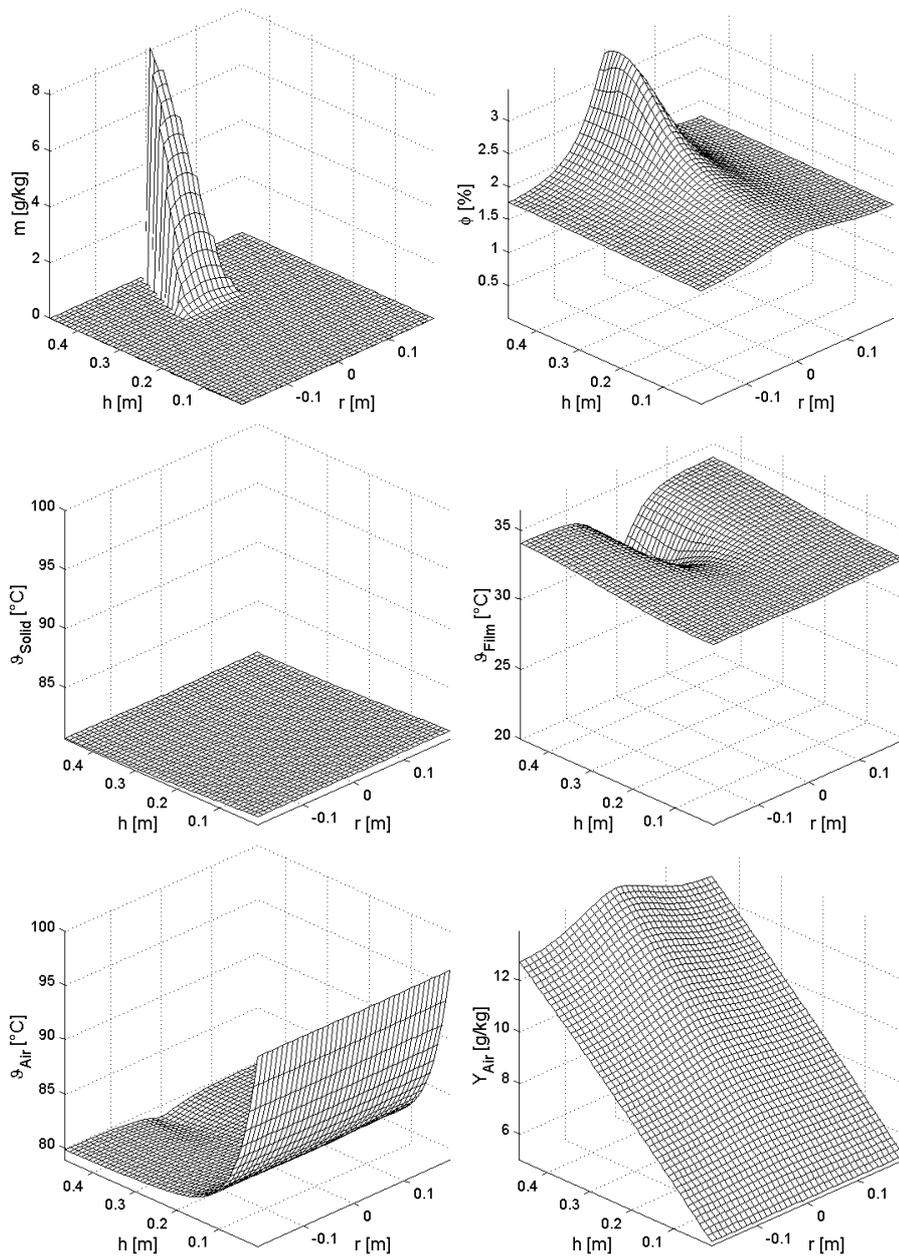


Abbildung 4.3: Zweidimensionale Bilanzgrößenverteilung nach 1000 s Prozesszeit - stationäre Lösung

Die Verläufe der Abbildungen 4.1 bis 4.3 lassen sich unter der Betrachtung der Wärmeströme vom Partikel an den Film  $\dot{Q}_{PF}$ , von der Luft an den Film  $\dot{Q}_{LF}$ , von der Luft an das Partikel  $\dot{Q}_{LP}$  sowie der örtlich verdampften Wassermengen  $m$  sehr einfach veranschaulichen. Die Abbildung 4.4 stellt die Größen für eine Prozesszeit von 1s und die Abbildung 4.5 für den stationären Zustand dar.

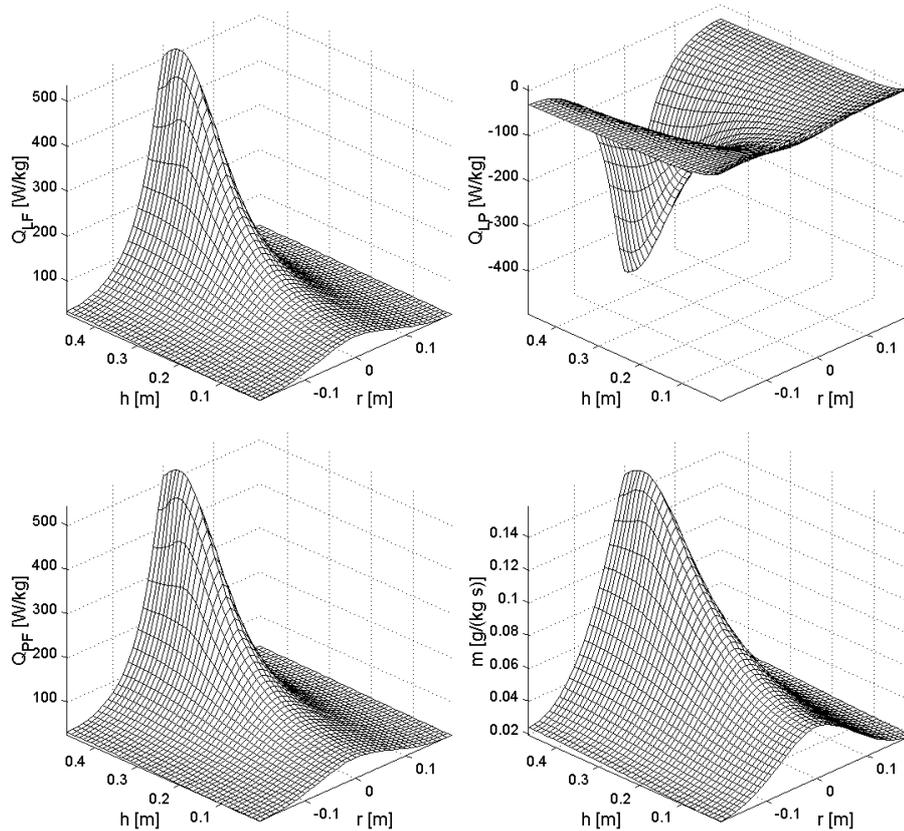


Abbildung 4.4: Wärmeströme und übergelagerter Dampfmassenstrom nach 1s Prozesszeit

Die Wärmeströme werden im Wesentlichen von der Lufttemperatur und der Stoffaustauschfläche, dem Partikelbenetzungsgrad, beeinflusst, die wiederum die Triebkräfte für die Verdampfung darstellen. Betrachtet man den Wärmestrom Luft-Partikel  $\dot{Q}_{LP}$  im stationären Zustand, so wird deutlich, dass die Partikel nur im unteren Bereich der Schicht ihre Energie von der Fluidisierungsluft erhalten, wodurch im Gegenzug die Lufttemperatur stark absinkt. Die Partikel wiederum tauschen ihre Energie über einen Wärmestrom an die Luft in höheren Regionen der Schicht aus, wodurch fast über die gesamte Schichthöhe eine Reerwärmung der Luft stattfindet. Der Wärmestrom Partikel-Film  $\dot{Q}_{PF}$  hängt im Wesentlichen nur von dem Benetzungsgrad und der Flüssigkeitsfilmtemperatur ab, da die Partikeltemperatur in der Schicht nahezu konstant ist. Das Maximum des Wärmestromes  $\dot{Q}_{PF}$  wird im Bereich der Eindüsung erreicht, da dort der Benetzungsgrad und die Triebkraft (Differenz Partikel-Flüssigkeitseintrittstemperatur) am Höchsten sind.

Ähnlich verhält es sich mit dem Wärmestrom Luft-Flüssigkeitsfilm  $\dot{Q}_{LF}$ . Vorerst wird dieser zu Beginn der Simulation bei einer Prozesszeit von 1 s betrachtet. Da die Temperaturen der Luft und der Partikel sich gleichen und die Stoffaustauschfläche ebenfalls die gleiche Größe besitzt, muss auch der übertragene Wärmestrom identisch sein. Im stationären Zustand ist die Lufttemperatur nur kurz oberhalb des

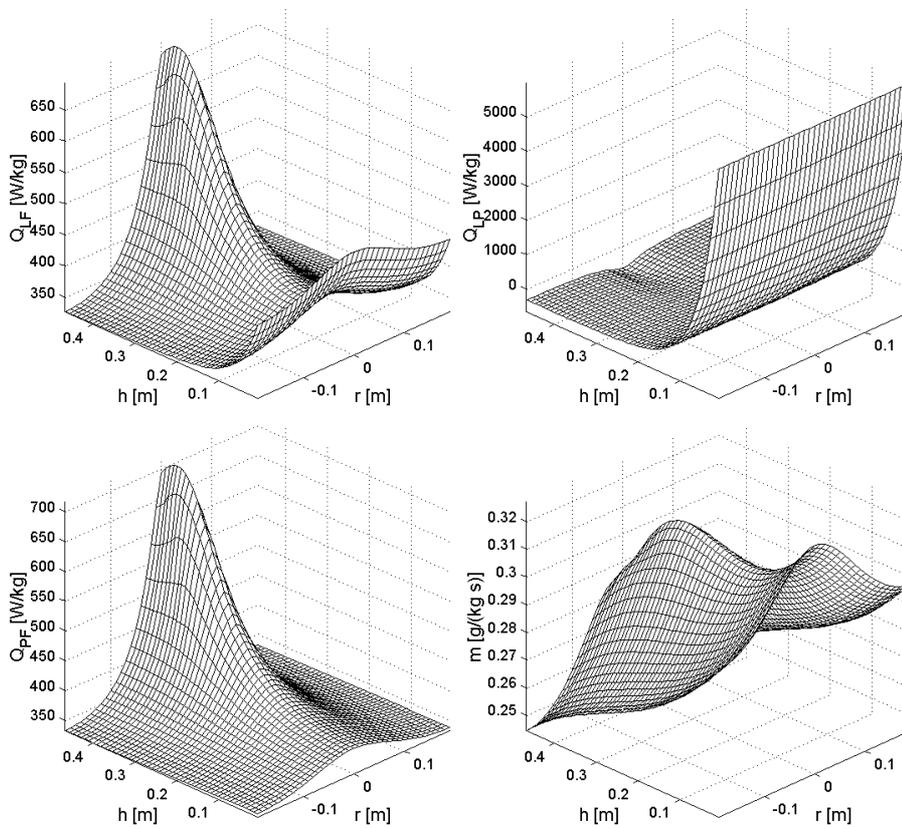


Abbildung 4.5: Wärmeströme und übergehender Dampfmassenstrom nach 1000 s Prozesszeit - stationäre Lösung

Anströmbodens wesentlich größer als die Partikeltemperatur, so dass der Wärmestrom aufgrund der Temperaturdifferenz Luft-Film höher ist. Mit zunehmender Schichthöhe nähern sich die Wärmeströme  $\dot{Q}_{PF}$  und  $\dot{Q}_{LF}$  an, jedoch erreicht der Wärmestrom  $\dot{Q}_{LF}$  nicht das Maximum des Wärmestromes  $\dot{Q}_{PF}$ , da die Lufttemperatur im Bereich der Eindüsung leicht abfällt.

Es wird daran deutlich, warum dieser prägnante, steile Abfall der Lufttemperatur kurz nach Eintreten zu beobachten ist. Die Luft stellt auf der einen Seite Energie für den Verdampfungsprozess zur Verfügung, auf der anderen Seite wird viel Energie für die Erwärmung der Feststoffpartikel verbraucht. Beim weiteren Strömen der Luft durch die Schicht wird Energie nur für den Verdampfungsprozess bereitgestellt. Der daraus resultierende Energieverlust der Luft wird durch den Wärmestrom der Partikel an die Luft weitestgehend kompensiert, was eine nahezu konstante mittlere Lufttemperatur zur Folge hat, die jedoch im direkten Düsenbereich leicht einknickt, was einen erhöhten Wärmestrom vom Partikel an die Luft zur Folge hat.

Die Diagramme der Luftfeuchte für den instationären Verlauf lassen sich mit Hilfe der Betrachtung des übergelenden Dampfmassenstromes vom Partikel in die Luft  $\dot{m}$  und des Benetzungsgrades  $\phi$  verdeutlichen. Eine Verdampfung kann nur an Orten stattfinden, an denen eine Stoffaustauschfläche zur Verfügung steht, die durch den Benetzungsgrad charakterisiert wird. Nach der Prozesszeit von 1 s ist der Benetzungsgrad vorrangig im Bereich der Eindüsung ausgeprägt, wonach in diesem Bereich der übergelende Dampfmassenstrom sein Maximum hat und somit die Luftfeuchte ansteigt. Im stationären Zustand ist der Benetzungsgrad nahezu gleichmäßig verteilt mit einem Maximum im Bereich der Eindüsung. Für den übergelenden Dampfmassenstrom sind u.a. die Parameter Benetzungsgrad, Sättigungsfeuchte und Luftfeuchte wesentlich. Zwar ist der Benetzungsgrad im Eindüsungsbereich am höchsten, jedoch hat genau an diesem Ort die Flüssigkeit ihre geringste Temperatur, da sie stark durch die Flüssigkeitseintrittstemperatur bestimmt wird und die Aufheizung dieser Flüssigkeit Zeit und Energie benötigt. Verstärkt wird dieser für die Verdampfung negative Effekt dadurch, da sich die Fluidisierungsluft beim Durchströmen durch die Apparatur mit Wasserdampf anreichert und an dieser Stelle ihr Maximum hat. Der Term  $(Y_{sat} - Y_L)$  erreicht somit sein Minimum und das Maximum für den Benetzungsgrad kann dies nicht kompensieren, wodurch eine Verringerung der Verdampfungsleistung über die Höhe bewirkt wird. Es wird deutlich, dass die Verdampfung über die gesamte Schichthöhe stattfindet, womit der Verlauf des Anstieges der Luftfeuchte erklärt wird.

Die Tabelle 4.2 stellt die wesentlichsten Ergebnisse für die instationären Berechnung zu verschiedenen Prozesszeiten zusammenfassend dar. Die vollständigen Simulationsergebnisse sind dem Anhang E.1 zu entnehmen.

Tabelle 4.2: Simulationsergebnisse der instationären Berechnung zu verschiedenen Prozesszeiten

Parameter	Einheit	1 sec.	10 sec.	1000 sec.
Fluidisierungsluft am Austritt:				
mittl. Temperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	99,7	95,9	79,8
mittl. Feuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,005	0,011	0,013
mittl. Lufttemperatur in der Schicht $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	99,8	96,4	81,8
mittl. Partikelbenetzungsgrad $\phi$	%	0,2	1,1	1,8
mittl. Partikeltemperatur $\vartheta_P$	$^{\circ}C$	99,9	96,7	80,9
mittl. Filmtemperatur $\vartheta_{Film}$	$^{\circ}C$	33,1	35,6	33,3
verdampfte Wassermenge $\dot{m}_{verd}$	$kg/h$	2,5	15,5	20,2

## 4.2 Stationäre Lösung

In diesem Abschnitt werden die Einflüsse verschiedener Parameter auf die Verteilung der Bilanzgrößen für die jeweils stationäre Lösung herausgearbeitet. Im Hinblick auf eine Vergleichbarkeit der Ergebnisse untereinander werden alle Parametervariationen auf das stationäre Ergebnis der Berechnung des Abschnittes 4.1 zum Zeitpunkt  $t = 1000s$  bezogen und die Größen absolute Luftfeuchte  $Y_L$ , Lufttemperatur  $\vartheta_L$ , Benetzungsgrad  $\phi$ , Filmtemperatur  $\vartheta_F$ , Partikeltemperatur  $\vartheta_P$  und die örtliche Flüssigkeitsbelastung  $P_F$  dargestellt. Die Tabellen 4.3 und 4.4 geben einen Überblick über die Variationsparameter der nachfolgend beschriebenen Simulationsrechnungen, wobei nach Modell- und Betriebsparametern unterschieden wird.

Tabelle 4.3: Übersicht der Modellparametervariationen

Parameter	Einheit	Größe	Simulation
<i>Axiale Dispersion</i>			
Feststoff (Partikel der Geldart-Klasse D)	$m^2/s$	1,0	SimA
	$m^2/s$	0,01	SimB
Gas- und Feststoff (Geldart D)	$m^2/s$	0,1	SimC
	$m^2/s$	0,01	SimD
Feststoff (Partikel der Geldart-Klasse B)	$m^2/s$	1,0	SimE
	$m^2/s$	0,01	SimF
Gas- und Feststoff (Geldart B)	$m^2/s$	0,1	SimG
	$m^2/s$	0,01	SimH
<i>Einfluss der Flüssigkeitsabscheidung:</i>			
nach <i>Link</i> , Haftanteil $h_A$ gesetzt	[–]	0,07	SimI
	[–]	0,25	SimJ
	[–]	1,0	SimK
<i>Mundo</i> und Einfluss von Düsenluft Tropfengeschwindigkeit $w_{Tr}$	$m/s$	280	SimL
	$m/s$	40	SimM
<i>Direktverdampfung</i> $k_{Verd,dir}$	%	3	SimN
	%	5	SimO
	%	10	SimP

## 4.2.1 Variation von Modellparametern

Die nachfolgenden Simulationsrechnungen untersuchen den Einfluss von verschiedenen Modellvoraussetzungen, die nicht direkt in der Wirbelschicht messbar sind wie die Feststoffdurchmischung, die Rückvermischung des Fluidisierungsgases und Einflüsse zur Tropfenabscheidung.

### 4.2.1.1 Einfluss der Partikeldispersion

Die *Ausgangssimulation* in Abschnitt 4.1 berücksichtigt für die axiale Dispersion einen Wert von  $D_z = 0,1$  und für die radiale Dispersion von  $D_r = 0,01$ . Zwei Simulationen mit den in Tabelle 4.5 dargestellten geänderten Parametern zeigen den Einfluss des Grades der Vermischung auf die Bilanzgrößen.

Eine Vergrößerung dieser Koeffizienten entspricht einer verstärkten Durchmischung der Feststoffpartikel, wonach die Bilanzgrößen sich gleichmäßiger über den gesamten Raum verteilen. Im Gegensatz verringert eine Verkleinerung der Dispersionskoeffizienten den Feststofftransport, so dass sich höhere Gradienten dieser Größen ausprägen. Die Abbildung E.4 zeigt auf der linken Seite die Ergebnisse der Simulationsrechnung *SimA* für eine Vergrößerung und auf der rechten Seite *SimB* für eine Verringerung der Dispersionskoeffizienten um jeweils eine Größenordnung gegenüber der *Ausgangssimulation*. Alle anderen Simulationsparameter sind konstant belassen worden. Die Darstellung beschränkt sich auf die Abbildungen für den Benetzungsgrad  $\phi$ , den übergelassenen Dampfmassenstrom  $\dot{m}$ , die absolute Luftfeuchtigkeit  $Y_L$  sowie die Lufttemperatur  $\vartheta_L$ . Die vollständigen Ergebnisse dieser Simulationsrechnungen sind im Anhang E.2 abgebildet.

Bei einer intensiven Vermischung des Feststoffs laufen die Transportprozesse im

Tabelle 4.4: Übersicht der Betriebsparametervariationen

Parameter	Einheit	Größe	Simulation
<i>Eindüsungsmenge</i> $\dot{m}_{Eind}$	$kg/h$	40	SimQ
<i>Düsenart:</i>			
Einstoffdüse	[–]	0,07	SimR
Zweistoffdüsen, außenmischend mit großen Tropfen	[–]	1,0	SimS
mit kleinen Tropfen	$m/s$	280	SimT
Zweistoffdüsen innenmischend	$m/s$	40	SimU
<i>Wirbelmaterial</i>			
Poröses Material			SimV
wie SimV, mit kleinerem Durchmesser $d_P$	$mm$	1,8	SimW
wie SimW, mit reduziertem Massen-	$kg/h$	500	SimX
strom $\dot{m}_L$ bei $\dot{m}_{Eind}$	$kg/h$	5,0	

Tabelle 4.5: Simulationsparameter für die Variation der Feststoffdispersion (*SimA*, *SimB*)

Parameter	Einheit	SimA	SimB
Feststoffdispersion axial $D_z$	$m^2/s$	1,0	0,01
Feststoffdispersion radial $D_r$	$m^2/s$	0,01	0,001

Vergleich zu den Stoffübergangsbedingungen sehr schnell ab, so dass ein ausgeglichener Benetzungsgrad der Partikel vorliegt. Im Gegensatz verweilen die Partikel bei einer verringerten Dispersion länger an einem Ort, so dass die Werte um eine Größenordnung variieren können oder Bereiche in der Wirbelschicht auftreten, in denen vollständig trockene Partikel vorhanden sind. Bei einer nahezu idealen Durchmischung der Schicht ist der übergehende Dampfmassenstrom  $\dot{m}_{ueD}$  fast ausschließlich von der umgebenen Luftfeuchte abhängig, da die Flüssigkeitsfilmtemperatur und damit die Sättigungstemperatur wie auch der Benetzungsgrad konstant sind. Als Ergebnis dessen nimmt die Verdampfungsleistung mit zunehmender Schichthöhe infolge der steigenden Feuchtebeladung der Fluidisierungsluft ab. Bei einer verringerten Vermischung steigt der Benetzungsgrad im Bereich der Eindüsung stark an. Infolge der langen Verweilzeit an diesem Ort verdampft der Großteil der Flüssigkeit aufgrund der hohen Wärmeströme von der Luft und des Feststoffs in den Film, wodurch die Partikel- und Lufttemperatur verstärkt absinken. Als Folge der Verdunstung in der Achse der Schicht nimmt die Luftbeladung dort höhere Werte im Vergleich zu den Zonen in Wandnähe an.

Die Tabelle 4.6 fasst wesentliche Prozessgrößen für die Charakterisierung der Luft- und Partikelzustände zusammen.

Tabelle 4.6: Ergebnisse der Simulationsrechnung *SimA* und *SimB* unter Variation der Feststoffdispersion

Parameter	Einheit	SimA $D_z = 1,0$	SimB $D_z = 0,01$
Fluidisierungsluft am Austritt:			
mittl. Temperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	79,8	79,8
mittl. absolute Feuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,013	0,013
mittl. Lufttemperatur in der Schicht $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	81,6	84,0
mittl. Partikelbenetzungsgrad $\phi$	%	1,8	1,8
mittl. Partikeltemperatur $\vartheta_P$	$^{\circ}C$	80,7	83,1
mittl. Filmtemperatur $\vartheta_{Film}$	$^{\circ}C$	33,2	34,9

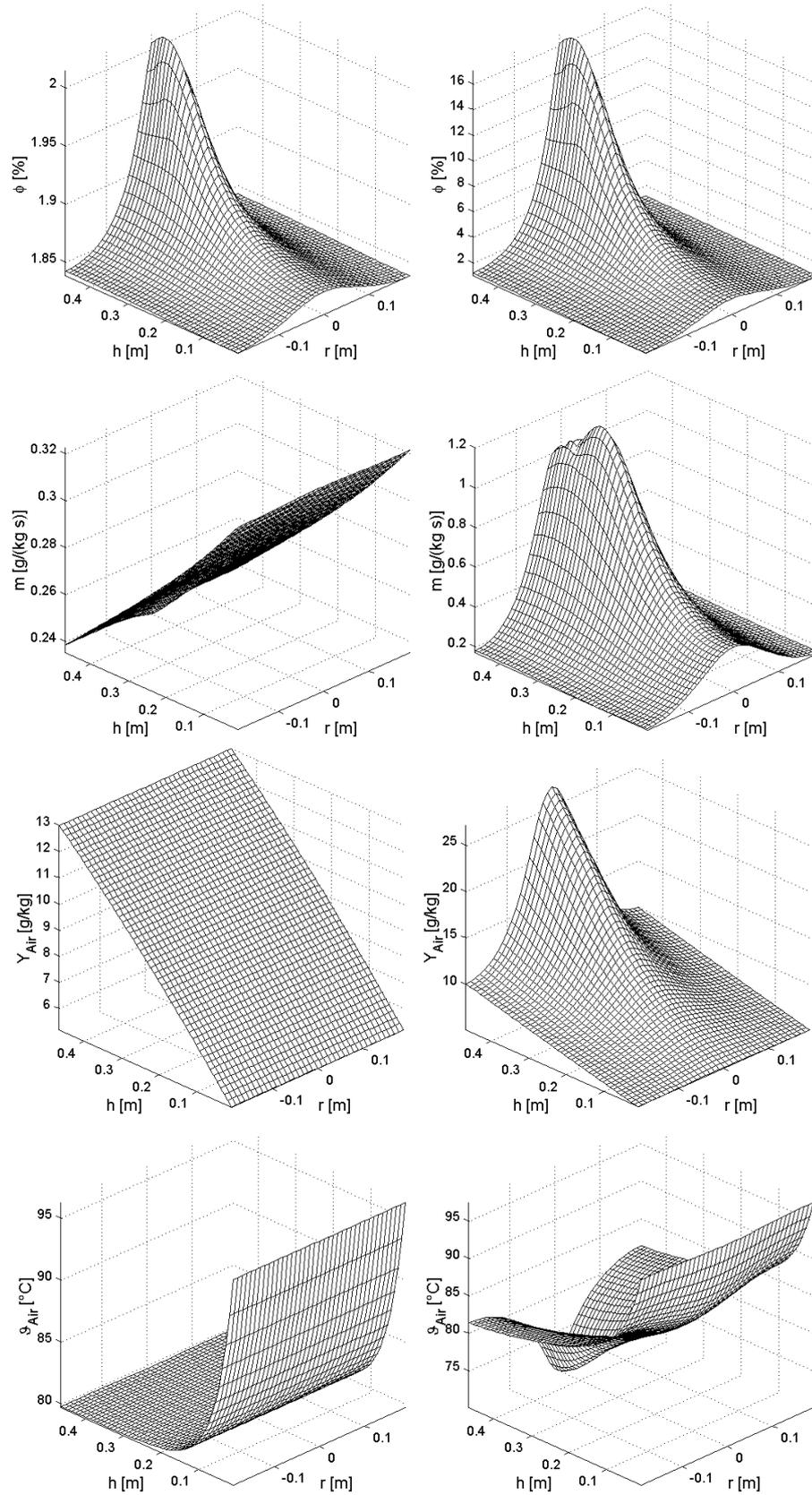


Abbildung 4.6: Gegenüberstellung der Variation Dispersionskoeffizienten: links -  $D_z = 1, 0$ ;  $D_r = 0, 1$  (Sim.A); rechts -  $D_z = 0, 01$ ;  $D_r = 0, 001$  (Sim.B)

#### 4.2.1.2 Einfluss der Gasdispersion

In den anschließenden Simulationsrechnungen werden Modellvorstellungen von *Groenewold et al.* [31] mit berücksichtigt, die nicht von einer reinen Plug-Flow-Strömung des Fluidisierungsgases ausgehen, sondern eine Vermischung der Luft in axialer und radialer Richtung betrachten. Die Intensität der Gasdispersion wird wesentlich von der Partikelbewegung mitbestimmt. Für die folgenden Simulationen wurde jeweils der axiale und der radiale Dispersionskoeffizient für das Gas und dem Feststoff gleich gesetzt. Die Tabelle 4.7 zeigt die zu Grunde gelegten Dispersionskoeffizienten, alle weiteren Parameter entsprechen denen der *Ausgangssimulation* in Abschnitt 4.1.

Tabelle 4.7: Simulationsparameter für die Variation der Dispersion des Fluidisierungsgases für Partikel der Geldart-Klasse D

Parameter	Einheit	SimC	SimD
Feststoffdispersion axial $D_z$	$m^2/s$	0,1	0,01
Gasdispersion axial $D_z$	$m^2/s$	0,1	0,01
Feststoffdispersion radial $D_r$	$m^2/s$	0,01	0,001
Gasdispersion radial $D_r$	$m^2/s$	0,01	0,001

Die Abbildungen 4.7 und 4.8 zeigen die Ergebnisse für den Benetzungsgrad  $\phi$ , den übergehenden Dampfmassenstrom  $\dot{m}$ , die Lufttemperatur  $\vartheta_L$  und die Luftfeuchte  $Y_L$  für die Simulationen ohne Gasdispersion *SimA* und *SimB* gegenübergestellt mit den Simulationen mit einer Berücksichtigung der Gasdispersion *SimC* und *SimD*. Die vollständigen Ergebnisse dieser Simulationen sind dem Anhang E.3 zu entnehmen.

Ein direkter Vergleich der Abbildungen 4.7 und 4.8 zeigt für die untersuchten Fälle,  $D_z = 0,1$  und  $D_z = 0,01$  keine merkliche Abhängigkeit der Gasdispersion auf die Verteilung der Bilanzgrößen. Die Diagramme mit und ohne Berücksichtigung einer Gasrückvermischung zeigen die nahezu identische Resultate. Die Tabelle 4.8 zeigt die Ergebnisse wesentlicher Prozessparameter für die Simulationen *SimC* und *SimD*. Die Betrachtung der Annahmen für diese Modellvorstellungen zeigt, dass

Tabelle 4.8: Ergebnisse der Simulationsrechnung *SimC* und *SimD* unter Variation der Koeffizienten für die Gasdispersion

Parameter	Einheit	SimC	SimD
		$D_z = 0,1$	$D_z = 0,01$
Fluidisierungsluft am Austritt:			
mittl. Temperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	79,8	79,8
mittl. absolute Feuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,013	0,013
mittl. Lufttemperatur in der Schicht $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	81,8	84,0
mittl. Partikelbenetzungsgrad $\phi$	%	1,8	1,8
mittl. Partikeltemperatur $\vartheta_P$	$^{\circ}C$	80,9	83,1
mittl. Filtemperatur $\vartheta_{Film}$	$^{\circ}C$	33,0	34,9

diese Ergebnisse durchaus zu erwarten gewesen sind. Der Einfluss der Rückvermischung gewinnt erst für kleine Reynoldszahlen an Bedeutung, da der scheinbare Stoffübergangskoeffizient geringer wird. Die Abbildung 4.9 zeigt die Darstellung des

Sh in Abhängigkeit der Reynoldszahl für die beiden Modellvorstellungen. Demnach sind Abweichungen bei  $Re \leq 10$  zu erwarten. Daher wurden die Simulationen mit einem anderen Schichtmaterial wiederholt. Es wurde der Durchmesser als Partikeleigenschaft geändert, wonach sich, bei entsprechender Anpassung der pneumatischen Bedingungen über eine Verringerung des Fluidisierungsluftmassenstromes  $\dot{m}_L$ , eine Reynoldszahl von  $Re = 7$  ergibt (vgl. zu *SimC* und *SimD*  $Re = 1200$ ). Infolge dessen wurde die Eindüsungsmenge  $\dot{m}_{Eind}$  ebenfalls verringert. Die Tabelle 4.9 zeigt die Parameter für die Simulationen mit kleineren Partikeln, die nach Geldart mit B klassifiziert werden. Die Rechnungen sind für dieses Partikelsystem mit jeweils zwei

Tabelle 4.9: Simulationsparameter für die Berechnung des Partikelsystems der Geldart-Klasse B

Parameter	Einheit	Größe
Fluidisierungsluft am Eintritt:		
Luftmassenstrom $\dot{m}_L$	$kg/h$	250
Lufttemperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	100
Luftfeuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,005
Wirbelmaterial: Kunststoff		
Bettmasse $m_P$	$kg$	20
Durchmesser der Partikel $d_P$	$mm$	0,2
Dichte der Partikel $\rho_P$	$kg/m^3$	1380
Wärmekapazität der Partikel $c_P$	$J/(kgK)$	940
Wärmeleitfähigkeit der Partikel $\lambda_P$	$W/(mK)$	0,17
Eindüsbungsbedingungen:		
simulierte Düse	$[-]$	Einstoff
Düsenwinkel $\Theta_{Duese}$	$^{\circ}$	40
Eindüsbungsmenge $\dot{m}_W$	$kg/h$	5,0
Eindüsbungstemperatur $\vartheta_W$	$^{\circ}C$	20
Tropfengröße	$\mu m$	200
Tropfengeschwindigkeit	$m/s$	20
Kritische Auftreffgeschwindigkeit	$m/s$	Modell Mundo

verschiedenen Kombinationen der Dispersionskoeffizienten mit und ohne Berücksichtigung der Gasdispersion durchgeführt worden (vgl. Tabelle 4.10). Die Abbil-

Tabelle 4.10: Dispersionskoeffizienten für die Variation der Dispersion des Fluidisierungsgases für Partikel der Geldart-Klasse B

Parameter	Einheit	SimE	SimF	SimG	SimH
Feststoffdispersion axial $D_z$	$m^2/s$	0,1	0,01	0,1	0,01
Gasdispersion axial $D_z$	$m^2/s$	$[-]$	$[-]$	0,1	0,01
Feststoffdispersion radial $D_r$	$m^2/s$	0,01	0,001	0,01	0,001
Gasdispersion radial $D_r$	$m^2/s$	$[-]$	$[-]$	0,01	0,001

dungen 4.10 und 4.11 zeigen den Vergleich der Simulationsergebnisse mit und ohne Berücksichtigung der Luftvermischung für die Dispersionskoeffizienten  $D_z = 0,1$

Tabelle 4.11: Ergebnisse der Simulationsrechnung *SimE* bis *SimH* unter Variation der Koeffizienten für die Gasdispersion

Parameter	Einheit	SimE	SimF	SimG	SimH
Feststoffdispersionskoeffizient $D_z$		0,1	0,01	0,1	0,01
Gasdispersionskoeffizient $D_z$		0	0	0,1	0,01
Fluidisierungsluft am Austritt:					
mittl. Temperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	50,6	50,7	51,0	50,8
mittl. absolute Feuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,025	0,025	0,025	0,025
mittl. Lufttemperatur Schicht $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	50,8	52,4	51,2	52,4
mittl. Partikelbenetzungsgrad $\phi$	%	0,3	0,3	0,3	0,3
mittl. Partikeltemperatur $\vartheta_P$	$^{\circ}C$	50,8	52,4	51,2	52,4
mittl. Filmtemperatur $\vartheta_{Film}$	$^{\circ}C$	29,5	30,8	31,0	31,0

und  $D_z = 0,01$ . Die Simulationsrechnungen für Partikel der Geldart-Klasse B zeigen bei einer geringen Feststoff- und Luftdispersion ( $D_z = 0,01$ ) nahezu identische Ergebnisse bei Be- und Nichtberücksichtigung der Rückvermischung (Abbildung 4.11). Einzig die Betrachtung der Luftfeuchte zeigt im Bereich der Eindüsung eine bessere Gleichverteilung, so dass das Einknicken der Luftfeuchte in diesem Gebiet fast vollständig aufgehoben wird. Einen höheren Einfluss der Gasvermischung auf die Bilanzgrößenverteilungen ist in Abbildung 4.10 bei  $D_z = 0,1$  nachweisbar. Über die Schichthöhe wird die Flüssigkeit auf den Partikeln gleichmäßiger in die Fluidisierungsluft verdampft, wodurch sich die Gradienten der Luftfeuchte  $Y_L$  in axialer Richtung verringert ausbilden. In radialer Richtung ist sie infolge der Quervermischung der Luft nahezu vollständig gleichmäßig. Eine Reduzierung der axialen Gradienten ist ebenfalls in der Betrachtung der Flüssigkeitsfilmtemperatur  $\vartheta_{Film}$  ersichtlich. Eine weitere Erhöhung der Gasdispersion lässt sich durch eine Verstärkung der Feststoffvermischung erreichen, allerdings sind die Effekte schwer nachzuweisen, da allein eine verstärkte Vermischung der Partikel eine Homogenisierung der Bilanzgrößen zur Folge hat und die Feststoffdurchmischung den Einfluss dominiert. Die Tabelle 4.11 stellt die wesentlichen Ergebnisse der Simulationen *SimE* bis *SimH* zusammenfassend gegenüber.

