

Neuer Strahlschichtreaktor für Wärme- und Stofftransportprozesse

Dissertation

zur Erlangung des akademischen Grades

Doktoringenieur

(Dr.-Ing.)

von Dipl.-Ing. Evgeni Kraychev

geb. am 24.10.1975 in Sofia

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

Gutachter: Prof. Dr.-Ing. habil. Dr. h.c. Lothar Mörl

Doz. Dr.-Ing. Gerhard Krüger

Prof. Dr.-Ing. habil. Miko Lakov

Promotionskolloquium am 01.06.2005

Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als Promotionsstudent in der Zeit von Februar 2002 bis Februar 2005 am Lehrstuhl Chemischer Apparatebau des Instituts für Apparate- und Umwelttechnik der Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg.

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

Mein Dank gilt auch Herrn Doz. Dr.-Ing. Gerhard Krüger, der mir als Gutachter hilfreiche Anregungen bezüglich der Versuchsanlage und der Anfertigung der vorliegenden Arbeit gegeben hat, sowie für seine ständige Diskussionsbereitschaft.

Recht herzlich möchte ich mich bei meinem Vater Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. Dr. h.c. Stoyan Kraychev bedanken, der durch seine Mitarbeit, seine Ideen und Anregungen und Unterstützung einen sehr großen Anteil an der Arbeit hat.

Nicht an letzter Stelle möchte ich mich bei Frau Dipl.-Ing. Mariana Ivanova bedanken, für die Hilfsbereitschaft bei der Durchsicht meiner Arbeit.

Ebenso gilt mein Dank dem Werkstattmeister Herrn Lutz Herbst und seinem Mitarbeiter Steven Herbst für ihre Hilfe beim Aufbau des neuen Apparates.

Allen Mitarbeitern des Instituts für Apparate- und Umwelttechnik möchte ich meinen Dank aussprechen. Besonders danke ich dabei meinen Freunden und den Mitarbeitern der Bulgarischen Wissenschaftsakademie (BAN) und des Lehrstuhls „Wärme- und Kältetechnik“ der Technischen Universität Sofia bezüglich den mathematischen Modellierungen und Simulationen.

Von ganzem Herzen möchte ich mich bei meiner Familie, meiner Freundin Ekaterina und allen meinen Freunden für ihre Geduld und Unterstützung bedanken.

Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis	III
Symbolverzeichnis	VII
Zusammenfassung	XI
1. Einleitung	1
2. Motivation und Zielstellung	3
3. Stand des Wissens	5
3.1 Gestaltungsvarianten von Fließbett- und Wirbelschichtapparaten.....	5
3.2 Wärmeaustausch in fluidisierten Systemen.....	12
3.2.1 Wärmeübertragung Partikel - Fluid.....	12
3.2.2 Wärmeübertragung Wirbelschicht - Einbauten.....	17
3.2.3 Wärmeübertragung bewegte Schicht - Einbauten.....	23
3.2.4 Wärmeübertragung beim pneumatischen Transport.....	28
3.3 Stofftransport in fluidisierten Partikelsystemen.....	30
3.3.1 Stofftransport Partikel - Fluid.....	32
3.3.2 Stofftransport beim pneumatischen Transport.....	36
3.4 Druckverlust bei durchströmten Haufwerken.....	37
3.4.1 Druckverlust in Apparaten mit unbeweglichem und mit fließendem Haufwerk.....	37
3.4.2 Druckverlust in Wirbelschichtapparaten.....	40
3.4.3 Druckverlust in Strahlschichtapparaten.....	42

3.4.4	Druckverlust in Anlagen und Systemen mit pneumatischem Transport.....	44
4.	Lösungsansätze für die Konzipierung eines neuartigen Apparates "Wärmeaustauscher- Reaktor".....	47
4.1	Entwicklung des Apparateprinzips.....	48
4.2	Festlegung der Apparateabmessungen.....	50
4.3	Beschreibung der Versuchsanlage.....	51
4.4	Versuchsprogramm.....	54
5.	Experimentelle Untersuchungen.....	56
5.1	Pneumatik.....	56
5.1.1	Partikelgeschwindigkeit zwischen den Rohren ohne Sekundärgas.....	58
5.1.2	Partikelgeschwindigkeit zwischen den Rohren mit Sekundärgas.....	61
5.1.3	Druckverlust des Apparates.....	64
5.1.4	Definition des pneumatischen Arbeitsbereiches.....	70
5.2	Wärmeaustausch.....	72
5.2.1	Beschreibung des Prozesses.....	72
5.2.2	Wärmeübergang zwischen fließendem Partikelstrom und waagerechtem Rohrbündel.....	75
5.2.2.1	Versuchsanlage.....	75
5.2.2.2	Modellstoffe.....	75
5.2.2.3	Gemessene Größen.....	76
5.2.2.4	Ermittlung des Wärmeübergangskoeffizienten α	

	zwischen Rohrbündel und Material.....	77
5.2.2.5	Vergleich mit Literaturwerten.....	81
5.2.3	Untersuchung des konvektiven Wärmeaustausches im Kanal beim pneumatischen Transport.....	82
5.2.3.1	Versuchsanlage.....	82
5.2.3.2	Modellstoffe.....	83
5.2.3.3	Gemessene Größen.....	83
5.2.3.4	Ermittlung des Wärmeübergangskoeffizienten α im Arbeitskanal.....	84
5.2.3.5	Vergleich mit Literaturwerten.....	85
5.2.4	Beschreibung des Gesamtsystems.....	85
5.3	Verweilzeitverteilung der Partikel in der Arbeitszone.....	87
5.3.1	Versuchsordnung.....	88
5.3.2	Modellstoffe.....	91
5.3.3	Gemessene Größen.....	91
5.3.4	Auswertung der Versuche.....	91
5.3.5	Ergebnisse.....	93
6.	Numerische Simulation des Apparates mit „C++“ und dem CFD-Paket „FLUENT 6.00“	100
6.1	Simulation der Partikelbewegung und des Wärmeaustausches „Gas - Partikel“ im Rohrbündel. Modellierung mit „C++“	100
6.2	Entwicklung eines neuen Programms in der Programmiersprache	

“PASCAL” zur Berechnung der Partikeltemperatur.....	106
6.3 Numerische Simulation mit FLUENT.....	107
7. Vergleich der Simulation mit den experimentellen Ergebnissen und den Literaturwerten.....	118
7.1 Im Rohrbündel.....	118
7.2 Im Arbeitskanal.....	119
8. Vorschlag einer Berechnungsmethodik für die untersuchte Apparategeometrie.....	122
9. Literaturverzeichnis.....	126
10. Anhang.....	A1

Symbolverzeichnis

Lateinische Symbole

A	[m ²]	Fläche
a	[m ² /s]	Wärmeleitfähigkeitskoeffizient
A, a, b	[m]	Länge
C	[-]	Geschwindigkeitsverhältnis
c _p	[J/kg K]	spezifische Wärmekapazität
d	[m]	Partikeldurchmesser
D	[m]	Rohr-, Transportkanaldurchmesser
D	[m ² /h]	Diffusionskoeffizient
f	[-]	Reibungskoeffizient
f	[N]	Kraft
f _a	[-]	Formfaktor
g	[m ² /s]	Erdbeschleunigung
G	[-]	Simplex
H, h	[m]	Höhe
K _k	[-]	Formfaktor
L, l	[m]	Länge, charakteristische Länge
M, m	[kg]	Masse
m _e	[kg]	Effektive Masse (Gl. 3-16)
\dot{M}_M, \dot{m}_m	[kg/s]	Materialmassenstrom aus Dosiermaschine
$\dot{M}_{MR}, \dot{m}_{MR}$	[kg/s]	Materialmassenstrom mit Umlauf
P, p	[Pa]	Druck
Δp	[Pa]	Druckverlust
\dot{Q}	[W]	Wärmestrom
\dot{q}	[W/m ²]	spezifischer Wärmestrom
R	[m]	Radius
t _z , τ	[s]	Zeit
T, t, θ	[°C, K]	Temperatur
S	[m]	Breite

S	[m ²]	Kugelfläche (Gl.3-49)
s ₁ , s ₂	[m]	horizontale und vertikale Teilung der Rohre im Rohrbündel
S _{mitt}	[m ²]	Mittels – Querschnitt des Partikels
U	[m]	Umfang
V	[m ³]	Volumen
\dot{V}	[m ³ /s]	Volumenstrom
W, w	[m/s]	Geschwindigkeit
x, y, z	[-]	Koordinaten des Systems
Z	[Hz]	Schwankungen (Vibrationsfrequenz)

Griechische Symbole

α	[W/m ² K]	Wärmeübergangskoeffizient
β	[-]	Koeffizient für die Volumenkonzentration der Festphase
β	[-]	Beiwert für den Widerstand, infolge Gutmasse
β	[m/h]	Stoffübergangskoeffizient (Gl. 3-53, 3-54)
γ	[°]	Winkel
ψ, ε	[m ³ /m ³]	Porosität
$\varepsilon_{\Delta t}$	[-]	Kreuzstromkorrektionsfaktor (Gl. 5-15)
ω	[%]	Materialfeuchtigkeit
σ	[m ² /kg]	spezifische Oberfläche des Materials
λ	[W/mK]	Wärmeleitfähigkeitskoeffizient
η	[Pa s]	dynamische Viskosität
ν	[m ² /s]	kinematische Viskosität
μ	[kg/kg]	Massenanteil
ρ	[kg/m ³]	Dichte
ζ, ξ	[-]	Widerstandsbeiwert
Φ	[-]	Formfaktor

Indizes

0	Anfangswerte
1, 2...i	laufende Variablen
aus	Austrag
Anf	Anfang
AK	Arbeitskanal
App	Apparat
äq	äquivalent
c	Konusende
D	Durchmesser
eff	effektiv
Ein	Eintritt
F	Fluid
FT	Feuchtenthermometer (Gl. 3-64)
ges	gesamt
G	Gas
G,F	Gasphase (Gl. 3-39)
GRS	Grenzschicht
KAM	Kammer
kan	Kanal
loc	Lockerung
lam	laminar
L	Luft
LA	Leerapparat
L,Esp	Luft für den Eintrittsspalt
M, m	Material
M, m	Material
MU	Material im Umlauf
max	Maximum
opt	optimal
P, p	Partikel
PG	Primärgas
R	Rohr

rel	relative
str	Strahlschicht
Sch	Schicht
SG	Sekundärgas
Sp	Spalt
turb	turbulent
m	mittlerer Wert
m,ln	mittlere logarithmische
vz	Verweilzeit
wp	beim Beginn der Fluidisation
W	Wasser
WL	Wärmeleitung (Gl. 3-1)
*, M	modifizierte Werte (Gl. 3-68) und (Gl. 5-25, 5-27)

Dimensionslose Kennzahlen

$$Ar = \frac{g \cdot d_p^3 \cdot (\rho_p - \rho_G)}{v_G^2 \cdot \rho_G} \quad \text{Archimedes-Zahl}$$

$$Re = \frac{d_p \cdot w}{v_g} \quad \text{Reynolds-Zahl}$$

$$Pr = \frac{v}{a} \quad \text{Prandtl-Zahl}$$

$$Pe = \frac{\rho_M \cdot c_M \cdot w_p \cdot d_p}{\lambda_p} \quad \text{Peclet-Zahl}$$

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} \quad \text{Nusselt-Zahl}$$

$$Fr = \frac{w_G^2}{g \cdot D} \quad \text{Froude-Zahl}$$

$$Sh = \frac{\beta \cdot d_p}{D} \quad \text{Sherwood-Zahl}$$

$$Sc = \frac{v}{D} \quad \text{Schmidt-Zahl}$$

Zusammenfassung

Der in der vorliegenden Arbeit untersuchte Strahlschicht-Apparat (Bezeichnung MKKM-02-Reaktor) ist ein neuartiger Reaktor für die thermische und chemische Behandlung von feinkörnigen, nichtklebrigen Materialien. Er ist für eine breite Anwendung in der Chemie-, Nahrungsmittel- und Biotechnologie-Industrie geeignet.

Dieser Reaktor arbeitet nach einem neuen Arbeits- und Konstruktionsprinzip.

Das neue Arbeitsprinzip besteht in folgendem:

1. Thermische oder chemische Behandlung des körnigen Schüttgutes in 2 Phasen
 - Die erste Phase findet in einem Reaktionsraum (Bunker) mit eingebauten horizontalen Rohrbündeln statt. Außer dem konduktiven Wärmeübergang zwischen den Partikeln und der Rohroberfläche des einen Rohrbündels findet auch ein konvektiver Wärmeübergang zwischen den Partikeln und einem - aus den Rohren eines zweiten, kreuzenden Rohrbündels zuströmenden - Sekundärgas statt. Das Sekundärgas nimmt durch Menge, Temperatur und/oder chemische Zusammensetzung Einfluss auf die Prozesse der ersten Phase.
 - Die zweite Phase findet in einem kurzen Kanal für den pneumatischen Transport des Materials statt. Die Anfangsstrecke des Kanals, die so genannte Entwicklungsstrecke, zeichnet sich durch sehr hohe Wärmeübergangskoeffizienten α_2 aus, die einen sehr intensiven Wärmeübergang ermöglichen.
2. Ein pneumatischer Verschluss zwischen den beiden Prozessphasen
 - Er besteht darin, dass das Material kontinuierlich in die Anströmzone des Primärgases fließt und dort eine kleine Schichthöhe ausbildet. Der Transport des Materials durch das Primärgas aus der Anströmzone in den Transportkanal erfolgt bei geringen Druckverlusten.

3. Leitschaukeln im unteren Teil des Transportkanals ermöglichen eine gerichtete Partikelbewegung vom Materialeintritt in den Apparat bis zum Materialaustritt aus dem Apparat.

Die sich damit ergebenden Vorteile sind folgende:

- kontinuierliche Prozessführung bei bis zu 50 % geringeren Druckverlusten als bei den bis jetzt bekannten prismatischen Strahlschichtapparaten
- Erreichung eines hohen Wärmeübergangskoeffizienten α_2 in der Entwicklungsstrecke des Kanals für den pneumatischen Transport
- Möglichkeit einer thermischen bzw. chemischen Behandlung körniger Materialien mittels zweier unabhängiger Gasströme gleicher oder unterschiedlicher Temperatur und/oder chemischer Zusammensetzung
- der Apparat kann ein einzelner Modul sein oder eine Reihenschaltung mehrerer Module oder aus Parallel/Reihenschaltungen symmetrisch angeordneter Module bestehen (Abb. 5.3.5.1)

Der Apparat ist in seinem Arbeitsprinzip und seinen Konstruktionsmerkmalen patentrechtlich geschützt [93].

Zum Nachweis der Arbeitsprinzipien und Vorteile des neuen Reaktors wurden folgende experimentelle Arbeiten durchgeführt:

1. Konzipierung und Aufbau einer halbtechnischen Versuchsanlage

2. Untersuchung der Pneumatik

- Bestimmung der notwendigen Gasgeschwindigkeiten für Primär- und Sekundärgas

Zur notwendigen Bestimmung der mittleren scheinbaren Partikelgeschwindigkeit zwischen den Rohren für alle Modellstoffe wurden auf der Basis eigener experimenteller Daten zwei Gleichungen ermittelt

- zur W_P -Berechnung ohne Sekundärgas (5-5)

- zur W_P -Berechnung mit Sekundärgas (5-6) mit einer Gültigkeit für Sekundärgas-Geschwindigkeiten W_{SG} von 0 - 0,132 m/s im freien Bunkerquerschnitt und für annähernd sphärische Partikel $d_p = 1,43 - 5$ mm.
- Bestimmung des Druckverlustes des Primärgases im Leerapparat
Es wurde eine Berechnungsgleichung (5-9) für den Koeffizienten des Widerstandsbeiwertes ξ_{App} mit einem Gültigkeitsbereich von $Re = 5000 - 35000$ im Eintrittsspalt erstellt.
- Bestimmung des Druckverlustes des Primärgases bei der Arbeit mit 5 Modellstoffen
Ein Vergleich von Druckverlustwerten Δp_{ges} des in [100] beschriebenen Strahlschichtapparates mit dem neuentwickelten Reaktor bei gleichen Beladungen und gleichen pneumatischen Bedingungen bei der Betrachtung von Weizenkörnern weist mit 1156 Pa zu 2250 Pa aus. Das ist eine erhebliche Verringerung der Gesamtdruckverluste beim neuentwickelten Reaktor ($\Delta p_{ges,pr.Str.App} = 1,95 \Delta p_{ges, „MKKM-02“}$).
- Die Untersuchung der Partikelverweilzeit von 3 Modellstoffen in der Arbeitszone des Apparates ergab die für ideal durchmischte Wirbelschicht- und Strahlschichtapparate typischen glockenförmigen Gausschen Verteilungskurven (Abb. 5.3.1.2)
- Zur Erzielung einer definierten Partikelverweilzeit in der Arbeitszone wurden zwei neue Einbautenvarianten im Separationsteil des Apparates vorgeschlagen (Pos. 16 und 17 in Abb. 5.3.5.3)

3. Untersuchung des Wärmeübertragungsverhaltens

- Es wurde eine Kriterialgleichung (5-18) zur Charakterisierung des Wärmeübergangs im Bunker mit waagerechten Rohrbündeln mit dem Gültigkeitsbereich $54 < Pe^* < 4200$ und $3,43 < D_R/d_P < 9,79$ entwickelt.

- Es wurde experimentell belegt, dass der Wärmeübergang im Arbeitskanal für den pneumatischen Transport nach Gnielinski [129] (3-48, 3-49, 3-50) berechnet werden kann.
4. Es wurden Simulationen einiger Hydrodynamik- und Wärmeübergangsprozesse mit CFD FLUENT 6.00 durchgeführt und mit den experimentellen Daten verglichen.
 5. Es wurde eine Berechnungsmethodik zur Dimensionierung solcher Reaktoren entwickelt (Kap. 8), die im Anhang als MathCad-Rechenprogramm vorliegt (Anhang 10.9). Der Berechnungsalgorithmus ist so angelegt, dass bekannte Software-Programme zur Berechnung der technologischen Parameter des Reaktors genutzt werden können.
 6. Teilergebnisse der Arbeit wurden in 3 wissenschaftlichen Veröffentlichungen publiziert [62, 63, 64].

1. Einleitung

Die beschleunigte Entwicklung der modernen chemischen Industrie, aber auch der pharmazeutischen, der Nahrungsmittelindustrie und besonders der Biotechnologie erfordert entsprechende neue Lösungen für die Reaktortechnik. Häufig besteht die Aufgabe, körniges, nichtklebriges Schüttgut mit Gasen oder Flüssigkeiten zu kontaktieren, um physikalische, physikalisch-chemische oder chemische Prozesse zwischen festen und flüssigen Phasen ablaufen zu lassen. Typisches Beispiel dafür sind Wirbelschicht- und Strahlschichtanlagen, die neben dem Hauptprozess Trocknung z. B. auch Einrichtungen zur Wärmezufuhr- oder -abfuhr enthalten.

Breiteste Anwendung finden Reaktoren für Gas-Feststoff-Systeme, die ein Entwicklungs- und Weiterbildungsgegenstand von vielen Forschungskollektiven auf der ganzen Welt sind. Eine kurze Darstellung dieser allgemein als „Industrielle fluidisierte Systeme“ bezeichneten Reaktoren mit ihren großen konstruktiven und technologischen Möglichkeiten, ihrer Hauptklassifikation und ihrem Anwendungsbereich erfolgt im Kapitel 3.

Die meisten Reaktoren können bedingt den Apparaten mit idealer Durchmischung [116] zugeordnet werden.

Bei diesen Apparaten unterliegen die Feststoffpartikel einem unmittelbaren Kontakt und einer Wechselwirkung mit flüssigen oder gasförmigen Phasen. Das Ziel dieser Wechselwirkung ist das Schaffen von definierten Bedingungen zur Durchführung von mechanischen, physikalisch-chemischen (thermischen) Prozessen oder von chemischen Reaktionen. Das auf diese Weise entstandene komplizierte disperse System kann unterschiedliche Eigenschaften in Abhängigkeit von denen der Feststoffpartikeln und des Fluides, von der Geometrie des von dem System eingenommenen Raumes, von der relativen Geschwindigkeit zwischen den zusammenwirkenden Phasen und von deren gegenseitiger Durchdringung und inneren Vermischung besitzen. Von der relativen Geschwindigkeit hängt größtenteils die Kinetik der zwischen den Phasen verlaufenden Prozesse, das Verhalten der Feststoffteilchen und das des gesamten Systems ab.

Die Richtung der Geschwindigkeit des Fluides im vom System eingenommenen Raum kann verschieden sein. Von besonderem Interesse für die Praxis sind die Fälle, bei denen die Geschwindigkeit entgegen der Schwerkraft oder z. B. der Zentrifugalkraft wirkt. Dabei sind drei unterschiedliche Wechselwirkungsmöglichkeiten zwischen Feststoff und Fluid abzugrenzen.

- geschlossene dichte Schicht, mit $\varepsilon < 0,4$ die unbeweglich, beweglich oder mechanisch gerührt sein kann
- fluidisierte Schicht mit $0,4 < \varepsilon < 0,95$
- pneumatischer Transport des körnigen Feststoffes mit $\varepsilon \approx 1$

Im ersten Fall ist die Geschwindigkeit des Fluides zwischen den Partikelkollektiven relativ klein, so dass sie bei schwacher dynamischer Einwirkung der Strömung unbeweglich zueinander bleiben. Die geschlossene dicht gepackte Schüttgutschicht wird dadurch gekennzeichnet, dass bei den verschiedenen Prozessen die Wechselwirkung zwischen Fluid und Partikeln relativ schwach ist. Wenn die Partikelschicht nicht im statischen Zustand bleiben soll, muss auf sie eine zusätzliche mechanische Einwirkung, z. B. Rühren, Filtration u.a. ausgeübt werden. Die fluidisierte Schicht entsteht bei höherer Geschwindigkeit des Fluides als der, bei der die Widerstandskraft der Schüttgutdurchströmung größer als Auftriebskraft und Gewichtskraft der Schüttung wird. Der sich auf diese Weise einstellende Zustand wird als „Wirbelschicht“ bezeichnet.

Zur gleichzeitigen thermischen Behandlung und Förderung des körnigen Schüttgutes werden in der Praxis sogenannte pneumatische Transportanlagen oder Kombinationen von Wirbelschicht- und Strahlschichtanlagen mit pneumatischem Transport benutzt. Die Hauptvorteile dieser Anlagen sind bereits bekannt und ausführlich in der Literatur beschrieben. Die theoretischen Prinzipien und Vorteile dieser Apparate dienen als Grundlage bei der Entwicklung und dem Aufbau eines neuartigen in der vorliegenden Arbeit untersuchten Wärmeaustauscher-Reaktor-Apparates mit verbesserten technischen und wirtschaftlichen Eigenschaften.

2. Motivation und Zielstellung

Das Ziel der vorliegenden Arbeit ist die Entwicklung einer neuartigen Konstruktion eines Wärmeaustauschapparat-Reaktors für die thermische Behandlung körniger, nicht klebriger Materialien, die auf den Grundlagen eines fluidisierten Systems basiert. Es sind konstruktive Elemente und Arbeitsverfahren zu kombinieren, die ihre Effektivität in der Praxis schon bewiesen haben, aber zum Erreichen anderer Ziele eingesetzt wurden.

Das Hauptziel des neu entwickelten Apparates ist es, neue vorteilhafte und sich als wirtschaftlich erweisende Funktionsmöglichkeiten bei gleichzeitiger Funktionssicherheit zu finden, und somit Voraussetzungen zu seiner breiten Anwendung zu schaffen.

Die Arbeit zielt auch darauf, den konvektiven und den konduktiven Wärmeaustausch zwischen Gas, Feststoffpartikeln und eingebauten Wärmeaustauschsystemen zu vereinigen.

Die Konstruktion soll eine Möglichkeit bieten, (nach Bedarf) große Temperaturdifferenzen zu erreichen, und somit die Übertragung von großen Wärmeströmen \dot{Q} zu gewährleisten. Abhängig von der jeweils gewünschten Temperaturführung kann dies z. B. mit speziellen Wärmeträgern (flüssige Metalle für hohe und Kühlmittel für tiefe Temperaturen) ermöglicht werden.

Zur Behandlung des Schüttgutes können mindestens zwei Gasströme eingesetzt werden, die gleiche oder, falls erwünscht, unterschiedliche Eigenschaften (Temperatur, chemische Zusammensetzung usw.) haben können.

Der neu entwickelte Wärmeaustauscher-Reaktor soll sowohl zur Wärme- und Stoffübertragung als auch zur Durchführung von chemischen Reaktionen, zur Adsorption, zur Katalyse, für Beschichtungstechnologien und Polymerisationen in Gas-Feststoffsystemen eingesetzt werden können.