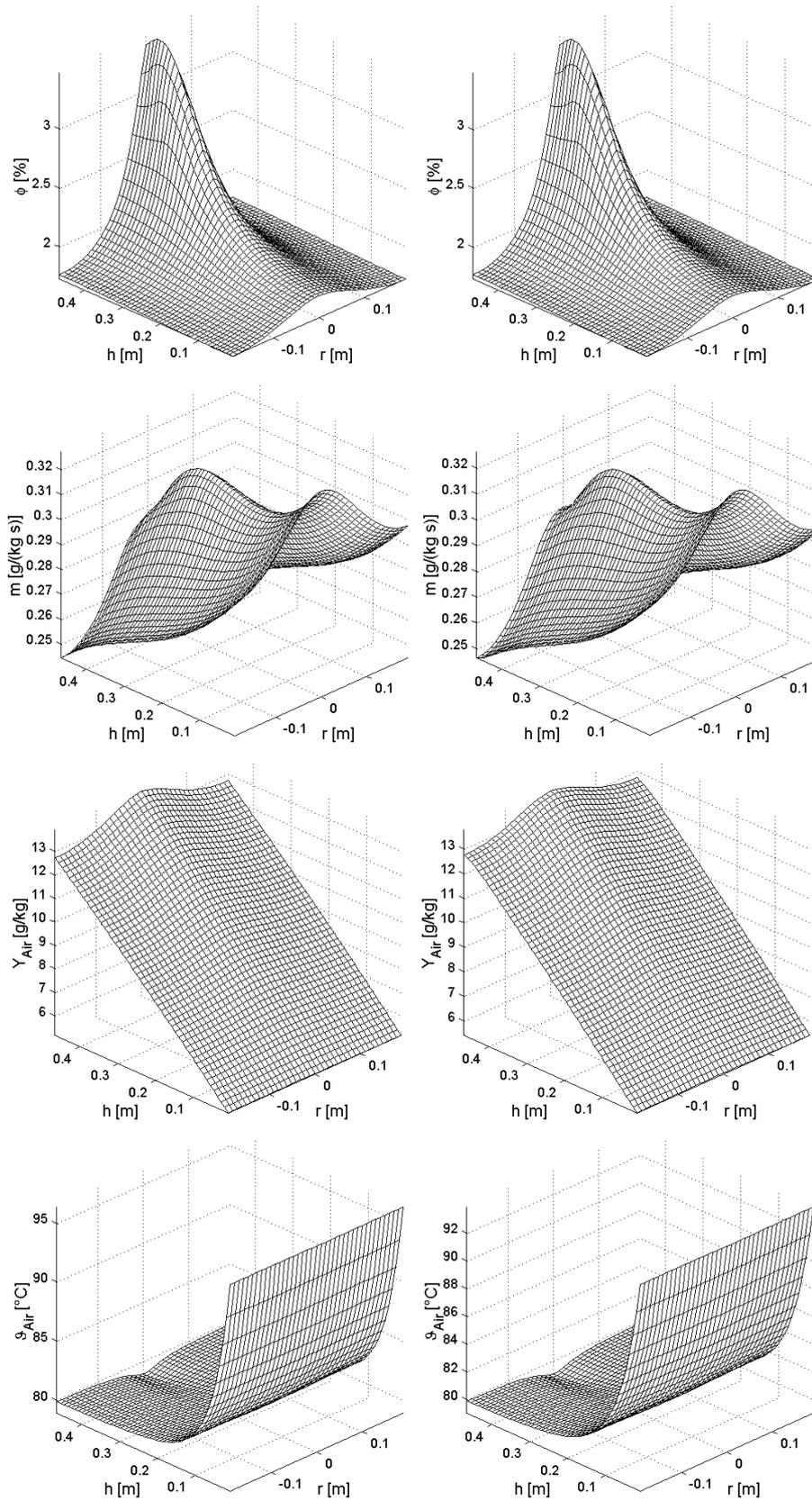


Abbildung 4.7: Einfluss der Gasdispersion für Partikel der Geldart-Klasse D bei  $D_z = 0, 1$ : links - ohne Gasdispersion (*SimA*); rechts - mit Gasdispersion (*SimC*)

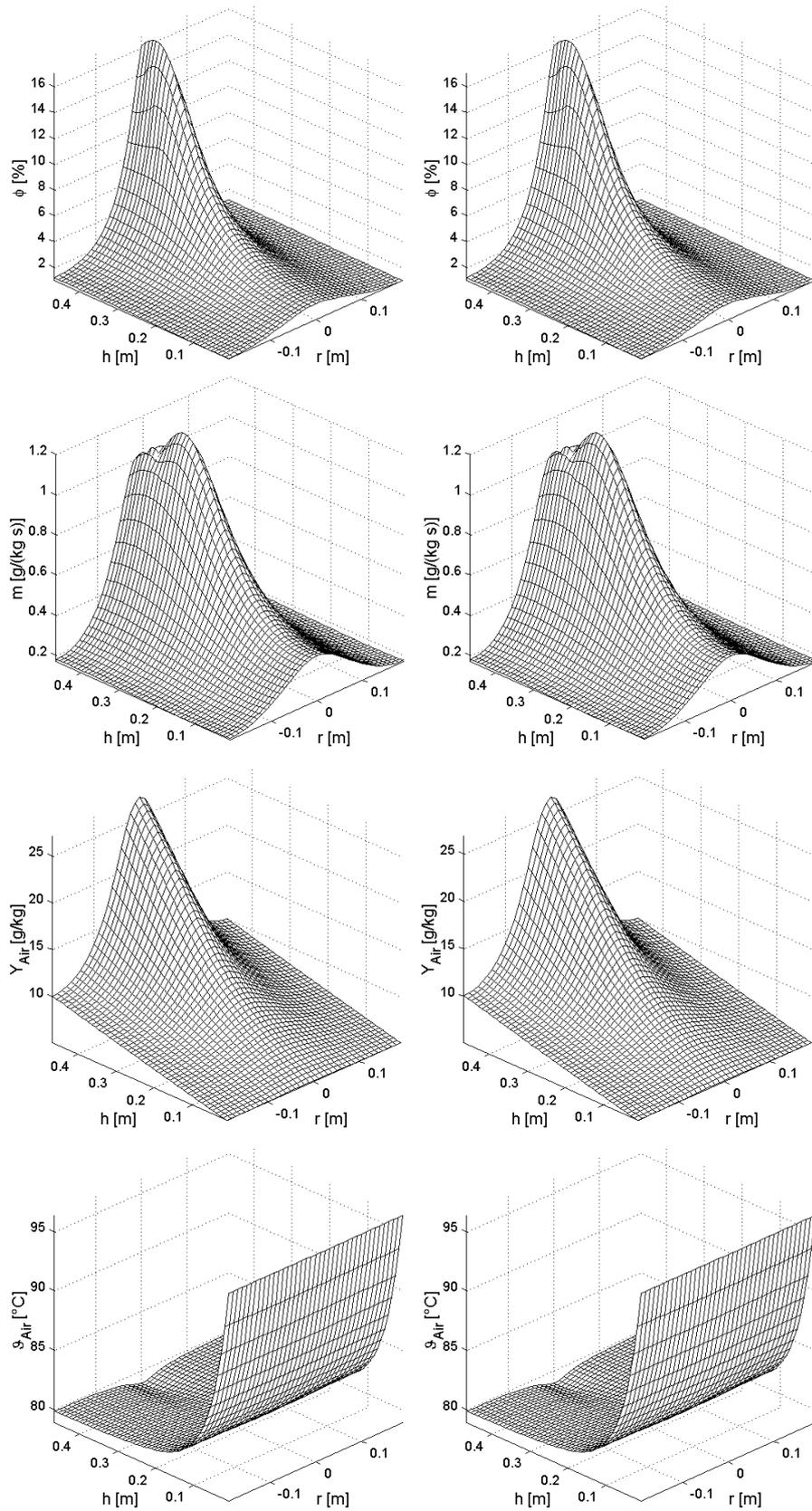


Abbildung 4.8: Einfluss der Gasdispersion für Partikel der Geldart-Klasse D bei  $D_z = 0,01$ : links - ohne Gasdispersion (*SimB*); rechts - mit Gasdispersion (*SimD*)

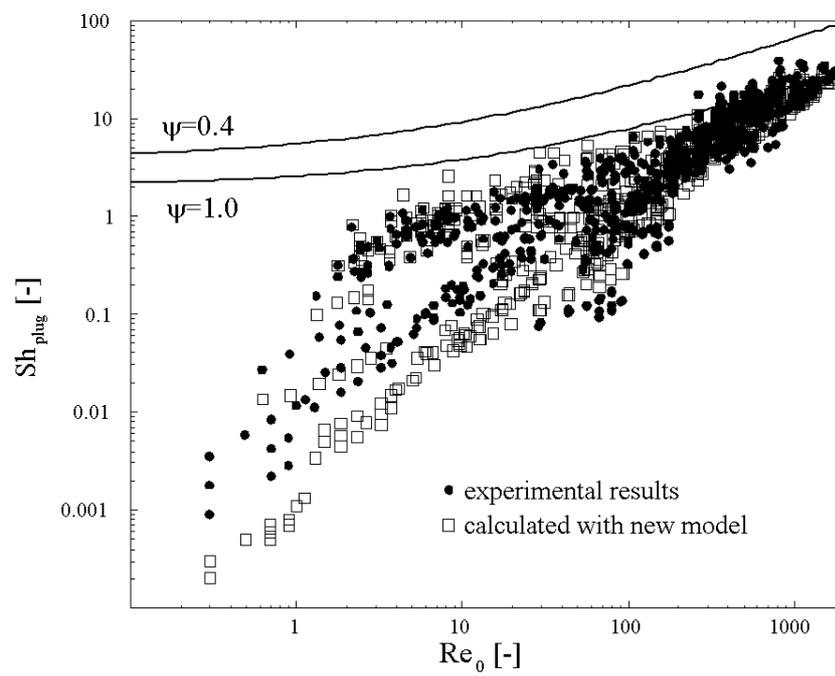


Abbildung 4.9: Stoffübergang in Abhängigkeit von der Reynolds-Zahl nach *Groenewold* und *Tsotsas* [30]

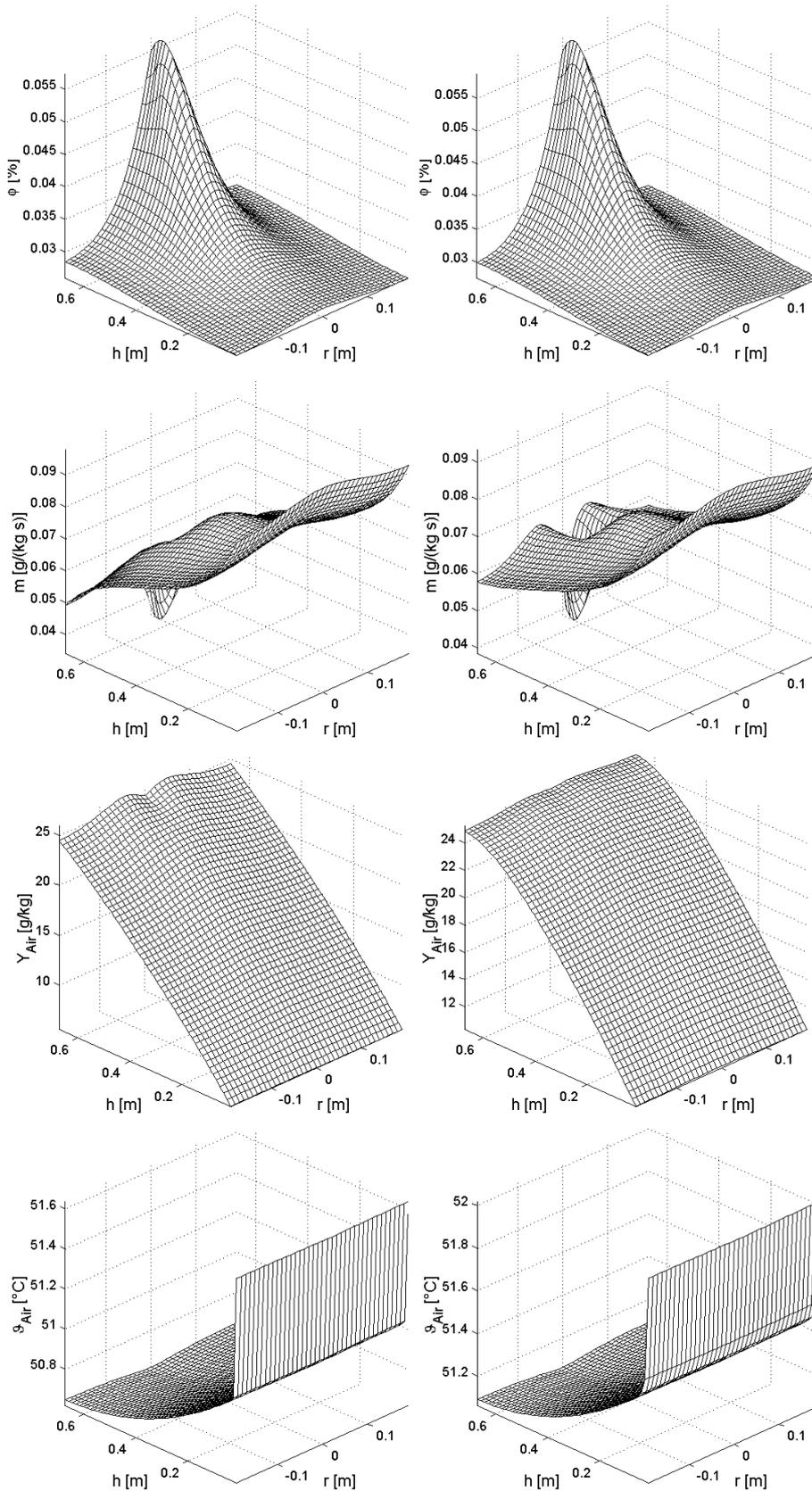


Abbildung 4.10: Einfluss der Gasdispersion für Partikel der Geldart-Klasse B bei  $D_z = 0, 1$ : links - ohne Gasdispersion (*SimE*); rechts - mit Gasdispersion (*SimG*)

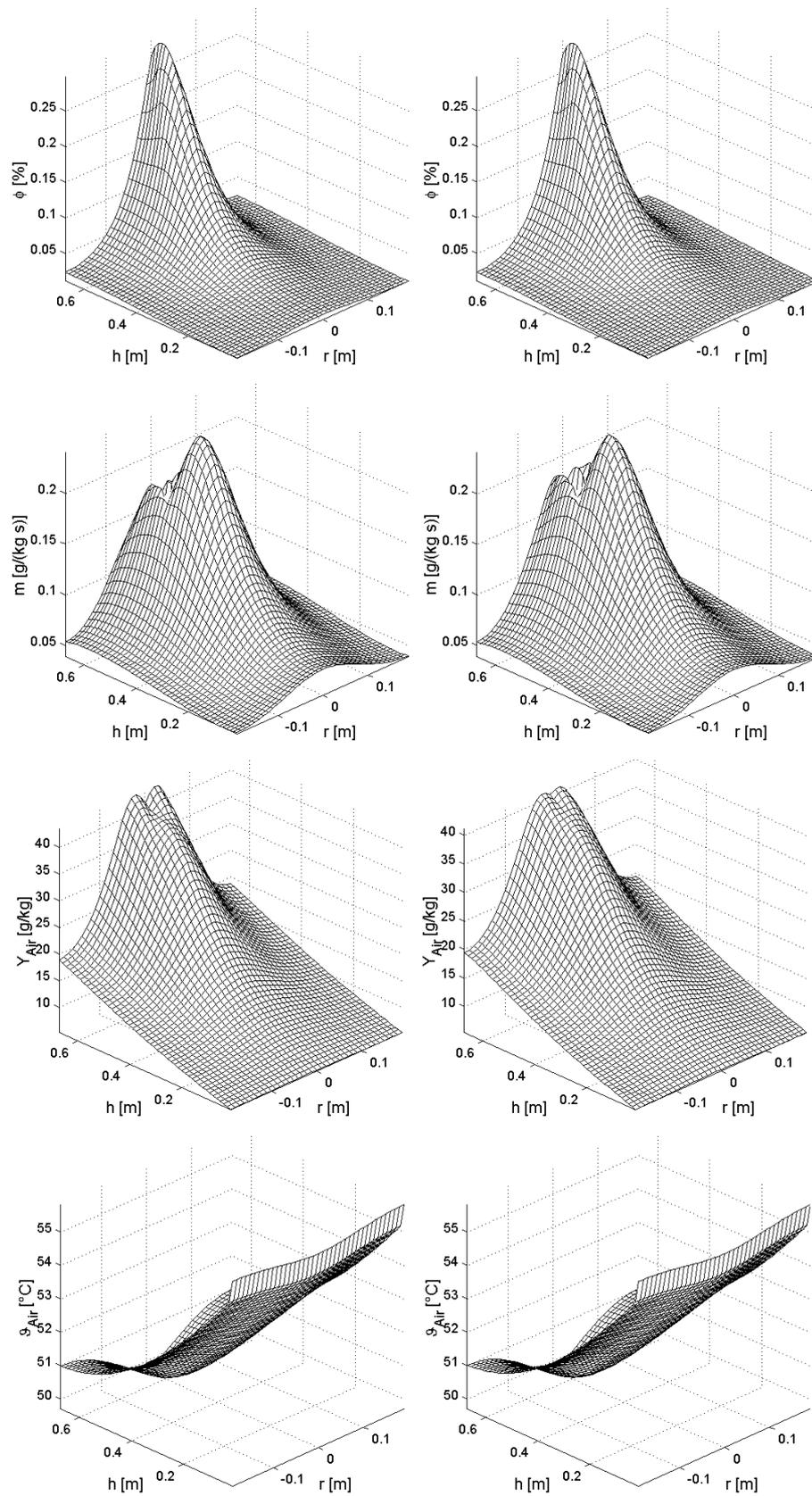


Abbildung 4.11: Einfluss der Gasdispersion für Partikel der Geldart-Klasse B bei  $D_z = 0,01$ : links - ohne Gasdispersion (*SimF*); rechts - mit Gasdispersion (*SimH*)

### 4.2.1.3 Einfluss der Flüssigkeitsabscheidung

Die Ausgangssimulation berücksichtigt die Flüssigkeitsabscheidung  $\varphi_A$  nach *Löffler* [67]. Für den darin enthaltene Haftanteil  $h_A$  wird die Berechnung der kritischen Auftreffgeschwindigkeit  $u_{kr}$  nach *Mundo* [91] zu Grunde gelegt. Durch das in Abschnitt 3.3 vorgestellte neue Modell wird die örtliche Tropfengeschwindigkeit  $u_{Tr}$  ermittelt, die in die Berechnung des Haftanteils eingeht und somit den Grad der Flüssigkeitsabscheidung wesentlich mitbestimmt. Der Haftanteil ist somit örtlich abhängig. Darüber hinaus lassen sich durch dieses Modell die Verwendung von Zweistoffdüsen simulieren, die einen Einfluss auf das Lückenvolumen  $\varepsilon$  in Düsennähe ausüben und somit als weitere Parameter zur Charakterisierung der Abscheidung beitragen.

In dem von *Heinrich* [34] vorgestellten Modell wird ein Abscheidegrad  $\varphi_A$  berechnet, in dem ein vom Tropfendurchmesser abhängiger Haftanteil gesetzt wird, der über das gesamte Eindüsungsgebiet konstant ist. Seinen Berechnungen legte er einen Wert für den Haftanteil von  $h_A = 0,25$  zu Grunde. Die folgenden Simulationsrechnungen stellen die verschiedenen Modelle hinsichtlich der Bestimmung des Haftanteiles gegenüber, wiederum bezogen auf die stationäre Lösung der *Ausgangssimulation* in Abschnitt 4.1. Die Simulationsparameter sind der Tabelle 4.12 zu entnehmen.

Tabelle 4.12: Simulationsparameter für die Variation des Haftanteiles/Abscheidung

Parameter	Einheit	Größe
SimI $h_A$ gesetzt	[-]	0,07
SimJ $h_A$ gesetzt	[-]	0,25
SimK $h_A$ gesetzt	[-]	1,0
<i>Düsenluft berücksichtigt:</i>		
SimL		
Luftgeschwindigkeit am Düsenaustritt $w_{Duese}$	<i>m/s</i>	210
SimM - wie SimL, jedoch mit doppelter Tropfengeschwindigkeit $w_{Tr}$	<i>m/s</i>	40

Die unterschiedlichen Modellvorstellungen von *Link* [64] (vergleichbar *SimK*) und *Mundo* [91] (vgl. *Ausgangssimulation*) sind bereits in Abschnitt 3.3 diskutiert worden. Die Modifizierung des Modells von *Mundo* [91] durch Erweiterung des Einflusses der Verdüsungsluft (SimL und SimM) berührt nicht die Berechnung der kritischen Tropfengeschwindigkeit  $w_{Tr}$  und geht nicht in den Haftanteil ein. Ein hoher Haftanteil, wie er sich nach *Link* berechnet, bewirkt eine hohe Flüssigkeitsbelastung in Eindüsungsnähe und demnach größere Partikelbenetzungsgrade.

Die örtliche Flüssigkeitsbelastung  $m$  der Ausgangssimulation und der Simulationen mit gesetztem Haftanteil sind in der Abbildung 4.12 gegenübergestellt. Die Werte für den Haftanteil der Simulationen *SimI* und *SimK*, wurden gewählt, da sie ein Extrem für die minimale und maximale örtliche Flüssigkeitsbelastung hervorrufen. Bei einem geringen Haftanteil dringt die Flüssigkeit bis zum Anströmboden, wobei hingegen bei einem hohen Haftanteil die Flüssigkeit sofort in Düsennähe abgeschieden wird. Ein Haftanteil  $h_A$  von 0,25 zeigt ein ähnliches Profil zur berechneten Flüssigkeitsbelastung nach *Mundo* [91], jedoch mit einem progressiveren Abfall. Der Haftanteil beeinflusst sehr stark den Verlauf des örtlichen Benetzungsgrades und somit den der Flüssigkeitsfilmtemperatur in Düsennähe. Die Abbildung 4.13 zeigt die Gegenüberstellung des Benetzungsgrades  $\phi$ , der Filmtemperatur  $\vartheta_{Film}$  und der

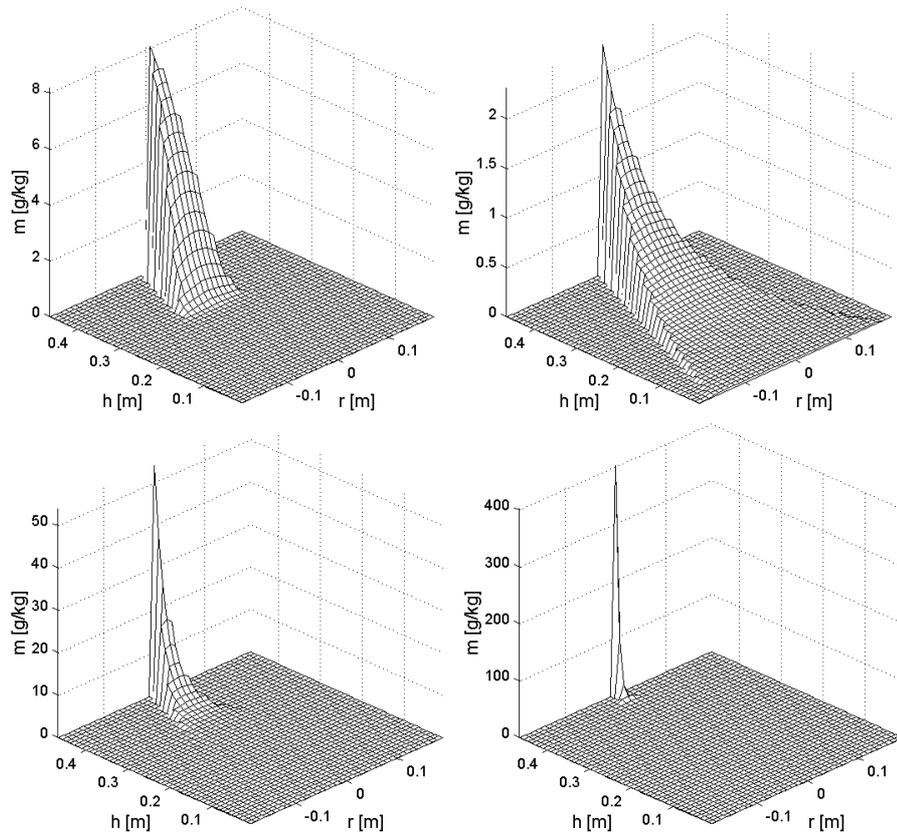


Abbildung 4.12: Einfluss des Haftanteiles  $h_A$  auf die örtliche Flüssigkeitsbelastung  $m$ : oben, links - Berechnung nach *Mundo* [91] (*Ausgangssim*); oben, rechts - 0,07 (*SimI*); unten, links - 0,25 (*SimJ*); unten, rechts - 1,0 (*SimK*)

Lufttemperatur  $\vartheta_L$  für die Simulationsrechnungen *SimI* und *SimK*.

Die Tabelle 4.13 zeigt die Ergebnisse der Simulationsrechnungen *SimI* bis *SimK* für die Variation des Haftanteiles.

Die Abbildung 4.15 zeigt die Simulationsergebnisse für die Berücksichtigung einer kritischen Auftreffgeschwindigkeit nach *Mundo* [91] und Berücksichtigung des Zerstäubungsgases einer Zweistoffdüse unter Variation der Tropfengeschwindigkeit. Die Betrachtung der örtlichen Flüssigkeitsbelastung veranschaulicht, dass in Düsennähe keine Flüssigkeit abgeschieden wird, da aufgrund des Lufteintrages der Düse die Schicht insofern gestört wird, dass keine Partikel vorhanden sind, an denen eine Abscheidung stattfinden kann. Die Verdopplung der Tropfengeschwindigkeit lässt die Flüssigkeit tiefer in die Schicht eindringen, wodurch sie auch gleichmäßiger verteilt wird und eine gleichmäßigere Verdampfung über die Schichthöhe bewirkt wird. Die Tabelle 4.14 fasst die wesentlichen Simulationsergebnisse zusammen.

Die Variation der Flüssigkeitsabscheidung zeigt enorme Unterschiede in den Profilen der kritischen Eindüsungszone. Aufgrund der intensiven Feststoffdurchmischungen haben sie jedoch einen recht geringen Einfluss auf die Verteilung der Temperatur und Feuchtigkeit der Fluidisierungsluft insgesamt. Geringe Haftanteile bewirken eine gleichmäßigere Verteilung der Flüssigkeit in der Schicht, jedoch ist die Gefahr des Durchdringens von Flüssigkeit bis zum Anströmboden gegeben. Die vollständigen Ergebnisse aller Simulationsrechnungen sind dem Anhang E.4 zu entnehmen.

Tabelle 4.13: Ergebnisse der Simulationsrechnung SimI, SimJ und SimK unter Variation des Haftanteiles

Parameter	Einheit	SimI	SimJ	SimK
		0,07	0,25	1,0
Fluidisierungsluft am Austritt:				
mittl. Temperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	79,8	79,8	79,8
mittl. absolute Feuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,013	0,013	0,013
mittl. Lufttemperatur in der Schicht $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	81,8	81,8	80,8
mittl. Partikelbenetzungsgrad $\phi$	%	1,8	1,8	1,8
mittl. Partikeltemperatur $\vartheta_P$	$^{\circ}C$	80,9	80,8	81,7
mittl. Filmtemperatur $\vartheta_{Film}$	$^{\circ}C$	33,2	33,2	33,2

Tabelle 4.14: Ergebnisse der Simulationsrechnung *SimL* und *SimM* zum Einfluss der Düsenluft unter Variation der Tropfengeschwindigkeit

Parameter	Einheit	SimL	SimM
Fluidisierungsluft am Austritt:			
mittlere Temperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	79,8	79,8
mittlere absolute Feuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,013	0,013
mittlere Lufttemperatur in der Schicht $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	81,8	81,8
mittlerer Partikelbenetzungsgrad $\phi$	%	1,8	1,8
mittlere Partikeltemperatur $\vartheta_P$	$^{\circ}C$	80,9	80,9
mittlere Filmtemperatur $\vartheta_{Film}$	$^{\circ}C$	33,2	33,2

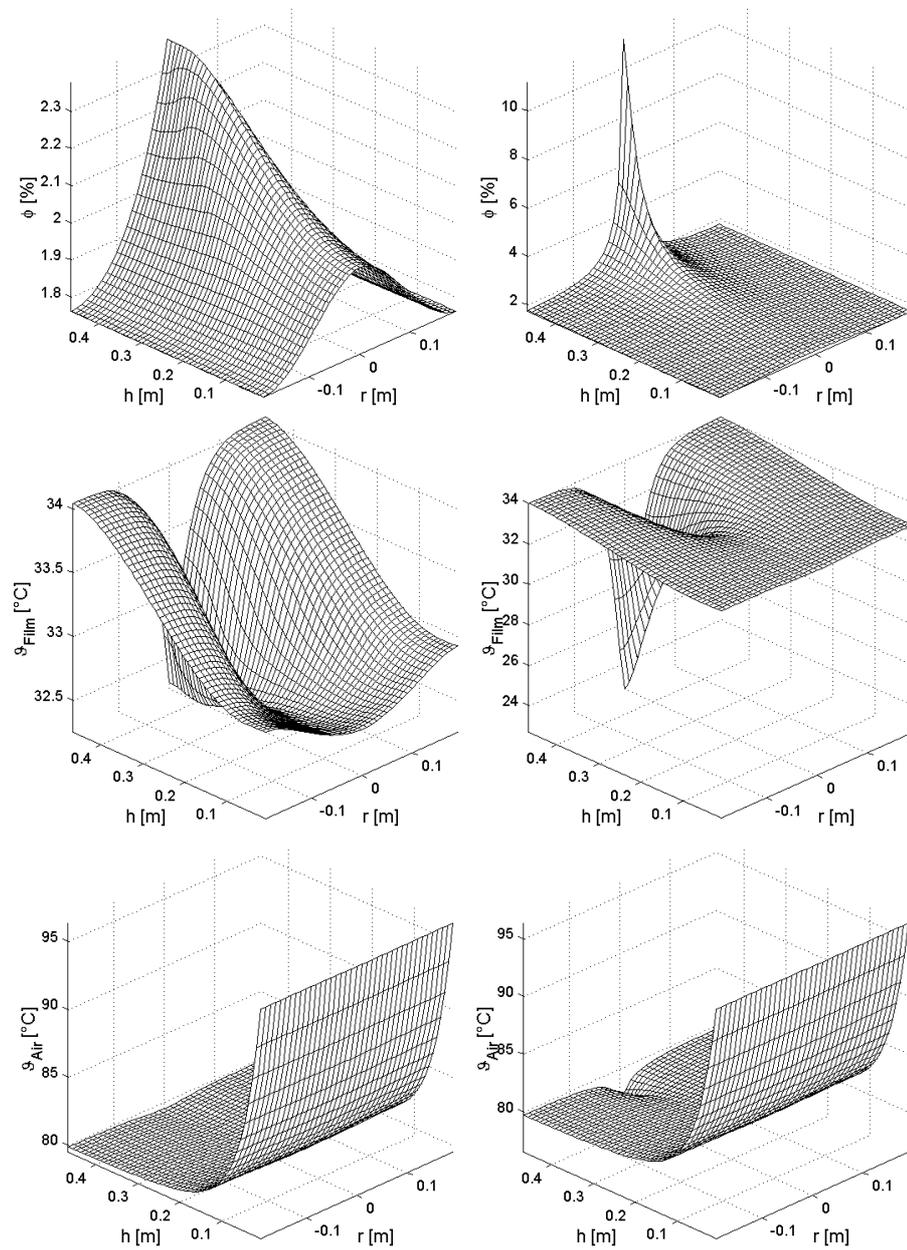


Abbildung 4.13: Einfluss des gesetzten Haftanteiles  $h_A$ : links -  $h_A = 0,07$  (*SimI*); rechts -  $h_A = 1,0$  (*SimK*)

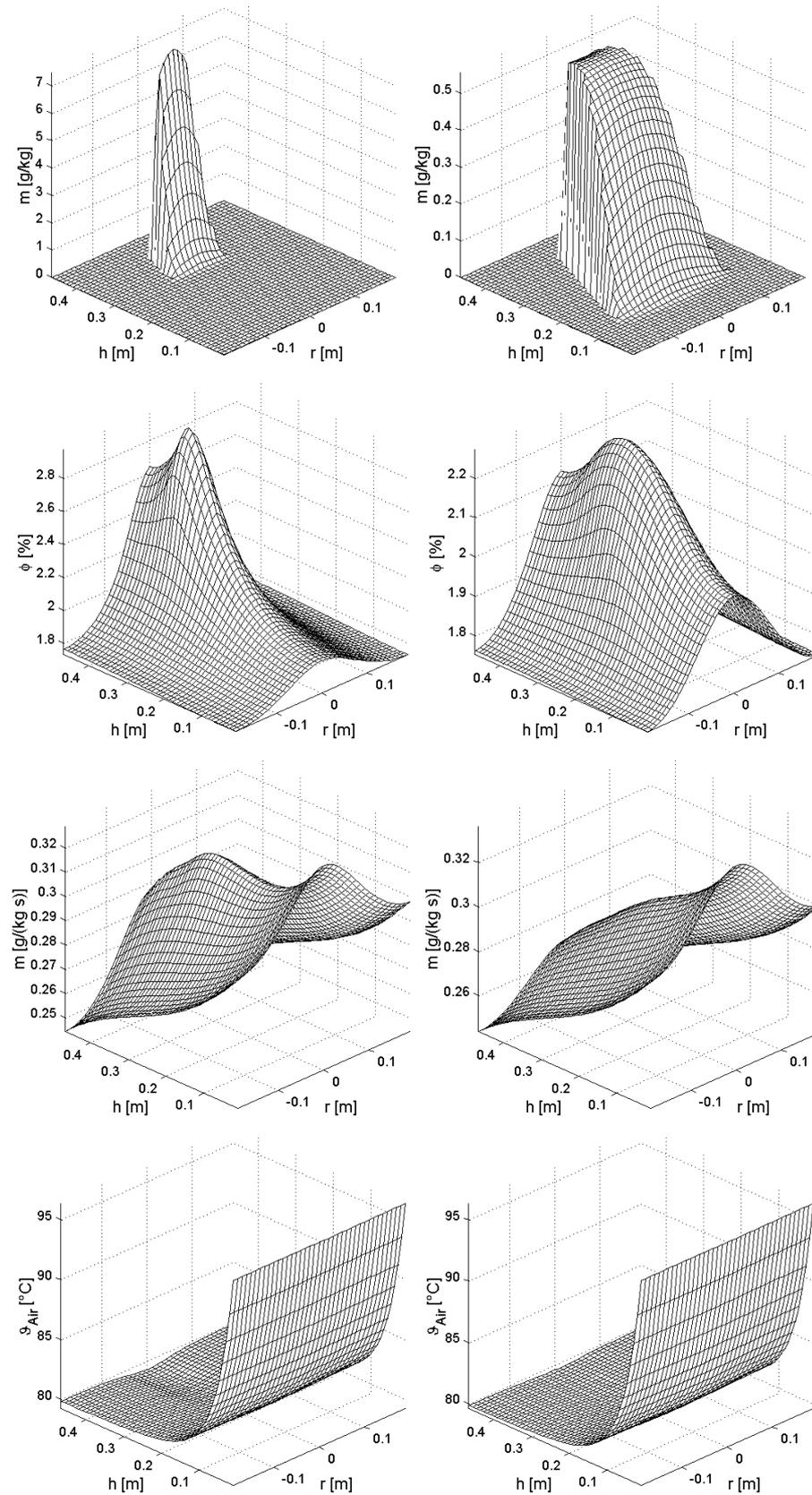


Abbildung 4.14: Einfluss der Düsenluft und Tropfengeschwindigkeit: links - *SimL*; rechts - *SimM*

#### 4.2.1.4 Variation der direkt verdampften Wassermenge

Unter der direkt verdampften Wassermenge wird der Teil der eingebrachten Flüssigkeit verstanden, der auf dem Weg von der Eindüsung bis zur Abscheidung an den Partikeln direkt in das Fluidisierungsgas übergeht. In der Tabelle 4.15 sind die Parametervariationen zusammengefasst.

Tabelle 4.15: Simulationsparameter für die Variation der direkt verdampften Wassermenge

Parameter	Einheit	SimN	SimO	SimP
Anteil der Direktverdampfung $k_{V_{erd,dir}}$	[%]	3	5	10

Die Simulationen betrachten Massenanteile bis max. 10%, so dass der Einfluss auf den Benetzungsgrad  $\phi$  sich ebenfalls nur in dieser Größenordnung bewegen kann und daraus geringe Einflüsse auf die Flüssigkeitsfilm-  $\vartheta_{Film}$  und Feststofftemperatur  $\vartheta_P$  resultieren. Eine Abhängigkeit der örtlichen Flüssigkeitsbelastung  $m$  ist der Vorstellung nach nicht gegeben. Die Abbildung stellt die Ergebnisse der Simulationen *SimN* und *SimP* gegenüber.

In allen vorherigen Simulationen schied sich die eingebrachte Flüssigkeit an den Partikeln ab und die Verdampfung der Flüssigkeit von den Partikeln erfolgte infolge der Partikeldispersion in Abhängigkeit des Benetzungsgrades  $\phi$  über den gesamten Raum. Durch die Direktverdampfung geht bezogen auf den vergleichsweise geringen Eindüsbereich eine erhebliche Menge an Wasserdampf in die Fluidisierungsluft über. In der Folge dessen steigt die örtliche Luftfeuchte stark an, wobei im Gegensatz die Lufttemperatur in diesem Gebiet stark abfällt. Der Anstieg der Luftfeuchte kann bis zur Sättigung erfolgen, dass entweder keine Triebkraft für eine weitere Verdampfung vom Flüssigkeitsfilm möglich ist oder eine Kondensation von bereits in der Fluidisierungsluft gebundenen Flüssigkeit am Partikelfilm, also einer weiteren Befeuchtung der Partikel, die Folge ist. Die Tabelle 4.16 fasst die wesentlichen Größen der Simulationsrechnungen zusammen. Die vollständigen Abbildungen zu den Simulationen der Direktverdampfung sind im Anhang E.5 dargestellt.

Tabelle 4.16: Ergebnisse der Simulationsrechnung *SimN*, *SimO* und *SimP* unter Variation der Direktverdampfung

Parameter	Einheit	SimN 3%	SimO 5%	SimP 10%
Fluidisierungsluft am Austritt:				
mittl. Temperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	79,8	79,8	79,8
mittl. Feuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,013	0,013	0,013
mittl. Lufttemperatur in der Schicht $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	81,9	81,9	82,0
mittl. Partikelbenetzungsgrad $\phi$	%	1,8	1,7	1,6
mittl. Partikeltemperatur $\vartheta_P$	$^{\circ}C$	81,0	81,1	81,2
mittl. Filmtemperatur $\vartheta_{Film}$	$^{\circ}C$	33,2	33,2	33,2

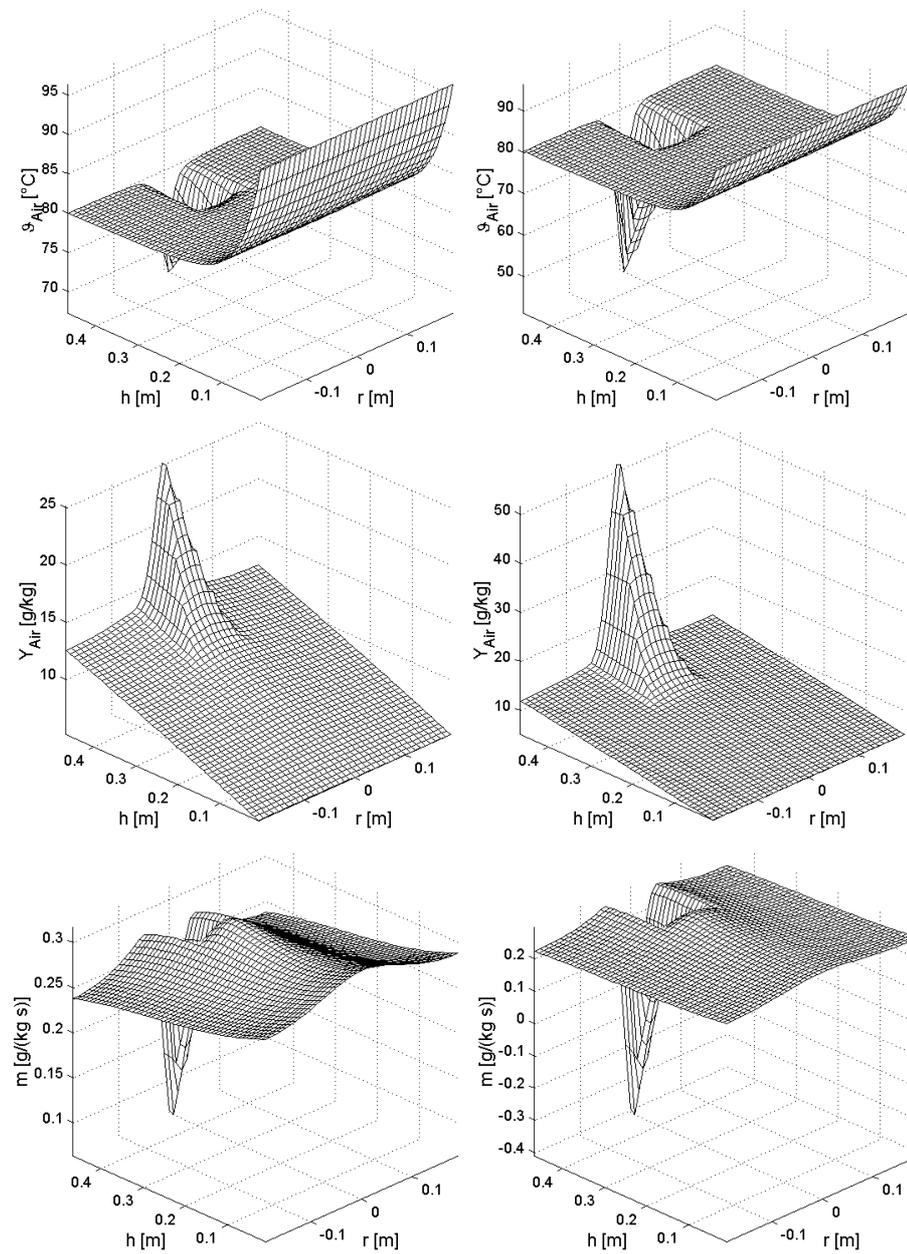


Abbildung 4.15: Einfluss der Direktverdampfung: links - 3% (*SimN*); rechts - 10% (*SimP*)

## 4.2.2 Variation von technischen Parametern

Unter der Variation von technischen Parametern werden die Größen verstanden, mit denen ein direkter Einfluss auf den Prozess genommen werden kann. Darunter können die Fluidisierungsluftmenge und -temperatur, Flüssigkeitseigenschaften wie Temperatur, Dichte u.v.m. verstanden werden. Die folgenden Darstellungen beschränken sich auf Untersuchungen zur Eindüsungscharakteristik, die in Analogie zu den vorherigen Betrachtungen mit der stationären Lösung der Simulation in Abschnitt 4.1 vergleichbar sind.

### 4.2.2.1 Variation der Eindüsungsmenge

Die Abbildung 4.16 zeigt die Ergebnisse der Simulationsrechnung SimQ bei einer Verdopplung der Eindüsungsmenge  $\dot{m}_{Eind}$  von 20 kg/h auf 40 kg/h gegenüber der Ausgangssimulation.

Aufgrund der gleichen Eindüsbungsbedingungen wie Tropfengeschwindigkeit, Sprühwinkel, Tropfengröße usw. sind die Abscheidebedingungen unverändert. Die Flüssigkeit wird demnach in gleicher Weise aufgeteilt, jedoch mit einer anderen raumbezogenen Menge. Die örtliche Flüssigkeitsbelastung  $m$  zeigt daher das gleiche Profil mit nahezu verdoppelten Absolutwerten. Die Vermutung liegt daher nahe, dass sich der Benetzungsgrad  $\phi$  ähnlich verhält. Das ist nicht der Fall, weil eine entscheidende Größe, die den Benetzungsgrad mitbestimmt, wesentlich höhere Werte annimmt, die Luftfeuchte  $Y_L$ . Eine Verdopplung der Stoffaustauschfläche reicht für eine verdoppelte Verdampfungsleistung nicht aus, da die Triebkraft ( $Y_{sat} - Y_L$ ) aufgrund eines höheren Anteils von Wasser in der gleich bleibenden Fluidisierungsluftmenge geringer ist. Dies wird über eine Vergrößerung der Stoffaustauschfläche kompensiert, also mit einem weiteren Anstieg des Benetzungsgrades. Bei gleicher Fluidisierungsluft- und erhöhter Eindüsungsmenge fällt die Lufttemperatur stärker ab und die Luftfeuchte nimmt höhere Werte an. Die örtliche Verdampfungsleistung  $\dot{m}$  erreicht trotz des höchsten Benetzungsgrades in Apparateachse infolge der bereits hohen Sättigung der Luft im Bereich der Eindüsung ein Minimum.

Die vollständigen Simulationsergebnisse sind im Anhang abgebildet. Wesentliche Ergebnisparameter sind in der Tabelle 4.17 zusammenfassend dargestellt.