Ziel der Arbeit ist es auch, die hydraulischen Verluste im leeren und im gefüllten Apparat nachzuweisen und zu reduzieren. Das kann mit dem neuen Arbeitsprinzip durch eine kleinere Partikel-Schicht auf dem Boden des Apparates und die Durchführung eines begrenzten pneumatischen Transportes mit dem Primärgas im System erreicht werden.

Alle diese Vorteile sollen zur Verminderung der Energie- und Betriebskosten des Apparates führen.

Nicht zuletzt ist zu erwähnen, dass ein weiteres Ziel der Arbeit darin besteht, die Leistungsfähigkeit des Reaktors in einer halbtechnischen Versuchsanlage zu demonstrieren.

3. Stand des Wissens

3.1 *Gestaltungsvarianten von Fließbett- und Wirbelschichtapparaten*

Der Fluidisierungszustand eines Partikelkollektivs kann in verschiedenen Variationen und Intensitäten auftreten. Der niedrigste Intensitätsgrad herrscht beim Fließbett vor. Das Schüttgut tritt infolge der Gravitationskraft ein und strömt von oben nach unten, wobei das Gas die Schicht von unten durchströmt und eine Auflockerung derselben hervorruft.

Wie schon angedeutet, sind die Apparate mit einer unbeweglichen durchströmten Schicht oft nicht ausreichend effektiv. Deswegen sind in der Industrie die so genannten Fließbett- bzw. Wirbelschichtapparate (Trockner oder Kühler) eingeführt worden. Dort bewegt sich das Material unter dem Einfluss der Schwerkraft (Gravitationskraft) von oben nach unten, üblicherweise zwischen Rohrbündeln, in denen ein Wärmeträger fließt. Die Partikel werden von einem Gas mit vorgegebener Zusammensetzung und Temperatur durchströmt. Dabei kommt es zwischen der fluiden und der festen Phase zu intensiven Kontakten, und es können Wärme- und Stofftransportprozesse oder chemische Reaktionen ablaufen. Am häufigsten sind in der Praxis Trocknungsanlagen für körnige Materialien verbreitet. Bei diesen Apparatekonstruktionen fließt das Material zwischen einem schachtförmigen waagerechten Rohrbündel, das von einem Wärmeträger (Dampf oder Heisswasser) durchströmt wird, erhöht seine Temperatur und wird gleichzeitig in Richtung von unten nach oben mit Heissluft durchströmt bis seine vollständige Entfeuchtung erreicht ist.

Für eine Intensivierung des Trocknungsprozesses wird bei diesen Apparaten oft Vibration verwendet, wobei der ganze Wärmeaustauscher unter der Einwirkung von Exzentrik-Mechanismen vibriert (vergl. Abb. 3.1.1). Der Rumpf des Apparates ist dabei auf Federn aufgehängt [56].

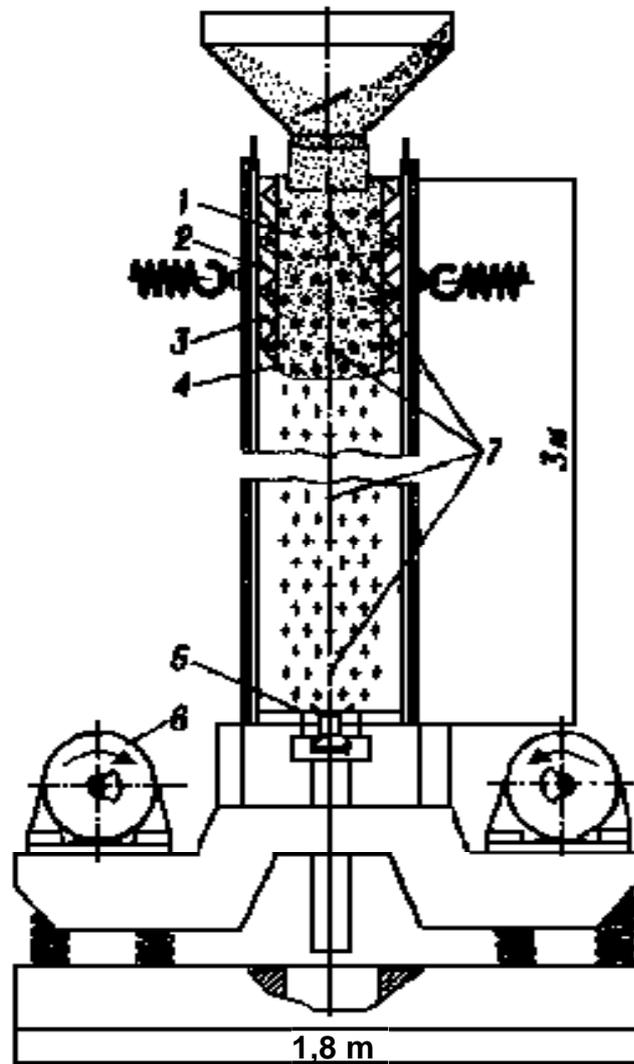


Abb. 3.1.1: Vibrationstrocknungsanlage:

- | | |
|------------------------------|-----------------|
| 1 – Korpus; | 5 – Düse; |
| 2 – Dampfkanäle; | 6 – Exzentrik; |
| 3 – Material (Weizenkörner); | 7 – Rohrbündel; |
| 4 – Abluftkanal; | |

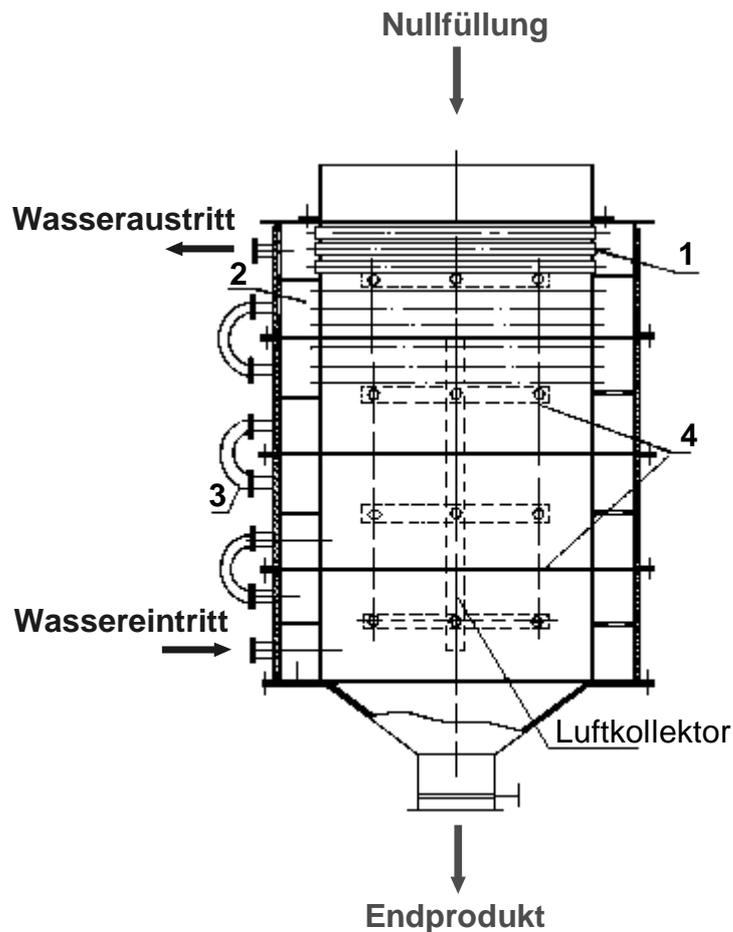


Abb. 3.1.2: Wärmeaustauscher-Kühler für Düngemittel (Ureia Harnstoff):

- 1 – waagerechtes Rohrbündel mit Kühlwasser;
- 2 – Wasserkammer;
- 3 – Kollektor für die Atmosphärenluft

Der in Abb. 3.1.2 dargestellte Wärmeaustauscher-Kühler wurde bereits unter industriellen Bedingungen ohne und mit einem Luftstrom durch das Kollektorrohr im Gegenstrom zum Material untersucht. Der Wärmeübertragungskoeffizient erhöht sich zwei bis drei mal im Raum zwischen den Rohren, wenn Luft im Gegenstrom das Material durchströmt. Auf diese Weise vermehren sich die Kollisionen zwischen den Partikeln sowie auch zwischen den Partikeln und den Wänden der Rohre. Das ist eine Alternative zum in Abb. 3.1.1 dargestellten Vibrations-Apparat.

In Apparaten mit durchströmter Schicht werden verschiedene Einrichtungen zur Zufuhr der Gasphase zwischen den Partikeln eingesetzt. Häufig sind das perforierte Rohre, die den Strom nach unten richten (um die Öffnungen nicht zu verstopfen). Danach wird das Gas nach oben im Gegenstrom zu den Partikeln umgelenkt und verteilt sich gleichmäßig auf den freien Querschnitt des Apparates. In Korntrocknungsanlagen werden häufig Kanäle zur Gasverteilung benutzt, die von den Partikeln durchströmt werden. Die Zeichen (+) und (-) in Abb. 3.1.3 bedeuten Eintritt bzw. Komprimierung und Austritt bzw. Absaugung des im System geförderten Gasstroms.

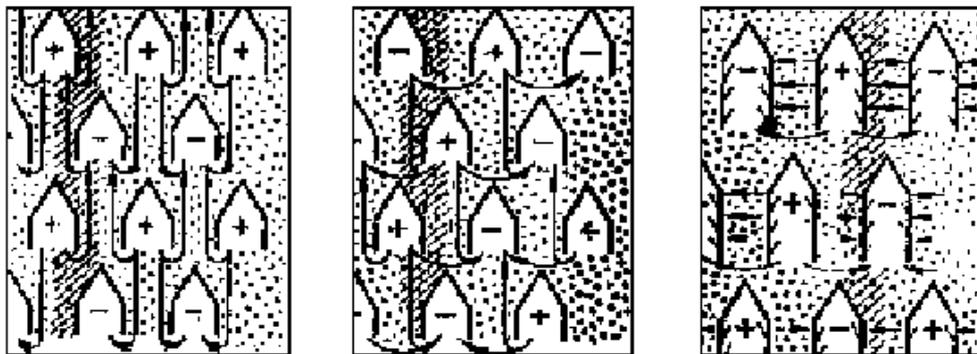


Abb. 3.1.3: Anordnung der Zu- und Abgaskanäle in einer Trocknungsanlage für körnige Materialien (+) Gaseintritt; (-) Gasaustritt

Breiteste Anwendung in der Praxis finden die Wirbelschicht- und Strahlschichtapparate. Sie können in 8 Hauptgruppen auf Grund ihrer Konstruktionseigenschaften, der Zugabe und Entnahme der festen Phase, sowie auch der unterschiedlichen Weisen der thermischen Beaufschlagung und der Anzahl der Gasströme klassifiziert werden.

Die Haupttypen von Trocknungsapparaten mit Wirbelschicht und Strahlschicht sind in der Abb. 3.1.4 von a) bis h) [116] dargestellt.

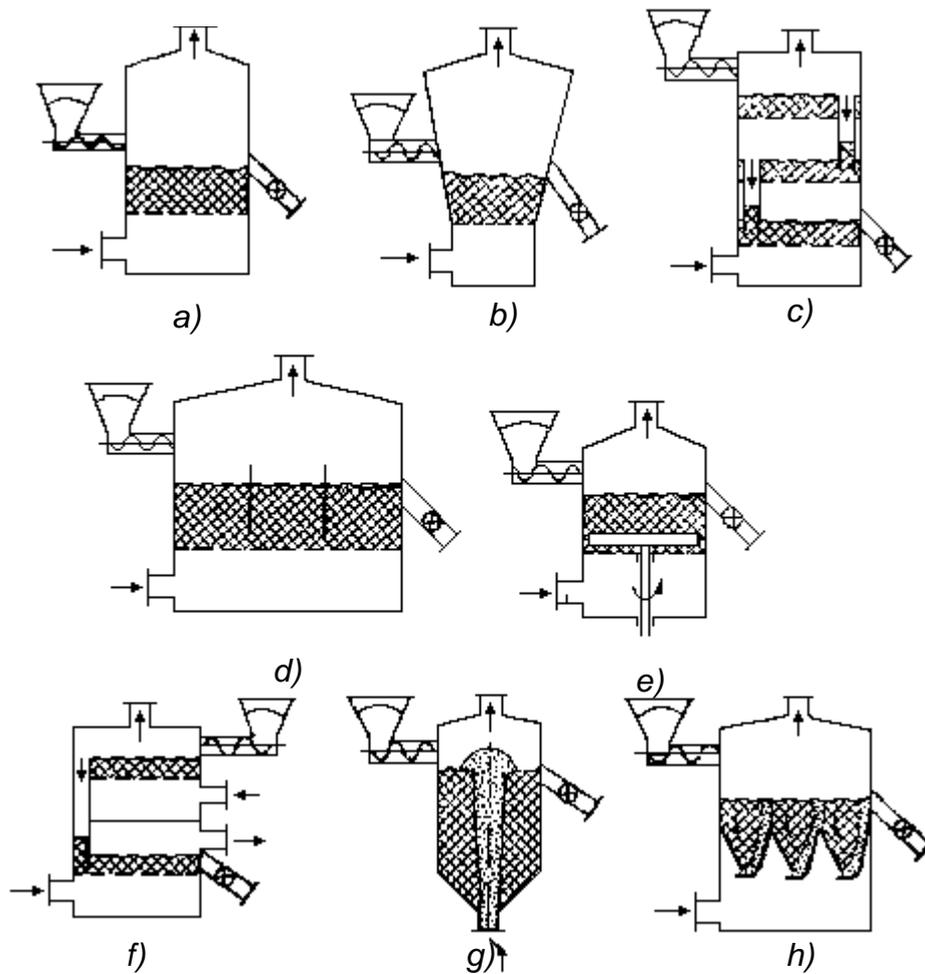


Abb. 3.1.4: Apparate mit Wirbelschicht und Strahlschicht:

- | | |
|---------------------------------|---|
| a) zylindrisch; | e) mit eingebauter Röhreinrichtung; |
| b) konisch; | f) mit zwei unabhängigen Gaseintritten; |
| c) mit drei Anströmböden; | g) Strahlschicht mit Einzeldüse; |
| d) mit drei getrennten Kammern; | h) Spaltstrahlschichtapparat |

Die in Abb. 3.1.4 dargestellten Apparatetypen sind patentierte Apparatekonstruktionen, die in verschiedenen Prozessen der Industrie bereits eingesetzt werden, und von denen jede ihre spezifischen Gestaltungsvarianten und Besonderheiten besitzt:

- Die einfachsten Typen sind die zylindrischen Apparate Abb. 3.1.4 a). Über ihren Anströmboden besteht die Möglichkeit zur Montage von Einbauten zur indirekten Wärme-Ein- oder -Auskopplung aus der Wirbelschicht.
- Die konischen Apparate Abb. 3.1.4 b) haben einen kleineren Wert der ersten kritischen Geschwindigkeit (W_1) und geringere Druckverluste.
- Die Apparate mit mehr als einem Anströmboden Abb. 3.1.4 c) ermöglichen eine stufenweise Behandlung des Materials von oben nach unten.
- In den Apparaten mit einer oder mehreren Zwischenwänden Abb. 3.1.4 d) lässt sich durch die Unterteilung in eine oder mehrere Arbeitszonen die Verweilzeit der Partikel gezielt beeinflussen.
- Die Abb. 3.1.4 e) zeigt einen Apparat mit eingebauter Röhreinrichtung, die die so genannten Totzonen unterdrücken soll.
- Die Wirbelschicht in der Abb. 3.1.4 f) arbeitet mit zwei unabhängigen Gaseintritten. Dieser Apparat ist zum Beispiel für nacheinander ablaufende Adsorptions- und Desorptionsprozesse geeignet.
- g) und h) gehören zu den Strahlschichtapparaten.

Das Hauptelement jeder Trocknungsanlage mit Wirbelschicht oder Strahlschicht ist der Anströmboden, der richtig ausgewählt und dimensioniert sein muss. In der Praxis sind über 100 Gestaltungsvarianten von Anströmböden bekannt, von denen jede ihre Vor- und Nachteile besitzt. Eine große Anzahl von Untersuchungen solcher Anströmböden liegt in der Literatur vor.

In der Abb. 3.1.5 (von a) bis j)) sind spezielle Typen dargestellt, die sich von den übrigen Anströmböden aus Metall mit zylindrischen Öffnungen unterscheiden. Die Vorteile der in Abb. 3.1.5 dargestellten Anströmeinrichtungen bestehen darin, dass sie keine Stützkonstruktion erfordern und eine gleichmäßige Verteilung des Gases sichern.

Die in Abb. 3.1.5 gezeigten Konstruktionen erfüllen die Anforderungen zur Festigkeit und gleichmäßiger Gasverteilung. Ausserdem wird ein Materialausfall nach unten verhindert.

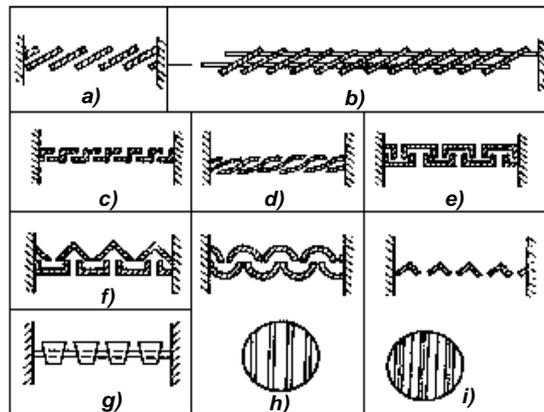


Abb. 3.1.5: Konstruktive Lösungen des Anströmbodens

In den Apparaten mit Strahlschicht werden sehr häufig Spaltanströmböden benutzt. Sie spielen eine wesentliche Rolle bei der gleichmäßigen Verteilung des Gases und sichern hohe Geschwindigkeiten, um die zu wirbelnden Feststoffteilchen der unterschiedlichsten Form in einen gleichmäßigen Fluidisierungszustand zu versetzen.

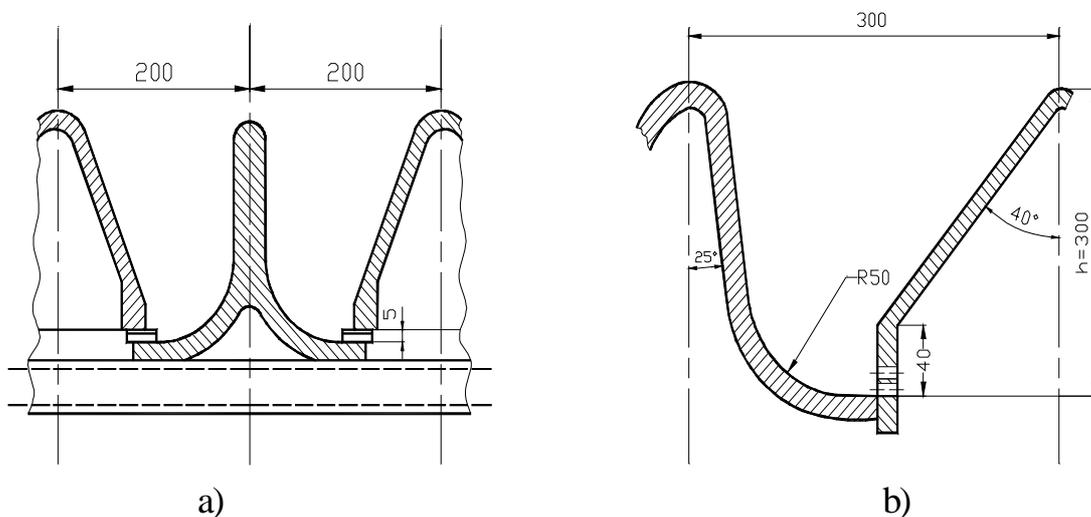


Abb. 3.1.6: Prismatische Spaltanströmböden nach Mitev [88]

Häufig werden in der Praxis bei prismatischen Strahlschichtapparaten die Spaltanströmböden von Mitev angewendet [88 - 90], die in der Abb. 3.1.6 dargestellt sind. In der Abb. 3.1.6 (b) sind Abmessungen dargestellt, die sich schon häufig bei $h = 300$ mm in der Praxis bewährt haben.

3.2 Wärmeaustausch in fluidisierten Systemen

Bei der Fluidisierung von Feststoffen handelt es sich vorwiegend um Zweiphasensysteme aus einem Feststoff und einem Gas. Bei Erhöhung der Durchströmungsgeschwindigkeit über die Lockerungsgeschwindigkeit hinaus geht die Schüttschicht in einen Zustand über, dessen hydrodynamische Eigenschaften mit denen einer Flüssigkeit vergleichbar sind.

Die fluidisierten Systeme sind durch eine hohe Intensität der in ihnen ablaufenden Wärme- und Stoffübergangsprozesse gekennzeichnet. Die gasfluidisierten Systeme sind sehr gut für folgende Prozesse geeignet: Erwärmung, Kühlung, Trocknung, sowie auch für verschiedene exotherme und endotherme chemische Reaktionen zwischen Gas und Feststoffpartikeln. Der dabei stattfindende Wärme- und Stoffaustausch zwischen den Phasen ist Objekt ausführlicher theoretischer und experimenteller Forschungen [17, 52, 57, 71, 73, 77, 79, 81, 82, 83, 84, 135].

3.2.1 Wärmeübertragung Partikel - Fluid

Die Wärmeübertragung im System Partikel - Fluid (Gas) erfolgt durch

Wärmeleitung, Wärmeübergang und Strahlung.

In den meisten Fällen spielt die Strahlung keine wesentliche Rolle für den Wärmetransport in fluidisierten Systemen. In der Mehrzahl der bisherigen Untersuchungen wird der Wärmeübergang zwischen einem einzelnen Feststoffpartikel mit einem Durchmesser d_p und einer Grenzschicht (Film) GRS rund um das Partikel berücksichtigt, in welcher die Wärme nur durch die Wärmeleitung übertragen wird. Es wird vermutet, dass diese Grenzschicht eine sphärische Form mit dem Durchmesser d_{GRS} besitzt. Schon Nusselt in [78] hat den minimalen Wert des Wärmeübergangskoeffizienten für sphärische Partikel bestimmt. Bei Betrachtung der Wärmeübertragung zwischen der Schichtgrenze und dem Partikel in einem eindimensionalen Temperaturfeld folgt für \dot{Q} die Gleichung:

$$\dot{Q} = \frac{2 \cdot \pi \cdot \lambda_F \cdot \Delta t_{GRS}}{\frac{1}{d_p} - \frac{1}{d_{GRS}}} \approx \alpha_{WL} \cdot \Delta t_{GRS} \cdot \pi \cdot d_p^2 \quad (3-1)$$

Dabei ist:

Δt_{GRS} Temperaturdifferenz zwischen der Oberflächentemperatur des Partikels
und der Temperatur der äußeren Grenze des Filmes

Die Gleichung (3-1) kann folgenderweise dargestellt werden:

$$\alpha_{WL} = \frac{2 \cdot \lambda_F}{d_p \cdot \left(1 - \frac{d_p}{d_{GRS}}\right)} \quad (3-2)$$

Lässt man nun d_{GRS} gegen unendlich laufen, erhält man den minimalen Wert für $\alpha_{WL,min}$ und Nu_{min} [78].

$$\alpha_{WL,min} = \frac{2 \cdot \lambda_F}{d_p} \quad (3-3)$$

$$Nu_{WL,min} = \frac{\alpha_{WL,min} \cdot d_p}{\lambda_F} = 2 \quad (3-4)$$

Statt des Durchmessers kann bei unbeweglicher Schicht bedingt die Porosität ε benutzt werden:

$$\varepsilon = \frac{d_{GRS}^3 - d_p^3}{d_{GRS}^3} \quad (3-5)$$

wo :

$$\frac{d_p}{d_{GRS}} = (1 - \varepsilon)^{1/3} \quad (3-6)$$

Nach der Substitution der Gl. (3-6) in (3-2) ergibt sich:

$$\alpha_{WL} = \frac{2 \cdot \lambda_F}{d_p \cdot 1 - (1 - \varepsilon)^{1/3}} \quad (3-7)$$

und

$$Nu_{WL} = \frac{2}{1 - (1 - \varepsilon)^{1/3}} \quad (3-8)$$

Die Analyse der Gl. (3-8) zeigt, dass der Wärmeaustausch bei einer unbeweglichen Schicht $\varepsilon < 0,4$ eine höhere Intensität haben sollte. Das ist in der Regel aber nicht der Fall. Die Erklärung besteht darin, dass die Partikeloberfläche wegen der niedrigen Geschwindigkeiten des Gases unzureichend ausgenutzt wird, wie z. B. infolge von auftretenden Totzonen, die sich während des Betriebs bilden können.