Tabelle 4.17: Ergebnisse der Simulation *SimQ* unter Variation der Eindüsungsmenge mit  $\dot{m}_{Eind} = 40\text{kg/h}$

Parameter	Einheit	Größe
Fluidisierungsluft am Austritt:		
mittlere Temperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	60,2
mittlere Feuchte $Y_L$	kg/kg	0,021
mittlere Lufttemperatur in der Schicht $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	64,1
mittlerer Partikelbenetzungsgrad $\phi$	%	5,5
mittlere Partikeltemperatur $\vartheta_P$	$^{\circ}C$	62,3
mittlere Filmtemperatur $\vartheta_{Film}$	$^{\circ}C$	31,5

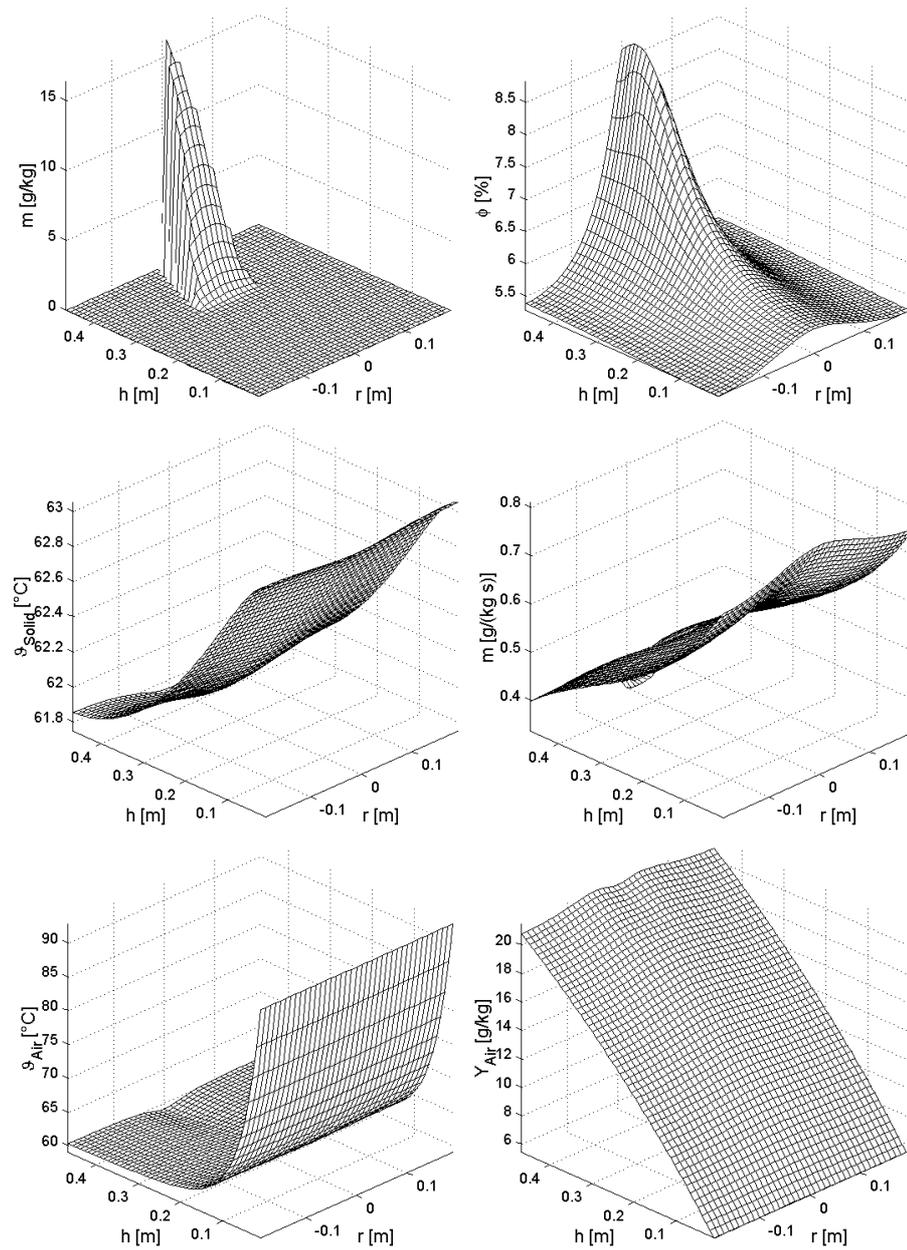


Abbildung 4.16: Einfluss der Eindüsungsmenge:  $\dot{m}_W = 40\text{kg/h}$  (SimQ)

#### 4.2.2.2 Variation von Düsen

Die folgenden Simulationsrechnungen beleuchten den Einfluss unterschiedlicher Düsen auf die Verteilungen der Bilanzgrößen. Betrachtet werden die Berechnungen unter Definition einer Einstoffdüse, einer Zweistoffdüse mit Innenmischung, sowie einer Zweistoffdüse mit Außenmischung für jeweils zwei unterschiedliche Tropfengrößen bei ungleichem Luftdurchsatz der Düse. Die Berechnungsparameter orientieren sich an in der Praxis gebräuchlichen Größen und sind in der Tabelle 4.18 zusammengefasst. Alle weiteren Parameter sind mit denen der Ausgangssimulation identisch.

Tabelle 4.18: Simulationsparameter für die Variation der Düsenart

Parameter	Einheit	SimR	SimS	SimT	SimU
Düsenart		Einstoff	Zweistoff	Zweistoff	Zweistoff
Mischort		[-]	außen	außen	innen
Sprühwinkel $\theta_{Duese}$	°	40	40	40	120
Tropfengeschwindigkeit $w_{Tr}$	$m/s$	5	20	30	15
Tropfendurchmesser $d_{Tr}$	$\mu m$	200	100	50	100
Luftdurchsatz $\dot{m}_{L,Duese}$	$kg/h$	[-]	40	60	12

Die Abbildung 4.17 zeigt die örtlichen Flüssigkeitsbelastungen  $m$  für die Ergebnisse der Simulationen *SimR* bis *SimU*. Die Düsen sind für alle Simulationen zentral oberhalb der Schicht mit nach unten gerichteten Spray positioniert berechnet worden. Die örtliche Flüssigkeitsbelastung erreicht bei der Einstoffdüse, bedingt durch sehr kleine Tropfengeschwindigkeiten, die höchsten Werte, obwohl für diese Berechnung der größte Tropfendurchmesser zu Grunde lag. Die Ausführungen in Abschnitt 3.3 verdeutlichen den höheren Einfluss der Tropfengeschwindigkeit gegenüber dem des Tropfendurchmessers bei der Berechnung des Abscheidegrades. Daraus resultieren die Darstellungen für den Benetzungsgrad  $\phi$ , der für die Einstoffdüse durch die sehr hohe örtliche Flüssigkeitsbelastung auch die höchsten Werte annimmt. Die Maxima der Benetzungsgrade werden in starkem Maß von der Flüssigkeitsabscheidung bedingt und liegen daher an diesen Orten (Abbildung 4.18). Die Abbildungen zur örtlichen Flüssigkeitsbelastung der außenmischenden Zweistoffdüsen (*SimS* und *SimT*) zeigen eine Abscheidung der Flüssigkeit in tieferen Gebieten der Schicht, wodurch die Maxima der Benetzungsgrade ebenfalls tiefer liegen. Die Ursache liegt in dem partikelfreien Gebiet zwischen Düsenkopf und erster abscheidenden Partikelebene, welches durch die Zerstäubungsluft begünstigt wird. Bei kleineren Tropfen, die i.a. durch höhere Zerstäubungsluftdurchsätze erreicht werden, ist eine größere Entfernung der abscheidewirksamen Ebene zur Düse erkennbar. Die Abscheidung ist bei kleineren Tropfen effizienter, was sich ebenfalls durch einen höheren Benetzungsgrad ausdrückt. Die innenmischende Zweistoffdüse weist bei gleicher Flüssigkeitseindüsung geringere Tropfengeschwindigkeiten und einen geringeren Luftmasendurchsatz auf. Der Sprühwinkel ist bei solchen Düsen meist größer als bei außenmischenden Zweistoffdüsen. Im Ergebnis dessen findet eine Abscheidung in den obersten Ebenen der Schicht mit einer größeren radialen Ausdehnung statt, wodurch die örtliche Flüssigkeitsbelastung und somit die Benetzungsgrade in Düsennähe geringer sind. Die Feststoffdispersion sorgt für eine günstige Verteilung der benetzten Partikel, so dass sich für alle Fälle ein annähernd gleicher Benetzungsgrad in weiten Bereichen der Schicht berechnet.

Die Profile für die Lufttemperatur, Luftfeuchte, Feststofftemperatur und Partikelfilmtemperatur ähneln sich für die verschiedenen Düsen stark, lediglich die Mi-

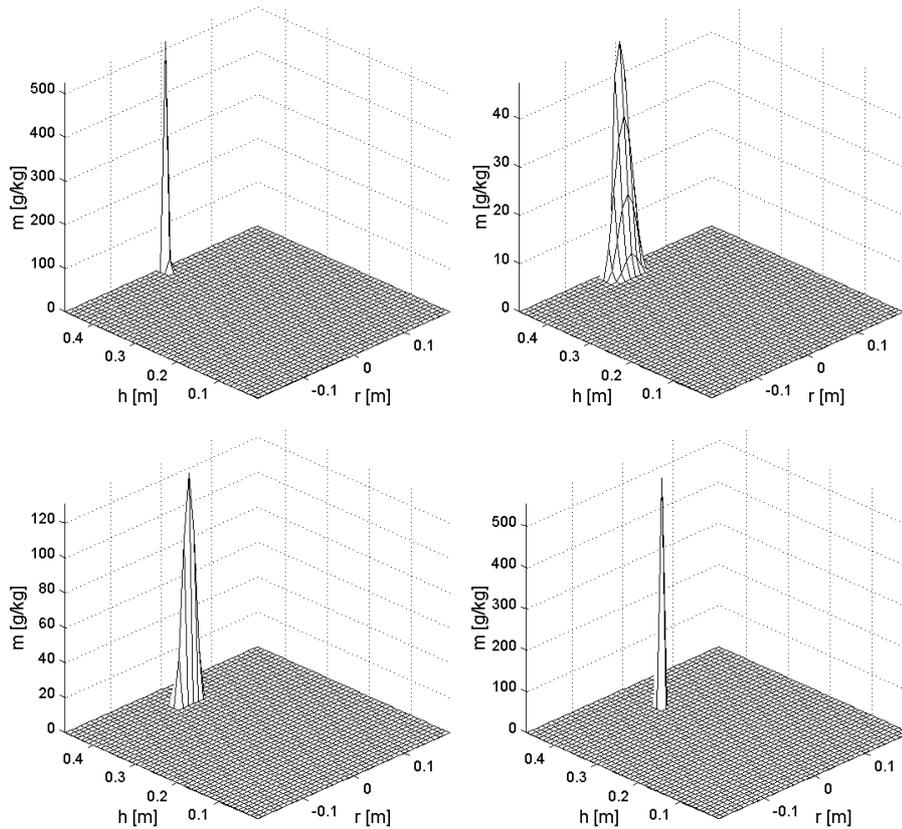


Abbildung 4.17: Örtliche Flüssigkeitsbelastung  $m$ : oben, links - Einstoffdüse ( $SimR$ ); oben, rechts - Zweistoffdüse, innenmischend ( $SimU$ ); unten, links - Zweistoffdüse, außenmischend ( $SimS$ ); unten, rechts - Zweistoffdüse, außenmischend ( $SimT$ )

nima der Flüssigkeitsfilm- und Lufttemperatur variieren leicht in ihrem Ort und Größe durch die örtlichen Benetzungsgrade. Die Abbildung 4.19 zeigt die örtliche Verdampfungsleistung, die ebenfalls eine starke Abhängigkeit zum Benetzungsgrad aufweist und somit eine ähnliche Verteilung für alle berechneten Fälle annimmt, deren Abweichungen mit den Bereichen der örtlichen Maxima der Benetzungsgrade übereinstimmen.

Die Tabelle 4.19 stellt die wesentlichen Ergebnisparameter dar, die die getroffenen Aussagen stützen. Die vollständigen Grafiken zu den Simulationen sind im Anhang E.7 abgebildet.

Die Simulationen zur Düsenvariation zeigen hinsichtlich der Lufttemperatur und -feuchte bezogen auf die gesamte Schicht sehr ähnliche Profile, dagegen weist die Betrachtung der Abscheidung in Düsenhöhe in Abhängigkeit der Tropfengröße und -geschwindigkeit recht unterschiedliche Benetzungsgrade auf.

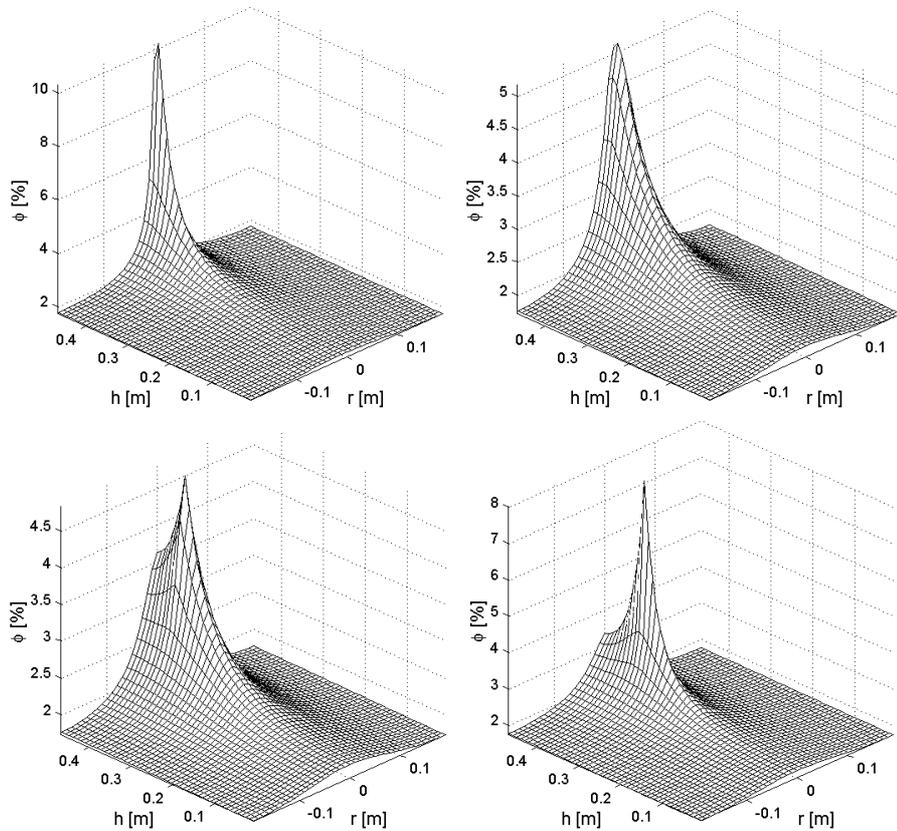


Abbildung 4.18: Örtlicher Benetzungsgrad  $\phi$ : oben, links - Einstoffdüse (*SimR*); oben, rechts - Zweistoffdüse, innenmischend (*SimU*); unten, links - Zweistoffdüse, außenmischend (*SimS*); unten, rechts - Zweistoffdüse, außenmischend (*SimT*)

Tabelle 4.19: Ergebnisse der Simulationsrechnung unter Variation der Düsenart

Parameter	Einheit	SimR	SimS	SimT	SimU
Fluidisierungsluft am Austritt:					
mittl. Temperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	79,6	79,8	79,6	79,7
mittl. absolute Feuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,013	0,013	0,013	0,013
mittl. Lufttemperatur in der Schicht $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	80,8	81,8	81,7	80,9
mittl. Partikelbenetzungsgrad $\phi$	%	1,9	1,8	1,9	1,8
mittl. Partikeltemperatur $\vartheta_P$	$^{\circ}C$	80,7	80,9	80,8	80,9
mittl. Filmtemperatur $\vartheta_{Film}$	$^{\circ}C$	33,2	33,2	33,2	33,2

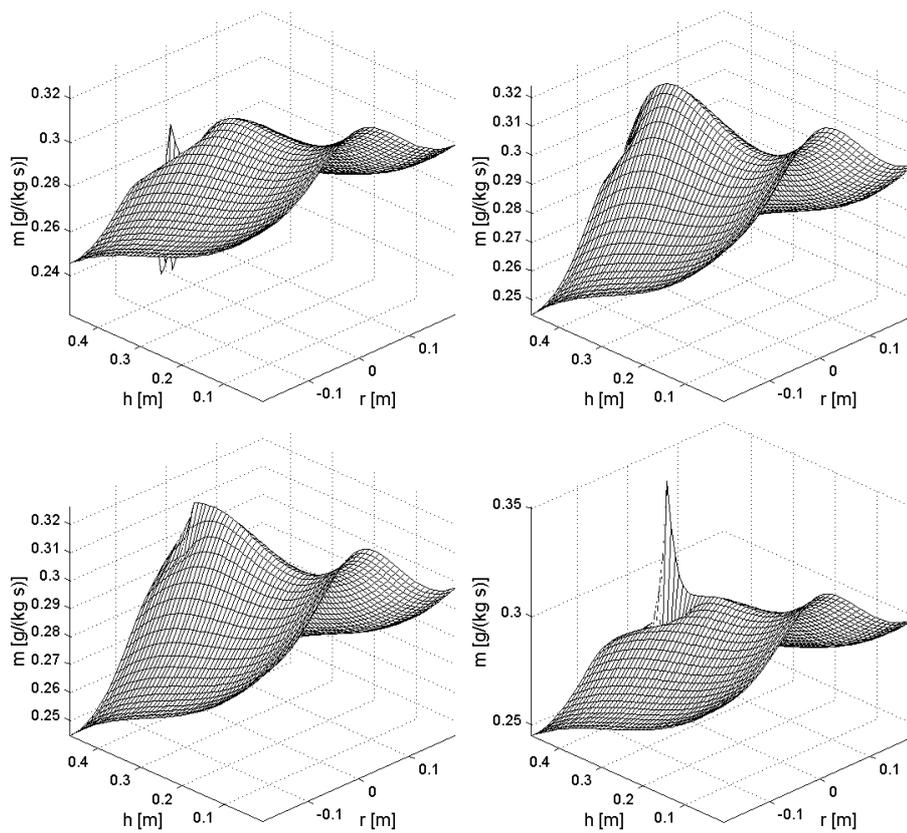


Abbildung 4.19: Örtliche Verdampfungsleistung  $m$ : oben, links - Einstoffdüse (*SimR*); oben, rechts - Zweistoffdüse, innenmischend (*SimU*); unten, links - Zweistoffdüse, außenmischend (*SimS*); unten, rechts - Zweistoffdüse, außenmischend (*SimT*)

### 4.2.3 Variation des Wirbelschichtmaterials

Für die folgenden Simulationen wird mit einem porösem Bettmaterial gerechnet. Die in die Schicht eingebrachte Flüssigkeit bildet im Vergleich zu den bisherigen Simulationen keinen an den Partikeln haftenden Film, sondern wird durch die Poren in das Innere transportiert, wovon dann der Trocknungsprozess ausgeht. Die Bestimmung der für die Berechnung der Bilanzgrößen notwendigen stoffspezifischen Parameter für das zu simulierende Wirbelschichtmaterial  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  sind im Kapitel A.3 aufgeführt. Die Simulationen beschränken sich auf das Material  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  unter Variation des Partikeldurchmessers  $d_P$ , Fluidisierungsbedingungen und der Partikeldispersion. Die zu Grunde gelegten Stoffwerte und Betriebsparameter sind in der Tabelle 4.20 zusammenfassend dargestellt.

Tabelle 4.20: Simulationsparameter für die Variation des Schichtmaterials

Parameter	Einheit	SimV	SimW	SimX
Partikelparameter:				
Durchmesser $d_P$	mm	3,3	1,8	1,8
Dichte $\rho_P$	kg/m <sup>3</sup>	1380	1040	1040
spez. Wärmekapazität $c_P$	J/(kgK)	940	940	940
Wärmeleitfähigkeit $\lambda_P$	W/(mK)	0,17	0,24	0,24
Betriebsparameter:				
Luftmassenstrom $\dot{m}_L$	kg/h	2500	2500	500
Eindüsungsmenge $\dot{m}_{Eind}$	kg/h	20,0	20,0	5,0

Für die Simulation *SimV* wurden aus Gründen der Vergleichbarkeit mit der Ausgangssimulation in Abschnitt 4.1 die Stoffwerte nicht verändert, mit einer notwendigen Ergänzung der für die Berechnung als poröses Material nötigen Stoffdaten. Die Simulationen *SimW* und *SimX* hingegen berücksichtigt Partikelstoffwerte für  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  und eine Reduzierung des Partikeldurchmessers  $d_P$ . Darüber hinaus lagen den Simulationen verschiedene Dispersionskoeffizienten (Index 1 entspricht  $D_z = 0, 1; D_r = 0, 01$  und Index 2 entspricht  $D_z = 0, 01; D_r = 0, 001$ ) zu Grunde.

Die Abbildung 4.20 zeigt die örtliche Flüssigkeitsbelastung  $m$ , die Feuchtebelastung der Partikel  $\phi$  bzw.  $X$  und die Temperaturen der Partikel  $\vartheta_P$ , des Films  $\vartheta_{Film}$  und der Luft  $\vartheta_{Air}$  im Vergleich der Ausgangssimulation mit der Simulation *SimV*<sub>1</sub> bei einem Dispersionskoeffizienten von  $D_z = 0, 1$ .

Der Vorgang der Flüssigkeitsabscheidung wird als materialunabhängig betrachtet, so dass die örtliche Flüssigkeitsbelastung für beide Fälle identisch sein muss. Ähnlich gleiche Profile sind im Vergleich des Benetzungsgrades und der Feuchtebelastung der Partikel aufgrund der getroffenen Modellannahmen ersichtlich. Die Annahmen besagen, dass sich die abgeschiedene Flüssigkeit für nichthyroskopisches Material als Film ausbilden und für hyroskopisches Material die Flüssigkeit ohne Berücksichtigung einer Transportkinetik ins Partikelinnere diffundiert. Die Feststofftemperatur des nichtporösen Materials ist radial gleich verteilt und sinkt über die Höhe leicht ab, die Temperatur des porösen Materials ist dagegen über die gesamte Schicht nahezu konstant und fällt infolge der aufgenommenen Flüssigkeit in der Eindüsungszone geringfügig ab. Dieses Profil gleicht sich mit dem der Flüssigkeitsfilmtemperatur, die ebenfalls in diesem Gebiet ihr Minimum hat. Für die Lufttemperatur ergeben sich nahezu identische Diagramme, wobei für poröses Material ein stärkerer Abfall am Eintritt und ein geringeres Minimum im Bedüsungsbereich erkennbar ist. Bei Betrachtung des übergehenden Dampfmassenstromes in Abbildung 4.21 sind die Ursachen hierfür erklärbar.

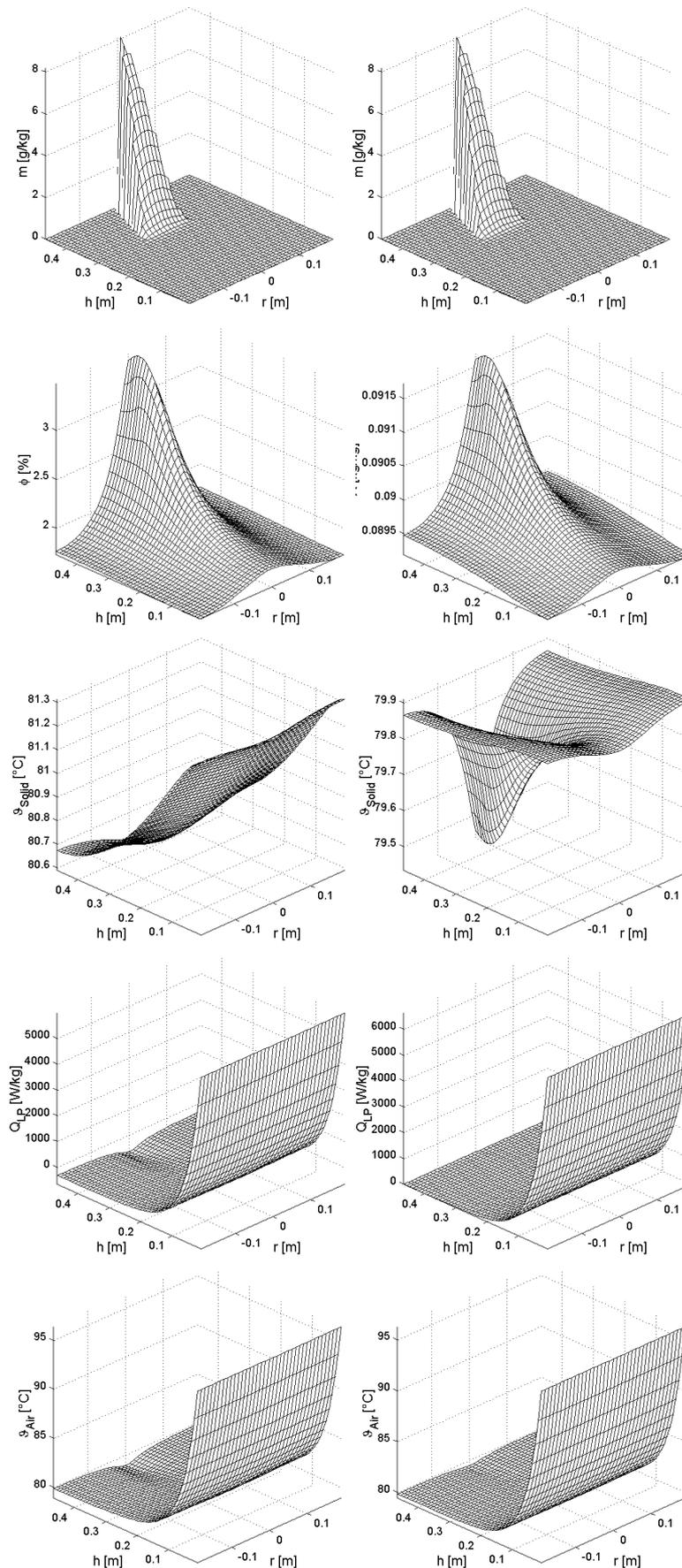


Abbildung 4.20: Vergleich Wirbelschichtmaterial ( $D_z = 0, 1; D_r = 0, 01$ ) 1/2: links - nichthygroskopisch (*Ausgangssim*); rechts - hygroskopisch (*SimV<sub>1</sub>*)

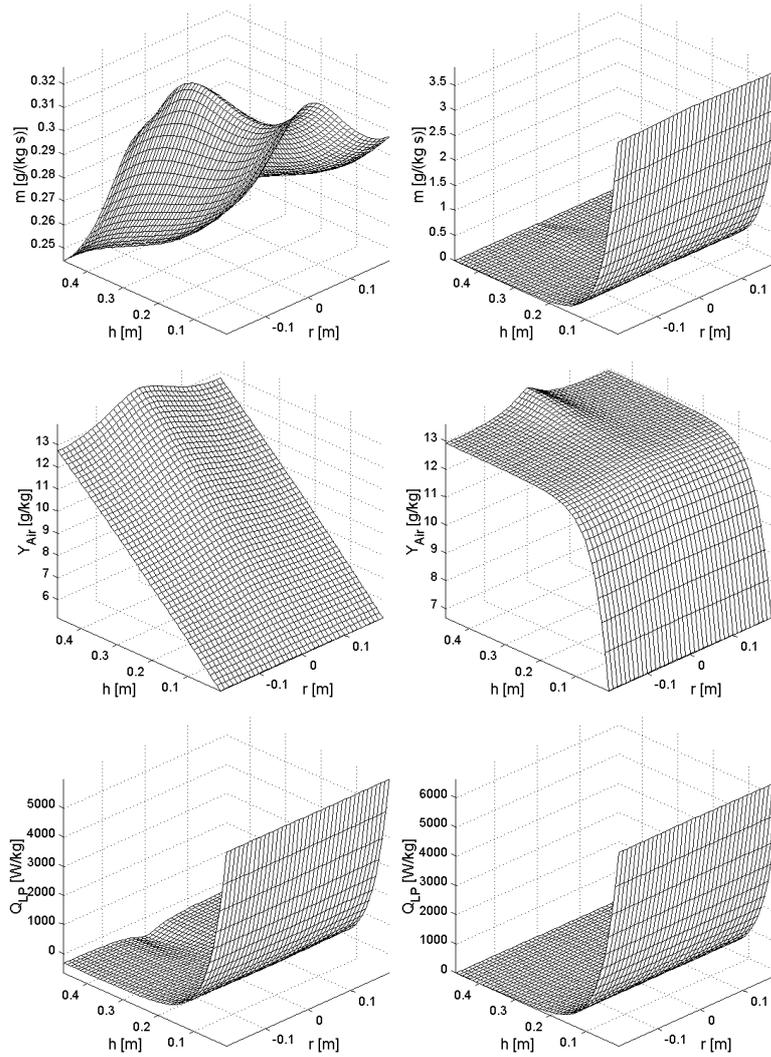


Abbildung 4.21: Vergleich Wirbelschichtmaterial ( $D_z = 0, 1$ ;  $D_r = 0, 01$ ) 2/2: links - nichthygroskopisch (*Ausgangssim*); rechts - hygroskopisch (*SimV*)

Im Gegensatz zu benetzenden Materialien wird im untersten Teil der Schicht bei porösem Versuchsgut ein größerer Teil an Flüssigkeit verdampft. Die Ursache liegt in der veränderten Stoffübergangsfläche. Während bei porösen Partikeln die gesamte Partikeloberfläche die Stoffübergangsfläche bildet, ist sie bei nichtporösen Partikeln durch den Benetzungsgrad limitiert. Die Verdampfung findet demnach über die gesamte Schichthöhe statt. Somit kann das Profil für die Luftfeuchte zwangsläufig für nichtporöses Material über die Schichthöhe weiter zunehmen, wofür hingegen für poröses Material die Austrittsfeuchte sehr früh erreicht wird. Da keine weitere Verdampfung stattfindet, bleibt die Lufttemperatur ab diesem Punkt konstant. Die Partikel- und Lufttemperatur nähern sich an, wonach der Wärmestrom  $Q_{LP}$  gegen Null läuft. Eine Aufheizgebiet der Luft durch die Partikel im oberen Bereich der Schicht ist für poröses Material demnach nicht existent, weil die Triebkraft hierfür fehlt. Somit ist für diesen Fall die Schicht streng in ein Gebiet der Flüssigkeitsabscheidung im oberen Bereich und ein Gebiet der Verdampfung im unteren Bereich der Schicht definierbar. Für nichtporöses Material sinkt die Lufttemperatur infolge der Verdampfung über die gesamte Schichthöhe, was einen Gradienten der Partikel- und Lufttemperatur und einen kontinuierlichen Wärmestrom von den Partikeln an die Luft zur Folge hat und somit eine ständige Aufheizung der Luft nahe der Partikeltemperatur erfolgt.

Die Abbildung 4.22 stellt die Ergebnisse des Einflusses der Partikeldispersion für poröses Material dar.

In Analogie zum nichtporösen Material bewirkt eine Verringerung der Feststoffdispersion eine höhere Flüssigkeitsbindung am Partikel in der Eindüsungzone, hier in der Form der Beladung  $X$  um etwa eine Größenordnung. In der Folge dessen verdampft an diesem Ort mehr Flüssigkeit in das Fluidisierungsgas, so dass die Feuchte an dieser Stelle ihr Maximum und die Lufttemperatur ihr Minimum einnimmt. Die sonst nahezu konstante Partikeltemperatur sinkt im Eindüngungsgebiet ebenfalls um einige Kelvin ab. Auffällig sind die im Vergleich zu den Dispersionsuntersuchungen bei nichtporösem Material geringeren Auswirkungen auf die Verteilungen der jeweiligen Größen, da auch im Fall geringerer Dispersion die wesentliche Verdampfung im unteren Teil der Schicht abläuft.

Die Abbildung 4.23 zeigt den Einfluss eines kleineren Partikeldurchmessers der Simulation *SimW* auf die Verteilungen. Bei einem Vergleich mit vorherigen Simulationen ist zu beachten, dass aufgrund geänderter Partikeleigenschaften andere Fluidisierungsbedingungen vorliegen und der Luftmassenstrom und daher auch die Flüssigkeitseindüsung reduziert wurden.

Die Abscheidung der Flüssigkeit ist an kleineren Partikeln höher, wonach die Flüssigkeit weniger tief in die Schicht eindringt und die örtliche Flüssigkeitsbelastung folglich größere Werte annimmt, wobei die Partikelbeladung gleich verteilt ist. Aufgrund des noch höheren Stoffübergangs ist die gesamte Verdampfung der Feuchtigkeit nach wenigen Millimetern in der Schicht vollzogen. Im Ergebnis dessen steigt die Feuchte der Fluidisierungsluft nach Eintreten in die Apparatur sprunghaft an und erreicht ebenso schnell ihr Maximum. In Analogie hierzu fällt die Lufttemperatur schnell auf ihren Austrittswert ab. Interessant ist für diesen Fall die Betrachtung des Einflusses der Partikeldispersion. Es wurde bereits gezeigt, dass der Einfluss bei porösen Stoffen geringer ist als bei nichtporösen Materialien. Die Abbildung 4.24 zeigt Ergebnisse der Simulationsrechnung *SimW1* bei einer Verringerung der Feststoffdispersion auf ein zehntel der Simulation *SimW*.

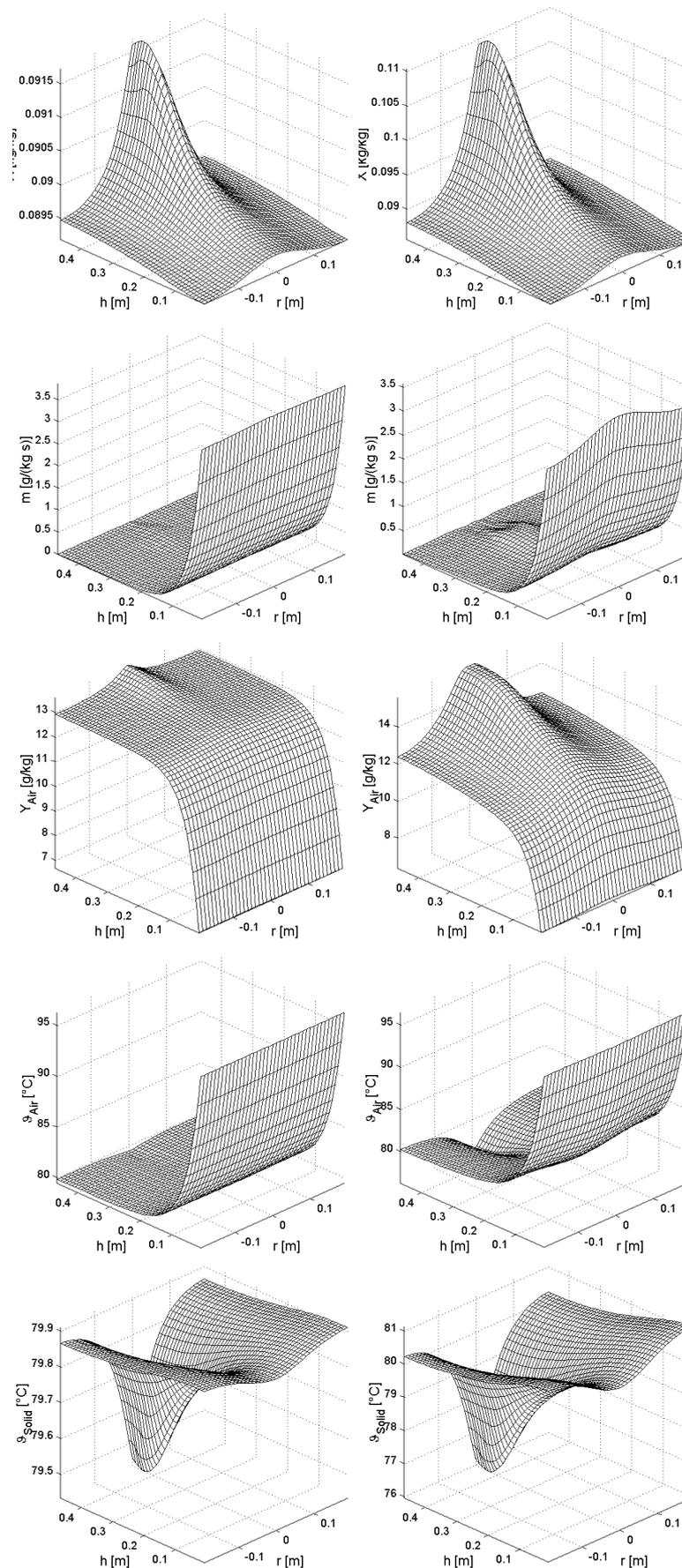


Abbildung 4.22: Einfluss der Feststoffdispersion: links -  $D_z = 0,1$ ;  $D_r = 0,01$  (SimW); rechts -  $D_z = 0,01$ ;  $D_r = 0,001$  (SimW1)

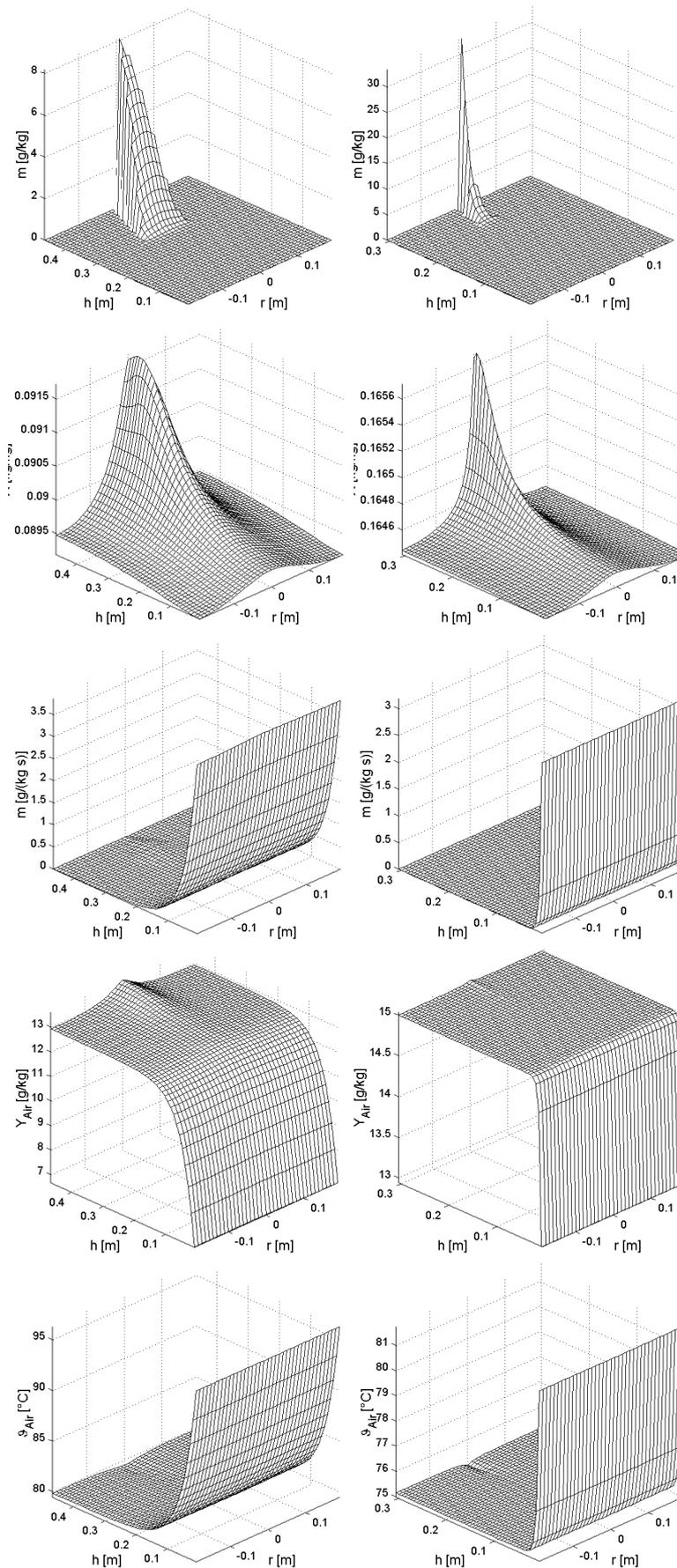


Abbildung 4.23: Einfluss des Partikeldurchmessers: links -  $d_p = 3,3 \text{ mm}$  (*SimV*); rechts -  $d_p = 1,8 \text{ mm}$  (*SimW*)

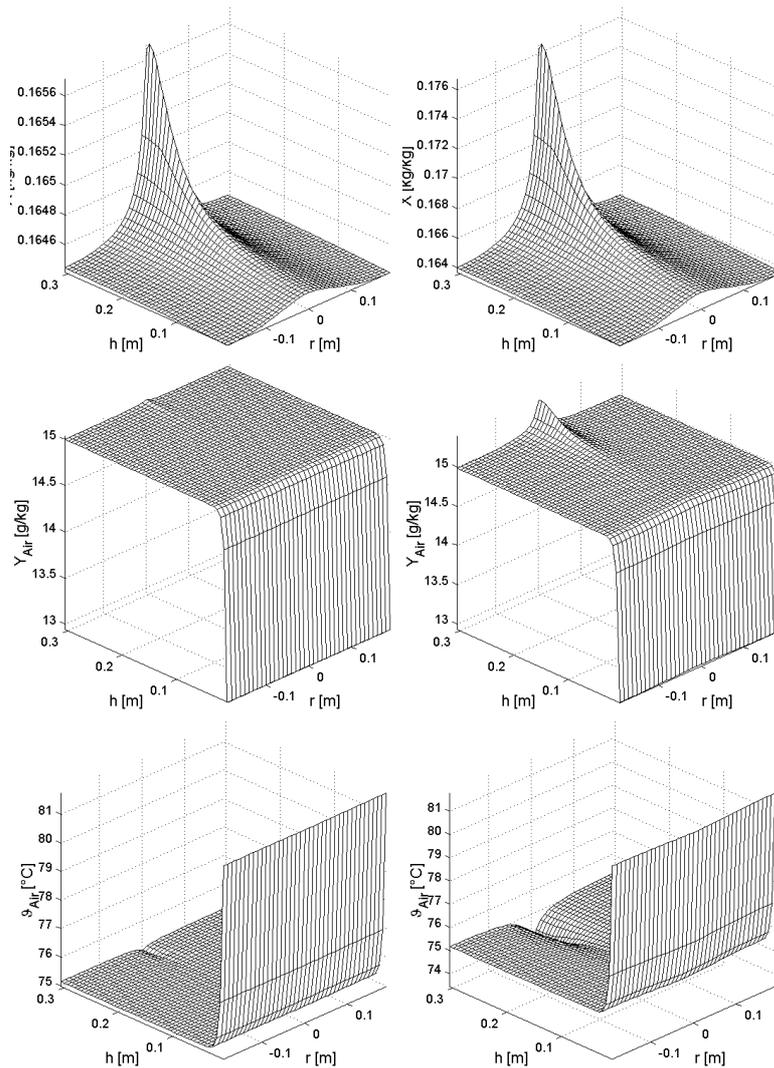


Abbildung 4.24: Einfluss der Dispersion bei kleinem Partikeldurchmesser  $d_P = 1,8\text{mm}$ : links -  $D_z = 0,1$  (*SimW*); rechts -  $D_z = 0,01\text{mm}$  (*SimW1*)

Die Feststoffbeladung zeigt einen vergleichsweise geringen Anstieg in Düsennähe um ca. 7%, so dass in der Folge an diesem Ort geringfügig mehr Flüssigkeit verdunstet wird und die Luftfeuchte sich somit ebenfalls im Vergleich zu den vorherigen Dispersionsuntersuchungen nur unwesentlich ändert. Die Lufttemperatur sinkt ebenso nur in geringem Maß. Der Einfluss der Dispersion nimmt bei porösem Material und kleineren Partikeln weiter ab. Die vollständigen Diagramme der Simulationen sind im Anhang E.8 abgebildet. Die Tabelle 4.20 fasst wesentliche Ergebniskenngrößen zusammen.