Der konvektive Anteil bei der Wärmeübertragung Partikel - Fluid basiert auf der relativen Geschwindigkeit zwischen Fluid und Partikeln.

Die richtige Auswahl der Arbeitsgeschwindigkeit des fluidisierenden Gases ist von großer Bedeutung für eine gute Wärmeübertragung, und auch für den entsprechenden Druckverlust.

In [129.2] empfiehlt Martin:

$$W_{loc} < W < W_{aus} \quad (3-9)$$

Dabei sind:

W_{loc} und W_{aus} Grenzgeschwindigkeiten (Lockerungs- und Austragungs-
geschwindigkeiten der Wirbelschicht)

$$\frac{W_{loc} \cdot d_p}{\nu_F} = Re_{loc}(Ar, \psi_{loc}) \quad (3-10)$$

$$\frac{W_{aus} \cdot d_p}{\nu_F} = Re_{aus}(Ar) \quad (3-11)$$

Für kugelförmige, monodisperse Partikel gilt:

$$Re_{loc} = 42,9 \cdot (1 - \psi_{loc}) \cdot \left[\sqrt{1 + \frac{\psi_{loc}^3}{(1 - \psi_{loc})^2} \frac{Ar}{3214}} - 1 \right] \quad (3-12)$$

und

$$Re_{aus} = 18 \cdot \left(\sqrt{1 + \frac{1}{9} \sqrt{Ar} - 1} \right)^2 = Re_s, \quad Ar < 2 \cdot 10^{10} \quad (3-13)$$

mit $W_{aus} = W_s$ als Sinkgeschwindigkeit der Einzelkugel.

Fast alle Autoren, die auf dem Gebiet der Wärme- und Stoffübertragung gearbeitet haben, beziehen die Gleichungen für den Wärme- und Stoffübergang auf ein einzelnes Partikel, indem sie Kriterialequationen für die Nu- und Sh-Zahl der Schicht beschreiben. In ihnen ist $Nu_{WL, \min} = 2$. Mit großer Zuverlässigkeit und Genauigkeit können die Gleichungen benutzt werden, die in [65, 78] angegeben sind.

$$Nu = 2 + 0,6 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,33} \quad (3-14)$$

Weitere Kriterialgleichungen von Gnielinski, die von Martin [129.1] im VDI-Wärmeatlas 2002 publiziert worden sind, schlagen den folgenden Berechnungsweg vor:

$$Nu_{\text{Wirbelschicht}} \approx Nu_{\text{Einzelkugel}}(Re_{\psi}, Pr) \quad (3-15)$$

$$Nu_{\text{Einzelkugel}} = 2 + \sqrt{Nu_{\text{lam}}^2 + Nu_{\text{turb}}^2} \quad (3-16)$$

$$Nu_{\text{lam}} = 0,664 \cdot Re_{\psi}^{0,5} \cdot Pr^{0,33} \quad (3-17)$$

$$Nu_{\text{turb}} = \frac{0,037 \cdot Re_{\psi}^{0,8} \cdot Pr}{1 + 2,443 \cdot Re_{\psi}^{-0,1} \cdot (Pr^{0,66} - 1)} \quad (3-18)$$

$$Re_{\psi} = \frac{Re}{\psi} = \frac{w \cdot d_p}{\nu_F \psi} \quad (3-19)$$

In Gl. (3-19) ist die Gasgeschwindigkeit w auf den ganzen Querschnitt des Apparates bezogen.

Die Abhängigkeit Nu (Sh) = f [Re , Pr , Sc] ist nach Martin in [129.1] graphisch dargestellt worden:

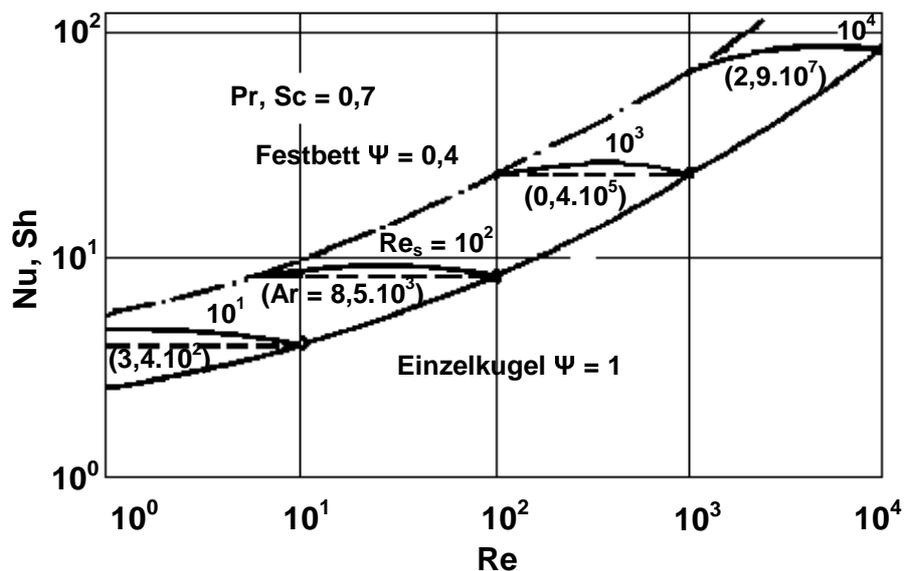


Abb. 3.2.1.1: Nu-Zahl in Abhängigkeit von Re bei $Pr = 0,7$

Ar-Zahl als Parameter

Ein vollständiger Überblick über die Nu-Gleichungen in der Wirbelschicht wurde von Schnicke [113] zusammengestellt. In den von ihm gesammelten Gleichungen werden der Einfluss von ε (ψ) und die Bedingungen der Versuchsdurchführung (Tabelle 3.2.2.1) betrachtet.

Die neuesten Veröffentlichungen auf dem Gebiet der Wärme- und Stoffübertragung in fluidisierten Systemen sind in [4, 5, 6, 10, 15, 19, 23, 30, 42] systematisch zusammengestellt. Sie basieren grundsätzlich auf den Gl. (3-14) bis (3-19).

Die Bereiche der Strahlschicht und der Wirbelschicht befinden sich zwischen den Grenzfällen des Festbettes und des pneumatischen Transportes. Die Strahlschicht unterscheidet sich von der Wirbelschicht durch die anders gestaltete Gaseinbringung in das fluidisierte Partikelkollektiv und den daraus resultierenden Unterschieden im hydrodynamischen Verhalten.

Für zylindrisch-konische Strahlschichtapparate mit zentraler Fontäne ist im Strahlgebiet die Wärmeübertragung Gas - Partikel ungefähr zehn mal höher als im außen liegenden Ringquerschnitt.

Für beide Bereiche sind folgende Gleichungen in [86] dargestellt:

a) Strahlbereich:

$$\text{Nu} = \frac{2}{1 - (1 - \varepsilon)^{0,33}} + \frac{2}{3 \cdot \varepsilon} \cdot \text{Re}^{0,55} \cdot \text{Pr}^{0,33} \quad (3-20)$$

für $\text{Re} > 1000$

b) Bereich der dichten Außenringschicht:

$$\text{Nu} = 0,42 + 0,35 \cdot \text{Re}^{0,8} \quad (3-21)$$

für $\text{Re} > 1000$

Die zweite Gl. (3-21) ist durch Versuche mit unbewegter, mit Luft durchströmter Schicht, was dem ringartigen Querschnittsraum am besten entspricht, entwickelt worden.

Die am häufigsten in der spezialisierten Literatur auftretenden Gleichungen für die Nu-Zahl, die den Wärmeaustausch für das System Gas-Partikel beschreiben, sind in der Tabelle 3.2.2.1 zusammengefasst.

3.2.2 Wärmeübertragung Wirbelschicht - Einbauten

Eine in der Praxis häufig angewendete Methode zur Erhöhung der Intensität der Wärmeübertragung in Apparaten mit Wirbelschicht und Strahlschicht wie auch in pneumatischen Transportanlagen ist der Einbau von Wärmeaustauschflächen. Für den Wärmeübertragungskoeffizienten α in Gas-Feststoff-Wirbelschichten zwischen Schicht und Oberfläche der Wärmeübertragungselemente gilt nach [129.2]:

$$\alpha \approx \frac{\dot{Q}_{0-B}}{A_0 \cdot (\theta_0 - \theta_B)} \quad (3-22)$$

Dabei sind:

Q_{0-B} übertragener Wärmestrom

A_0 Wärmeaustauschfläche

θ_0 mittlere Oberflächentemperatur des Elements

θ_B mittlere Temperatur der Wirbelschicht in bestimmter Entfernung von der Heiz- bzw. Kühlfläche

Andererseits ist α -gesamt die Summe von partikelkonvektivem und gaskonvektivem Wärmeübergang sowie dem Wärmeübergang durch Strahlung [129.2]:

$$\alpha = \underbrace{\alpha_p}_{\text{Partikel- konvektion}} + \underbrace{\alpha_g}_{\text{Gaskonvek- tion}} + \underbrace{\alpha_R}_{\text{Strahlung}} \quad (3-23)$$

$$\alpha_p = \frac{Nu_p \cdot \lambda_G}{d_p} \quad (3-24)$$

$$Nu_p = (1 - \psi) \cdot Z \cdot (1 - e^{-N}) \quad (3-25)$$

Die in Gl. (3-25) vorkommenden Größen Z und N können mit empirischen Gleichungen nach Schlünder [108] berechnet werden.

$$\alpha_G = \frac{Nu_G \cdot \lambda_G}{d_p} \quad (3-26)$$

mit [12]:

$$Nu_G = 0,009 \cdot Pr^{0,33} \cdot Ar^{0,5} \quad (3-27)$$

Tabelle 3.2.2.1 Wärmeübertragung Gas – Partikel in fluidisierten Systemen

Gl. №	$Nu = f(Re, Pr, Ar, Gu)$	Re – Bereich	Lückengrad $\varepsilon (\psi)$	Autoren
1	$Nu = 2 + 0,35 Re^{0,38} Pr^{0,36} + 0,03 Re^{0,54} Pr^{0,23}$	–	–	Sendov [116]
2	$Nu = 2 + 1,05 Re^{0,5} Pr^{0,33} Gu^{0,175}$ wo: $Gu = \frac{T - T_{FT}}{T}$	$Re > 1000$	–	Muschtaev [94]
3	$Nu_{konv} = 0,009 Ar^{0,5} Pr^{0,33}$	–	–	Baskakov [12]
4	$Nu = 0,194 Re^{0,791}$ $Nu = 1,14 Re^{0,5}$ $Nu = 2 + 0,16 Re^{0,66} \quad \beta < 0,35 \cdot 10^{-3}$	$47 \leq Re < 440$ $440 \leq Re < 2000$ –	– – –	Schreiber [114]
5	$Nu = 2 + 0,6 Re_p^{0,50} Pr_F^{0,33}$	–	–	Sendov [116]
6	$Nu = 0,186 Re^{0,8}$	$30 < Re < 460$	–	Lüboschitz [78]
7	$Nu = 2 \left[1 + 0,15 \left(\frac{Re + Re_0}{Re} \right) \left(\frac{Ar}{Re^2} \right)^{0,23} \right] \left(1 + 0,276 Re^{0,5} Pr \right)$ wo: $Re_0 = \left(\frac{Ar}{Pr} \right)^{0,25} - \frac{3,7}{Pr^{0,25}}$	$2 < Re < 1800$ $50 < Ar \cdot Pr < 2.10$	–	Likov [71]

8	$Nu = 0,42 Re^{0,73}$	940 ÷ 12500	0,26	Jaeschke in [113]
9	$Nu = 0,678 Re^{0,60}$	1600 ÷ 12500	0,667	
10	$Nu = 0,618 Re^{0,56}$	1850 ÷ 14200	0,935	Jaeschke in [113]
11	$Nu = 1,06 Re^{0,61}$	885 ÷ 8850	0,425	Lydessen in [113]
12	$Nu = 0,55 Re^{0,60}$	2650 ÷ 8850	0,865 ÷ 0,911	
13	$Nu = 1,89 Re^{0,60}$	620 ÷ 17700	0,26	
14	$Nu = 1,075 Re^{0,65}$	40 ÷ 620	0,396 ÷ 0,438	Satterfeld in [113]
15	$Nu = 1,71 Re^{0,60}$	62	0,26	Ranz in [113]
16	$Nu = 0,425 Re^{0,60}$	62	1	Mc Adams in [113]
17	$Nu = 0,593 Re^{0,70}$	13 ÷ 320	0,4	Wetzow in [113]
18	$Nu = 0,0375 Re^{1,1}$	13 ÷ 250	0,35 ÷ 0,407	Wetzow in [113]
19	$Nu = 0,8 Re^{0,7} Pr^{0,33}$	500 ÷ 50000	0,370	Denton in [113]