Tabelle 4.21: Ergebnisse der Simulationsrechnung unter Variation des Schichtmaterials und unterschiedlichen Dispersionskoeffizienten

Parameter	Einheit	$SimV_1$	$SimV_2$	$SimX_1$	$SimX_2$
		0,1	0,01	0,1	0,01
Fluidisierungsluft am Austritt:					
mittl. Temperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	79,8	79,8	75,1	75,1
mittl. absolute Feuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,013	0,013	0,015	0,015
mittl. Lufttemperatur in der Schicht $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	81,6	82,0	75,3	75,3
mittl. Beladung $X$	$g/kg$	89,5	88,3	164,2	164,2
mittl. Partikeltemperatur $\vartheta_P$	$^{\circ}C$	79,9	80,2	75,1	75,1

## Kapitel 5

# Vergleich von Versuch und Simulation

An dieser Stelle werden einige ausgewählte Versuche mit Ergebnissen aus Berechnungen des vorgestellten Modells gegenübergestellt. Im Mittelpunkt stehen hierbei die Untersuchung des Einflusses verschiedener Düsentypen unter Variation der Düsenposition und des Wirbelschichtmaterials. Den Vergleichsrechnungen wurden die jeweiligen Betriebsparameter der Versuche zu Grunde gelegt. Die Berechnung des axialen Dispersionskoeffizienten  $D_z$  erfolgte nach *Kawase/Mo-Young* [56] gemäß des Anhangs B. Die Größenordnung der radialen Dispersion  $D_r$  wurde der Arbeiten von *Bellgardt* [8] sowie *Kunii* und *Levenspiel* [61] entsprechend um eine Größenordnung niedriger angesetzt. Die Abscheidung der eingedüsten Flüssigkeit wird nach der Modellvorstellung von *Mundo* [91] und der in Kapitel 3.3 vorgestellten Erweiterung für die Zerstäubungsluft berücksichtigt.

### 5.1 Versuch 10 - Außenmischende Düse

Dieser Versuch wurde unter Verwendung von Kunststoffpartikeln als Wirbelschichtmaterial mit einer außenmischenden Zweistoffdüse durchgeführt, deren Sprühkopf unmittelbar auf die Schicht positioniert worden war. Die Versuchsparameter sind im Anhang D.2 aufgeführt. Die aus dem Kapitel 2.4 bekannte dreidimensionale Darstellung der Versuchsergebnisse wurde aus Gründen einer besseren Vergleichbarkeit mit den folgenden Simulationsergebnissen auf eine zweidimensionale Darstellung reduziert. Hierbei wird die Wirbelschicht senkrecht in der Achse des Apparates bei zwei gegenüberliegenden Düsen geschnitten. Die Abbildung 5.1 zeigt den gemessenen Temperaturverlauf in dieser Achse über die Schichthöhe. Die unterste Messebene befand sich konstruktionsbedingt 20 mm oberhalb des Anströmbodens, so dass die Temperatur der Fluidisierungsluft direkt nach Eintreten in die Apparatur nicht gemessen werden konnte. Um die Temperaturverläufe aus der Messung und der Rechnung gegenüberstellen zu können, wurde der Darstellung für die Messung eine Ebene hinzugefügt, die die Temperatur in der Position des Anströmbodens repräsentiert und vom Wert der gemessenen Temperatur unterhalb des Anströmbodens entspricht. Die Bereiche zwischen den jeweiligen Messpunkten wurden für die Darstellung interpoliert.

Die Tabelle 5.1 zeigt die wesentlichsten Simulationsparameter und die Abbildung 5.2 die Ergebnisse für die Vergleichsrechnung.

Die Betrachtung der geringsten Temperatur im Verlauf der Düsenachse verdeutlicht Unterschiede zwischen den Ergebnissen aus dem Versuch und der Simulation. Die gemessenen Temperaturen können durch das Modell nicht ermittelt werden, da

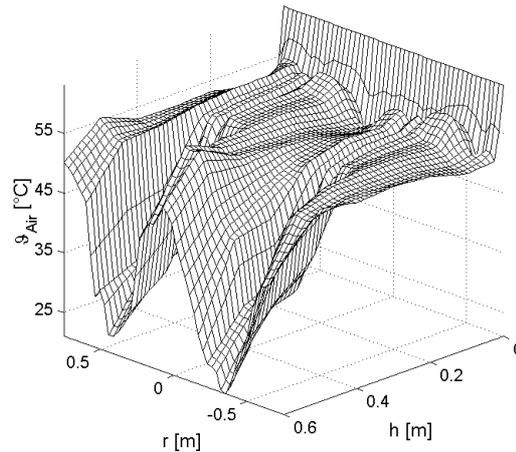


Abbildung 5.1: Zweidimensionale Darstellung der Messergebnisse des Versuches 10

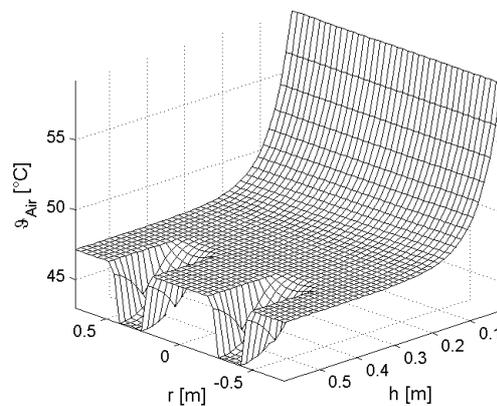


Abbildung 5.2: Zweidimensionale Darstellung der Simulationsergebnisse für den Versuch 10

die reale, örtlich sehr hohe Flüssigkeitskonzentration durch ein zweidimensionales Modell nicht abgebildet werden kann. In den Versuchen wird die gesamte Flüssigkeit über vier Düsen punktuell in die Schicht eingebracht. Die Modellvorstellung hingegen teilt die Flüssigkeit auf unendlich viele Düsen zum Abstand der Apparateachse auf, so dass eine Art Ringdüse abgebildet wird. Die maximale Flüssigkeitskonzentration findet sich somit nicht in vier Punkten wieder, so dass sich deren Maxima von der punktuellen Eindüsung unterscheiden müssen. Betrachtet man die Ergebnisse aus Kapitel 2.4 so wird deutlich, dass die Wirbelschicht in vier gleich große Segmente um die jeweiligen Düsen unterteilt werden kann, die gegenseitig aufeinander keinen Einfluss ausüben. So kann der Temperaturverlauf für ein solches Segment mit einer zentral angeordneten Düse berechnet werden. Es wird ein zylindrischer Apparat mit einem Viertel des Querschnitts bei entsprechender Reduzierung der Flüssigkeitseindüsung auf ein Viertel angenommen. Die Abbildung 5.3 zeigt die Gegenüberstellung dieser Simulationsrechnung mit den experimentellen Ergebnissen. Dargestellt wird hierbei der halbe Vertikalschnitt von der Achse bis zum Rand des Apparates. Ausgehend vom Apparateboden bis zum Bereich der Eindüsung wird der gemessene Temperaturverlauf durch die Berechnung wiedergegeben. Die Messung zeigt ein stärkeres Absinken der Lufttemperatur beim Eintreten in den Apparat. Der Temperaturverlauf im Bereich der Eindüsung wird in erster Linie durch das

Tabelle 5.1: Simulationsparameter für die Vergleichsrechnung - Versuch 10

Parameter	Einheit	Größe
Definition des Apparates:		
Durchmesser	$m$	1,5
Stoffparameter		Kapitel 4.1
Fluidisierungsluft am Eintritt:		
Luftmassenstrom $\dot{m}_L$	$kg/h$	25000
Lufttemperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}C$	61
Luftfeuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,0035
Wirbelmaterial: Kunststoff		
Bettmasse $m_P$	$kg$	370
Stoffparameter		Kapitel 4.1
Eindüsungsbedingungen:		
Düsenwinkel $\Theta_{Duese}$	$^{\circ}$	40
Luftverbrauch je Düse	$Nm^3/h$	25
Eindüsungsmenge $\dot{m}_W$	$kg/h$	180
Eindüsungstemperatur $\vartheta_W$	$^{\circ}C$	20
Tropfengröße	$\mu m$	100
Tropfengeschwindigkeit	$m/s$	20
Direktverdampfung $k_{Verd,dir}$	$[-]$	0,2
Schichtinterne Größen:		
Feststoffdispersion axial $D_z$	$m^2/s$	3,3
Feststoffdispersion radial $D_r$	$m^2/s$	0,33
Dispersion des Gases	$m^2/s$	0

verwendete Abscheidegradmodell bestimmt. Die getroffenen Modellerweiterungen zeigen diese gemessene Tendenzen. Die Messung verdeutlicht gegenüber der Rechnung jedoch eine höhere räumliche Ausdehnung der Eindüsungszone mit geringeren örtlichen Gradienten. Die Eindüsung tritt zum Einen tiefer in die Schicht ein und nimmt zum Anderen radial ein größeres Gebiet ein. Die mittlere Schichttemperatur liegt in der Simulation um ca. 3 K tiefer. Die gemessenen Temperaturen liegen in der Eindüsungszone unterhalb der berechneten. Gemäß der Betrachtungen des Kapitels 2.3.2 liegt der Fehler für die minimal gemessene Temperatur bei 8 K, so dass die korrigierte Abweichung mit ca. 5 K anzunehmen ist.

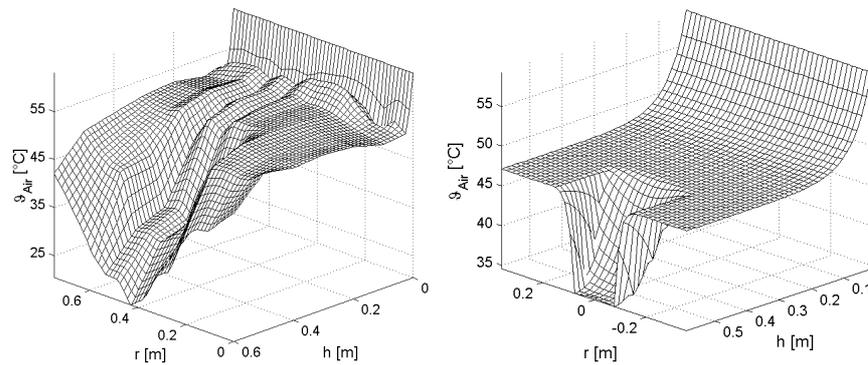


Abbildung 5.3: Vergleich des Versuches 10: Experiment (links) - Simulation (Darstellung des halben Apparatequerschnittes)

## 5.2 Versuch 14 - Innenmischende Düse

Für den Versuch 14 wurden die außenmischenden Düsen durch innenmischende Düsen ersetzt, wobei das Wirbelschichtmaterial und die Position der Düsen zur Schicht beibehalten wurde. Der Massenstrom der Fluidisierungsluft sowie die Eindüsungsmenge sind analog zum Versuch 10 ebenfalls nicht verändert worden. Die vollständigen Versuchsparameter sind dem Anhang D.2 zu entnehmen. Die Tabelle 5.2 beinhaltet die Simulationsparameter für die Vergleichsrechnung dieses Versuches.

Tabelle 5.2: Simulationsparameter für die Vergleichsrechnung - Versuch 14

Parameter	Einheit	Größe
Fluidisierungsluft am Eintritt:		
Luftmassenstrom $\dot{m}_L$	$kg/h$	25000
Lufttemperatur $\vartheta_L$	$^{\circ}\text{C}$	60
Luftfeuchte $Y_L$	$kg/kg$	0,004
Eindüsungsbedingungen:		
Düsenwinkel $\Theta_{Duese}$	$^{\circ}$	120
Luftverbrauch je Düse	$Nm^3/h$	18
Eindüsungsmenge $\dot{m}_W$	$kg/h$	180
Eindüsungstemperatur $\vartheta_W$	$^{\circ}\text{C}$	20
Tropfengröße	$\mu\text{m}$	150
Tropfengeschwindigkeit	$m/s$	10

Für die Vergleichbarkeit Versuch-Simulation wurde wie im Abschnitt 5.1 beschrieben ein Viertel des realen Apparates rotationssymmetrisch mit zentraler Düse, die ebenfalls ein Viertel der Gesamtflüssigkeit einbringt, gerechnet. Im Anschluss wurde das Ergebnis dupliziert, so dass der gesamte Apparatequerschnitt abgebildet wird. Das Berechnungsergebnis ist insofern mit dem Versuch vergleichbar, da der Versuch auch in diesem Fall für alle vier Düsen ein ähnliches Bild in allen Sektoren zeigt. Die Abbildung 5.4 stellt die Ergebnisse aus dem Versuch mit denen der Simulation gegenüber.

Sowohl die Messung als auch die Rechnung zeigen eine geringere Eindringtiefe der Flüssigkeit in die Schicht bei der Verwendung von innenmischenden Düsen. Wie

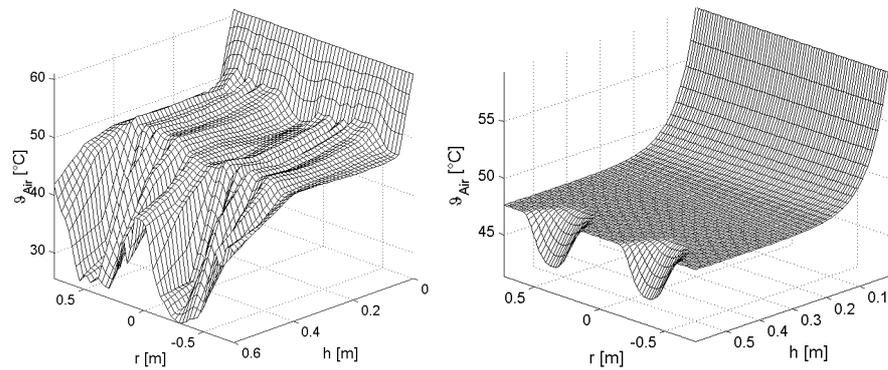


Abbildung 5.4: Vergleich des Versuches 14: Experiment (links) - Simulation

bereits im Versuch 10 ersichtlich ist, gibt das Modell auch für diesen Versuch eine geringere Ausbreitung der Flüssigkeit in die Schicht wieder, wobei die Differenzen in axialer Richtung geringer als im Vergleich zu den radialen Abweichungen sind. Die Fehlerberechnung der Messung der Minimaltemperatur korrigiert das Messergebnis um  $9\text{ K}$ , woraus sich eine Divergenz zwischen der Messung und der Berechnung der örtlich geringsten Temperatur von ca.  $6\text{ K}$  ergibt.

### 5.3 Versuch 16 - Poröses Wirbelschichtmaterial

Der Versuch 16 wurde unter Verwendung von  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  als poröses Wirbelschichtmaterial durchgeführt. Die Einbringung der Flüssigkeit erfolgte über vier innenmischende Zweistoffdüsen, die ca. 200 mm von oben in die Schicht eingetaucht waren. Die Versuchsparameter sind ebenfalls dem Anhang D.2 zu entnehmen. Die Tabelle 5.3 fasst die Parameter für die Simulationsrechnung zusammen.

Tabelle 5.3: Simulationsparameter für die Vergleichsrechnung - Versuch 16

Parameter	Einheit	Größe
Fluidisierungsluft am Eintritt:		
Luftmassenstrom $\dot{m}_L$	kg/h	16000
Lufttemperatur $\vartheta_L$	°C	69
Luftfeuchte $Y_L$	kg/kg	0,0045
Wirbelmaterial: $\gamma - \text{Al}_2\text{O}_3$		
Bettmasse $m_P$	kg	260
Stoffparameter		Kapitel 4.2.3
Eindüsungsbedingungen:		
Düsenwinkel $\Theta_{Duese}$	°	120
Luftverbrauch der Düse	$\text{Nm}^3/\text{h}$	25
Eindüsungsmenge $\dot{m}_W$	kg/h	180
Eindüsungstemperatur $\vartheta_W$	°C	20
Tropfengröße	$\mu\text{m}$	100
Tropfengeschwindigkeit	m/s	15
Schichtinterne Größen:		
Feststoffdispersion axial $D_z$	$\text{m}^2/\text{s}$	2,7
Feststoffdispersion radial $D_r$	$\text{m}^2/\text{s}$	0,27
Dispersion des Gases	$\text{m}^2/\text{s}$	0

Die Abbildung 5.5 zeigt die Versuchs- und Berechnungsergebnisse für den Versuch 16. Wie für die Simulationen der vorherigen Versuche ist ein Viertel des realen Apparates berechnet worden und das Ergebnis für die Darstellung des gesamten Apparatequerschnittes dupliziert worden.

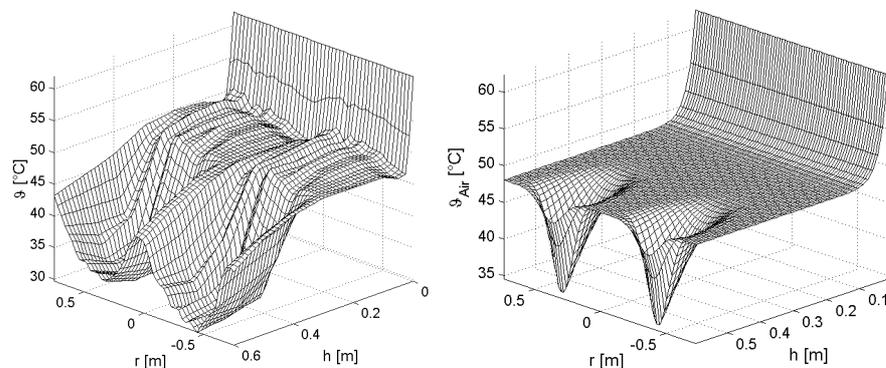


Abbildung 5.5: Vergleich des Versuchs 16: Experiment (links) - Simulation

Die Ergebnisse des Versuches 16 als auch die Simulation zeigen zum Einen bei eingetauchten Düsen auch ein tieferes Eindringen der Flüssigkeit in die Schicht und zum anderen einen starken Abfall der Fluidisierungslufttemperatur bei Eintreten in die Apparatur, so dass die mittlere Schichttemperatur nach wenigen Zentimetern erreicht ist. Die Fehlerbetrachtung der minimal gemessenen Lufttemperatur ergibt einen um  $10\text{ K}$  zu niedrigen Wert, so dass die Simulation vergleichsweise eine lokal um ca.  $5\text{ K}$  geringere Temperatur ermittelt. Die Temperaturverteilung der Simulation deutet auf eine zu hohe örtliche Flüssigkeitsbelastung als durch die Messung nachgewiesen wird, was real einer besseren Verteilung der Flüssigkeit in der Schicht entspricht. Als Folge dessen ist mit geringen axialen Temperaturgradienten zu rechnen. Die axiale Flüssigkeitsausbreitung wird durch die Messung und die Simulation ähnlich wiedergeben.

## 5.4 Diskussion der Ergebnisse

Die Simulationsergebnisse zeigen ähnliche Temperaturverläufe wie die der dreidimensionalen Vermessungen einer großtechnischen Wirbelschichtversuchsanlage mit einem Durchmesser von 1500 mm. Bei einem direkten Vergleich der Temperaturen aus der Berechnung und Messung in Zonen der Eindüsung ist zu beachten, dass aufgrund der verwendeten Messanordnung ein physikalisch begründeter Messfehler zu berücksichtigen ist, wodurch die tatsächlich vorherrschenden Temperaturen höher sind als die Messung nachgewiesen haben. Darüber hinaus lassen sich durch das vorgestellte Modell dreidimensionale Verläufe eingeschränkt für einen rotations-symmetrischen Apparat bei zentraler Eindüsung, berechnen. Eine außerzentrische Eindüsung bewirkt die Einbringung der Flüssigkeit über unendlich viele Düsen, also einer Art Ringdüse mit einem definierten Radius. Um die verwendete Versuchsanlage mit vier Düsen mit dem Modell abbilden zu können, wurde eine separate Berechnung der einzelnen Sektoren, die durch die Verteilung der Düsen definiert sind, vorgenommen. Dies ist insofern zulässig, da die Messungen zeigten, dass sich die jeweiligen Düsen einander nicht beeinflussen. Somit lassen sich die Simulationsergebnisse auf den gesamten Apparat übertragen.

Modellvorstellungen, die eine gleichmäßige Aufteilung der eingedüsten Flüssigkeit an jedem Partikel der Schicht sowie eine ideale Vermischung des Feststoffs berücksichtigen, ergeben zwangsläufig keine derartigen Temperaturgradienten. So sind die Partikeleigenschaften wie Temperatur und Benetzung/Beladung im gesamten Reaktor aufgrund der unendlichen Dispersion einheitlich, unter Voraussetzung eines monodispersen Systems mit gleichen stofflichen Eigenschaften. Wird für die Strömung der Fluidisierungsluft ein Plug-Flow-Modell angenommen, so ist eine Triebkraftänderung ausschließlich über die Reaktorhöhe aufgrund von Temperatur-Feuchtegehaltänderungen der Luft möglich, so dass radiale Temperaturgradienten ausgeschlossen sind.

Das vorgestellte Modell berücksichtigt darüber hinaus Teile des komplexen Vorgangs der Flüssigkeitseindüsung in die Schicht, die derartige Temperaturgradienten maßgeblich bestimmen. In allen gezeigten Gegenüberstellungen wird deutlich, dass die räumliche Ausbreitung der Gradienten real höher ist als durch das Modell abgebildet. Die Modellvorstellungen berücksichtigen die Verteilung der Flüssigkeit durch einen zu definierenden Sprühwinkel und einer Tropfengeschwindigkeit. Die von der Düse abnehmende Tropfengeschwindigkeit wird berechnet und geht in Modelle für die Tropfenabscheidung ein. Das Modell berücksichtigt keine Tropfenab- oder -umlenkung durch den Fluidisierungsluftstrom. Diese Beeinflussung wird real stattfinden und somit die noch nicht abgeschiedenen Tropfen in ein größeres Gebiet transportieren, als durch den Sprühkegel definiert ist. Bei der Verwendung von Düsen, die geringe Tropfengeschwindigkeiten bedingen, wird dieser Einfluss verstärkt und in Düsennahe zum Tragen kommen (vgl. Versuch 16).

Weiterhin wird durch die Messungen die Annahme bestätigt, dass ein Teil der Flüssigkeit auf dem Weg von der Düse bis zur Abscheidung an den Partikeln direkt in die Fluidisierungsluft verdampft. Anderenfalls sind derartige Temperaturprofile nur bei sehr hohen Benetzungsgraden in Düsennahe möglich, die eher in einem Festbett auftreten können als in einer fluidisierten Schicht.

Bei der Verwendung unterschiedlicher Düsen und Schichtmaterialien, sowie unterschiedlicher Betriebsbedingungen der Düsen zeigen die Messungen unterschiedliche Temperaturfelder, die durch die Vergleichsrechnungen ebenfalls nachgewiesen wurden.

# Kapitel 6

## Zusammenfassung

In der vorliegenden Arbeit werden die Temperatur- und Konzentrationsfelder in der flüssigkeitsbedühten Gas-/Feststoff-Wirbelschicht zur Beurteilung der Granulation und Agglomeration an einer großtechnischen Wirbelschichtversuchsanlage des Institutstechnikums mit einem Durchmesser von 1500 *mm* im Schichtbereich experimentell untersucht sowie der Gesamtprozess unter der Berücksichtigung von Vereinfachungen modelliert.

Ein Schwerpunkt der Betrachtungen liegt in der Beurteilung der Einbringung der Flüssigkeit (in diesem Fall Wasser) in die Schicht über in der Praxis häufig verwendete Mehrstoffdüsen. Für eine Charakterisierung wurden die eingesetzten Zweistoffdüsen verschiedener Bauart und Hersteller hinsichtlich Tropfengeschwindigkeit und -spektrum vermessen. Ein wesentlicher Düsenparameter, der Druckluftverbrauch für die Erzeugung des Sprays, ist stark von der Bauart und des gewünschten Sprays bei entsprechendem Flüssigkeitsdurchsatz abhängig. So steigt der Luftverbrauch bei steigendem Flüssigkeitsdurchsatz und/oder kleiner werdenden mittleren Tropfendurchmesser. Unterschiede im Luftverbrauch sind bei bauartgleichen Düsen unterschiedlicher Hersteller sowie im konstruktiven Vergleich der Innen- mit der Außenmischung nachweisbar. Innenmischende Düsen zeichnen sich hierbei durch kleine Tropfengeschwindigkeiten bei geringem Luftverbrauch aus.

Die Messergebnisse zeigen Temperaturfelder unter der Variation der Düsenbetriebsparameter, Düsenanordnung, Düsenanzahl, eingedühter Flüssigkeitsmenge sowie des Wirbelschichtmaterials, wobei die prägnanten Zonen des Wärmeübergangs, Stoffübergangs und einer mittleren Schichttemperatur nachgewiesen wurden. Eine Aufteilung der einzudühten Flüssigkeit auf vier Düsen zeigt sich für die vorliegende Anlage als Optimum. Zum Einen wird somit eine gleichmäßige Temperaturverteilung im Eindühtungsgebiet unter Ausschluss einer gegenseitigen Beeinflussung der Düsen untereinander gewährleistet. Zum Anderen wurde dadurch die örtliche Flüssigkeitsbelastung reduziert, so dass ein Hineinreichen der Flüssigkeit bis zum Anströmboden auch bei in die Schicht eintauchenden Düsen auszuschließen ist. Zweistoffdüsen bewirken in Abhängigkeit des Druckluftverbrauches ein partikelfreies Gebiet in Düsennähe, in dem bevorzugt ein Teil der eingebrachten Flüssigkeit infolge einer hohen Stoffübergangsfläche des Sprays und eines hohen Wärmeüberganges direkt in das Fluidisierungsgas ohne Feststoffpartikelkontakt verdampft. In der Folge wird das Fluidisierungsgas in diesem Bereich vergleichsweise zur mittleren Schichttemperatur stark abgekühlt. Die Expansion und Intensität dieses Gebietes hängt wiederum bedeutend von der verwendeten Düse und ihren Betriebsparametern sowie den Partikeleigenschaften ab.

Industriell ist die Nutzung von Mehrstoffdüsen mit dem Schwerpunkt der Außenmischung weit verbreitet. Im Hinblick auf eine gleichmäßige Verteilung der Flüssigkeit in die Schicht bei geringem Einfluss auf das Wirbelverhalten des Schichtmateri-

als und geringeren Temperaturgradienten im Bereich der Eindüsung ist der Betrieb von innenmischenden Düsen vorzuziehen. An dieser Stelle sei jedoch angemerkt, dass Aussagen zu Verstopfungs- oder Verklebungsneigungen, die bei der Auswahl der Düsen eine entscheidende Rolle spielen, nicht getroffen werden können.

Im Weiteren wird in dieser Arbeit ein Modell vorgestellt, welches die Wärme- und Stoffübergänge in flüssigkeitsbedüsten Gas-/Feststoff-Wirbelschichten unter Berücksichtigung einer endlichen Partikeldispersion sowie des Einflusses der Düsendruckluft auf die Wirbelschicht und somit veränderter Abscheidebedingungen der Flüssigkeit an den Partikeln berücksichtigt. So lassen sich unter der Definition von Modellvereinfachungen und Annahmen für einen rotationssymmetrischen Apparat mit zentraler Eindüsung dreidimensionale Verteilungen der Temperatur und Beladung der Fluidisierungsluft sowie örtliche Partikeleigenschaften wie Temperatur und Benzungsgrad/Beladung ermitteln. Die Berechnung mit mehreren dezentral angeordneten Düsen ist ebenfalls möglich, wenn ein Einfluss der Düsen untereinander auszuschließen ist. Als monodisperses Wirbelschichtmaterial können sowohl nichthygroscopische als auch hygroskopische Stoffe berechnet werden, wobei für die porösen Materialien die Trocknungseigenschaften und die entsprechenden Adsorptionsisothermen bekannt sein müssen. Anhand von Simulationsrechnungen werden Einflüsse von technischen und Modellparametern gegenübergestellt und die Vorgänge zum Stoff- und Wärmetransport diskutiert.

Es werden erstmals für ausgewählte Versuche an einer Wirbelschichtanlage mit technischem Maßstab Vergleichsrechnungen vorgestellt. Einen Schwerpunkt bilden hierbei die Variation des Düsentyps, der Düsenposition sowie des Wirbelschichtmaterials. Die durch die Messungen ermittelten unterschiedlich ausgeprägten Gebiete verringerter Lufttemperaturen in Abhängigkeit der Eindüsungparameter werden durch die Berechnungen bestätigt. Die neuen gesicherten Erkenntnisse über die Ursache der Entstehung und Ausbreitung von Gebieten einer erhöhten Verdampfung in Bereichen der Eindüsung lassen eine Optimierung der Düsenanordnung und der Einstellung von Düsen besonders bei Wirbelschichten mit größerer Apparategeometrie zu.

# Anhang A

## Konstanten und Stoffwerte

### A.1 Konstanten

allgemeine Gaskonstante:

$$\tilde{R} = 8,314 \frac{J}{molK} \quad (A.1)$$

Gravitationskonstante:

$$g = 9,81 \frac{m}{s^2} \quad (A.2)$$

Stefan-Boltzmann-Konstante:

$$\sigma_S = 5,67 \cdot 10^{-8} \frac{W}{m^2K^4} \quad (A.3)$$

Normdruck:

$$p^0 = 1,01325bar \quad (A.4)$$

### A.2 Stoffwerte

#### A.2.1 Trockene Luft

Mittlere molare Masse [68]:

$$\tilde{M}_L = 0,02896 \frac{kg}{mol} \quad (A.5)$$

Spezifische Gaskonstante [68]:

$$R_L = 287,22 \frac{J}{kgK} \quad (A.6)$$

Dichte:

$$\rho_L = \frac{P\tilde{M}_L}{\tilde{R}T_L} = \frac{P}{R_L(\vartheta + 273,15)} \quad (A.7)$$

Einheit:  $\frac{kg}{m^3}$

Spezifische Wärmekapazität [27]:

$$\begin{aligned} c_L &= A + B \cdot \vartheta + C \cdot \vartheta^2 + D \cdot \vartheta^3 \\ A &= +1006,256 \\ B &= +2,120536 \cdot 10^{-2} \\ C &= +4,180195 \cdot 10^{-4} \\ D &= -1,521916 \cdot 10^{-7} \end{aligned} \quad (A.8)$$

Einheit:  $\frac{J}{kgK}$

Gültigkeitsbereich:  $-20^{\circ}C \leq \vartheta \leq 200^{\circ}C$ ;  $P = 100000Pa$

Maximaler Fehler: 0,05%

**Wärmeleitfähigkeit [27]:**

$$\begin{aligned}\lambda_L &= A + B \cdot \vartheta + C \cdot \vartheta^2 + D \cdot \vartheta^3 \\ A &= +24,52110 \cdot 10^{-3} \\ B &= +7,501414 \cdot 10^{-5} \\ C &= -2,593344 \cdot 10^{-8} \\ D &= +5,292884 \cdot 10^{-11}\end{aligned}\tag{A.9}$$

Einheit:  $\frac{W}{mK}$

Gültigkeitsbereich:  $-20^{\circ}C \leq \vartheta \leq 200^{\circ}C$ ;  $P = 100000Pa$

Maximaler Fehler: 0,08%

**Dynamische Viskosität [27]:**

$$\begin{aligned}\eta_L &= A + B \cdot \vartheta + C \cdot \vartheta^2 + D \cdot \vartheta^3 \\ A &= +1,705568 \cdot 10^{-5} \\ B &= +4,511012 \cdot 10^{-8} \\ C &= -8,766234 \cdot 10^{-12} \\ D &= -3,382035 \cdot 10^{-15}\end{aligned}\tag{A.10}$$

Einheit:  $\frac{kg}{ms}$

Gültigkeitsbereich:  $-20^{\circ}C \leq \vartheta \leq 200^{\circ}C$ ;  $P = 100000Pa$

Maximaler Fehler: 0,6%

**Kinematische Viskosität [27]:**

$$\nu_L = \frac{\eta_L}{\rho_L}\tag{A.11}$$

Einheit:  $\frac{m^2}{s}$

**Prandtl-Zahl [27]:**

$$Pr_L = \frac{\eta_L c_L}{\lambda_L}\tag{A.12}$$

Einheit: [-]

## A.2.2 Wasser

**Mittlere molare Masse [135]:**

$$\tilde{M}_W = 18,0153 \frac{kg}{mol}\tag{A.13}$$

**Spezifische Gaskonstante [135]:**

$$R_W = 461,519 \frac{J}{kgK}\tag{A.14}$$

**Dichte [63]:**

$$\begin{aligned}\rho_W &= A + B \cdot \vartheta + C \cdot \vartheta^2 \\ A &= +1006 \\ B &= +0,26 \\ C &= -0,0022\end{aligned}\tag{A.15}$$

Einheit:  $\frac{J}{kgm^3}$

Gültigkeitsbereich:  $-20^\circ C \leq \vartheta \leq \vartheta_S$  oder  $200^\circ C$

Maximaler Fehler: 0,16%

**Spezifische Wärmekapazität [27]:**

$$\begin{aligned}c_W &= A + B \cdot \vartheta + C \cdot \vartheta^2 + D \cdot \vartheta^3 \\ A &= +4174,785 \\ B &= +1,785308 \cdot 10^{-2} \\ C &= -5,097403 \cdot 10^{-4} \\ D &= +4,216721 \cdot 10^{-5}\end{aligned}\tag{A.16}$$

Einheit:  $\frac{J}{kgK}$

Gültigkeitsbereich:  $-20^\circ C \leq \vartheta \leq \vartheta_S$  oder  $200^\circ C$

Maximaler Fehler: 0,043%

**Spezifische Verdampfungsenthalpie [27]:**

$$\begin{aligned}\Delta h_V &= A + B \cdot \vartheta + C \cdot \vartheta^2 \\ A &= +2,5 \cdot 10^6 \\ B &= -2,0425 \cdot 10^3 \\ C &= -3,8130\end{aligned}\tag{A.17}$$

Einheit:  $\frac{J}{kg}$

Gültigkeitsbereich:  $-20^\circ C \leq \vartheta \leq 200^\circ C$

Maximaler Fehler : 0,3%

**Sattdampfdruck [14]:**

$$\begin{aligned}\eta_L &= A + B \cdot \vartheta + C \cdot \vartheta^2 + D \cdot \vartheta^3 \\ A &= 23,4588 \\ B &= 3977,378231 \\ C &= 233,317217\end{aligned}\tag{A.18}$$

Für die Simulationsrechnungen wurde die einfachere Beziehung verwendet,

$$p_{sat} = \exp \left( 23,4588 - \frac{3977,378231}{233,317217 + \vartheta} \right).\tag{A.19}$$

Einheit: Pa

**A.2.3 Wasserdampf****Dichte:**

$$\rho_w = \frac{P\tilde{M}_w}{\tilde{R}T_L} = \frac{P}{R_w(\vartheta + 273,15)} \quad (\text{A.20})$$

Einheit:  $\frac{kg}{m^3}$ **Spezifische Wärmekapazität [27]:**

$$\begin{aligned} c_w &= A + B \cdot \vartheta + C \cdot \vartheta^2 + D \cdot \vartheta^3 \\ A &= +1,862 \cdot 10^3 \\ B &= +2,858485 \cdot 10^{-1} \\ C &= +6,148483 \cdot 10^{-4} \\ D &= -2,060606 \cdot 10^{-7} \end{aligned} \quad (\text{A.21})$$

Einheit:  $\frac{J}{kgK}$ Gültigkeitsbereich:  $-25^\circ C \leq \vartheta \leq 400^\circ C$ ;  $100Pa \leq P \leq 1000Pa$ 

Maximaler Fehler: 0,06%

**Wärmeleitfähigkeit [27]:**

$$\begin{aligned} \lambda_w &= A + B \cdot \vartheta + C \cdot \vartheta^2 + D \cdot \vartheta^3 \\ A &= +0,0170 \\ B &= +5,698384 \cdot 10^{-5} \\ C &= +1,297172 \cdot 10^{-7} \\ D &= -9,131313 \cdot 10^{-11} \end{aligned} \quad (\text{A.22})$$

Einheit:  $\frac{W}{mK}$ Gültigkeitsbereich:  $-25^\circ C \leq \vartheta \leq 400^\circ C$ ;  $100Pa \leq P \leq 1000Pa$ 

Maximaler Fehler: 0,14%

**Dynamische Viskosität [27]:**

$$\begin{aligned} \eta_w &= A + B \cdot \vartheta + C \cdot \vartheta^2 + D \cdot \vartheta^3 \\ A &= +9,16 \cdot 10^{-6} \\ B &= +2,781303 \cdot 10^{-8} \\ C &= +4,626970 \cdot 10^{-11} \\ D &= -5,054545 \cdot 10^{-14} \end{aligned} \quad (\text{A.23})$$

Einheit:  $\frac{kg}{ms}$ Gültigkeitsbereich:  $-25^\circ C \leq \vartheta \leq 400^\circ C$ ;  $100Pa \leq P \leq 1000Pa$ 

Maximaler Fehler: 0,19%

**Kinematische Viskosität:**

$$\nu_w = \frac{\eta_w}{\rho_w} \quad (\text{A.24})$$

Einheit:  $\frac{m^2}{s}$

**Prandtl-Zahl:**

$$Pr_w = \frac{\eta_w c_w}{\lambda_w} \quad (A.25)$$

Einheit: [-]

**Diffusionskoeffizient von Wasserdampf in Luft [111]:**

$$\delta_l = \frac{2,252}{P} \left( \frac{\vartheta + 273,15}{273,15} \right)^{1,81} \quad (A.26)$$

Einheit:  $\frac{m^2}{s}$

### A.3 Trocknungskenngrößen für $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$

**Adsorptionsisotherme [14]:**

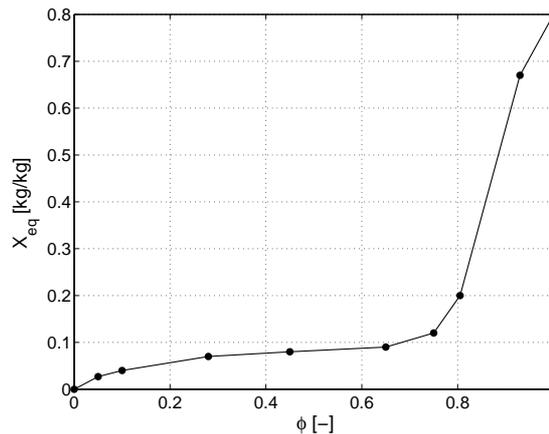


Abbildung A.1: Adsorptionsisotherme für  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  bei 25°C nach *Burgschweiger* [14]

**Dimensionslose Trocknungsgeschwindigkeit im 2. Trocknungsabschnitt [14]:**

$$\Phi = \sqrt[5]{\xi} \quad (A.27)$$

Einheit: [-]

**kritische Beladung [14]:**

$$X_{kr} = 0,2 \quad (A.28)$$

Einheit:  $\frac{kg_w}{kg_{Tr}}$

**Endbeladung [14]:**

$$X_{eq} = 0,013 \quad (A.29)$$

Einheit:  $\frac{kg_w}{kg_{Tr}}$

## Anhang B

# Kenngrößen der Wirbelschicht

### B.1 Existenzbereich der Wirbelschicht

Die Existenz einer Wirbelschicht definiert sich über die Strömungsgeschwindigkeit des Suspensionsgases, die zwischen der Lockerungs- und Austragsgeschwindigkeit für das jeweilige Wirbelmaterial liegt. In die Archimedes-Zahl Gl. (B.1) gehen stoffliche Eigenschaften des Suspensionsgases und der Partikel ein

$$Ar = \frac{gd_P^3(\rho_P - \rho_G)}{\nu_G^2 \rho_G}. \quad (\text{B.1})$$

Die Reynolds-Zahl für den Betriebspunkt der Wirbelschicht wird gemäß

$$Re_{BP} = \frac{w_{BP}d_P}{\nu_L} \quad (\text{B.2})$$

berechnet. Das relative Lückenvolumen der Wirbelschicht

$$\varepsilon = \frac{V_{Luecke}}{V_{WS}} \quad (\text{B.3})$$

wird nach

$$\varepsilon = \left( \frac{18Re + 0,36Re^2}{Ar} \right)^{0,21} \quad (\text{B.4})$$

mit

$$V_{WS} = V_{Luecke} + V_{P,ges} \quad (\text{B.5})$$

und

$$V_{P,ges} = \frac{m_{WS}}{\rho_P} \quad (\text{B.6})$$

berechnet. Das relative Lückenvolumen beeinflusst stark die Wirbelschichthöhe, die nach

$$H_S = \frac{V_{WS}}{A_{App}} = \frac{4m_P}{\rho_P \pi d_{App}^2 (1 - \varepsilon)} \quad (\text{B.7})$$

ermittelt wird. Die Gesamtoberfläche des monodispersen Wirbelschichtmaterials ergibt sich aus

$$A_P = \frac{6A_{App}H_{WS}(1 - \varepsilon)}{d_P}. \quad (\text{B.8})$$

## B.2 Partikeldispersion

Der Grad der Feststoffdurchmischung in einer Wirbelschicht wird über Dispersionskoeffizienten beschrieben. Für die Partikeldispersion in Strömungsrichtung des Suspensionsgases  $z$  wird eine Approximation für die Peclet-Zahl Gl. (B.9) verwendet

$$Pe = \frac{w_{ue} d_{App}}{D_z}, \quad (\text{B.9})$$

mit der Überschussgeschwindigkeit  $w_{ue}$  Gl. (B.10)

$$w_{ue} = w_0 - w_{WP}. \quad (\text{B.10})$$

Die Peclet-Zahl ergibt sich aus der Beziehung Gl. (B.11) nach *Kawase* und *Moo-Young* [56]

$$Pe = 1,72 \left( \frac{w_{ue}^2}{g d_{App}} \right)^{\frac{1}{3}}. \quad (\text{B.11})$$

Für die Partikelbewegung quer zur Strömungsrichtung des Suspensionsgases  $r$  wird der Dispersionskoeffizient nach *Bellgardt* [8] sowie *Kunii* und *Levenspiel* [61] mit

$$D_r = 0,1 \cdot D_z \quad (\text{B.12})$$

angenommen.