20	$Nu = 0,24 Re^{0,83}$	–	–	Timofejew in [113]
21	$Nu = \frac{0,288}{\varepsilon} f \frac{Re}{\sqrt{\pi Re^{0,35} - 1,9}}$ <p>f = 1 für Kugeln; f = 0,865 für Zylinder; f = 1,34 ÷ 1,37 für Raschigringe;</p>	$Re > 2 \cdot 10^2$	–	Schnicke in [113]
22	$Nu = \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \left\{ 1,25 + [(1-\varepsilon)Re]^{0,5} + 0,005 Re(1-\varepsilon) \right\}$	–	–	Jeschar in [113]
23	$Nu = 0,00353 \frac{Ar}{1400 + 5,22Ar} Re^{0,55}$	$1,38 < Re < 9,55$ $1 < Ar_p < 10$	$\varepsilon \approx 1$	Beranek in [113]
24	$Nu = 0,0135 Re^{1,3}$	–	–	Kettenring in [113]
25	$Nu = 0,151 Re^{1,3} Pr^{0,33}$	–	–	Kettenring in [113]
26	$Nu = 2 + 0,51 Re^{0,52} Pr^{0,33}$	–	$\varepsilon = 1$	Mushtaev [94]

Schließlich wird noch der Strahlungsanteil α_R berücksichtigt [129.2]:

$$\alpha_R \approx 4 \cdot \varepsilon \cdot \sigma \cdot T^3 \quad (3-28)$$

Dabei sind:

- ε effektive Emissions-Zahl ($0 < \varepsilon < 1$)
- σ $5,67 \cdot 10^{-8}$ [W/m² K⁴] Stefan-Boltzmann-Konstante

Der maximale Wärmeübertragungskoeffizient α_{\max} wird nach Gl. (3-23) berechnet, indem in der Gl. (3-25) der Gasvolumenanteil (die Porosität) $\Psi = \Psi_{\text{opt}}$ eingesetzt wird. Die optimale Gasgeschwindigkeit für α_{\max} kann bei Einbauten aus Re_{opt} bestimmt werden:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 5,22\sqrt{Ar}} \quad (3-29)$$

Beim Übergang der Partikelkollektive aus dem unbeweglichen in den beweglichen Zustand wird ein erheblicher Anstieg des Wärmeübertragungskoeffizienten α (von Punkt A bis Punkt B, Abb.3.2.2.1) beobachtet. Die Besonderheit dieses Effektes ist die steile Erhöhung von α_A bis $\alpha_{B,\max}$ mit einem Anstieg von W_{Loc} bis W_{\max} (Kurve 2). Nach der Erhöhung von W_G über den optimalen Bereich hinaus kommt es bei weiterer Steigerung der Gasgeschwindigkeit wieder zu einer Verminderung des α_c -Wertes (Punkt C, Abb. 3.2.2.1) [116]:

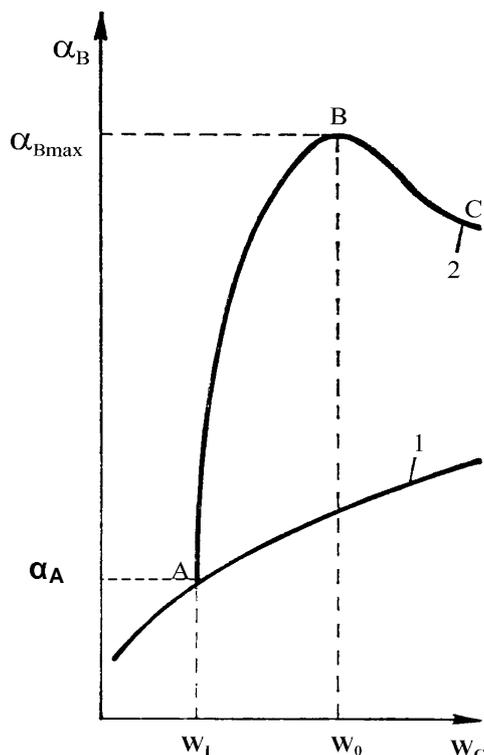


Abb. 3.2.2.1: Abhängigkeit der α -Zahl zwischen Wärmeübertragungsflächen und Schicht von der Gasgeschwindigkeit

Dieser äußere Wärmeaustausch wird im Wesentlichen von den folgenden Faktoren beeinflusst:

- physikalische Eigenschaften des Fluides [ρ_G , $c_{p,G}$, λ_G , v_G];
- Maß und Form der thermisch behandelten Partikel [d_P , ρ_M , $c_{p,M}$];
- Geometrie und Lage des Wärmeaustauschelementes (Durchmesser bis 10 mm).

Typische Konstruktionen von Einbauten, die in den Apparaten mit Wirbelschicht montiert sind, zeigt die Abb. 3.2.2.2 [107].

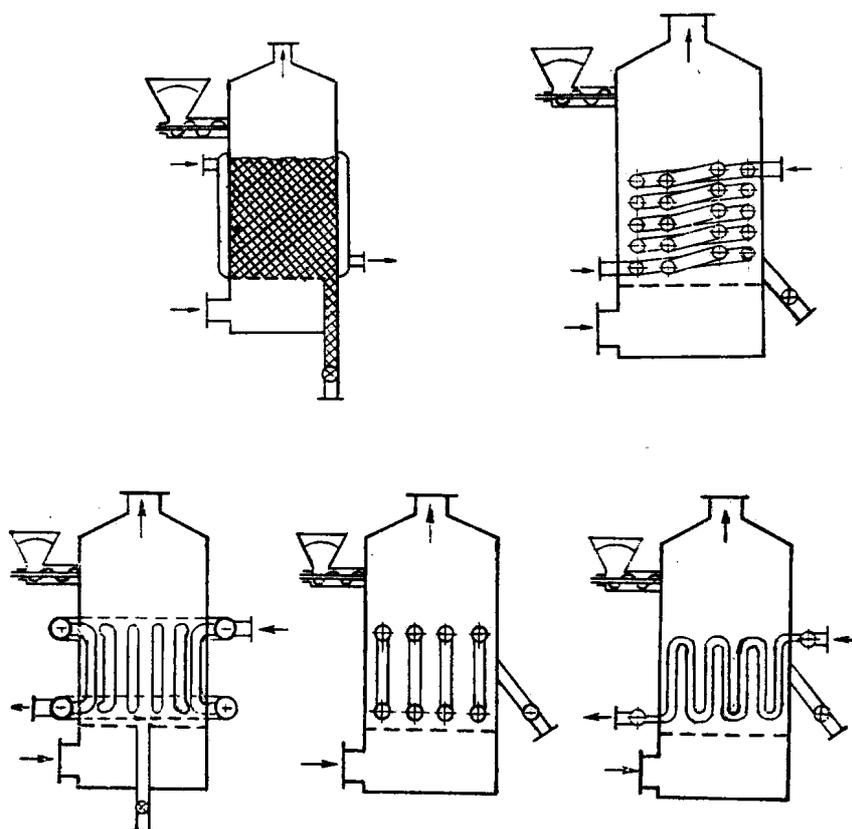


Abb. 3.2.2.2: Wirbelschichteinbauten zur Wärmeübertragung

Der maximale Wert für Nu_{\max} bei den drei am meisten verwendeten Einbauten ist nach [116]:

a) senkrechtes Rohrbündel:

$$Nu_{\text{opt}} = 0,75 \cdot Ar^{0,22} \cdot \left(1 - \frac{D_R}{s_1}\right)^{0,14} \quad (3-30)$$

für $s_1 / D_R = 1,25$ bis 5

b) waagerechtes Rohrbündel mit Korridorordnung:

$$Nu_{\max} = 0,74 \cdot Ar^{0,22} \cdot \left(1 - \frac{D_R}{s_1}\right)^{0,25} \quad (3-31)$$

für $s_1 / D_R = 1,25$ bis 9

c) waagerechtes Rohrbündel mit Schachbrettanordnung:

$$Nu_{\max} = 0,74 \cdot Ar^{0,22} \cdot \left[1 - \frac{D_R}{s_1} \cdot \left(1 + \frac{D_R}{s_2 + D_R}\right)\right] \quad (3-32)$$

für $s_1 / D_R = 2$ bis 9 und $s_2 / D_R = 1$ bis 10

Die charakteristischen Längen in den oberen Gleichungen sind:

für Nu_{\max} - D_R

für Ar - d_p

3.2.3. Wärmeübertragung zwischen bewegter Schicht und Einbauten

Die Hauptgleichung, die den Wärmeaustausch zwischen den sich bewegenden Partikelkollektiven und den Apparateeinbauten in einem Wärmeaustauscher beschreibt, ist:

$$\dot{Q} = \bar{\alpha} \cdot \Delta t_M \cdot A \quad (3-33)$$

Die Gleichung zeigt, dass die Vergrößerung des Wärmestromes \dot{Q} nur durch die Änderung von α möglich ist. Das folgt aus den Anfangsbedingungen und zwar für die

mittlere Temperaturdifferenz Δt_m und die Wärmeaustauschfläche A , die vorgegeben sein sollen.

Es ist möglich, für ein Wärmeaustauschsystem, z. B. "bewegte Schicht – Einbauten", die Wärmeaustauschoberfläche als Oberfläche des Wärmeaustauschelements A_0 oder als Partikeloberfläche A_{Sch} auszuwählen.

Die charakteristische Größe im ersten Fall für die Nu-Zahl ist z. B. der Rohrdurchmesser D_R und im zweiten Fall der Partikeldurchmesser d_p [56].

Bei der Bestimmung der Oberfläche des Wärmeaustauschsystems, das aus einem waagerechten Rohrbündel besteht, soll der Wirkungsgrad $\eta = (0,65 \text{ bis } 0,85)$ als Funktion von $A_{eff} = (0,65 \text{ bis } 0,85)A_0$ berücksichtigt werden. Der Zusammenhang ist in der Abb. 3.2.3.1 dargestellt:

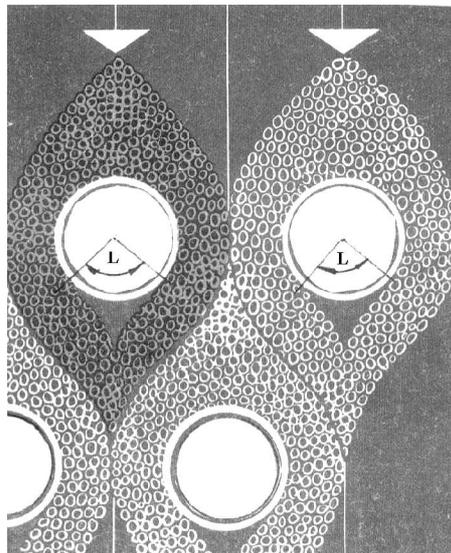


Abb. 3.2.3.1: Wirkungsgrad für ein waagerechtes Rohrbündel bezüglich Wärmeübertragungsfläche A

In Abhängigkeit von der Partikelgeschwindigkeit W_p und dem Partikeldurchmesser d_p nimmt der untere Teil des Rohres mit einer variablen Breite L nicht effektiv am Wärmeaustausch teil. Die Breite L hängt von W_p und d_p ab [55].

Falls bei der Berechnung der Wärmeübertragung die Oberfläche der körnigen Schicht A_{Sch} teilnimmt, wird d_p als charakteristische Abmessung bei der Bestimmung der Nu-Zahl berücksichtigt.