## Anhang C

# Stoff- und Wärmeübergangskoeffizienten

### C.1 Stoff- und Wärmeübergang Gas-Partikel

#### C.1.1 Stoffübergang

$$\beta_{LP} = \frac{ShD}{d_p} \quad (C.1)$$

Die Sherwood-Zahl lässt sich für den Bereich  $10^0 \leq Re \leq 10^4$  nach *Gnielinski* [28] berechnen.

$$Re_\varepsilon = \frac{Re}{\varepsilon} \quad (C.2)$$

$$Sh_{lam} = 0,664 \sqrt[3]{Sc} \sqrt{Re_\varepsilon} \quad (C.3)$$

$$Sh_{turb} = \frac{0,037 Re_\varepsilon^{0,8} Sc}{1 + 2,443 Re_\varepsilon^{-0,1} (Sc^{\frac{2}{3}} - 1)} \quad (C.4)$$

$$Sh_{Einzelkugel} = 2 + \sqrt{Sh_{lam}^2 + Sh_{turb}^2} \quad (C.5)$$

*Martin* [76] empfiehlt für die Praxis im Existenzbereich der Wirbelschicht die folgende Beziehung (C.6)

$$Sh \approx Sh_{Einzelkugel} \quad (C.6)$$

Für sehr kleine Reynolds-Zahlen ( $Re \leq 10$ ) entwickelten *Groenewold* und *Tsotsas* [30], [31] folgende Korrelationsgleichung (C.7)

$$Sh = \frac{Re_o Sc}{\frac{A_{P,ges}}{V_{WS}} H_{WS}} \ln \left( 1 + \frac{Sh_{Einzelkugel,WP} \frac{A_{P,ges}}{V_{WS}} H_{WS}}{Re_o Sc} \right), \quad (C.7)$$

mit der Berechnung der Sherwood-Zahl  $Sh_{Einzelkugel,WP}$  (Partikel - Gas) am Wirbelpunkt nach *Gnielinski* [28].

### C.1.2 Wärmeübergang

$$\alpha_{LP} = \frac{Nu_{LP}\lambda_L}{d_P} \quad (C.8)$$

Die Berechnung der Nusselt-Zahl erfolgt in Analogie der Sherwood-Zahl zum Stoffübergang.

## C.2 Wärmeübergang Gas-Wand

$$\alpha_{LW} = \frac{Nu_{LW}\lambda_G}{d_p} \quad (C.9)$$

Es findet die Nusselt-Beziehung nach *Shi* [118] Anwendung

$$Nu_{LW} = \left(0,005Re_{Sink} + 0,06Re_{Sink}^{1/3}\right) Pr^{1/3}, \quad (C.10)$$

mit der charakteristische Sink-Reynolds-Kennzahl nach *Martin* [76]

$$Re_{Sink} = \frac{50}{3} \left( \sqrt{1 + \frac{1}{10} \sqrt{\frac{4}{3} Ar} - 1} \right)^2. \quad (C.11)$$

## C.3 Wärmeübergang Partikel-Wand

Der Wärmeübergang zwischen den Wirbelschichtpartikeln und der Apparatewand wird nach *Shi* [118] und *Martin* [76] über einen Gesamtwärmeübergangskoeffizienten definiert, der die Teile Partikelkonvektion und Strahlung berücksichtigt. Unter Vernachlässigung des Strahlungsanteiles ergibt sich für den Wärmeübergangskoeffizienten

$$\alpha_{PW} = \frac{Nu_P\lambda_G}{d_P}. \quad (C.12)$$

Die Nusselt-Zahl wird durch die folgende Gleichung (C.13) beschrieben

$$Nu_P = Nu_{PP} \left[ 1 - \exp\left(-\frac{Nu_{PW}}{Nu_{PP}} f_P B\right) \right], \quad (C.13)$$

mit  $B = 0,28$ , dem Flächenanteil  $f_P$

$$f_P = \left(\frac{9\pi}{16}\right)^{1/3} \varphi_W^{2/3}, \quad (C.14)$$

dem Term  $Nu_{PW}$

$$Nu_{PW} = \frac{Nu_{WPO} Nu_{Pi}}{Nu_{WPO} + Nu_{Pi}}, \quad (C.15)$$

mit der inneren Wärmeübergangszahl  $Nu_{Pi}$

$$Nu_{Pi} = 4 \frac{\lambda_P}{\lambda_G} \left( 1 + \sqrt{\frac{1}{\pi} \left(\frac{6}{\pi}\right)^{1/3} \frac{\lambda_G}{\lambda_P} \frac{Nu_{PP}}{\varphi_W^{2/3}}} \right) \quad (C.16)$$

und dem dimensionslosen Partikelaustauschkoeffizienten  $Nu_{PP}$

$$Nu_{P,P} = \frac{1}{6} \varphi_W \frac{\rho_P c_{PC}^* d_P}{\lambda_G}, \quad (C.17)$$

mit

$$c^* = \sqrt{\frac{gd_P(\varphi_{mf} - \varphi_W)}{3(\varphi_W + 0,05)}} \quad (\text{C.18})$$

und

$$\varphi = 1 - \varepsilon. \quad (\text{C.19})$$

Der höheren Feststoffvolumenkonzentration  $\varphi_W$  in Wandnähe als im Kernbereich wird durch die Gleichung (C.20) Rechnung getragen

$$\varphi_W = \varphi \frac{\varepsilon^4 + 6\varphi_{mf}}{\varepsilon^4 + 6\varphi} = (1 - \varepsilon) \frac{[1 - (1 - \varepsilon)]^4 + 6(1 - \varepsilon_{WP})}{[1 - (1 - \varepsilon)]^4 + 6(1 - \varepsilon)}. \quad (\text{C.20})$$

Der Wärmeübergang durch den die Partikeloberfläche bedeckenden Gasfilm wird durch die Nusselt-Funktion Wand-Kugel  $Nu_{WPO}$  Gl. (C.21) beschrieben

$$Nu_{WPO} = 4 \left[ \left( \frac{2\delta}{d_P} + 1 \right) \ln \left( \frac{d_P}{2\delta} + 1 \right) - 1 \right], \quad (\text{C.21})$$

mit der modifizierten freien Weglänge der Gasmoleküle  $\delta$  Gl. (C.22) nach *Martin* [76]

$$\delta = 2\Lambda \left( \frac{2}{\theta} - 1 \right), \quad (\text{C.22})$$

der effektiven freien Weglänge der Moleküle  $\Lambda$  Gl. (C.23)

$$\Lambda = \sqrt{\frac{2\pi RT}{M}} \frac{\lambda_G}{P(2c_{P,G} - \frac{R}{M})} \quad (\text{C.23})$$

und dem Akkomodationskoeffizienten  $\theta$

$$\theta = \frac{1}{10^{0,6 - \frac{1000K/T+1}{c_A}} + 1}. \quad (\text{C.24})$$

## C.4 Wärmeübergang Wand-Umgebung

$$\alpha_{WU} = \frac{Nu_{WU} \lambda_G}{H_{WS}} \quad (\text{C.25})$$

Der Wärmeübergang zwischen der Apparatewand und der Umgebung wird durch die freie Konvektion an einem senkrechten Zylinder nach *Kast* und *Klan* [55] beschrieben

$$Nu_{WU} = Nu_{Platte} + 0,97 \frac{H_{WS}}{d_{App}}. \quad (\text{C.26})$$

Für die Beschreibung der freien Konvektion an einer gleich hohen, senkrecht stehenden Platte wird die folgende Korrelationsgleichung (C.27) nach *Churchill* [16] verwendet

$$Nu_{Platte} = \left\{ 0,825 + \frac{0,387 Ra^{\frac{1}{6}}}{\left[ 1 + \left( \frac{0,492}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{16}{9}}} \right\}^2, \quad (\text{C.27})$$

für den Gültigkeitsbereich

$$10^{-1} < Ra < 10^{12}, \quad (\text{C.28})$$

mit

$$Ra = PrGr = Pr \frac{gH_{WS}^3}{\nu_L^2} \frac{\rho_L^\infty - \rho_L^W}{\rho_L^\infty}. \quad (\text{C.29})$$

# Anhang D

## Versuchsergebnisse

### D.1 Vorversuche - Einfluss der Düsenluft

Um den thermischen Einfluss der Verdüsungsluft der Zweistoffdüse auf die Temperaturprofile quantifizieren zu können, wurde ein Versuch nur mit Nutzung der Druckluft ohne Flüssigkeitseindüsung durchgeführt. Die Bedingungen hinsichtlich Pneumatik und Thermik wurden in Anlehnung an die mit Kunststoffgranulat durchgeführten Versuche gehalten. Die Abbildung D.1 zeigt einen kaum messbaren Einfluss auf die sich einstellenden Temperaturprofile.

### D.2 Dreidimensionale Temperaturmessung

Die Tabelle D.1 zeigt zusammenfassend für alle durchgeführten Versuche die Stoffmassenströme und Zustände der eintretenden und austretenden Luft.

Die Abbildungen D.2 bis D.5 ergänzen zum Abschnitt 2.3 die Versuchsergebnisse zu den dreidimensionalen Temperaturfeldern.

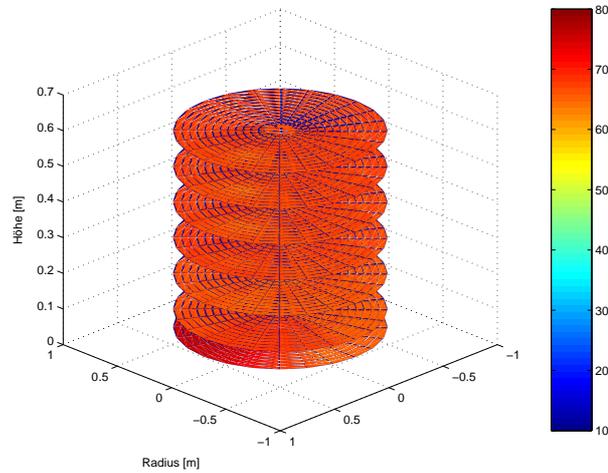


Abbildung D.1: 3D-Temperaturfeld - Versuch Einfluss der Verdüsungsluft (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Luft Eintrittstemperatur:  $60^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser: -  $\text{kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^{\circ}$ , Luft:  $60 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: -  $\mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

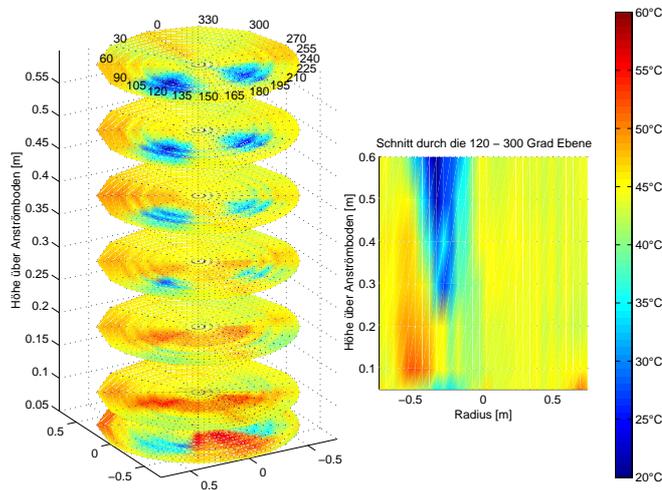


Abbildung D.2: 3D-Temperaturfeld - Versuch 5 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Luft Eintrittstemperatur:  $62^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $2 \times 90 \text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^{\circ}$ , Luft:  $40 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $80\text{-}100 \mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

Tabelle D.1: Parameter für Stoffmassenströme und Luftzustände zu den Versuchen der Temperaturfeldmessungen

Versuch Nummer	Eindüsungsmenge [kg/s]	Verdüngsluftmassenstrom [kg/s]	Fluidisierungsluftmassenstrom [kg/s]	Temperatur unter Boden [°C]	Eintrittsfeuchte [kgW/kgL]	Austrittstemperatur [°C]	Austrittsfeuchte [kgW/kgL]
<i>Kunststoffgranulat</i>							
1	0,050	0,0161	7,0	60	1,5	45	8,5
2	0,025	0,0111	7,0	60	4,0	50	7,0
3	0,050	0,0161	7,0	60	4,0	43	11,0
4	0,025	0,0111	7,0	60	4,5	51	7,0
5	0,050	0,0111	7,0	62	3,5	45	10,5
6	0,025	0,0111	7,0	61	2,0	54	5,0
7	0,050	0,0208	7,0	60	3,0	47	10,0
8	0,100	0,0167	7,0	60	3,5	30	18,0
9	0,100	0,0106	7,0	60	4,5	24	19,5
10	0,050	0,0064	7,0	61	5,0	45	12,5
11	0,050	0,0064	7,0	62	4,0	43	11,5
12	0,025	0,0042	7,0	65	3,0	53	6,0
13	0,025	0,0014	7,0	67	3,0	55	6,0
14	0,050	0,0050	7,0	60	4,0	43	11,5
15	0,050	0,0050	7,0	62	4,5	41	12,0
<i>γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub></i>							
16	0,050	0,0050	4,4	76	5,0	44	17,0
17	0,050	0,0050	5,8	76	2,5	40	10,5
18	0,050	0,0069	4,4	69	4,5	45	16,0
19	0,050	0,0069	4,4	77	5,0	46	17,5
20	0,050	0,0103	4,4	77	4,5	45	17,5
21	0,050	0,0075	4,4	80	5,0	46	18,0
22	0,050	0,0125	4,4	82	4,5	50	18,0

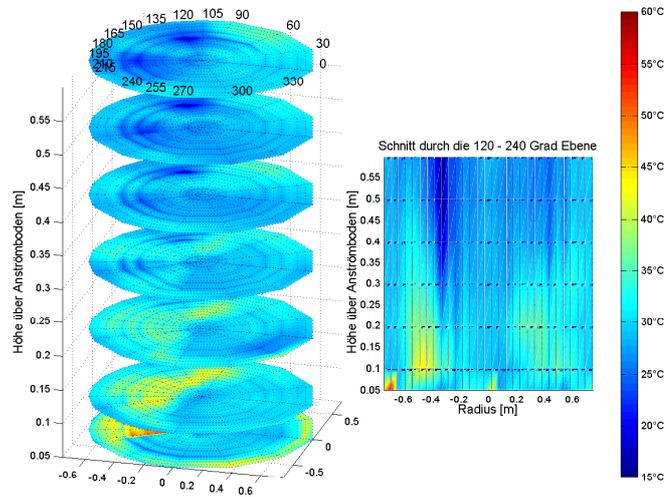


Abbildung D.3: 3D-Temperaturfeld - Versuch 8 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $60^{\circ}C$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $2 \times 180 \text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^{\circ}$ , Luft:  $60 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $80 \mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

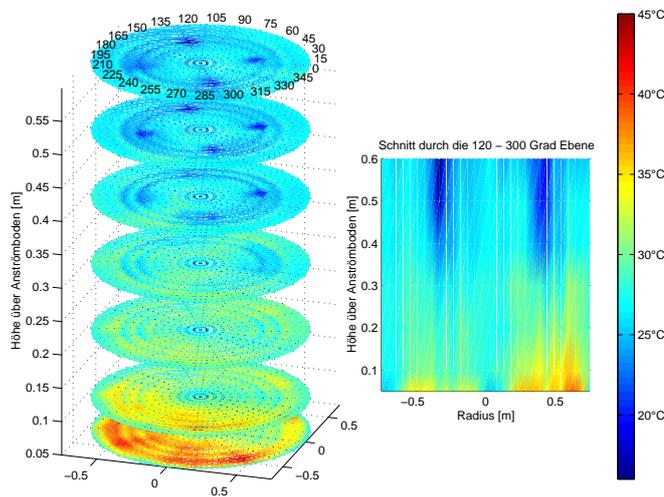


Abbildung D.4: 3D-Temperaturfeld - Versuch 9 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufteintrittstemperatur:  $60^{\circ}C$ , Eindüsungsparameter: *Lechler* außenmischend, Wasser:  $4 \times 90 \text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $40^{\circ}$ , Luft:  $38 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca.  $100 \mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

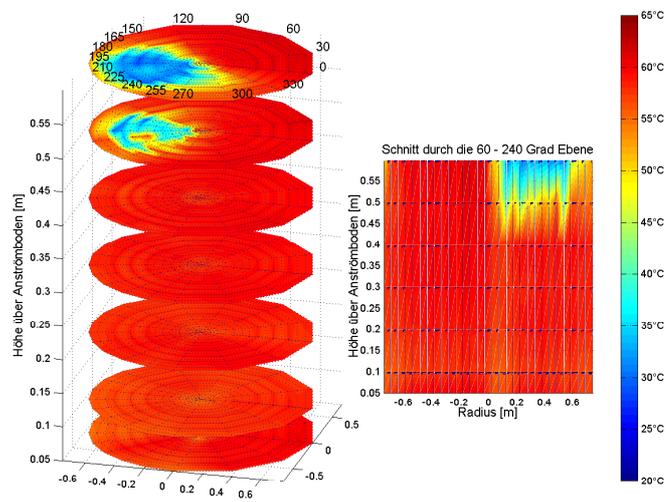


Abbildung D.5: 3D-Temperaturfeld - Versuch 12 (Wirbelschichtmaterial: *Kunststoff*, Lufttrittstemperatur:  $60^{\circ}\text{C}$ , Eindüsungsparameter: *Schlick* innenmischend, Wasser:  $90\text{ kg/h}$ , Spraywinkel:  $120^{\circ}$ , Luft:  $15\text{ Nm}^3/\text{h}$ , Tropfengröße: ca. 50 bis  $100\text{ }\mu\text{m}$ , Düsenposition: auf Schicht)

## Anhang E

# Simulationsergebnisse

Die Tabelle E.1 gibt eine Zusammenstellung der Parametervariationen der im Folgenden abgebildeten Simulationsrechnungen gegenüber der Ausgangssimulation.

### E.1 Instationäre Lösung

Tabelle E.1: Parametervariationen gegenüber der Ausgangssimulation

Simulation	Schichtmaterial	Dispersion Partikel $D_{z,P}$ [ $m^2/s$ ]	Dispersion Luft $D_{z,L}$ [ $m^2/s$ ]	weitere Parameter	Einheit	Größe
<i>SimA</i>	KS (3, 3mm)	1,0	-	-		
<i>SimB</i>	KS (3, 3mm)	0,01	-	-		
<i>SimC</i>	KS (3, 3mm)	0,1	0,1	-		
<i>SimD</i>	KS (3, 3mm)	0,01	0,01	-		
<i>SimE</i>	KS (0, 2mm)	0,1	-	-		
<i>SimF</i>	KS (0, 2mm)	0,01	-	-		
<i>SimG</i>	KS (0, 2mm)	0,1	0,1	-		
<i>SimH</i>	KS (0, 2mm)	0,01	0,01	-		
<i>SimI</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Haftanteil (gesetzt)	[-]	0,07
<i>SimJ</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Haftanteil (gesetzt)	[-]	0,25
<i>SimK</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Haftanteil (gesetzt)	[-]	1,0
<i>SimL</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Haftanteil mit Düsenluft	$w_{Duese} / w_{Tr}$	210 / 20
<i>SimM</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Haftanteil mit Düsenluft	$w_{Duese} / w_{Tr}$	210 / 40
<i>SimN</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Direktverdampfung	%	3
<i>SimO</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Direktverdampfung	%	5
<i>SimP</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Direktverdampfung	%	10
<i>SimQ</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Einstüßungsmenge	kg/s	40
<i>SimR</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Einstoßdüse $w_{Tr}$	m/s	5
<i>SimS</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Zweistoff außen $w_{Tr}$	m/s	20
<i>SimT</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Zweistoff außen $w_{Tr}$	m/s	30
<i>SimU</i>	KS (3, 3mm)	0,1	-	Zweistoff innen $w_{Tr}$	m/s	15
<i>SimV</i>	$\gamma$ -Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (3, 3mm)	0,1	-	-		
<i>SimW</i>	$\gamma$ -Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (1, 8mm)	0,1	-	-		
<i>SimX</i>	$\gamma$ -Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (1, 8mm)	0,1	-	Luftmassenstrom $\dot{m}_L$ / Einstüßung $\dot{m}_W$	kg/h	500 / 5,0

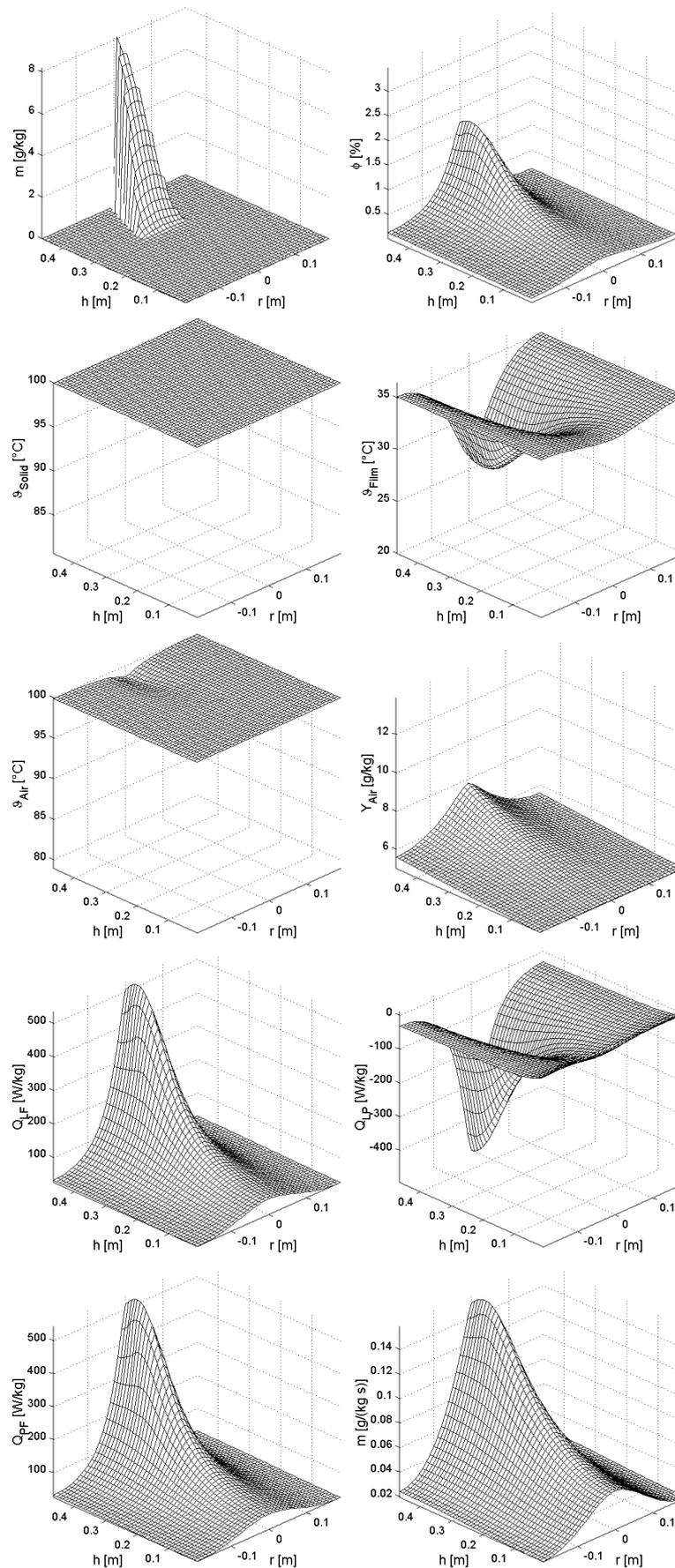


Abbildung E.1: Zweidimensionale Bilanzgrößenverteilung nach 1 s Prozesszeit (*Ausgangssimulation*)

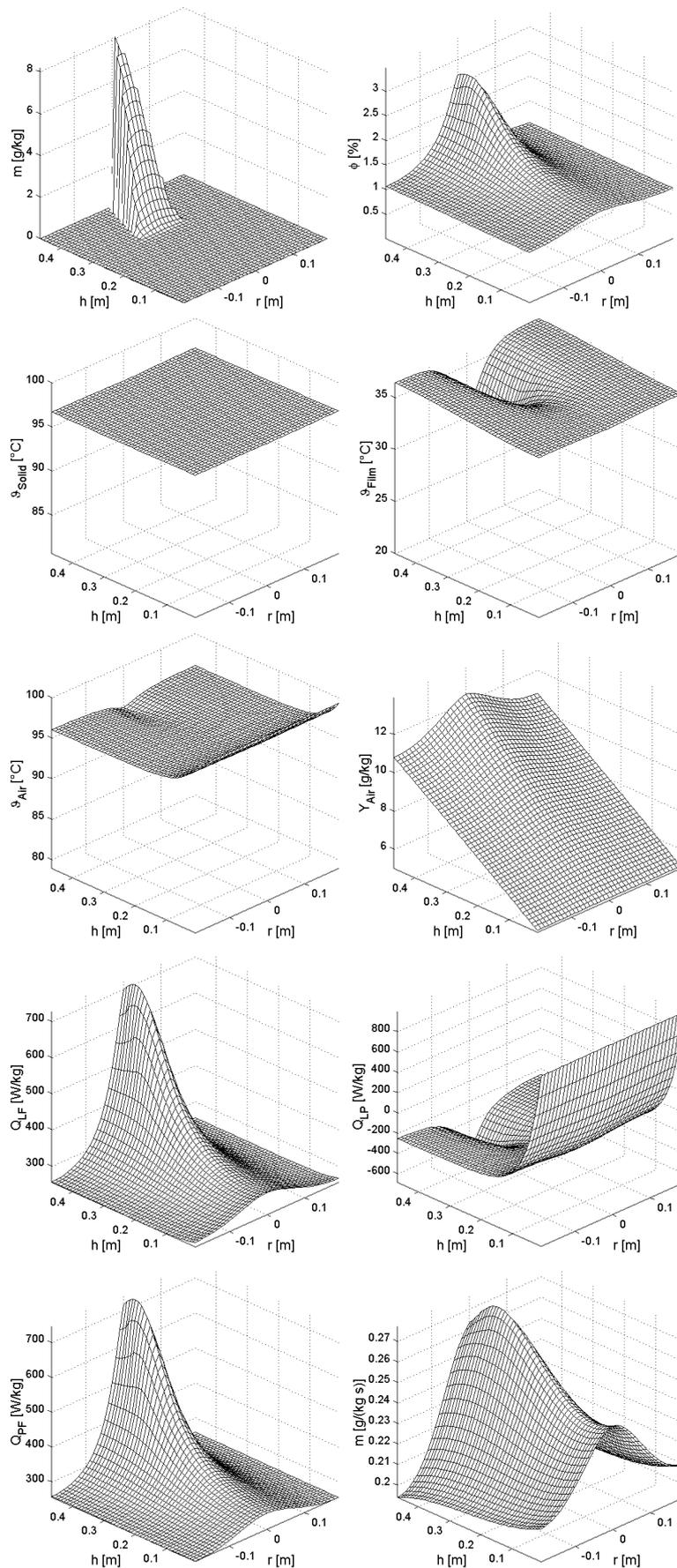


Abbildung E.2: Zweidimensionale Bilanzgrößenverteilung nach 10 s Prozesszeit (Ausgangssimulation)

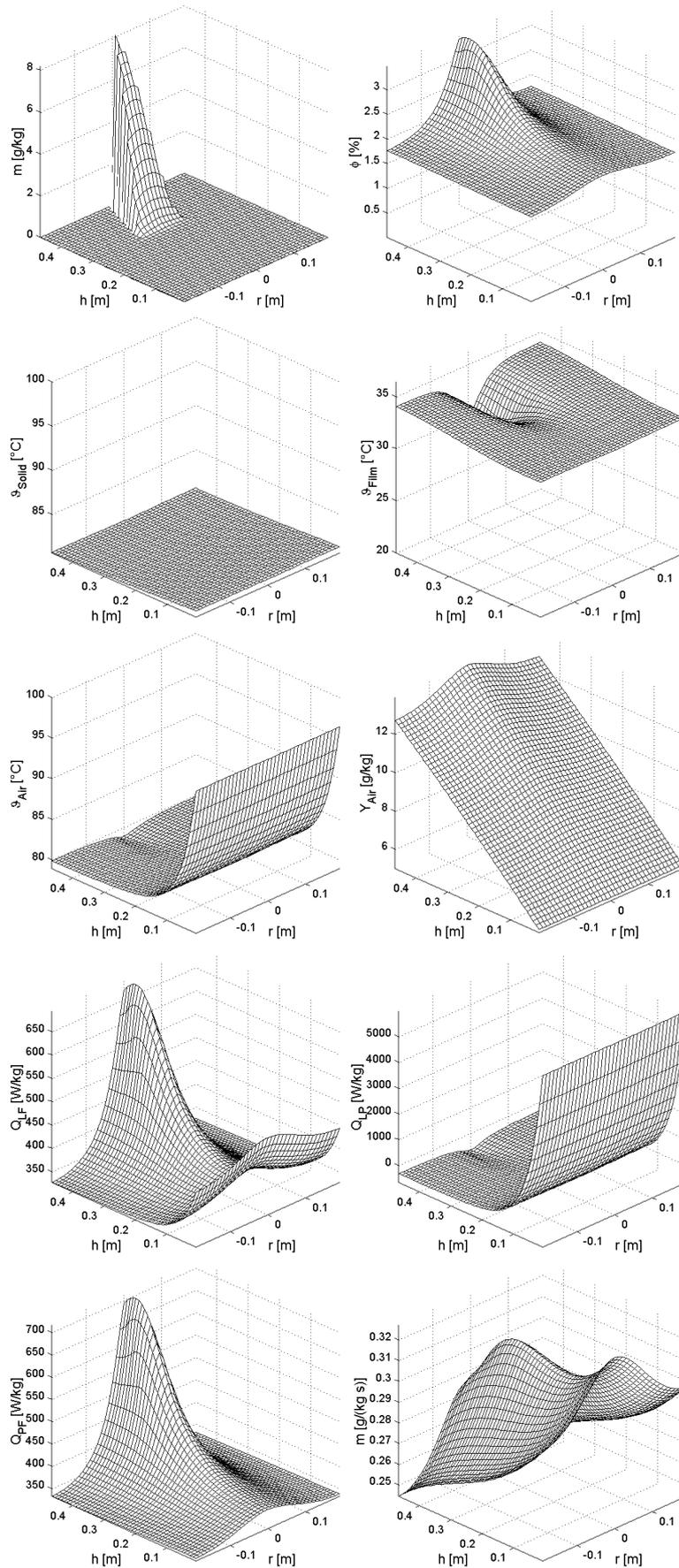


Abbildung E.3: Zweidimensionale Bilanzgrößenverteilung nach 1000 s Prozesszeit - stationäre Lösung (*Ausgangssimulation*)

## **E.2 Partikeldispersion**

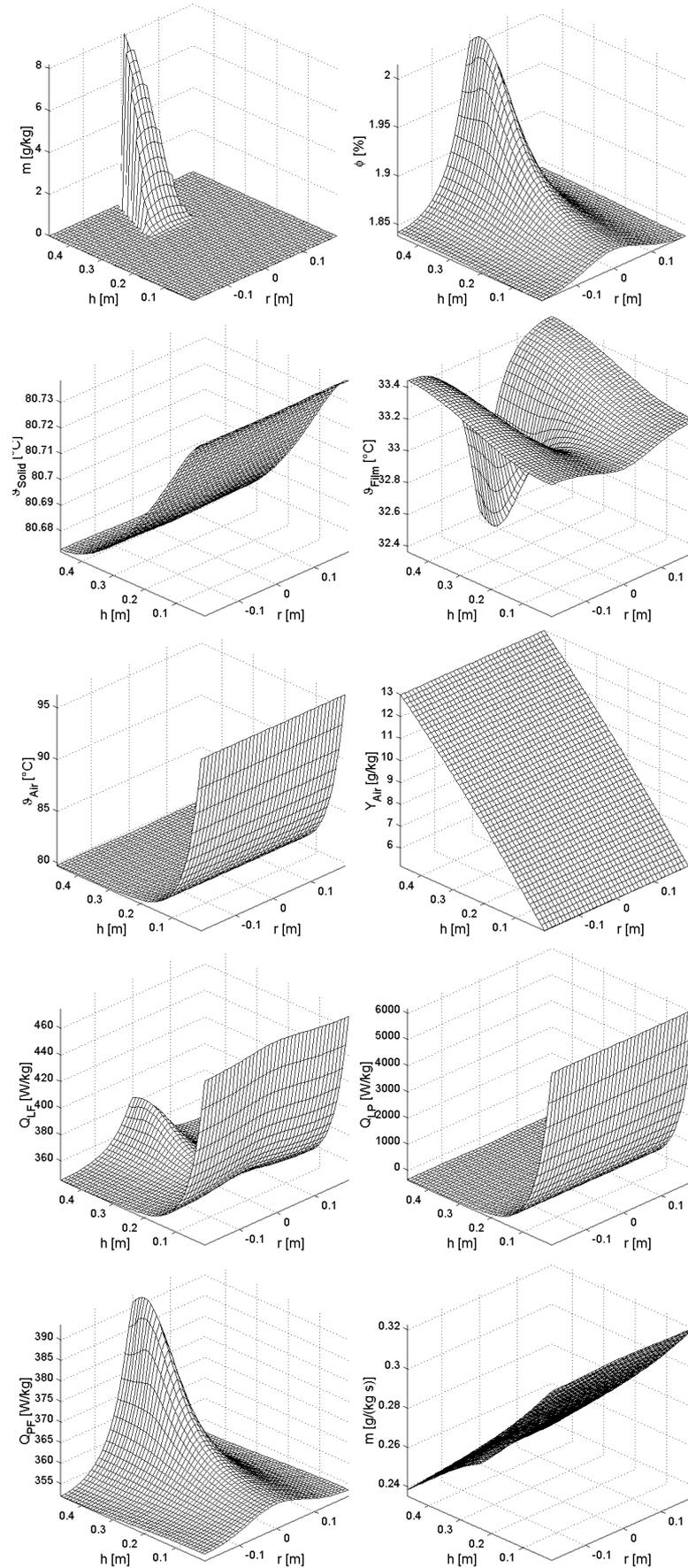


Abbildung E.4: *SimA* - axiale Dispersion  $D_z = 1$ ; radiale Dispersion  $D_r = 0,1$

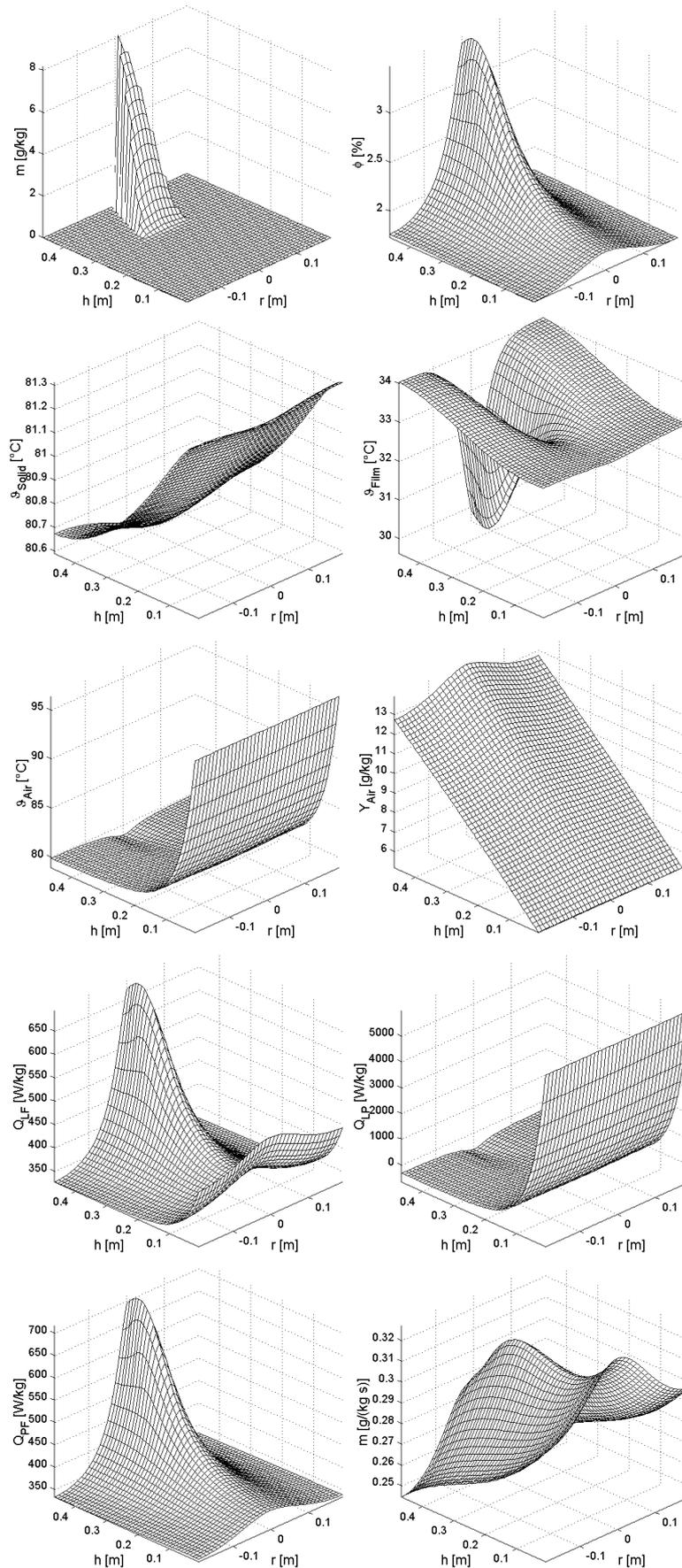


Abbildung E.5: Ausgangssimulation - axiale Dispersion  $D_z = 0, 1$ ; radiale Dispersion  $D_r = 0, 01$

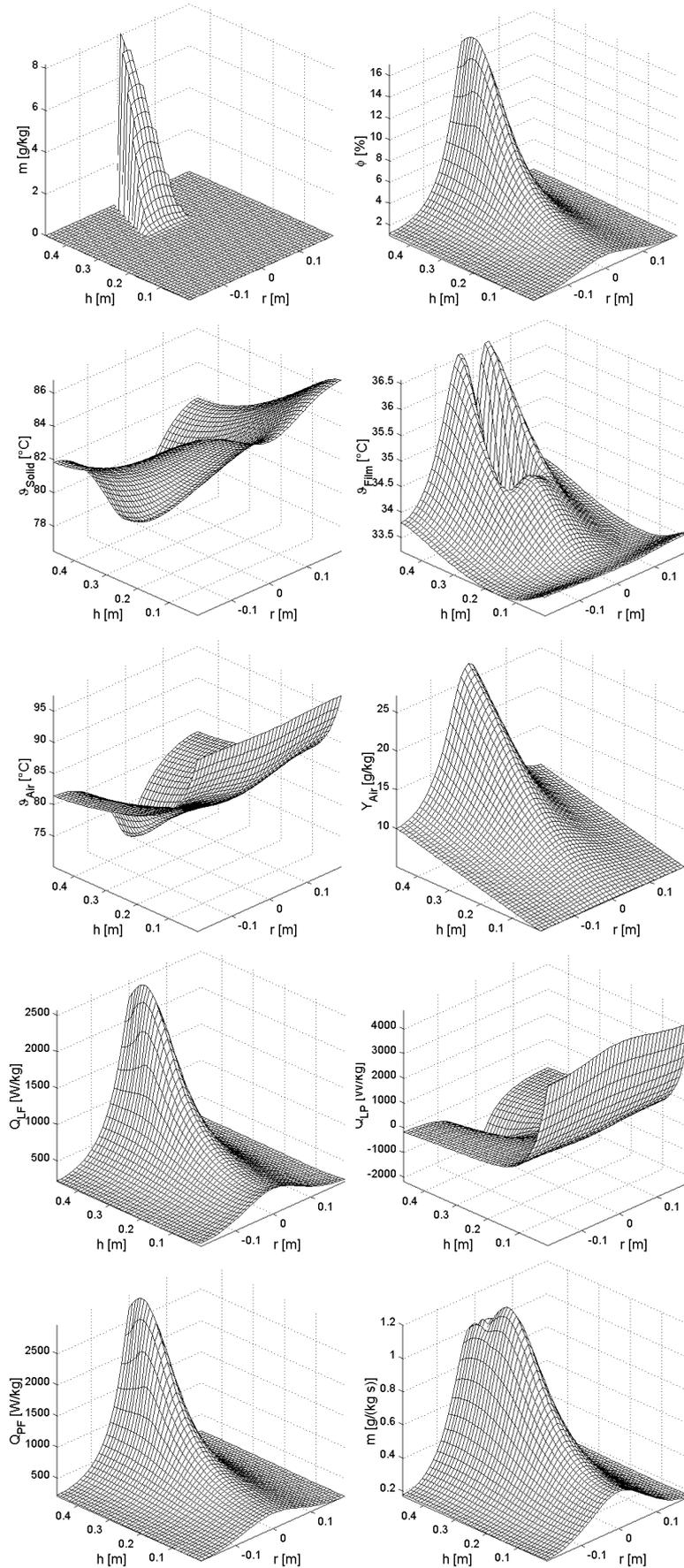


Abbildung E.6: *SimB* - axiale Dispersion  $D_z = 0,01$ ; radiale Dispersion  $D_r = 0,001$

### **E.3 Dispersion der Fluidisierungsluft**

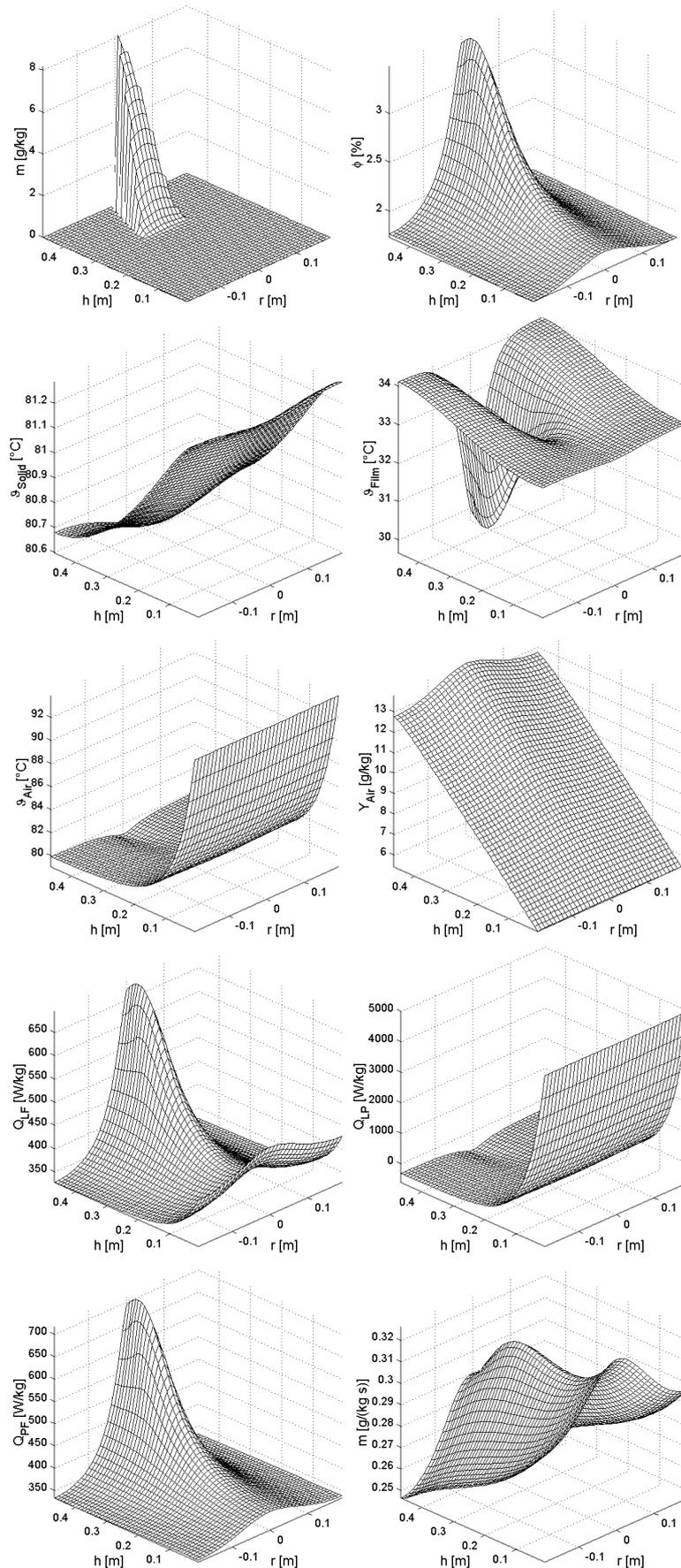


Abbildung E.7: *SimC* - Feststoff Geldart D:  $D_z = 0, 1$ ;  $D_r = 0, 01$ ; Fluidisierungs-luft:  $D_z = 0, 1$ ;  $D_r = 0, 01$

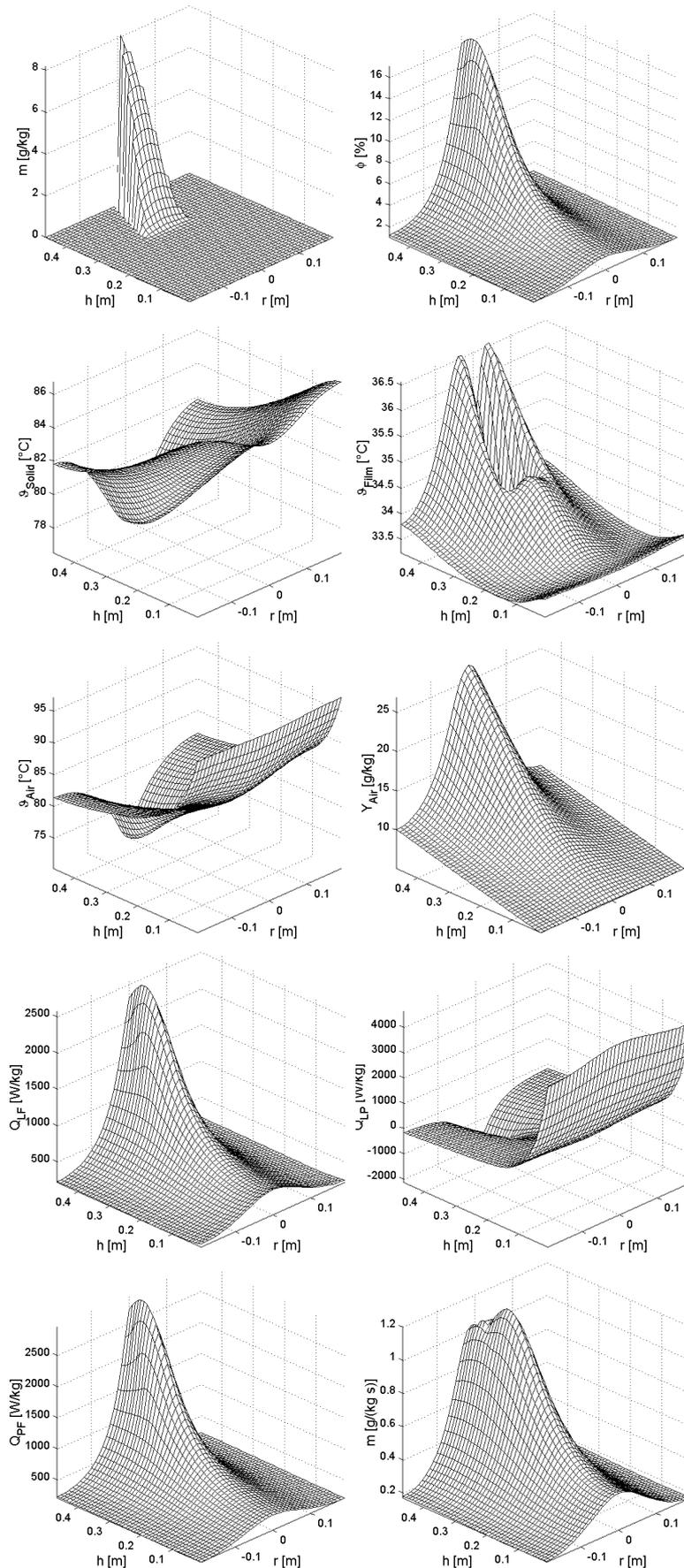


Abbildung E.8: *SimD* - Feststoff Geldart D:  $D_z = 0,01$ ;  $D_r = 0,001$ ; Fluidisierungsluft:  $D_z = 0,01$ ;  $D_r = 0,001$

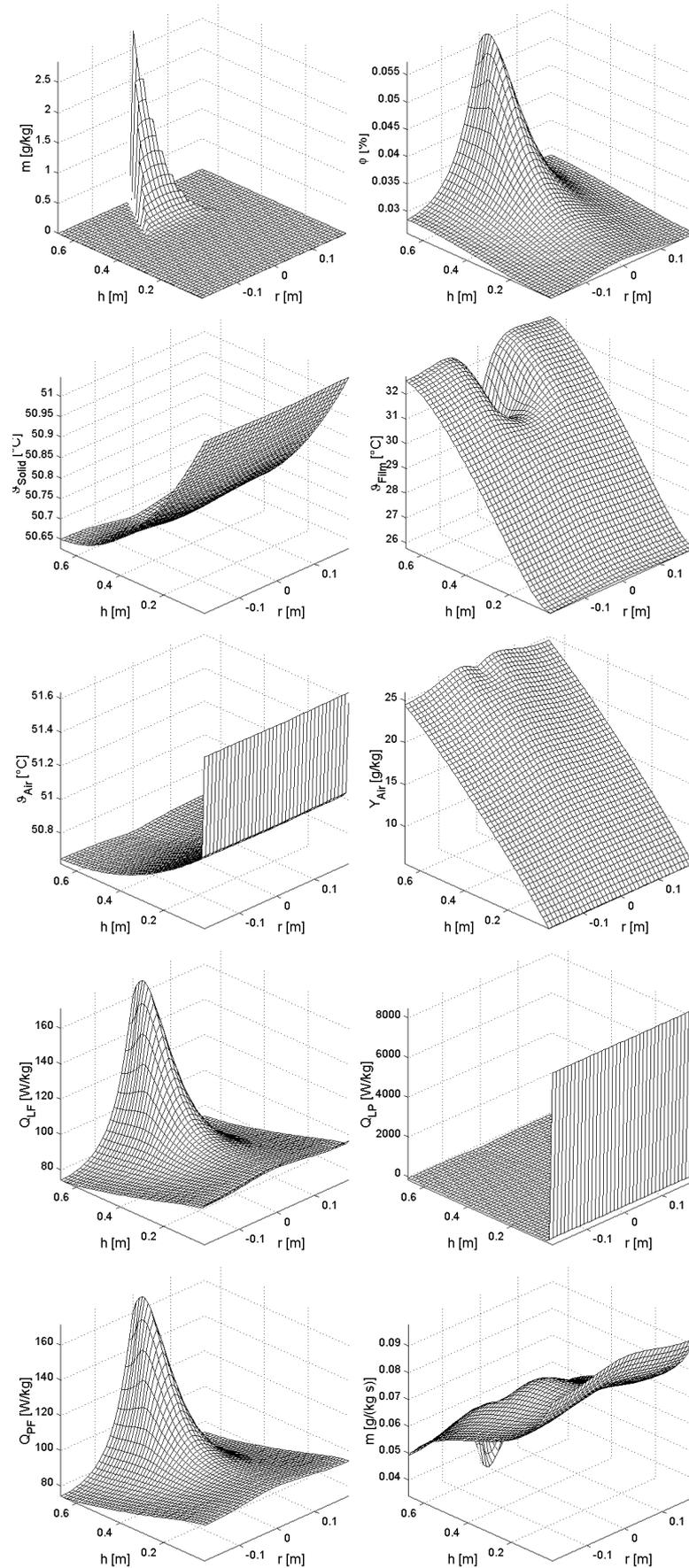


Abbildung E.9: *SimE* - Feststoff Geldart B:  $D_z = 0, 1$ ;  $D_r = 0, 01$ ; Fluidisierungs-luft: ohne Dispersion

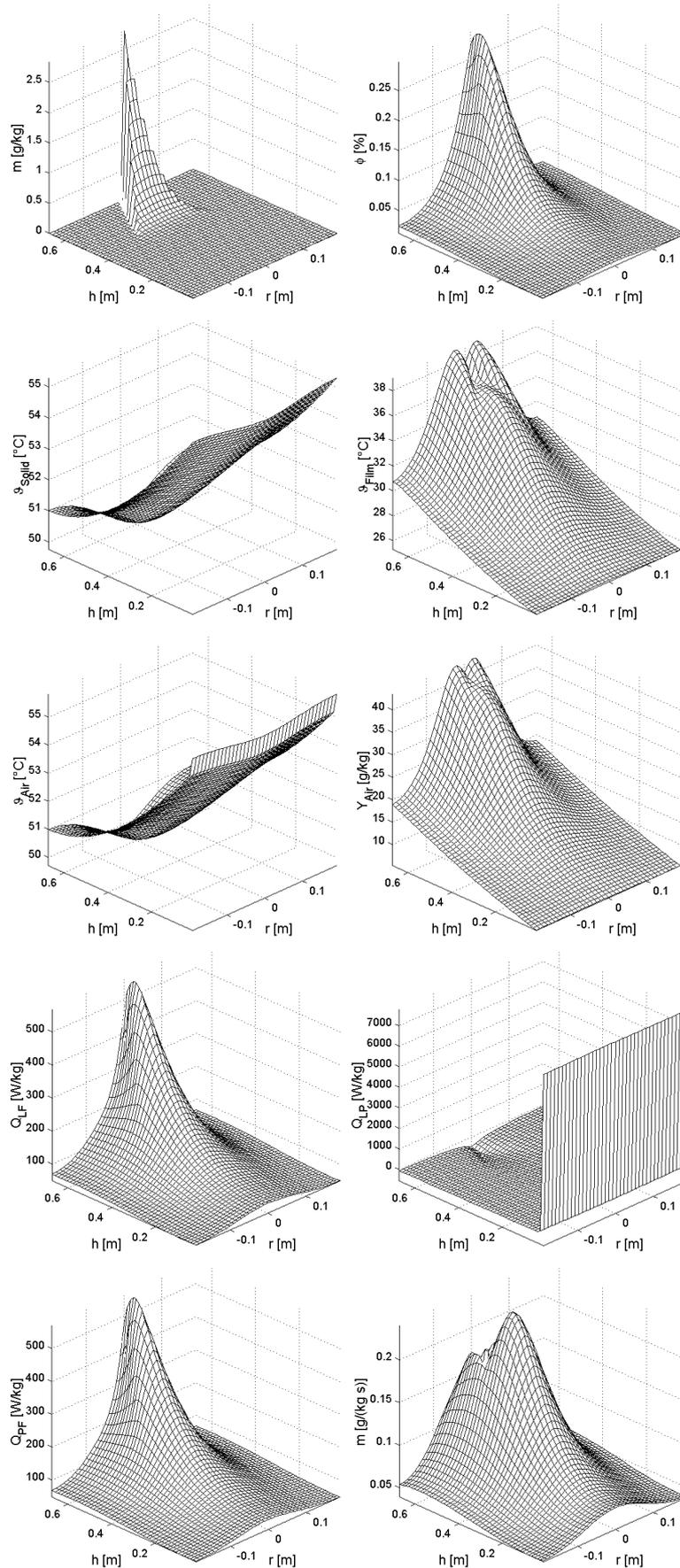


Abbildung E.10: *SimF* - Feststoff Geldart B:  $D_z = 0,01$ ;  $D_r = 0,001$ ; Fluidisierungsluft: ohne Dispersion

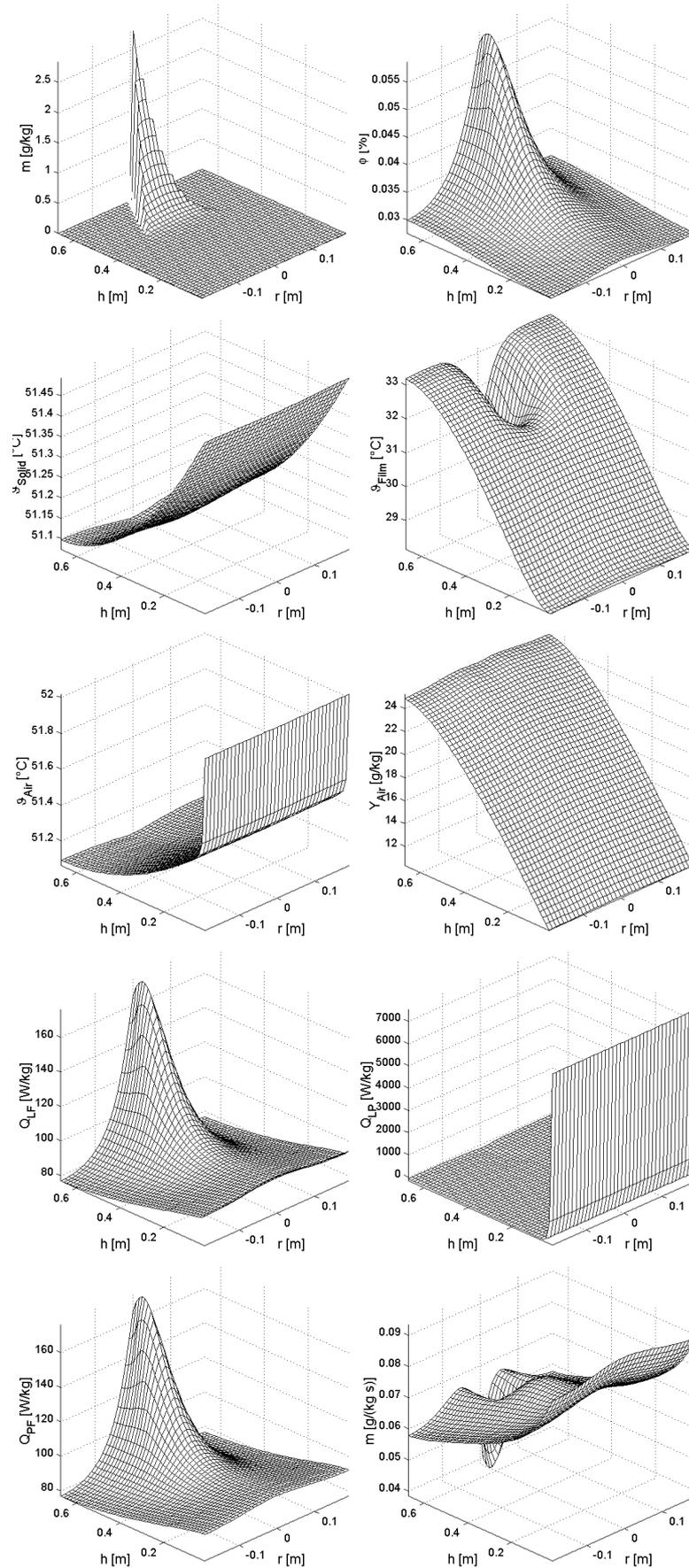


Abbildung E.11: *SimG* - Feststoff Geldart B:  $D_z = 0,1$ ;  $D_r = 0,01$ ; Fluidisierungs-luft:  $D_z = 0,1$ ;  $D_r = 0,01$

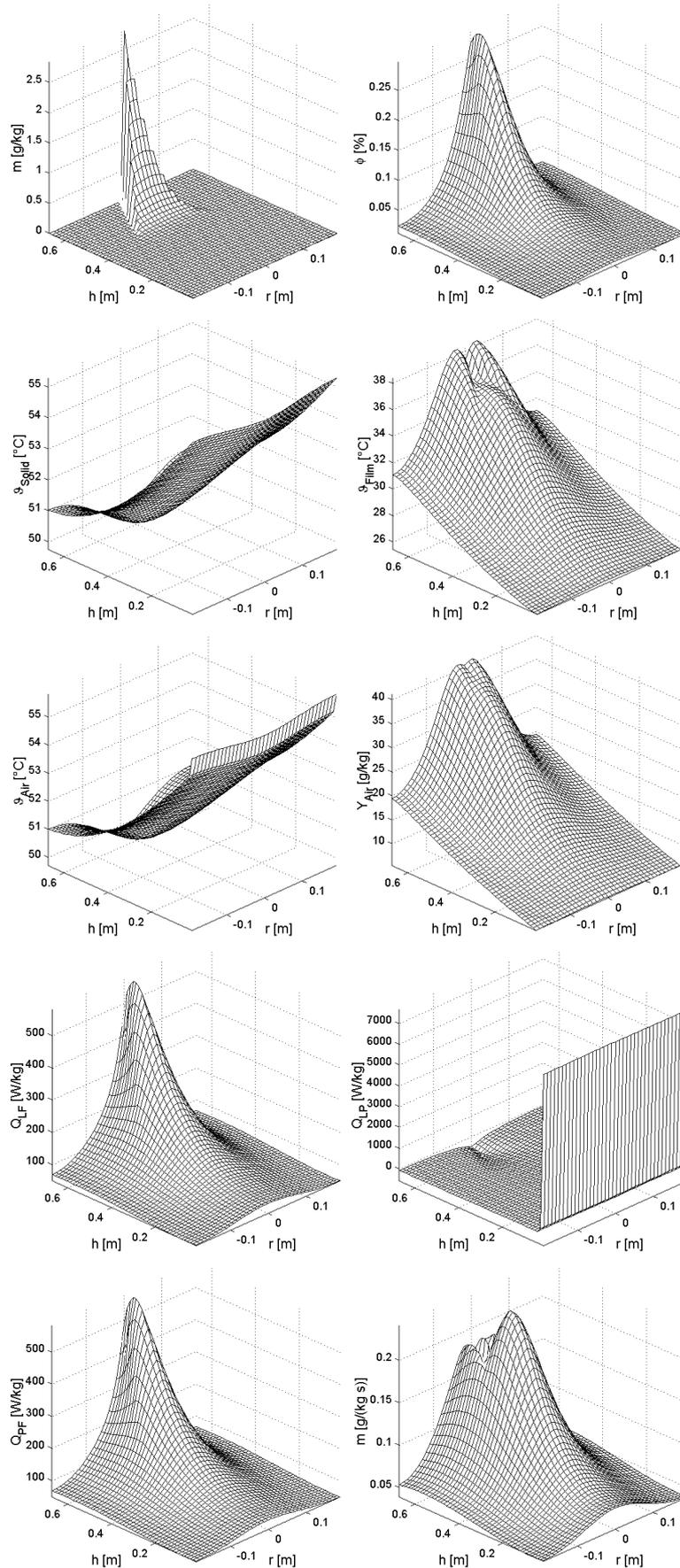


Abbildung E.12: *SimH* - Feststoff Geldart B:  $D_z = 0,01$ ;  $D_r = 0,001$ ; Fluidisierungsluft:  $D_z = 0,01$ ;  $D_r = 0,001$

## **E.4 Flüssigkeitsabscheidung**

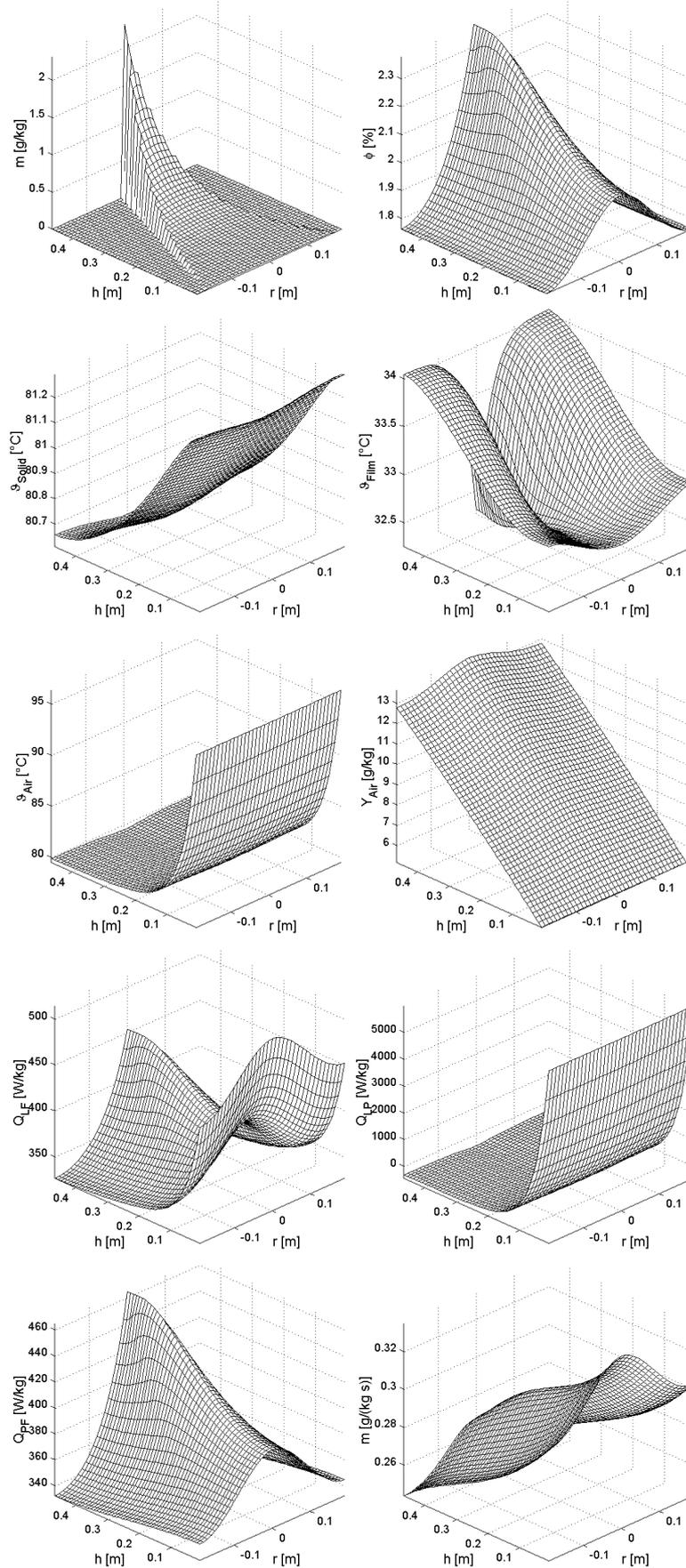


Abbildung E.13: *SimI* - Haftanteil gesetzt:  $h_A = 0,07$

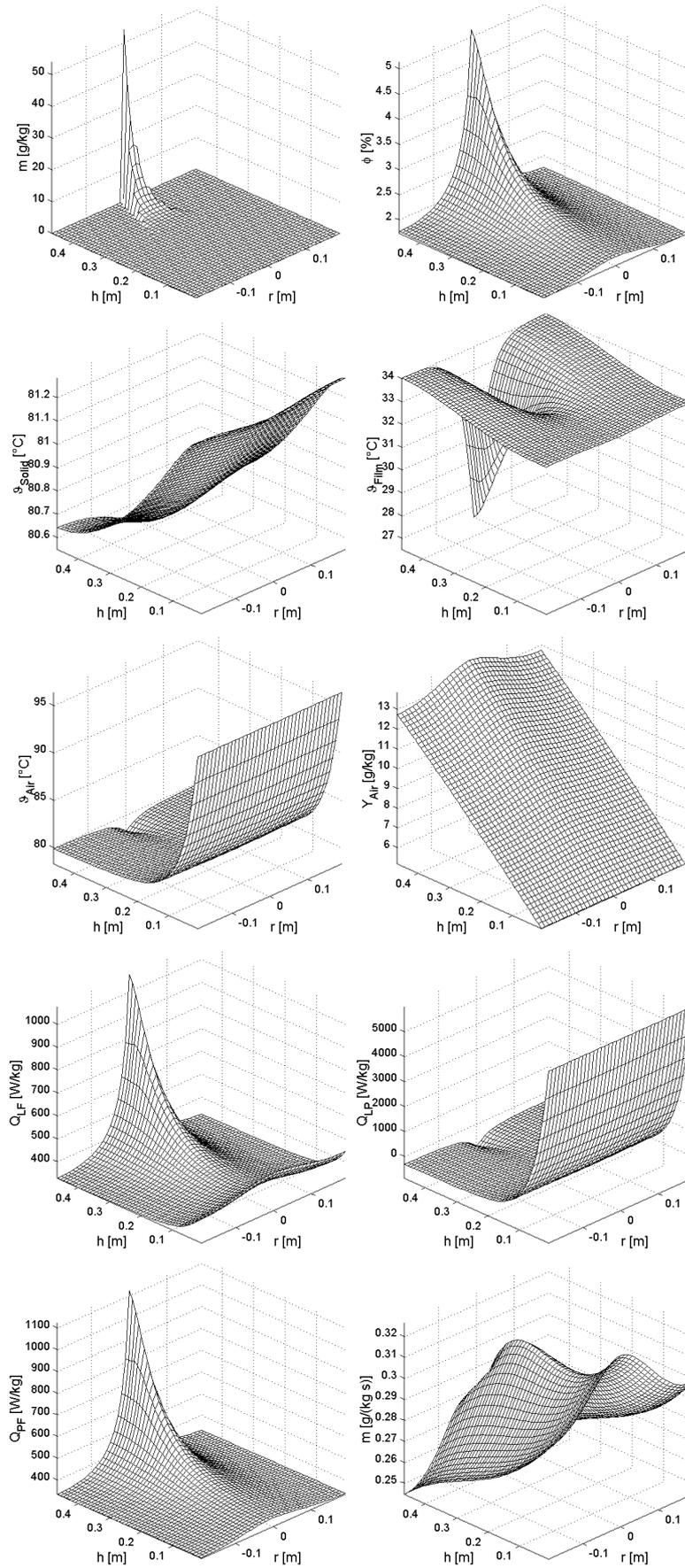


Abbildung E.14: *SimJ* - Haftanteil gesetzt:  $h_A = 0,25$

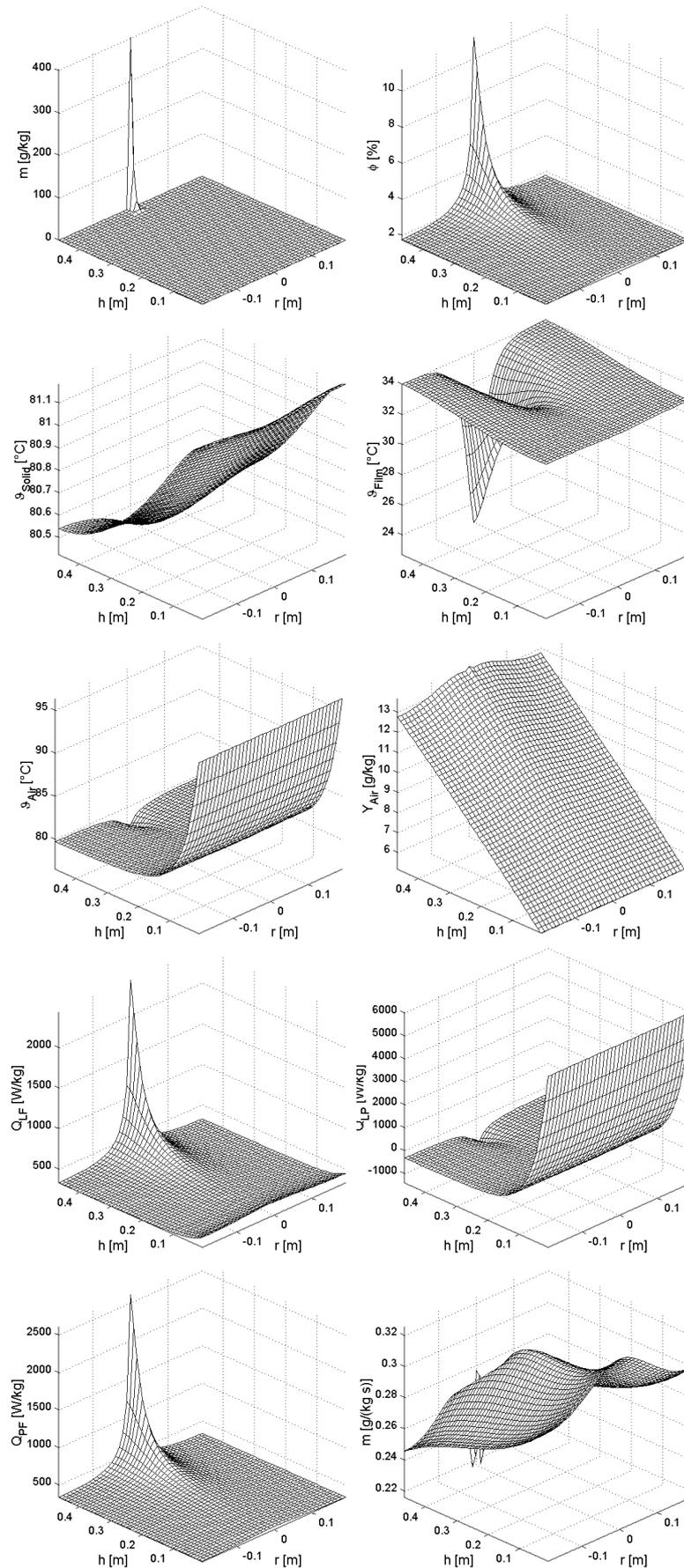


Abbildung E.15: *SimK* - Haftanteil gesetzt:  $h_A = 1,0$

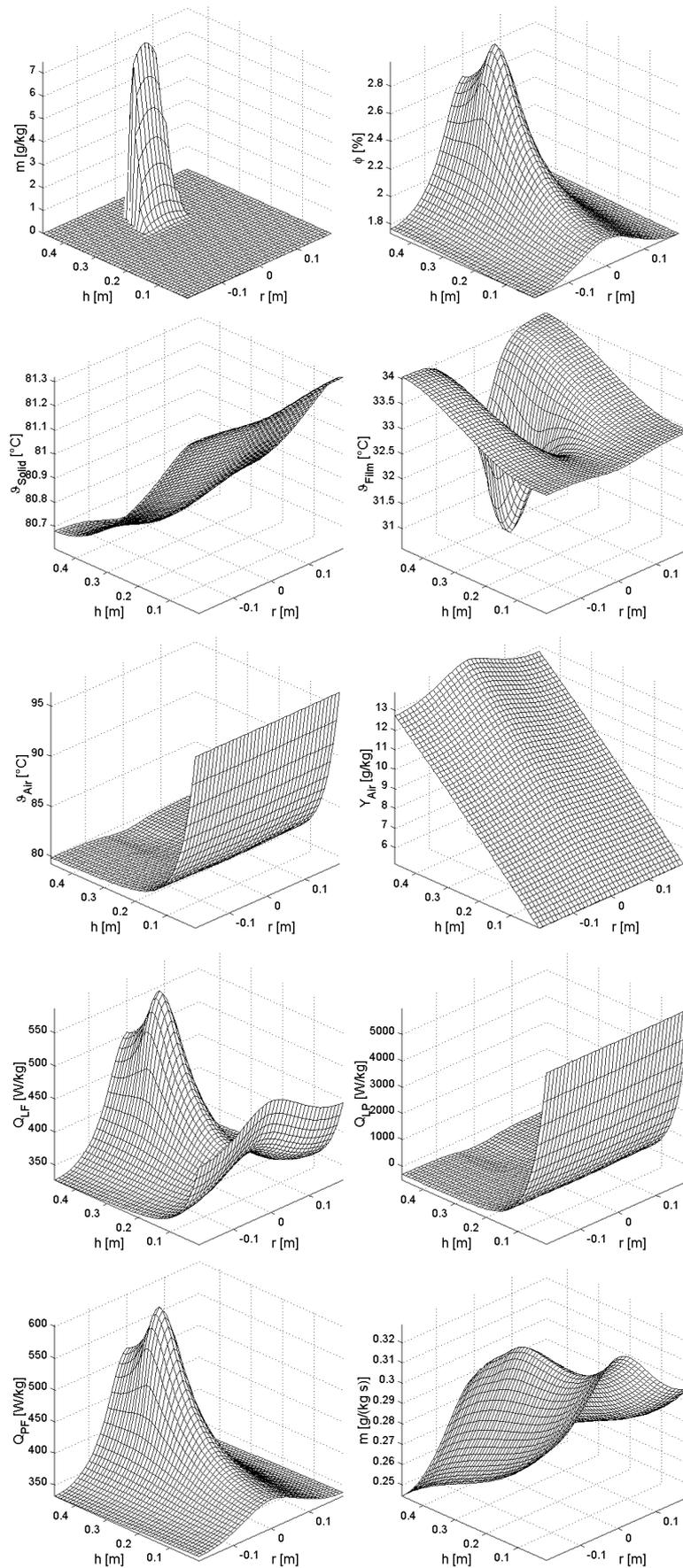


Abbildung E.16: *SimL* - örtlicher Haftanteil berechnet (neues Modell und *Mundo*):  
 $w_{Duese} = 210\text{m/s}$ ;  $w_{Tr} = 20\text{m/s}$