Zur Bestimmung der Wärmeaustauschfläche der Schicht A_{Sch} wird in [12] und [78] folgende Gleichung empfohlen:

$$A_{\text{Sch}} = \mu \cdot V_{\text{str.}} \cdot \rho_G \cdot \sigma_M \quad (3-34)$$

Dabei sind:

$$\mu = \frac{\dot{m}_M}{\dot{m}_G} \quad (3-35)$$

μ Verhältnis der Massenströme des Feststoffes und des Gases;

$V_{\text{str}} [\text{m}^3]$ Volumen des Apparates oder des Kanals, in dem der Wärmeaustausch zwischen den Partikeln und dem Gas stattfindet;

$\rho_G [\text{kg}/\text{m}^3]$ Dichte des Gases;

$\sigma_M [\text{m}^2/\text{kg}]$ spezifische Oberfläche des Schüttgutes;

$$\sigma_M = \frac{6}{\rho \cdot d_p} \quad (3-36)$$

Für eingebaute waagerechte Rohrbündel werden in der Literatur die folgenden Verhältnisse zwischen dem Partikeldurchmesser d_p und den geometrischen Abmessungen als optimal empfohlen [31,55]:

$$3 < \frac{D_R}{d_p} < 14,5 \quad (3-37)$$

und

$$\frac{(s_1 - D_R)}{d_p} > 4,2 \quad (3-38)$$

Für die fluidisierten Systeme entsprechen die maximalen Werte der α -Zahl einem Verhältnis von $D_R / d_p = 6$.

Bei beweglicher, nicht durchströmter Schicht: $\bar{N}u = f(\text{Pe}, d_p, D_R, \lambda_M, \lambda_G)$

Von besonderer Bedeutung bei der Bestimmung der Wärmeübergangskoeffizienten α bzw. der Nu-Zahl ist die genaue Ermittlung der mittleren scheinbaren Partikelgeschwindigkeit W_p zwischen den Rohren des Rohrbündels. Mittels dieser

Geschwindigkeit W_p kann die Pe-Zahl für eine bewegte durchströmte Schicht berechnet werden:

$$Pe^* = \frac{[\rho_G \cdot c_{p,G} \cdot (1-\beta) \cdot W_{G,F} + \rho_M \cdot c_{p,M} \cdot \beta \cdot \overline{W}_p] \cdot d_p}{\lambda^*} \quad (3-39)$$

Hier hat β einen Wert von 0,5 bis 0,68 und drückt den Volumenanteil der Partikeln in der durchströmten Schicht aus

$$\lambda^* = \lambda_M^* + \lambda_G^* \quad (3-40)$$

$$\lambda^* = \lambda_M^* \cdot \beta + \lambda_G^* \cdot (1-\beta) \quad (3-41)$$

Bei der Trocknung des Schüttgutes in Trocknungsanlagen mit eingebautem waagerechtem Rohrbündel ist in [55] folgende Abhängigkeit für die Nu-Zahl als Funktion der Pe-Zahl und D_R / d_p angegeben:

$$Nu = C \cdot (Pe^*)^a \cdot \left(\frac{D_R}{d_p} \right)^b \quad (3-42)$$

Die Koeffizienten a, b und C sind für eine bewegte durchströmte Schicht zwischen den Rohren experimentell bestimmt und unterscheiden sich für staubartige, körnige oder andere Versuchsmaterialien.

Eine der Gl. (3-42) ähnliche Korrelation für die Nu-Zahl ist in der Literaturquelle [56] publiziert und von anderen Autoren [68] bei der Trocknung von gebrochenen Steinkohlen (mit Abmessungen ca. 15 - 20 mm) bestätigt. Das waagerechte Rohrbündel besteht aus Rohren mit 80 mm Durchmesser. Diese Autoren berücksichtigen auch das Verhältnis zwischen der Spannung bei der Schichtbewegung und der hygroskopischen Feuchte der Partikeln τ / τ_0 . Bei der Trocknung gebrochener Steinkohle hat Lebedev [68] die folgende Kriterialgleichung unter Einbeziehung des geometrischen Simplex (d_p / D_R) vorgeschlagen:

$$Nu = \frac{\bar{\alpha} \cdot D_R}{\lambda_M} = 0,0211 \cdot Pe^{0,2} \cdot \left(\frac{\tau}{\tau_0} \right)^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_0} \right) \cdot \left(\frac{d_p}{D_R} \right) \quad (3-43)$$

mit:

$$Pe = \frac{W_p \cdot D_R}{a_M} \quad (3-44)$$

W_p [m/s] mittlere scheinbare Kohlepartikelgeschwindigkeit zwischen den Rohren;

a_M [m²/h] Wärmeleitfähigkeitskoeffizient des Materials;

Der Autor zeigt auch empirische Abhängigkeiten für $\bar{\alpha} = f(W_p, L)$, die aber keine universelle Anwendbarkeit haben.

Eine Intensivierung des Wärmeaustausches durch Vibrationsverwendung (Abb. 3.1.1) kann auch in anderen Apparatetyten erreicht werden. Die Steigerung der Produktivität bei diesen Anlagen überwiegt ihre höheren Energiekosten. Es sind eine Vibrationsfrequenz Z von ungefähr 50 Hz und eine Amplitude der Schwingung der Wärmeaustauschoberfläche von 1,5 bis 2,2 mm zu empfehlen, um die Energiekosten am niedrigsten Punkt zu halten.

Die Abb. 3.2.3.3 zeigt die Differenz der mittleren Werte von $\bar{\alpha}$ [W/m² K] bei einer bewegten durchströmten und einer nicht durchströmten Schütttschicht zwischen den Rohren des Rohrbündels [34, 55, 56]

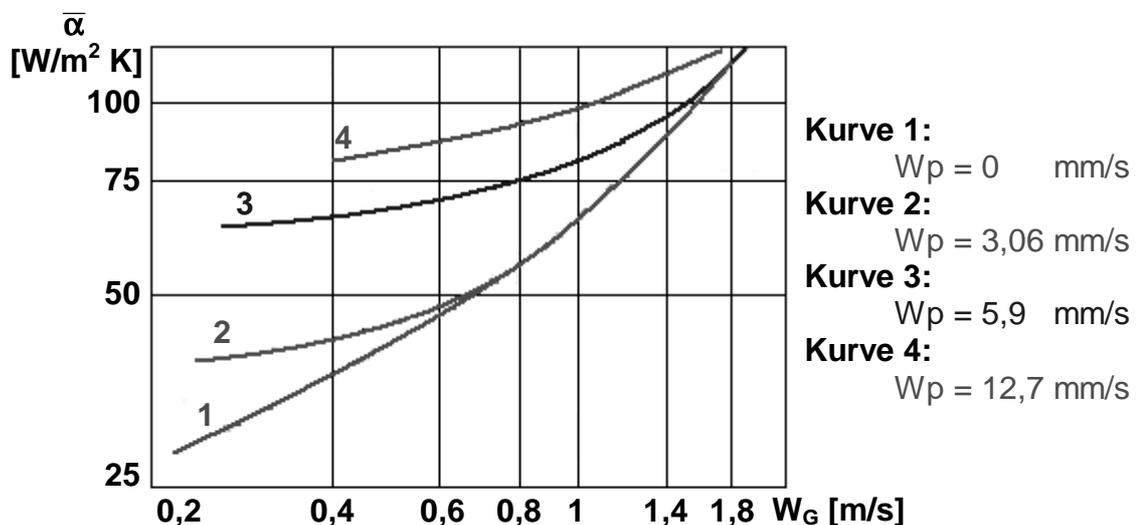


Abb. 3.2.3.3: Abhängigkeit zwischen den mittleren Werten der $\bar{\alpha}$ -Zahl bei beweglichem und unbeweglichem Schüttgut (Alumosilikat mit $d_p = 3,5$ mm)

Alle Kurven (von 1 bis 4) gelten für das körnige, nicht klebrige Schüttgut Alumosilikat mit einem Partikeldurchmesser $d_p = 3,5$ mm, $D_R = 33,5$ mm (Rohrbündel) und einem

Verhältnis $s_1 / D_R = 1,93$ und $s_2 / D_R = 2$. Es ist in der Abb. 3.2.3.3 deutlich zu erkennen, dass α bei Gasgeschwindigkeiten im Kanalbereich $0,2 < W_G < 0,4$ in Abhängigkeit von der Partikelgeschwindigkeit wesentlich ansteigt. So beträgt z.B. bei gleichem Partikeldurchmesser d_p aber unterschiedlichen Partikelgeschwindigkeiten $W_p = 0; 3,06; 5,9; 12,7$ mm/s der Wärmeübertragungskoeffizient $\alpha = 40, 46, 65$ und 75 W/m² K. In diesem Fall wird die Gasgeschwindigkeit für den freien Querschnitt zwischen den Partikeln $\varepsilon_{Sch} \leq 0,45$ berechnet.

3.2.4. Wärmeübertragung beim pneumatischen Transport

Die Anlagen für den pneumatischen Transport können zur gleichzeitigen Förderung und thermischen Behandlung von feinkörnigen Materialien benutzt werden.

Diese Systeme bestehen aus Dosiermaschine, Luftheritzer, Wärmeaustausch- und Transportstrecke und Abscheidesystem. Die pneumatischen Transportanlagen arbeiten bei relativ einfachen Betriebsbedingungen und gutem Wärmetransport [94].

Eine Besonderheit solcher Apparate besteht darin, dass sie zwei Arbeitsbereiche im Arbeitskanal besitzen. Der erste, der im Bereich der Dosiermaschine beginnt, hat eine Länge von 0 bis 3 - 5 m. Er ist in der Literatur und der Praxis als „Entwicklungsstrecke“ bekannt und zeigt einen bis 4 mal größeren Wärmeübergangskoeffizienten im Vergleich zum zweiten Bereich.

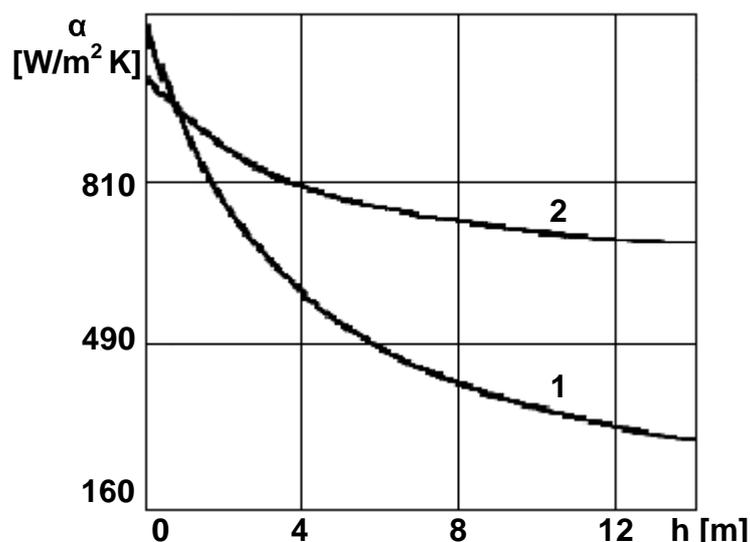


Abb. 3.2.4.1: Abhängigkeit der α -Zahl einer im pneumatischen Transport arbeitenden Trocknungsanlage von der Höhe

Abb. 3.2.4.1 [78] zeigt diese Besonderheit am Beispiel zweier unterschiedlicher Korndurchmesser (Kurve 1 - $d_p = 0,32$ mm; Kurve 2 - $d_p = 3,2$ mm).

Bei diesem Beispiel ist deutlich zu erkennen, dass z.B. die α -Zahl in der „Entwicklungsstrecke“ (h von 0 bis 2 m) für ein Material mit $d_p = 0,32$ mm über $1044 \text{ W/m}^2\text{K}$ beträgt, wogegen α in der stationären Strecke (h > 12 m) einen Wert von $\alpha = 232 \text{ W/m}^2\text{K}$ annimmt.

Derselben Abbildung ist auch zu entnehmen, dass die feinkörnigen Partikel bei gleichen Bedingungen größere α -Werte im ersten Bereich aufweisen.

In der Literatur gibt es eine große Zahl von Korrelationsgleichungen für die Berechnung des Wärmeüberganges beim pneumatischen Transport. Diese Gleichungen zur Bestimmung der Nu-Zahl sind ähnlich aufgebaut wie die Korrelationen für die Wirbelschichtanlagen. Hier gilt auch die Gesetzmäßigkeit für $Nu_{min} = 2$ und der Einfluss der Porosität des Systems ist zu berücksichtigen. In der Literatur sind viele Gleichungen zu finden, die die Nu-Zahl bei pneumatischen Transportanlagen $Nu = f(Re_{aus}, Pr)$ und $\varepsilon(\Psi) \approx 1$ [113] beschreiben wie z.B.:

- die Gleichung nach Mc. Adames in [113]:

$$Nu = 0,415 \cdot Re^{0,60} \quad (3-45)$$

- die Gleichung nach Beranek auch in [113]:

$$Nu = 0,00353 \cdot \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot Ar} \cdot Re^{0,55} \quad (3-46)$$

Eine sehr gute Genauigkeit zeigt die Gleichung von Muschtaev [94]:

$$Nu = 2 + 0,51 \cdot Re^{0,52} \cdot Pr^{0,33} \quad (3-47)$$

Beim pneumatischen Transport ist es auch möglich, die Gleichungen von Gnielinski [40, 129.2] und [41] zu benutzen. Um die Wärme- und Stoffübergangsprozesse zu intensivieren, wurden in der Industrie viele konstruktive Lösungen entwickelt.