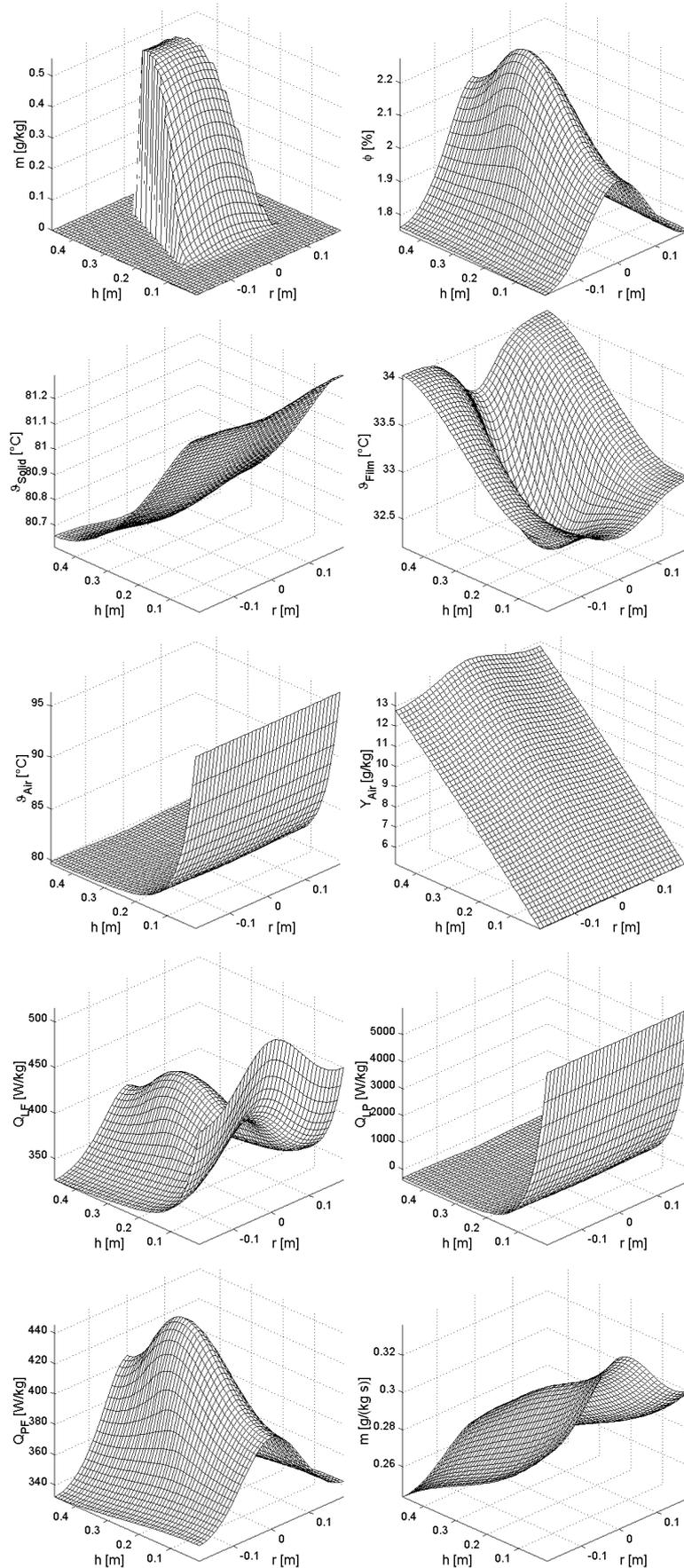


Abbildung E.17: *SimM* - örtlicher Haftanteil berechnet (neues Modell und *Mundo*):  
 $w_{Duese} = 210\text{m/s}$ ;  $w_{Tr} = 40\text{m/s}$

## **E.5 Direkt übergehende Wassermenge**

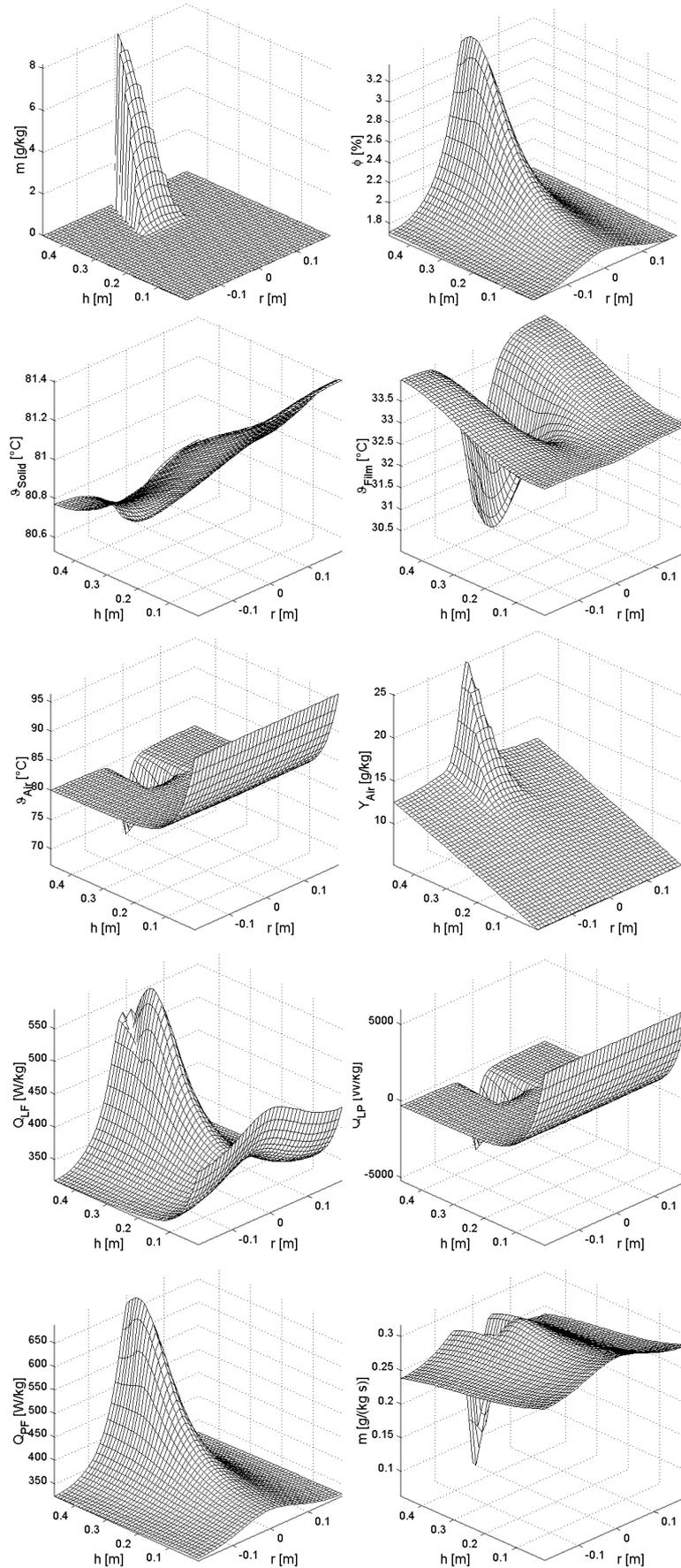


Abbildung E.18: *SimN* - direkt verdampfte Wassermenge:  $k_{V_{\text{erd},\text{dir}}} = 3\%$

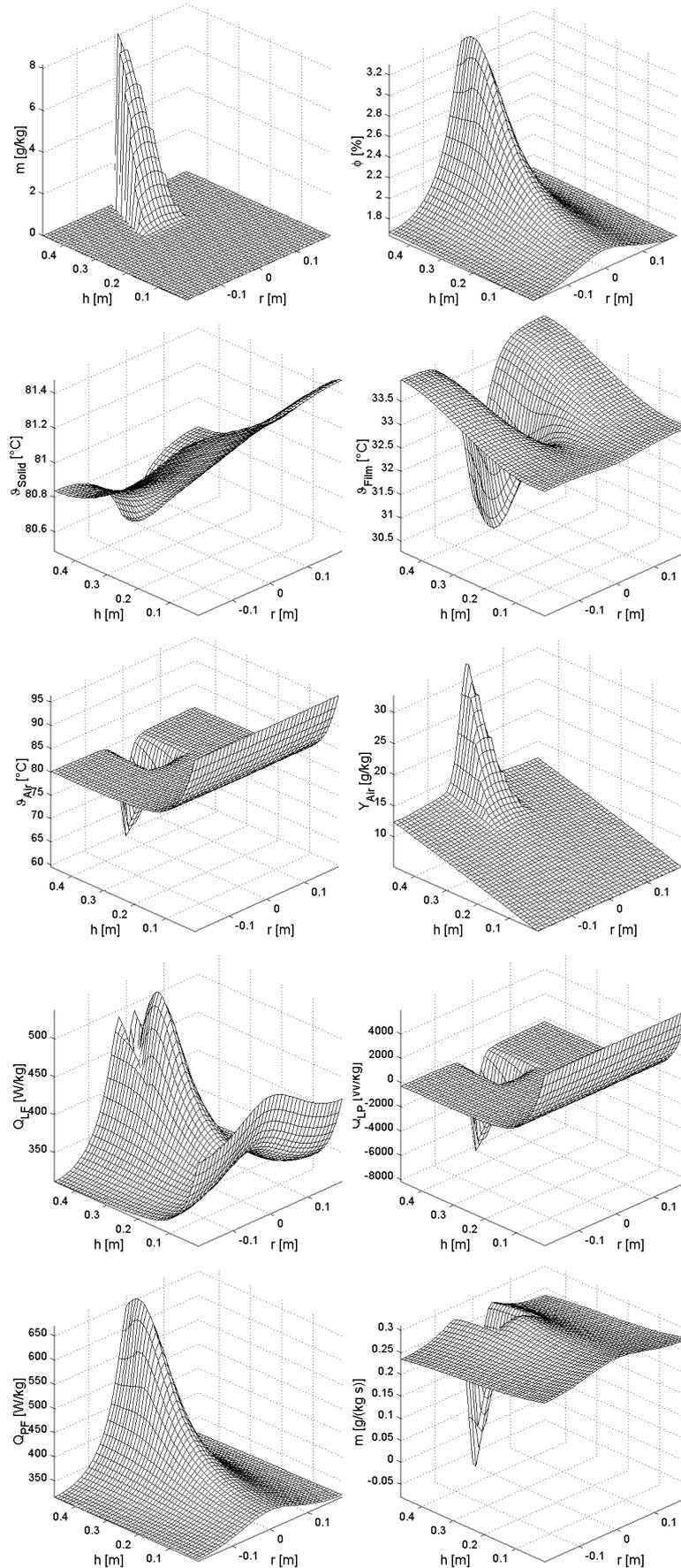


Abbildung E.19: *SimO* - direkt verdampfte Wassermenge:  $k_{V\text{erd},\text{dir}} = 5\%$

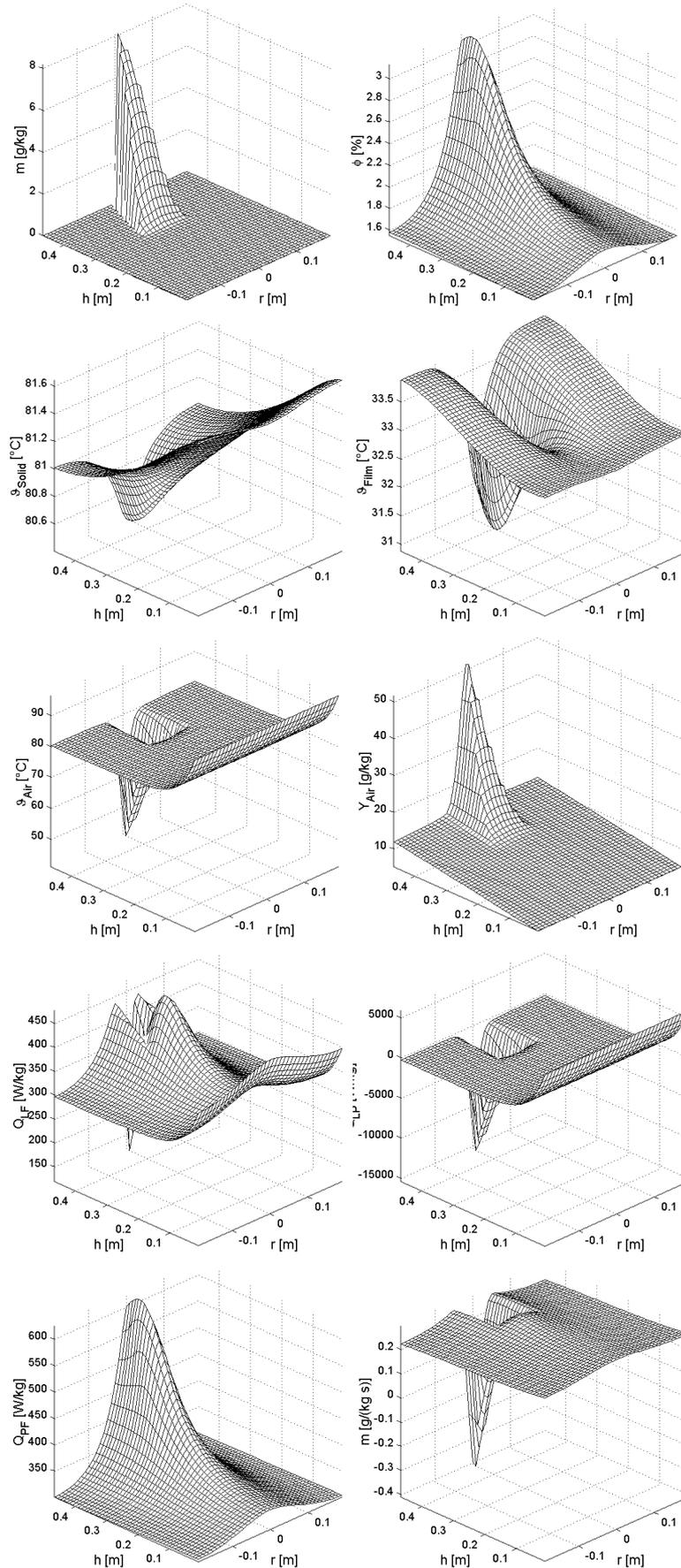


Abbildung E.20: *SimP* - direkt verdampfte Wassermenge:  $k_{V_{erd,dir}} = 10\%$

## **E.6 Eindüsungsmenge**

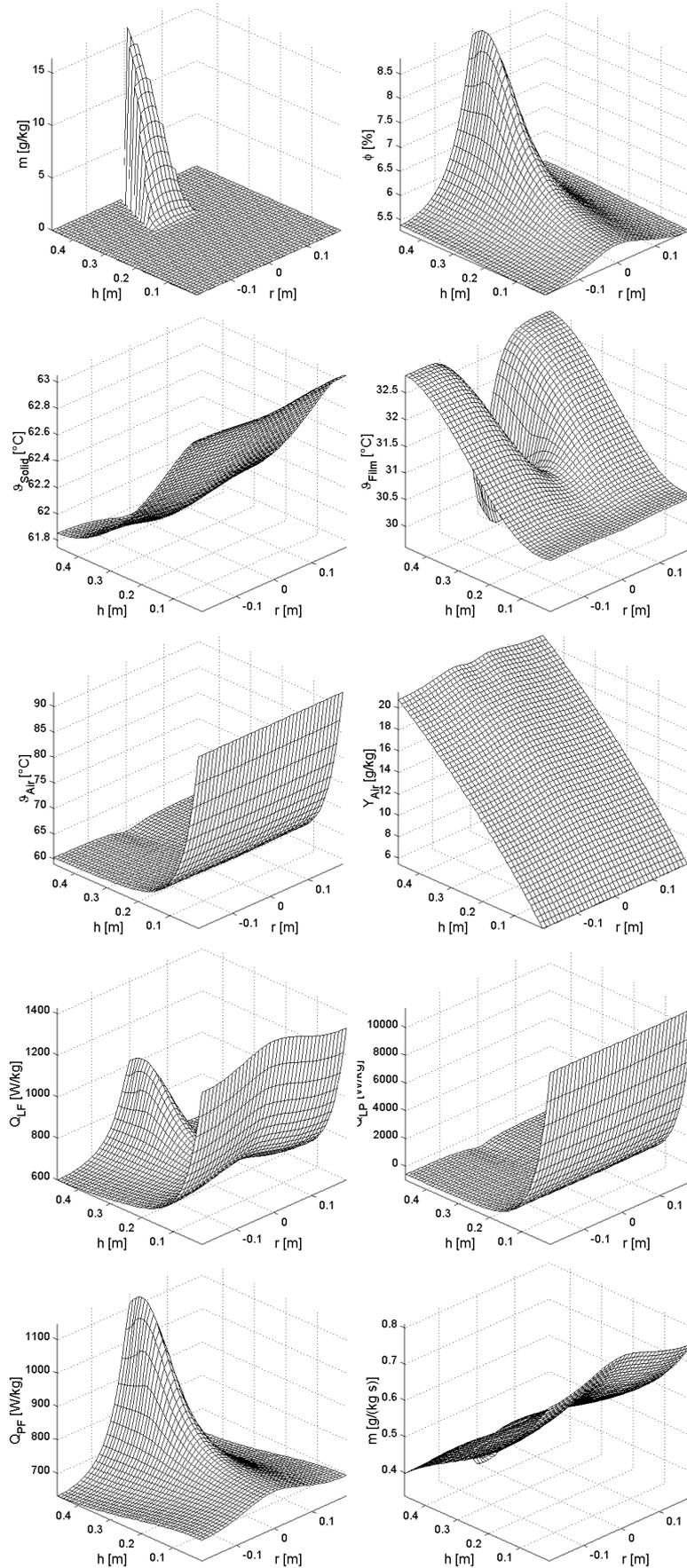


Abbildung E.21:  $SimQ$  - eingedüste Wassermenge:  $\dot{m}_W = 40\text{kg/h}$

## **E.7 Düsenvariation**

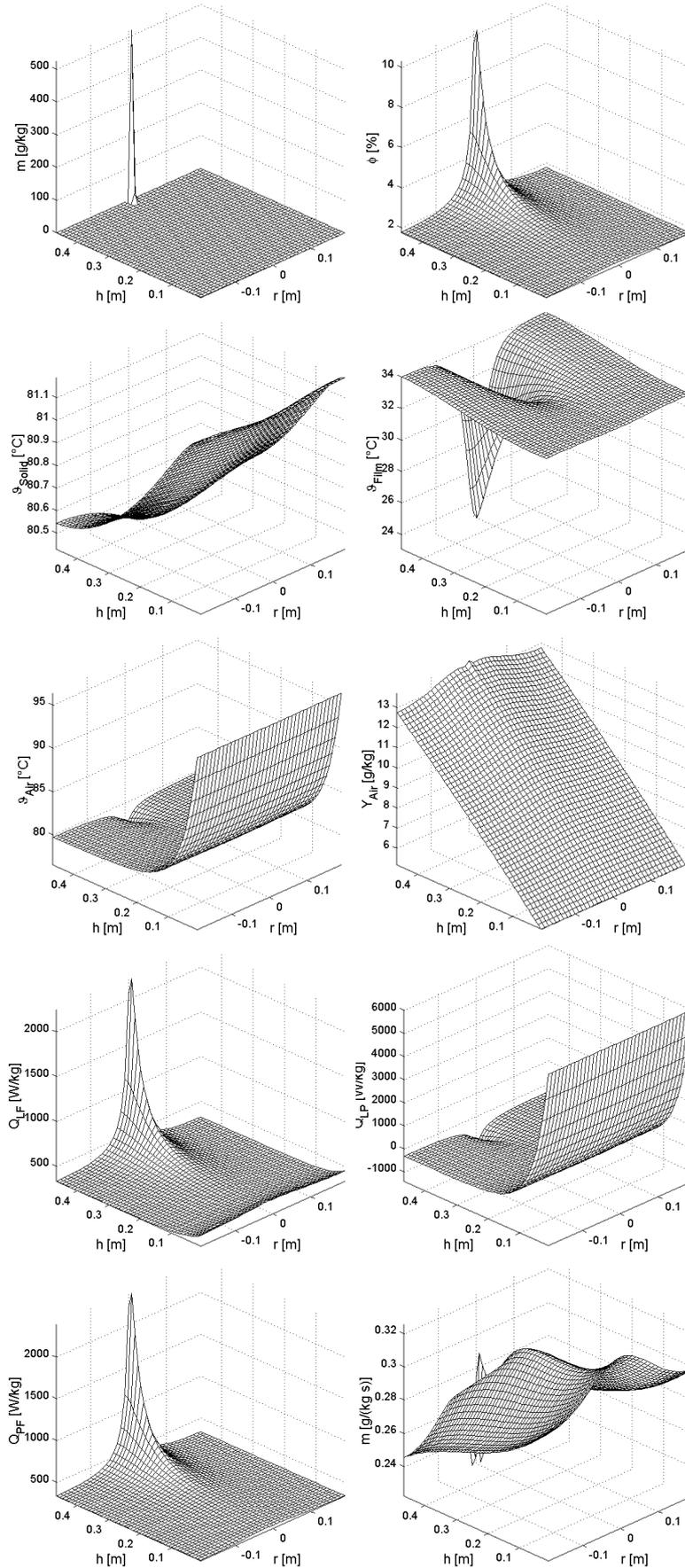


Abbildung E.22: *SimR* - Einstoffdüse:  $w_{Tr} = 5\text{m/s}$ ,  $\theta_{Duese} = 40^\circ$ ,  $w_{Duese} = [-]$ ,  $d_{Tr} = 200\mu\text{m}$

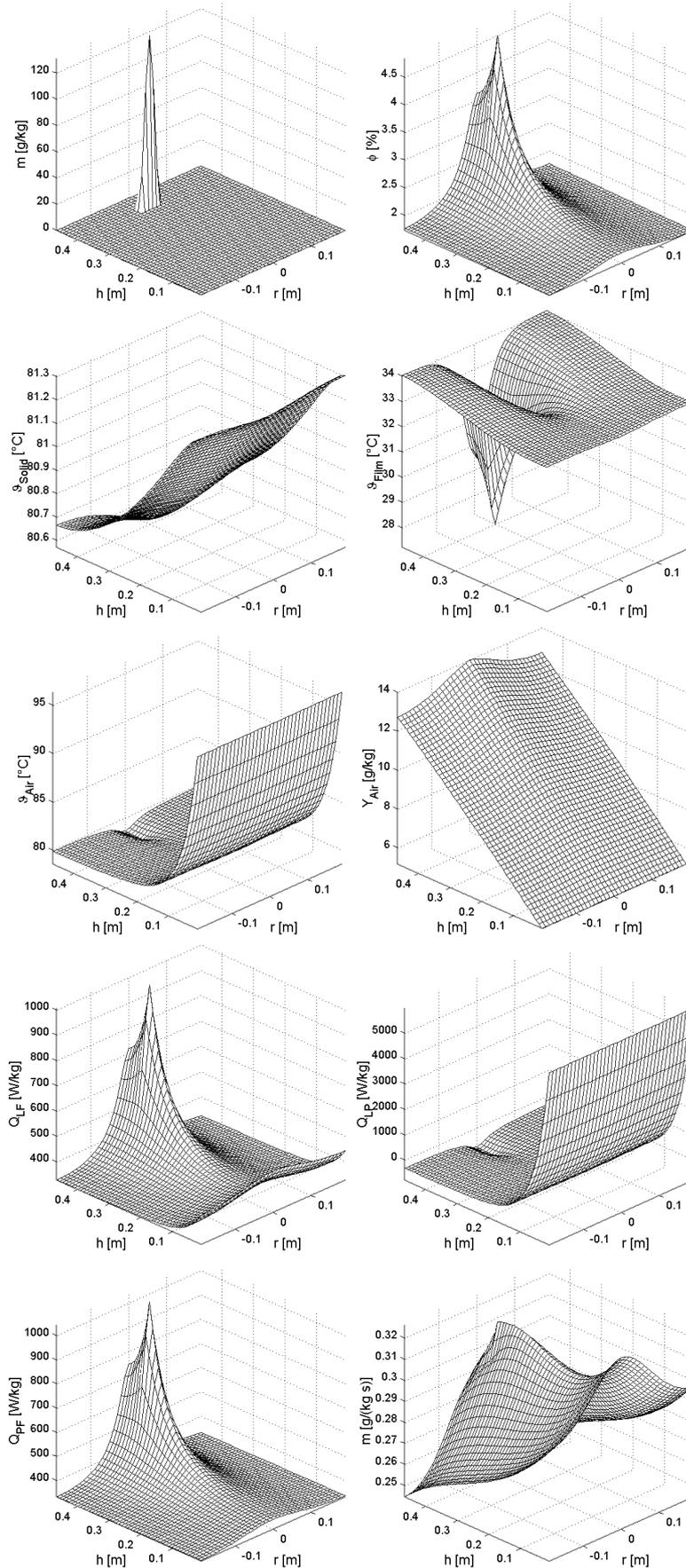


Abbildung E.23: *SimS* - Zweistoffdüse außenmischend:  $w_{Tr} = 20\text{m/s}$ ,  $\theta_{Duese} = 40^\circ$ ,  $w_{Duese} = 170\text{m/s}$ ,  $d_{Tr} = 100\mu\text{m}$

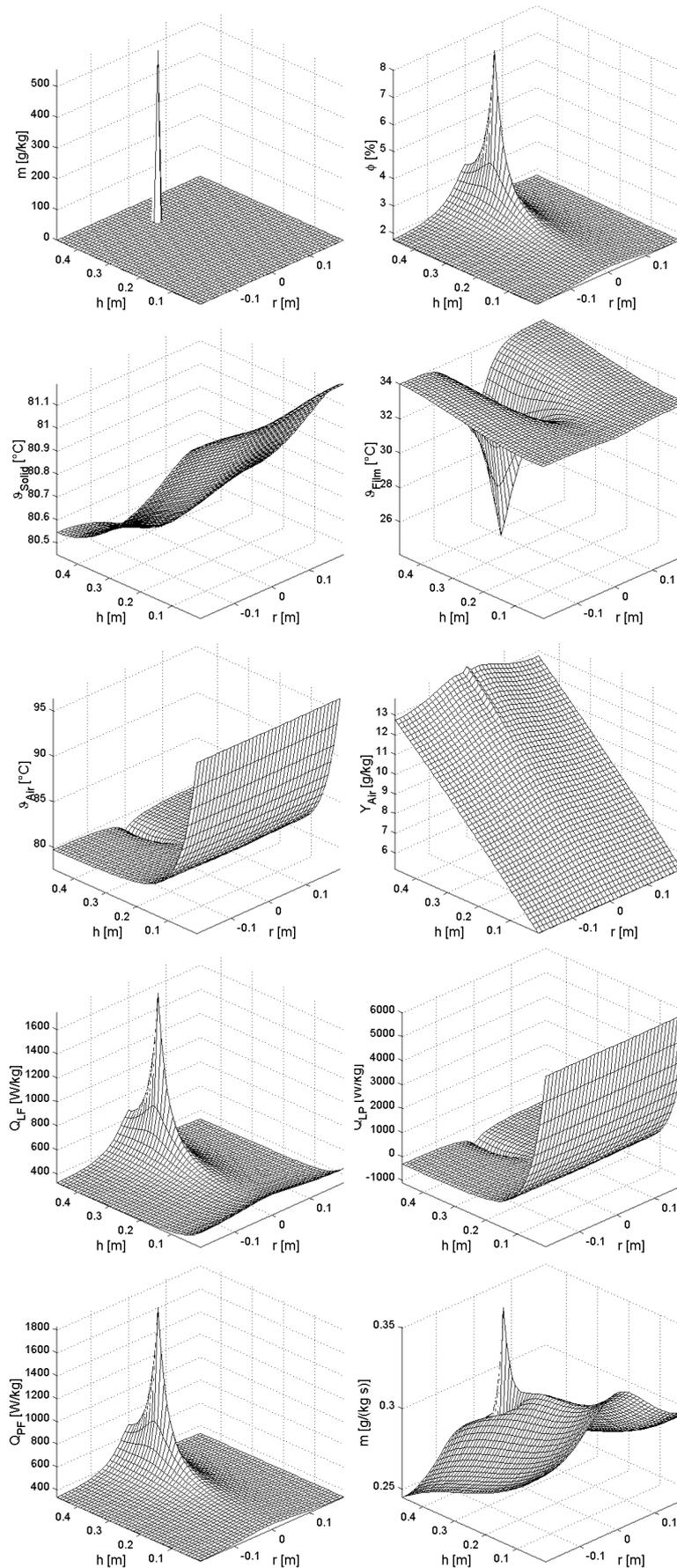


Abbildung E.24: *SimT* - Zweistoffdüse außenmischend:  $w_{Tr} = 30\text{m/s}$ ,  $\theta_{Duese} = 40^\circ$ ,  $w_{Duese} = 300\text{m/s}$ ,  $d_{Tr} = 50\mu\text{m}$

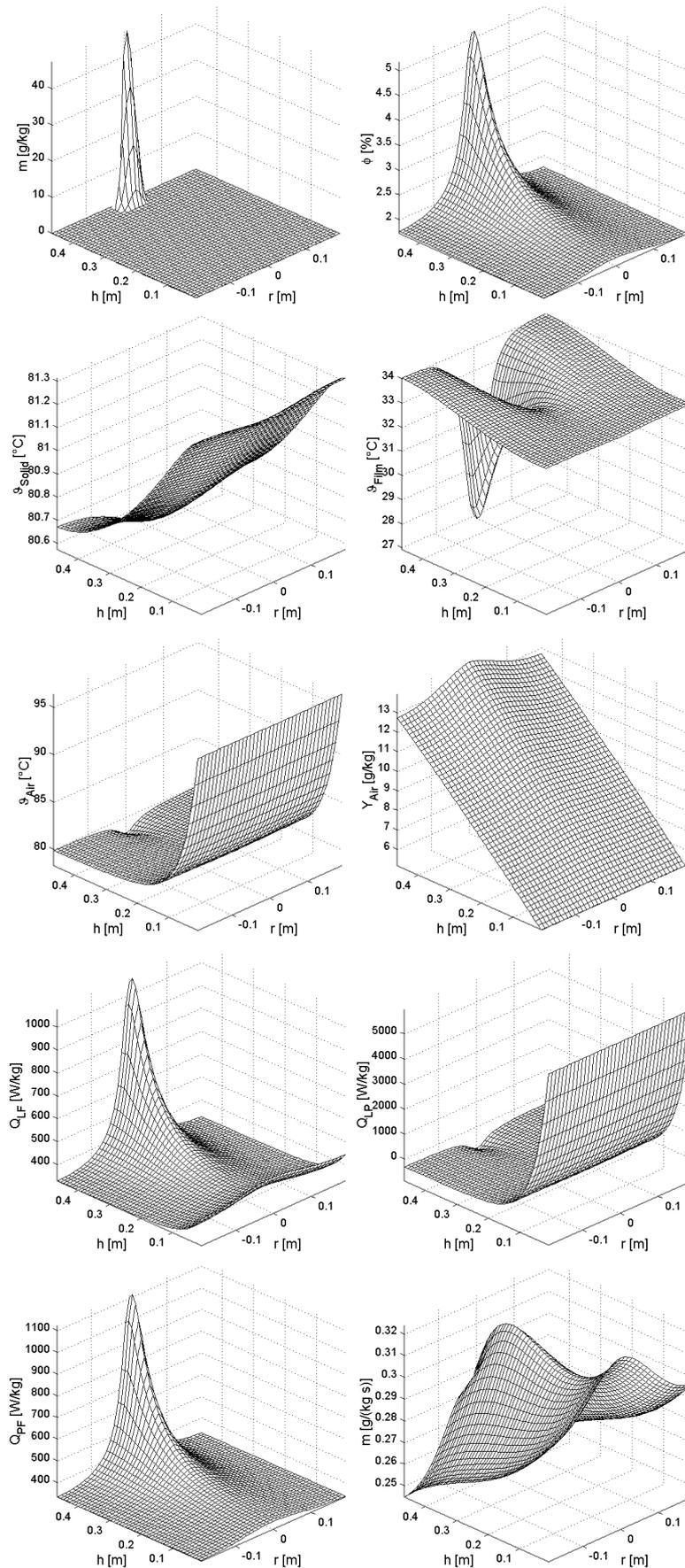


Abbildung E.25: *SimU* - Zweistoffdüse innenmischend:  $w_{Tr} = 15\text{m/s}$ ,  $\theta_{Duese} = 120^\circ$ ,  $w_{Duese} = 100\text{m/s}$ ,  $d_{Tr} = 100\mu\text{m}$

## **E.8 Poröses Schichtmaterial**

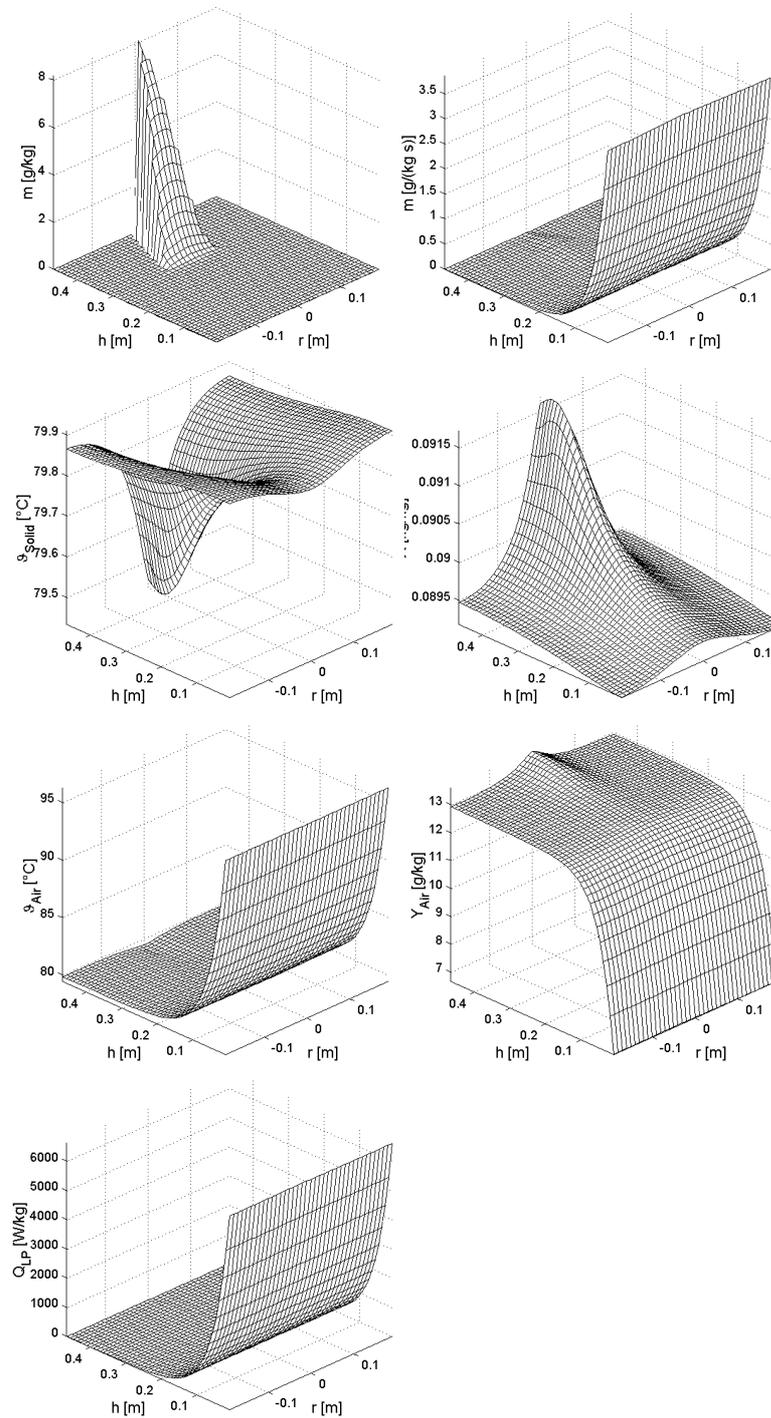


Abbildung E.26:  $SimV_1$  - Material poröser Kunststoff:  $\dot{m}_L = 2500 \text{ kg/h}$   $D_z = 0,1$ ;  $w_{Tr} = 20 \text{ m/s}$ ,  $\theta_{Duese} = 40^\circ$ ,  $w_{Duese} = 170 \text{ m/s}$ ,  $d_{Tr} = 100 \mu\text{m}$

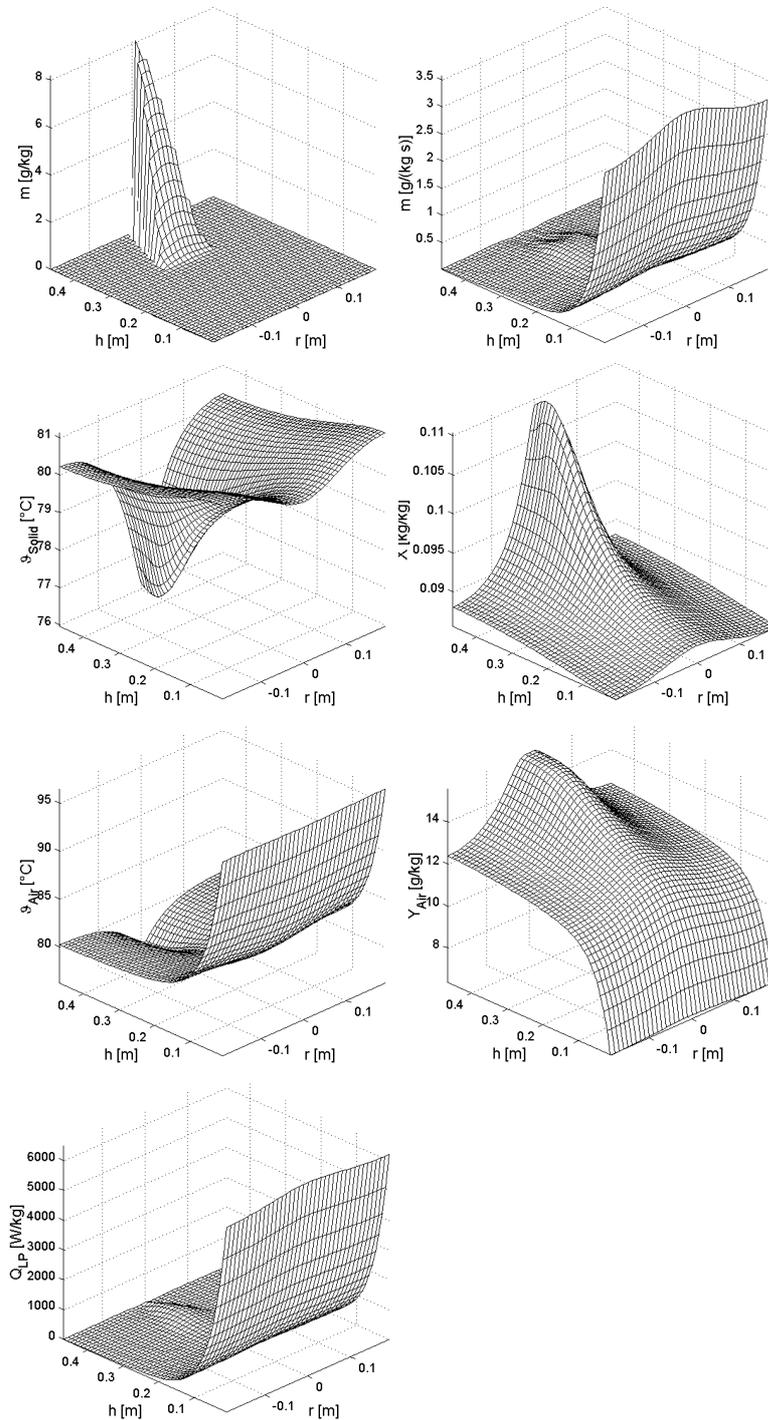


Abbildung E.27:  $SimV_2$  - Material poröser Kunststoff:  $\dot{m}_L = 2500 \text{ kg/h}$ ;  $D_z = 0,01$ ; sonst wie  $SimV_1$

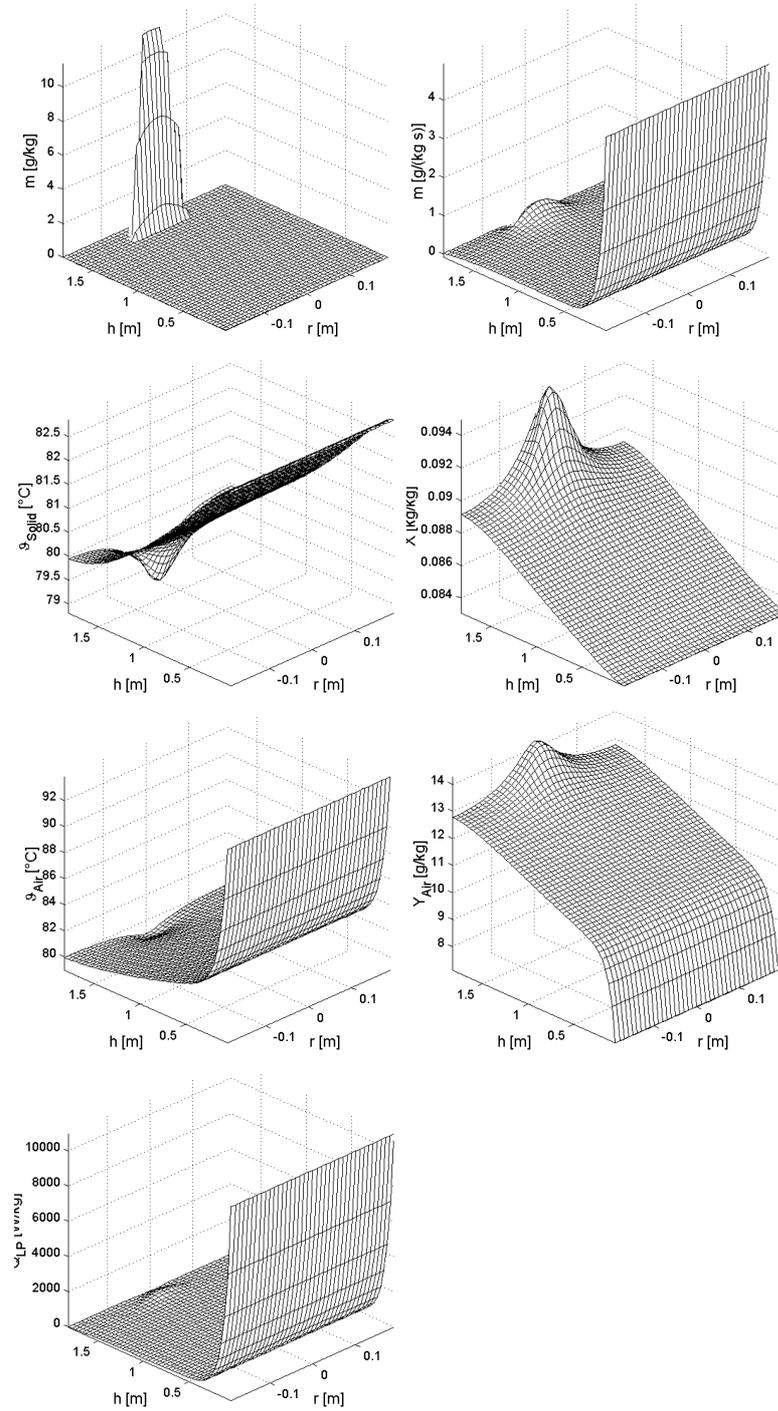


Abbildung E.28:  $SimW_1 - \gamma-Al_2O_3$ :  $\dot{m}_L = 2500\text{kg/h}$ ;  $D_z = 0, 1$ ; sonst wie  $SimV_1$

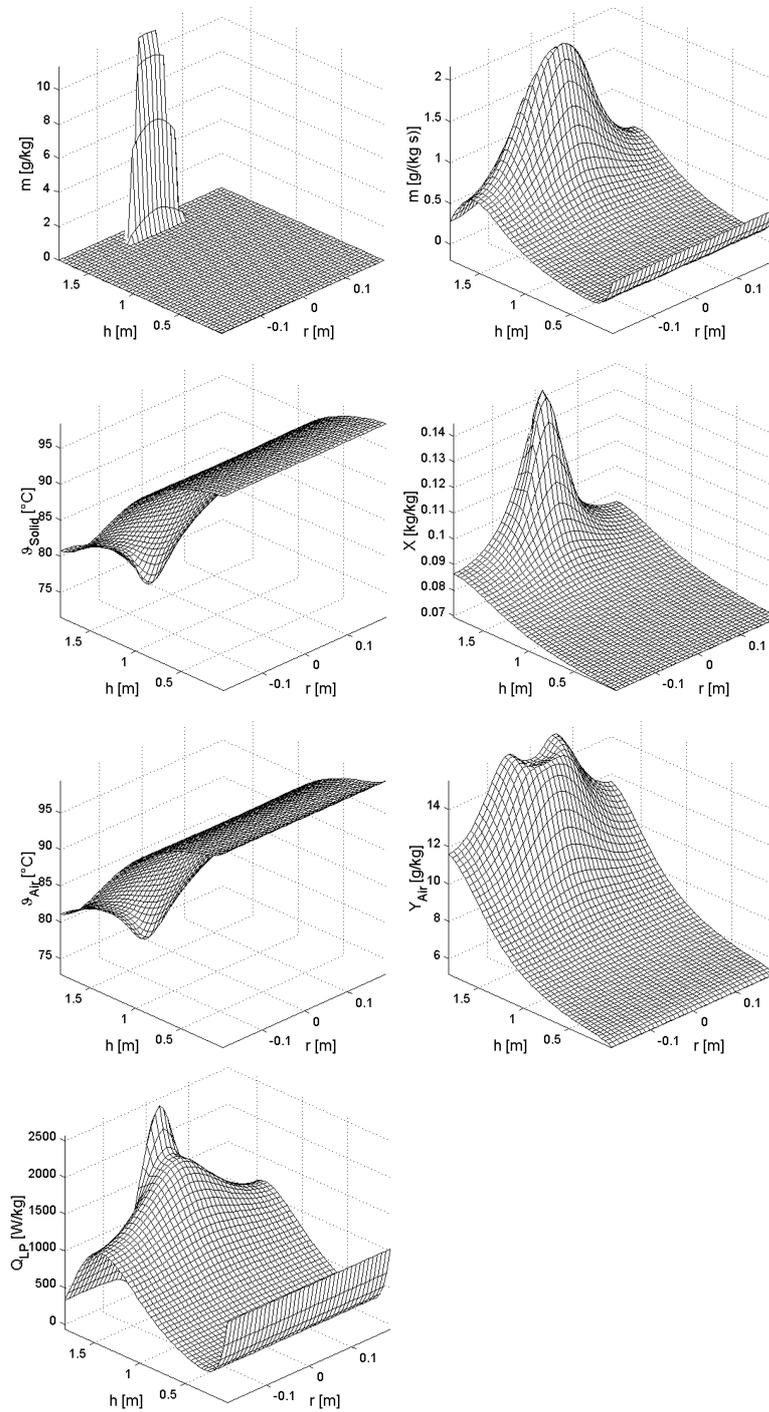


Abbildung E.29: *SimW<sub>2</sub>* -  $\gamma$ - $Al_2O_3$ :  $\dot{m}_L = 2500 \text{ kg/h}$ ;  $D_z = 0,01$ ; sonst wie *SimV<sub>1</sub>*

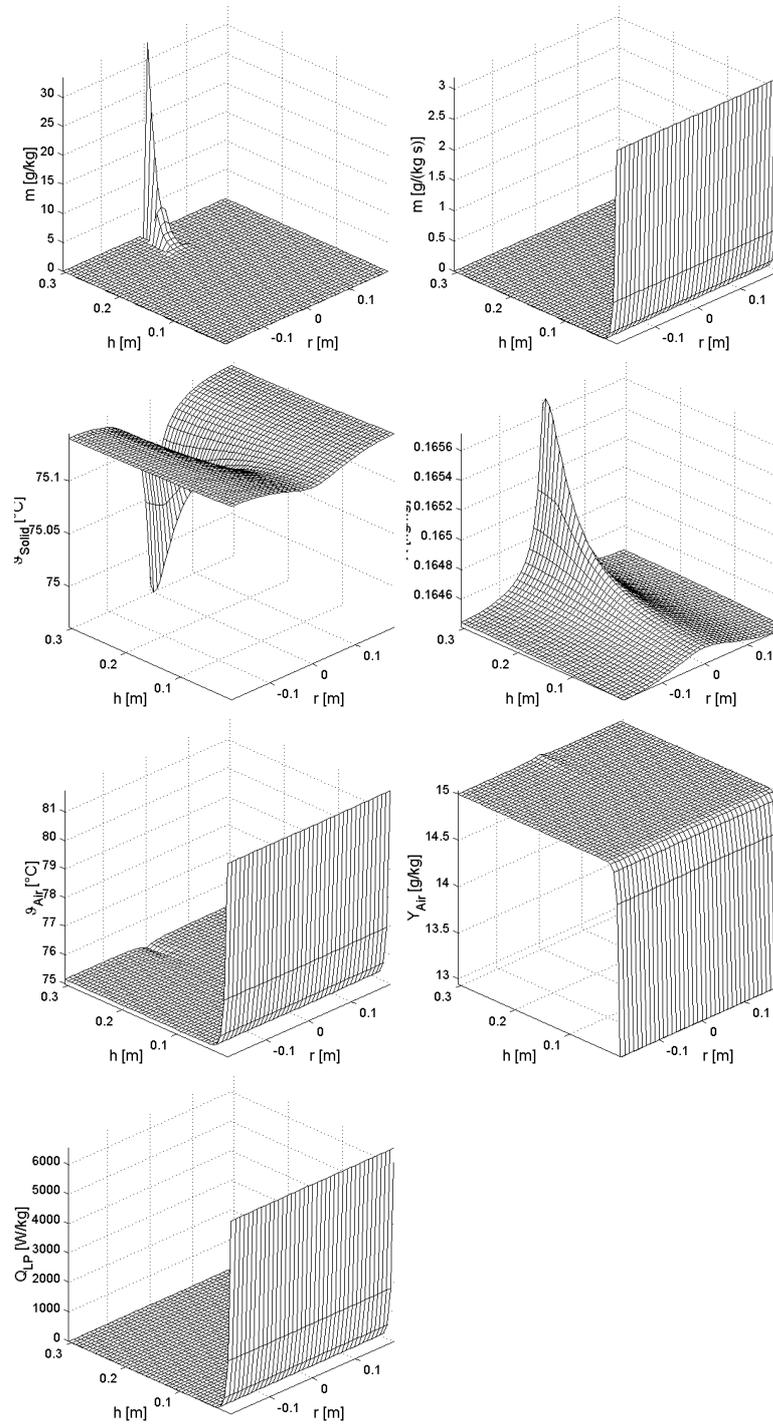


Abbildung E.30:  $SimX_1 - \gamma-Al_2O_3$ :  $\dot{m}_L = 500\text{kg/h}$ ;  $D_z = 0, 1$ ; sonst wie  $SimV_1$

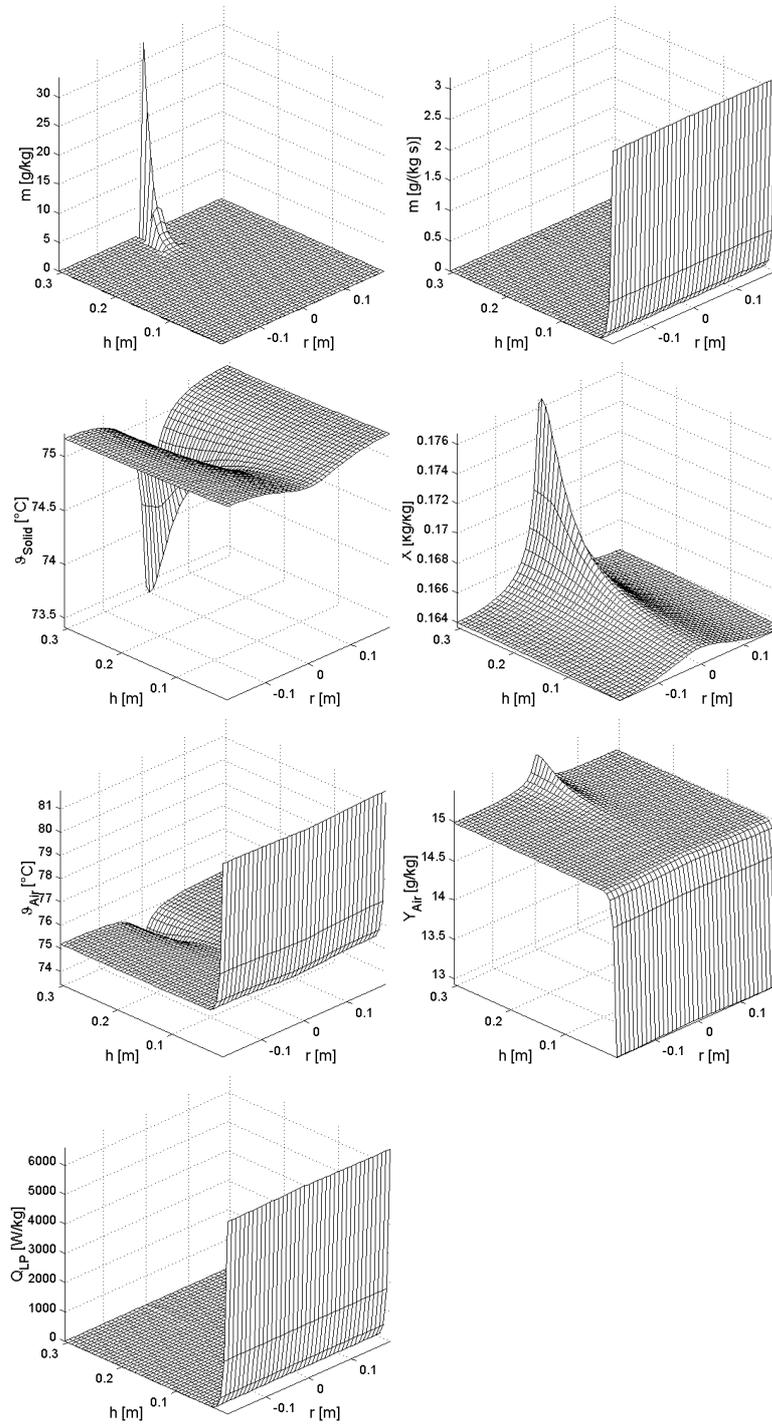


Abbildung E.31:  $SimX_2$  -  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ :  $\dot{m}_L = 500\text{kg/h}$ ;  $D_z = 0,01$ ; sonst wie  $SimV_1$

# Literaturverzeichnis

- [1] Abanades, J. C., Grasa, G.: An extended version of the countercurrent backmixing model suitable for solid mixing in two-dimensional fluidized beds. *Powder Technol.* 120 (2001), S. 113-119
- [2] Aerow, M., Todes, O. M.: *Hydraulische und wärmetechnische Grundlagen für Festbett- und Wirbelschichtapparate* (russ.). Chmija, Leningrad 1968
- [3] Addis, E. J., Bagshaw, W., Napier, B. A., Rogers, E. A.: An experimental study of bubble formation and flow in coal-fired fluidized bed combustors. *Proc. of the Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, ASME (1991)
- [4] Banks, M., Aulton, M. E.: Fluidised-bed granulation: A chronology. *Drug Development And Industrial Pharmacy*, vol. 17 No. 11 (1991), S. 1437-1463
- [5] Baranek, J., Rose, K., Winterstein, G.: *Grundlagen der Wirbelschichttechnik*. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig 1975
- [6] Becher, R.-D.: Untersuchungen der Agglomeration von Partikeln bei der Wirbelschicht-Sprühgranulation. *VDI Fortschritt-Berichte, Reihe 3, Nr. 500*, VDI Verlag, Düsseldorf 1997
- [7] Becher, R.-D., Schlünder, E.-U.: Wetting and drying process in fluidized bed granulation a chronology in: Strumillo, C., Pakowski, Z. (eds), *Drying '96, Proceedings of the 10th International Drying Symposium (IDS'96)*, Krakow, Poland vol. A (1996), S. 85-92
- [8] Bellgardt, D.: *Zur Quervermischung des Feststoffes in Gas/Feststoff-Wirbelschichten*. Dissertation, Techn. Univ. Hamburg-Haburg, 1985
- [9] Bellgardt, D., Werther, J.: Untersuchung der Quervermischung des Feststoffes in Gas/Feststoff-Wirbelschichten. *Chem. Ing. Techn.* 58 (1986) Nr. 6, 500-501
- [10] Benesch, W. A.: 850C - Theorie und Praxis der Wirbelschichtfeuerung. *VDI Berichte*. Nr. 1492 (1999), S. 145-152
- [11] Bodrov, V.I., Minaev, G.A.: Mathematical model of the process of granulation in fluidized bed. *Theor. Found. Chem. Eng.* 21 (1987) 1, S. 67-77
- [12] Blümel, W.: *Strömungsmechanik und Stoffaustausch der Gasphase in grobkörnigen Gas-Feststoff-Wirbelschichtreaktoren*. Dissertation, Univ. Magdeburg, 1988
- [13] Blumschein, J.: *Numerische Simulation flüssigkeitsbedürftiger Gas/Feststoff-Wirbelschichten*. Studienarbeit, Univ. Magdeburg, 2000

- [14] Burgschweiger, J.: Modellierung des statischen und dynamischen Verhaltens von kontinuierlich betriebenen Wirbelschichttrocknern mit idealer Durchmischung. VDI Fortschritt-Berichte, Reihe 3, Nr. 665, VDI Verlag, Düsseldorf 2000
- [15] Chen, S.-P., Yu, Z.-Q., Jin, Y., Cai, P.: Investigation on the vertical division of flow regions in a gas-solid fluidized bed by means of coherence function. Powder Technol. 75 (1993), S. 127-131
- [16] Churchill, S. W., Chu, H. H. S.: Correlating equations for laminar and turbulent free convection from a vertical plate. Int. J. Heat Mass Transfer. 18 (1975), S. 1323-1329
- [17] Clift, R.: An Occamist review of fluidized bed modeling. AIChE Symp. Ser. 89. Nr. 296 (1993), S. 1-17
- [18] Datenblatt Tonerde 1.8/210 der Firma Sasol Germany GmbH, Fritz-Staiger-Straße 15, D-25541 Brunsbüttel
- [19] Dencs, B., Ormós, Z.: Particle formation from solution in a gas fluidized bed. Powder Technol. 31 (1982), S. 85-91 (I), S. 93-99 (II)
- [20] Ennis, B. J., Li, J., Tardos, G., Pfeffer, R.: The influence of viscosity on the strength of an axially strained pendular liquid bridge. Chem. Eng. Sci. 45 (1990), 10, S. 3071-3088
- [21] Ennis, B. J., Tardos, G., Pfeffer, R.: A microlevel-based characterization of granulation phenomena. Powder Technol. 65 (1991), S. 257-272
- [22] Ermenc, E. D.: Designing a fluidized adsorber. Chem. Eng. 29 (1961), S. 87-94
- [23] Esin, A., Altun, M.: Correlation of axial mixing of solids in fluidized beds by a dispersion coefficient. Powder Technol. 39 (1984) 2, S. 241-244
- [24] Felber, W., Räthe, C.: Laborpraxis - Einführung und quantitative Analyse. Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig 1983
- [25] Geldart, D.: Types of gas fluidization. Powder Technol. 7 (1973) 5, S. 285-291
- [26] Georgiev, I.: Modernisierung der Wirbelschichtanlage DN 1500 und Messung von Temperaturfeldern in flüssigkeitsbedüsten Gas/Feststoff-Wirbelschichten. Diplomarbeit, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, 2002
- [27] Glück, B.: Zustands- und Stoffwerte. Verlag für Bauwesen Berlin, 1986
- [28] Gnielinski, V.: Wärme- und Stoffübergang in Festbetten. Chem. Ing. Tech. 52 (1980), S. 228-236
- [29] Goroschko, W. D., Rosenbaum, R. B., Todes, O. M.: Erdöl und Erdgas (Neft i Gaz). 1 (1958), S. 125
- [30] Groenewold, H., Tsotsas, E.: A new model for fluidized bed drying. Drying Technol. 15 (1997), S. 1687-1698
- [31] Groenewold, H., Tsotsas, E.: Predicting apparent Sherwood numbers for fluidized beds. Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS'98), Halkidiki, Greece August 19-22. vol. A (1998), S. 192-199
- [32] Groenewold, H., Tsotsas, E.: Heat transfer from a surface to wet fluidized particles during drying. Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS'98), Halkidiki, Greece August 19-22. vol. A (1998), S. 184-191

- [33] Hartmann, K.: Analyse und Steuerung von Prozessen der Stoffwirtschaft. Akademie-Verlag, Berlin 1971
- [34] Heinrich, S. Modellierung des Wärme- und Stoffübergangs sowie der Partikelpopulationen bei der Wirbelschicht-Sprühgranulation. VDI Fortschritt-Berichte, Reihe 3, Nr. 675, VDI Verlag, Düsseldorf 2001
- [35] Heinrich, S., Ihlow, M., Henneberg, M., Mörl, L., Machnow, E.: Studies of steam drying in a fluidized bed. *Drying Techn.* 20 (2002) 1, S. 175-194
- [36] Heinrich, S., Mörl, L., Krüger, G.: Modelling and experimental verification of the heat and mass transfer in fluidized bed spray-granulation. Proceedings of the 2nd European Congress of Chemical Engineering ECCE-2, Montpellier Oktober 5-7. vol. 13-1999 No. 67 (1999), S. 95-104
- [37] Heinrich, S., Peglow, M., Mörl, L.: Unsteady and steady state particle size distributions in batch and continuous fluidized bed granulation systems. Proceedings of the 12th International Drying Symposium (IDS2000), Noordwijkerhout, The Netherlands August 28-31. paper No. 212 (2000), S. 1-10
- [38] Heinrich, S., Peglow, M., Mörl, L.: Measurement and simulation of the particle size distribution in fluidized bed granulation. Oral presentation at the 1st Symposium on Particulate Processes. Max-Planck-Institute for Dynamics of Complex Technical Systems, Magdeburg, Germany Oktober 12-13, 2000
- [39] Heinrich, S., Ihlow, M., Peglow, M., Henneberg, M., Mörl, L.: Stationäre und instationäre mehrdimensionale Flüssigkeits-, Temperatur- und Konzentrationsverteilung bei der Wirbelschicht-Sprühgranulation. Vortrag auf der Arbeitstagung des GVC-Fachausschusses „Trocknungstechnik“ Paderborn, Germany März 22-23, 2001
- [40] Heinrich, S., Blumschein, J., Henneberg, M., Ihlow, M., Peglow, M., Mörl, L.: Study of dynamic multi-dimensional temperature and concentration distributions in liquid sprayed fluidized beds. *Chem. Eng. Sci.* 55 (2003) 23-24, S. 5135-5160
- [41] Heinrich, S., Peglow, M., Drechsler, J., Ihlow, M., Henneberg, M., Mörl, L.: Modeling and simulation of the fluidized bed spray granulation - consideration of seeds formation, agglomeration as well as temperature and humidity distributions. Proceedings of the 2nd. Nordic Drying Conference (NDC 03), Kopenhagen, Dänemark Juni 25-27, paper 34, S. 1-10
- [42] Hilligardt, K.: Strömungsmechanik von Grobkornwirbelschichten. Dissertation, Techn. Univ. Hamburg-Haburg, 1986
- [43] Hilligardt, K., Werther, J.: Local bubbles gas hold-up and expansion of gas/solid fluidized beds. *Ger. Chem. Eng.* 9 (1986), S. 215-221
- [44] Hounslow, M. J., Ryall, R. L., Marshall, V. R.: A discretized population balance for nucleation, growth and aggregation. *AIChE Journal* 34 (1988) 11, S. 1821-1832
- [45] Hounslow, M. J.: A discretized population balance for continuous systems at steady state. *AIChE Journal* 36 (1990) 1, S. 106-116
- [46] Ihlow, M., Heinrich, S., Henneberg, M., Mörl, L.: Probleme bei der Flächenberechnung in flüssigkeitsbedüsten Wirbelschichten. *Wiss. Kurzmitteilungen.* (2001), S. 197-202

- [47] Ihlow, M.: Beitrag zur Absorption in flüssigkeitsbedüsten Gas/Feststoff-Wirbelschichten. Dissertation, Otto-von-Geuricke-Universität Magdeburg, 2003
- [48] Ishiguro, H., Ichikawa, K., Nariai, H.: Unsteady fluidization structure and heat transfer around a horizontal heated circular cylinder in a gas fluidized bed. Pro. 3rd. ASME/JSME Th. Eng. Joint Conf. Part4 (1991), S.513-520
- [49] Iveson, S. M., Lister, D. L., Hapgood, K., Ennis, B. J.: Nucleation, growth and breakage phenomena in agitated wet granulation processes: A Review. Powder Technol. 117 (2001), S. 3-39
- [50] Jackson, R.: Progress toward a mechanics of dense suspension of solid particles. AIChE Symp. Ser 90. 301 (1994), S.1-30
- [51] Jde: Schwebesichter in der Spanplattenindustrie. Holz. 11 (1964), S. 27-36
- [52] Jescher, R., Alt, R., Specht, E.: Grundlagen der Wärmeübertragung. Viola-Jeschar-Verlag, Goslar 1990
- [53] Kapur, P. C.: Kinetics of granulation by non-random coalescence mechanism. Chem. Eng. Sci. 27 (1972), S. 1863-1869
- [54] Kapur, P. C., Fuerstenau, D. W.: Coalescence model for granulation. Ind. Chem. Eng. Process Des. Dev. 8 (1969), S. 56-62
- [55] Kast, W., Klan, H.: Wärmeübergang durch freie Konvektion an umströmten Körpern. VDI-Wärmeatlas. 7. Auflage (1994), S. Fa1-Fa7
- [56] Kawase, Y., Moo-Young, M.: Gas-bubble hold-up and axial dispersion coefficient of emulsion phase in fluidized bed. Can. Journ. Chem. Eng. 65 (1987) 3, S. 505-507
- [57] Kleinbach, E., Riede, T.: Coating of solids. Cem. Eng. Proc. 34 (1995) 3, S. 329-337
- [58] Kobayashi, N., Yamazaki, R., Mori, S.: A study on the behavior and solids in bubbling fluidized beds. Powder Technol. 113 (2000), S. 327-344
- [59] Kruglov, V.A.: Deposition of polydisperse droplets on particles in a fluidized bed. Zh. Prikl. Khim. 50 (1977) 8, S. 1744-1758
- [60] Kucharski, J., Kmiec, A.: Analysis of simultaneous drying and coating of tablets in a spouted bed. Proceedings of the 5th International Drying Symposium (IDS'86), Hemisphere, vol. 1 (1986), S. 204-217
- [61] Kunii, D., Levenspiel, O.: Fluidization Engineering. Second Edition. Butterworth-Heinemann, 1991
- [62] Kunii, D., Levenspiel, O.: Effect of particles in bubbles on fluidized bed mass and heat transfer kinetics. J. Chem. Eng. Jpn. 24 (1991) 2, S. 183-188
- [63] Lechler-Düsen: Datenblätter Mehrstoffdüsen. Typ 721.001.17.30.00.0, 2001, Lechler GmbH, Ulmer Straße 128, D-72555 Metzingen
- [64] Link, K.: Wirbelschichtsprühgranulation: Untersuchungen der Granulatbildung an einem frei schwebenen Einzelpartikel. VDI Fortschritt-Berichte, Reihe 3, Nr. 491, VDI Verlag, Düsseldorf 1997

- [65] Link, K., Schlünder, E.-U.: A new method for the characterization of the wettability of porous solids. *Chem. Eng. Technol.* 19 (1999) 5, S. 432-437
- [66] Lister, J. D., Smit, D. J., Hounslow, M. J.: Adjustable discretized population balance for growth and aggregation. *AIChE Journal* 41 (1995) 3, S. 591-603
- [67] Löffler, F.: *Staubabscheiden*. Thieme Verlag Stuttgart, 1988
- [68] Lucas, K., Luckas M.: *Berechnungsmethoden für Stoffeigenschaften*. VDI-Wärmeatlas. 7. Auflage (1994), S. Da1-Da38
- [69] Machnow, E.: *Modellierung der diskontinuierlichen Wirbelschichttrocknung körniger Güter mit überhitztem Wasserdampf und Heißluft*. Dissertation, Universität Magdeburg, 2001
- [70] Machnow, E., Ihlow, M., Henneberg, M., Heinrich, S., Mörl, L.: Fluidized bed steam drying - modeling and experimental studies. *Chem. Eng. Techn.* 24 (2001) 9, S. 884-889
- [71] Manno, V. P., Ruocco, G.: A performance model of bubbling fluidized bed hydrodynamics. *Powder Technol.* 59 (1989), S. 261-273
- [72] Maraglou, A., Nienow, A. W.: Fluidized bed granulation: a procedure for determining is feasibility and suitable operating parameters in: *Powtech '85*. Particle Technology, I. Chem. E. Symposium Series 91 (1985), S. 15-25
- [73] Maronga, S.J., Wnukowski, P.: Establishing temperature and humidity profiles in fluidized bed particulate coating. *Powder Technol.* 94 (1997), S. 181-185
- [74] Maronga, S.J., Wnukowski, P.: Modeling of the three-domain fluidized bed particulate coating process. *Chem. Eng. Sci.* 52 (1997), S. 2915-2925
- [75] Maronga, S.J., Wnukowski, P.: The use of humidity and temperature profiles in optimizing the size of fluidized bed in coating process. *Chem. Eng. Proc.* 37 (1998), S. 423-432
- [76] Martin, H.: *Wärmeübergang in Wirbelschichten*. VDI-Wärmeatlas. 7. Auflage (1994), S. Mf1-Mf8
- [77] Mc Auley, K. B., Talbot, J. P., Harris, T. J.: A comparison of two-phase and well-mixed model for fluidized-bed polyethylene reactors. *Chem. Eng. Sci.* 49 (1994) 13, S.2035-2045
- [78] Messtechnik Schwartz GmbH: *Betriebsanleitung, Elektronische Siebanalyse EKGM-Korngrößenanalysator*
- [79] Minaev, G.A., Shakova, N.A.: Investigation of the temperature field in the spray zone of a granulator with fluidized bed. *Int. Chem. Eng.* 13 (1973) 1, S. 65-68
- [80] Mohr, R.: *Numerische Methoden in der Technik*. Vieweg-Verlag, 1998
- [81] Molerus, O.: Interpretation of Geldart's type A, B, C and D powders by taking into account interparticle cohesion forces. *Powder Technol.* 33 (1982), S. 81-87
- [82] Molerus, O., Burschka, A.: *Wärmeübergang und wandnahe Partikelbewegung in blasenbildenden Wirbelschichten*. *Chem. Ing. Techn.* 66 (1994) 6, S. 847-849
- [83] Molerus, O., Burschka, A., Dietz, S.: Particle migration at solid surfaces and heat transfer in bubbling fluidized bed-I. Particle migration measurement system. *Chem. Eng. Sci.* 50 (1994) 5, S. 871-877

- [84] Molerus, O., Burschka, A., Dietz, S.: Particle migration at solid surfaces and heat transfer in bubbling fluidized bed-II. Prediction of heat transfer in bubbling fluidized beds. *Chem. Eng. Sci.* 50 (1994) 5, S. 879-885
- [85] Mörl, L.: Anwendungsmöglichkeiten und Berechnungen von Wirbelschicht-trocknungsanlagen. Dissertation B, TH Magdeburg, 1981
- [86] Mörl, L.: Granulatwachstum bei der Wirbelschichtgranulationstrocknung unter Berücksichtigung sich neu bildender Keime. *Wiss. Z. Techn. Hochsch. Magdeburg* 24 (1980) 6, S. 13-19
- [87] Mörl, L., Mittelstraß, M., Sachse, J.: Zum Kugelwachstum bei der Wirbelschichttrocknung von Suspensionen oder Lösungen. *Chem. Techn.* 29 (1977) 10, S. 540-541
- [88] Mörl, L., Mittelstraß, M., Sachse, J.: Berechnung der Verteilungsspektren von Feststoffgranulatteilchen in Wirbelschichtapparaten mit klassierendem Abzug. *Chem. Techn.* 30 (1978) 5, S. 242-245
- [89] Mörl, L., Sachse, J., Schuart, L., Mittelstraß, M.: Zur Berechnung und Optimierung von Wirbelschichtgranulationstrocknungsanlagen. *Chem. Techn.* 31 (1979) 6, S. 295-297
- [90] Mort, P., Capeci, S., Holder, J.: Control of agglomerate attributes in continuous binder-agglomeration process. *Powder Technol.* 117 (2001), S. 173-176
- [91] Mundo, C., Sommerfeld, M., Tropea, C.: Droplet-Wall Collisions: Experimental Studies of the Deformation and Breakup Process. *Int. J. Multiphase Flow.* 21 (1995) 2, S. 151-173
- [92] Nieuwland, J. J.: Hydodynamik modeling of gas-solid two-phase flows. Dissertation, Universität Twente, Niederlande, 1995
- [93] Panda, R., Zank, J., Martin, H.: Modeling the droplet deposition behavior on an single particle in fluidized bed spray granulation process. *Powder Technol.* 115 (2001), S. 51-57
- [94] Pepin, X., Simson, S., Blanchon, S., Rosseti, D., Courraze, G.: Hardness of moist agglomerates in relation to interparticle friction, granule liquid content and nature. *Powder Technol.* 117 (2001), S. 123-138
- [95] Pietsch, W., Rumpf, H.: Haftkraft, Kapillardruck, Flüssigkeitsvolumen und Grenzwinkel zwischen zwei Kugeln. *Chem. Techn.* 39 (1967) 15, S. 885-893
- [96] Pont, V., Saleh, K., Steinmetz, D., Hemati, M.: Influence of physicochemical properties on the growth of solid particles by granulation in fluidised bed. *Powder Technol.* 120 (2001), S. 97-104
- [97] Potapov, A., Campbell, C.: Parametric dependence of particle breakage mechanisms. *Powder Technol.* 120 (2001), S. 164-174
- [98] Rambali, B., Baert, L., Massart, D.: Using experimental design to optimize the process parameters in fluidised bed granulation on a semi-full scale. *Intern. Journ. of Pharmaceutics.* 220 (2001), S. 149-160
- [99] Rangelova, J.: Abriebsverhalten von Feststoffpartikeln in Wirbelschichten. Dissertation, Universität Magdeburg, 2002

- [100] Rantanen, J., Lehtola, S., Rämetsä, P., Mannermaa, J., Yliruusi, J.: On-line monitoring of moisture content in an instrumented fluidized bed granulator with a multi-channel NIR moisture sensor. *Powder Technol.* 99 (1998), S. 163-170
- [101] Rantanen, J., Räsänen, E., Antikainen, O., Mannermaa, J., Yliruusi, J.: In-line moisture measurements during granulation with a four-wavelength near-infrared sensor: an evaluation of process-related variables and a development of non-linear calibration model. *Chemometrics and Intelligent Laboratory Systems.* 56 (2001), S. 51-58
- [102] Reboux, P.: *Phenomenes de fluidisation* Association de Fluidisation. Paris 1954
- [103] Reh, L.: Verbrennung in der Wirbelschicht. *Chem. Ing. Techn.* 40 (1968) 11, S. 509-514
- [104] Reppenhagen, J., Werther, J.: Catalyst attrition in cyclons. *Powder Technol.* 113 (2000), S. 55-69
- [105] Reppmann, D.: Experimentelle und theoretische Untersuchungen zur Eindüsung von Flüssigkeiten in eine Wirbelschicht. Dissertation, TU Magdeburg, 1990
- [106] Rowe, P. N.: A model for chemical reaction in the entry region of a gas fluidized-bed reactor. *Chem. Eng. Sci.* 48 (1993) 14, S. 2519-2524
- [107] Rumpf, H.: Grundlagen und Methoden des Granulierens. *Chem. Techn.* 30 (1958) 3, S. 144-158
- [108] Santana, D., Macias-Machin: Local bubble-size distribution in fluidized beds. *AIChE Journal* 46 (1998) 7, S. 1340-1347
- [109] Sastry, K. V. S., Fuerstenau, D. W.: Size distribution of agglomerates in coalescing disperse phase systems. *Ind. Chem. Eng. Fundam.* 9 (1970), S. 145
- [110] Schaafsma, S., Vonk, P., Segers, P., Kossen, N.: Description of agglomerate growth. *Powder Technol.* 97 (1998), S. 183-190
- [111] Schirmer, R.: Die Diffusionszahl von Wasserdampf-Luftgemischen und die Verdampfungsgeschwindigkeit. *Verfahrenstechnik* 11 (1977) 6, S. 170
- [112] Schlick-Düsen: Datenblätter Mehrstoffdüsen. D-3.0, 11/99, Düsen-Schlick GmbH, Hutstraße 4, D-96253 Untersiemau/Coburg
- [113] Schmidt, P., Knauss, G.: Prallzerstäubung von Flüssigkeiten bei Nichtbenetzung. *Chem. Ing. Techn.* 48 (1976) 7, S. 659
- [114] Schuch, G.: Theoretische und experimentelle Untersuchungen zur Auslegung von Nassabscheidern. Dissertation, Univ. Karlsruhe, 1978
- [115] Schweinzer, J., Molerus, O.: Bubble flow in pressurized gas/solid fluidized beds. *Chem. Eng. Technol.* 10 (1987), S. 368-375
- [116] Selegnim, P., Milioli, F.: Improving the determination of bubble size histograms by wavelet denoising techniques. *Powder Technol.* 115 (2001), S. 114-123
- [117] Shampine, L. F. and M. W. Reichelt: The MATLAB ODE Suite. *SIAM Journal on Scientific Computing*, 18 (1997), S. 1-22

- [118] Shi, D.: Fluidynamik und Wärmeübergang in einer zirkulierenden Wirbelschicht. VDI Fortschritt-Berichte, Reihe 3, Nr. 466, VDI Verlag, Düsseldorf 1997
- [119] Seville, J., Willett, C., Knight, P.: Interparticle forces in fluidisation: a review. Powder Technol. 113 (2000), S. 261-268
- [120] Smith, P. G.: A study of fluidized bed granulation. Ph. D. Thesis, Univ. London 1980
- [121] Smith, P. G., Nienow, A. W.: On atomising a liquid into gas fluidized bed. Chem. Eng. Sci. vol. 37 (1982) 6, S. 950-954
- [122] Smith, P. G., Nienow, A. W.: Particle growth mechanisms in fluidised bed granulation-I, the effect of process variables. Chem. Eng. Sci. vol. 38 (1983) 8, S. 1223-1231
- [123] Smith, P. G., Nienow, A. W.: Particle growth mechanisms in fluidised bed granulation-II, comparison of experimental data with growth models. Chem. Eng. Sci. vol. 38 (1983) 8, S. 1233-1240
- [124] Trojosky, M., Mörl, L., Wnukowski, P., Setterwall, F.: Lufttemperaturmessung in flüssigkeitsbedüsten Gas-Feststoff-Wirbelschichten nichthygroskopischer Partikel. Wiss. Z. Techn. Hochsch. Magdeburg 34 (1990) 3, S. 36-40
- [125] Trojosky, M., Mörl, L.: Ein mathematisches Modell zur Beschreibung der Temperatur- und Feuchteverläufe in flüssigkeitsbedüsten Gas-Feststoff-Wirbelschichten. Chem. Techn. 43 (1991) 4, S. 141-145
- [126] Trojosky, M.: Modellierung des Stoff- und Wärmetransportes in flüssigkeitsbedüsten Gas/Feststoff-Wirbelschichten. Dissertation, Techn. Univ. Magdeburg, 1991
- [127] Turton, R., Tardos, G., Ennis, B.: Fluidized bed coating and granulation. Fluidization, Solid Handling and Processing (1999), S. 331-434
- [128] Uhlemann, H.: Kontinuierliche Wirbelschicht-Sprühgranulation. Chem. Ing. Techn. 62 (1990), 10, S. 822-834
- [129] Uhlemann, H.: Die Wirbelschicht-Sprühgranulation: Eine neue Methode zur Aufarbeitung von Bio-Produkten. GVC-Jahrbuch (1997), S. 316-333
- [130] Uhlemann, H., Mörl, L.: Wirbelschicht-Sprühgranulation. Springer-Verlag Berlin Heidelberg, New York 2000
- [131] Vogel, R.: Silikatechnik. 17 (1966), S. 273-178
- [132] Vortmeyer, D.: Strahlung technischer Oberflächen. VDI-Wärmeatlas. 7. Auflage (1994), S. Ka1-Kb10
- [133] Voß, U.: VDI Fortschritt-Berichte, Reihe 6, Nr. 200, VDI Verlag, Düsseldorf 1987
- [134] Wachem, B., Schouten, J., Bleek, C., Krishna, R., Sinclair, J.: CFD Modeling of gas-fluidized beds with bimodal particle mixture. AIChE Journal 47 (2001) 6, S. 1292-1302
- [135] Wagner, W., Kruse, A.: Zustandsgrößen von Wasser und Wasserdampf. Der Industriestandard. Springer Verlag, Berlin 1998

- [136] Walcher, W.: *Praktikum der Physik*. B. G. Teubner, Stuttgart 1989
- [137] Walzel, P., Benien, L.: Herstellen von Partikeln aus Suspensionen und Schmelzen durch Erstarren von Tropfen in einer Wirbelschicht. *Chem. Ing. Techn.* 71 (1999), 1/2, S. 72-76
- [138] Watano, S., Sato, Y., Miyanami, K.: Application of a neural network to granulation. *Powder Technol.* 90 (1997), S. 153-159
- [139] Watano, S.: Direct control of wet granulation process by image processing system. *Powder Technol.* 17 (2001), S. 163-172
- [140] Werther, J.: Measurement techniques in fluidised beds. *Powder Technol.* 102 (1999), S. 15-36
- [141] Wiesendorf, V., Werther, J.: Capacitance probes for solids volume concentration and velocity measurements in industrial fluidized bed reactors. *Powder Technol.* 110 (2000), S. 143-157
- [142] Winkler, F.: Verfahren zum Herstellen von Wasserglas, Patenschrift DE 437 970 (1926)
- [143] Wnukowski, P., Setterwall, F.: The coating of particles in a fluidized bed (RTD in a system of two coupled perfect mixers). *Cem. Eng. Sci.* 44 (1989) 3, S. 493-505
- [144] Yuu, S., Nishikawa, H., Toshihiko, U.: Numerical simulation of air and particle motions in group-B particle turbulent fluidized bed. *Powder Technol.* 118 (2001), S. 32-44
- [145] Zank, J., Kind, M., Schlünder, E.-U.: Particle Growth And Droplet Deposition in Fluidised Bed Granulation. *Powder Technol.* 120 (2001), S. 76-81
- [146] Zank, J.: Tropfenabscheidung und Granulatwachstum bei der Wirbelschicht-Sprühgranulation. Shaker Verlag, Düsseldorf 2003
- [147] Zhao, G., Chen, J., Yang, Y.: Predictive model and deterministic mechanism in a bubbling fluidized bed. *AIChE Journal* 47 (2001) 7, S. 1524-1532
- [148] Zhu, C., Wang, X., Liu, G., Fan, L.-S.: A similarity model of evaporating liquid spray jets in concurrent gas-solid flows. *Powder Technol.* 119 (2001) S. 292-297
- [149] Zhu, J.-X., Li, G.-Z., Qin, S.-Z., Li, F.-Y., Zhang, H., Yang, Y.-L.: Direct measurements of particle velocities in gas-solids suspension flow using a novel five-fiber optical probe. *Powder Technol.* 115 (2001), S. 184-192