In der Abb. 3.2.4.2 sind solche Konstruktionen dargestellt:

- mit der plötzlichen Verbreiterung und Verengung des Kanals;

- mit vielen Änderungen der Geschwindigkeitsrichtung und der Größe – besonders bei der Benutzung der von Gegenstromfahrweise.

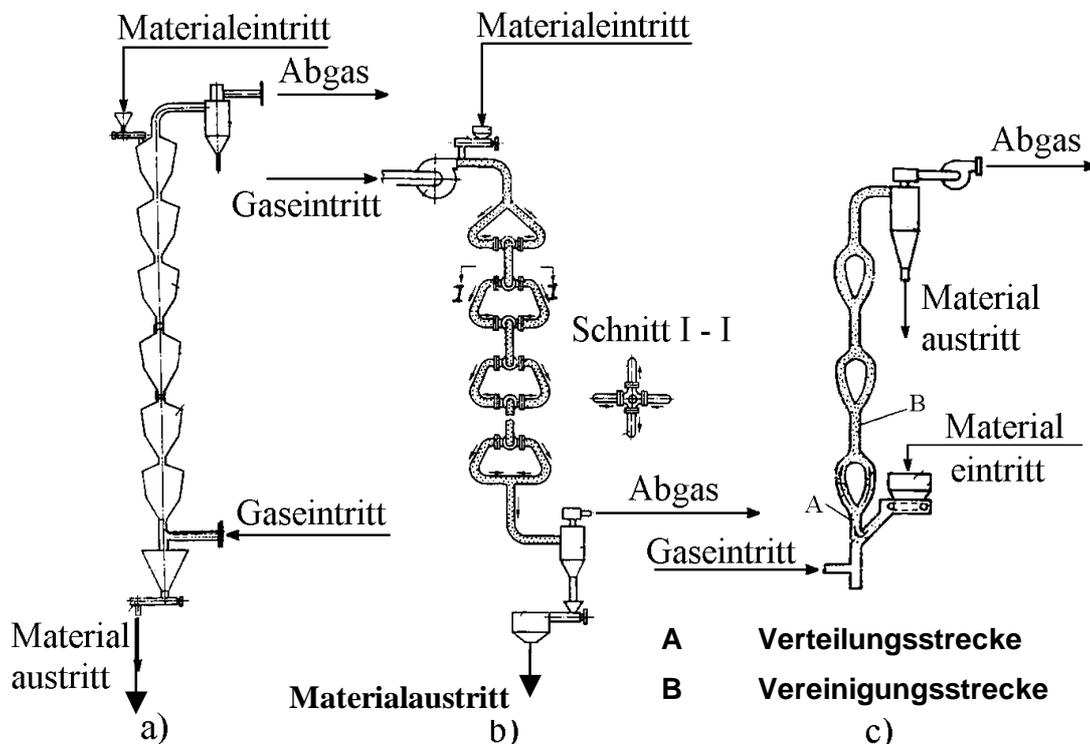


Abb. 3.2.4.2: Konstruktionen von pneumatischen Transportanlagen:

- Gegenstromfahrweise mit birnenförmigen Erweiterungen zur Erhöhung der α -Zahl;
- mit Gegenstrom-Rohrwegen für die Turbulenzerzeugung im Haufwerk;
- mit Umleitungen zur Turbulenzerzeugung

3.3 Stofftransport in fluidisierten Partikelsystemen

In der Literatur wird oft auf die Analogie zwischen den beiden Prozessen Wärme- und Stoffübertragung verwiesen. Von einer vollständigen Analogie kann allerdings nicht gesprochen werden, weil die Wärmeübertragung weniger als die

Stoffübertragung auf die Pneumatik der Grenzschicht des Körpers wirkt. Darum schlagen einige Autoren [94] einen Korrekturfaktor in der unten angegebenen Gleichung vor:

$$\frac{\alpha}{\beta} = c_p \cdot \rho \cdot \left(\frac{P - p_s}{P} \right) \quad (3-48)$$

Wenn der Sättigungsdruck ($p_s \rightarrow 0$) auf Null sinkt, bleibt Gl. (3-48) ohne den Korrekturfaktor und daraus ergibt sich das Lewis'sche Gesetz: $\alpha / \beta = c_p \cdot \rho$.

Beim Stofftransport ist es möglich, einen minimalen Wert für die β -Zahl zu definieren. Ausgehend von der Gleichung für den Stofftransport gilt bei einem kugelförmigen Partikel ([94] und [116]) eine Gleichung für die Dampfdiffusion. Über dem Partikel bildet sich eine Grenzschicht mit der Dicke δ . Somit kann für den Stofftransport einer Einzelkugel mit einer Grenzschicht der Dicke δ wie folgt geschrieben werden:

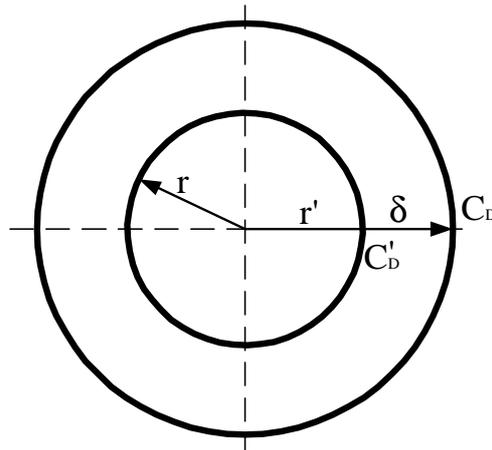


Abb. 3.3.1: Mechanismus des Stofftransportes für eine Einzelkugel

$$\frac{dU}{d\tau} = -D \cdot S \frac{dC_D}{dr} = D \cdot 4\pi r^2 \frac{dC_D}{dr} \quad (3-49)$$

Aus der Gl. (3-49) folgt nach der Integration:

$$U = \frac{4 \cdot \pi \cdot D \cdot (C_D' - C_D)}{\left(\frac{1}{r} - \frac{1}{r'} \right)} \quad (3-50)$$

Andererseits gilt unter Berücksichtigung der β -Zahl:

$$U = \beta \cdot 4 \cdot \pi \cdot r^2 (C'_D - C_D) \quad (3-51)$$

Aus (3-50) und (3-51) folgt:

$$\beta = \frac{D}{r \cdot \left(1 - \frac{r}{r'}\right)} = \frac{2 \cdot D}{d \cdot \left(1 - \frac{d}{d'}\right)} \quad (3-52)$$

wobei gilt: $d = d_p$ und $d' = d_{GRS}$

Wenn man in der Gl. (3-52) $d' \rightarrow \infty$ oder $\delta \rightarrow \infty$ setzt, ergibt sich für den β -Wert eine minimale Größe:

$$\beta_{\min} = \frac{2 \cdot D}{d_p} \quad (3-53)$$

und somit wird:

$$Sh_{\min} = \frac{\beta_{\min} \cdot d_p}{D} = 2 \quad (3-54)$$

Alle Werte müssen demnach größer als zwei sein und können mit einer Kriterialgleichung der folgenden Art bestimmt werden:

$$Sh = 2 + f(Re, Sc) \quad (3-55)$$

3.3.1 Stofftransport Partikel - Fluid

Beim Stofftransport sind die treibende Konzentrationsdifferenz $\Delta C_m = (C'_D - C_D)$, die Stoffaustauschfläche A_{Sch} und die β -Zahl von den hydraulischen Bedingungen des Systems abhängig:

C'_D Dampfkonzentration auf der Partikeloberfläche

C_D Dampfkonzentration in der Grenzschicht

$$\dot{M} = \beta \cdot \Delta C_m \cdot A_{Sch} \quad (3-56)$$

wobei für die mittlere logarithmische Konzentrationsdifferenz geschrieben werden kann:

$$\Delta C_m = \frac{C_{anf} - C_{end}}{\ln \frac{C_{anf} - C^*}{C_{end} - C^*}} \quad (3-57)$$

C^* [kg/m ³]	Gleichgewichtskonzentration (Dampf) in der Gasphase;
C_{anf} und C_{end}	Anfangs- und Endkonzentration;
A_{Sch} [m ²]	Stoffaustauschfläche nach Gl.(3-34)

Der Stoffübergangskoeffizient β wird aus Kriterialgleichungen ermittelt, die die Porosität ε (Ψ) enthalten.

$$\beta = \frac{Sh \cdot D}{d_p} \quad (3-58)$$

Für den turbulenten Bereich eines Wirbelschichtapparates gilt die folgende Gleichung [116]:

$$Sh = 1,0 \cdot \left(\frac{Re_p}{\varepsilon} \right)^{0,5} \cdot Sc^{0,33} \quad (3-59)$$

Schnicke [113] gibt acht Gleichungen für die Sh-Zahl an, die die Porosität und den Lückengrad des Systems enthalten (Tabelle 3.3.1.1).

Für die Adsorption von HCl aus dem Gasgemisch Luft-HCl in der Wirbelschicht wurden in [65, 116] folgende Gleichungen empfohlen:

$$Sh = 0,374 \cdot Re_p^{1,18} \quad 0,1 < Rep < 15 \quad (3-60)$$

$$Sh = 2,01 \cdot Re_p^{0,5} \quad 15 < Rep < 250 \quad (3-61)$$

Die meisten Autoren, die für den Wärmeaustausch in einem fluidisierten Partikelsystem Modelle und Gleichungen entwickelt haben, weisen darauf hin, dass dieselben Gleichungen auch für den Stoffaustausch benutzt werden können, indem die Nu_D mit der Sh-Zahl und die Pr- mit der Sc-Zahl ersetzt werden. In der Tabelle 3.3.1.1 sind solche Gleichungen für die Sh-Zahl aus der Literatur systematisch von Schnicke [113] zusammengestellt.

Tabelle 3.3.1.1 Stofftransport in fluidisierten Partikelsystemen

Gl. №	$Nu = f(Re, Sc, \varepsilon)$	Re – Bereich	Lückengrad $\varepsilon(\psi)$	Autoren
1	$Sh = \frac{2\varepsilon}{1-\varepsilon} + 1,12 \cdot \left(\frac{Re}{1-\varepsilon}\right)^{0,5} \cdot Sc^{0,33} + 0,0056 \cdot \frac{Re}{1-\varepsilon} \cdot Sc^{0,33}$	$10^2 < \frac{Re}{1-\varepsilon} < 10^4$	–	Jeschar [54]
2	$Sh = \frac{3,72 \cdot \frac{Re}{1-\varepsilon} \cdot Sc^{0,33} \cdot (0,12 + \varepsilon)}{\left(\frac{Re}{1-\varepsilon}\right)^{0,66}}$	$10^{-1} < \frac{Re}{1-\varepsilon} < 10^2$	–	Pfeffer [102]
3	$Sh = (1-\varepsilon)^{0,2} \cdot \left[17 + 1,46 \cdot \left(\frac{Re}{1-\varepsilon}\right)^{0,59} \right] \cdot Sc^{0,33}$	–	–	Bröts in [113]
4	$Sh = 1,77 \cdot \left(\frac{Re}{1-\varepsilon}\right)^{-0,44} \cdot \left(\frac{Re}{1-\varepsilon}\right) \cdot Sc^{0,33}$	$\frac{Re}{1-\varepsilon} > 30$	–	Chu, Kalil und Wetteroth in [113]
5	$Sh = 5,7 \cdot \left(\frac{Re}{1-\varepsilon}\right)^{-0,78} \cdot \left(\frac{Re}{1-\varepsilon}\right) \cdot Sc^{0,33}$	$\frac{Re}{1-\varepsilon} < 30$	–	Chu, Kolilin in [113]

6	$\text{Sh} = \left[\frac{3,72}{\left(\frac{\text{Re}}{1-\varepsilon}\right)^{0,66}} + \frac{1,06}{30 + \left(\frac{\text{Re}}{1-\varepsilon}\right)^{0,33}} \right] \frac{\left(\frac{\text{Re}}{1-\varepsilon}\right) \cdot \text{Sc}^{0,33} \cdot (0,12 + \varepsilon)}{K}$ <p>K = 1 für Kugeln; K = 1,25 für Zylinder und K = 1,6 für Raschig - Ringe</p>	$10^{-1} < \frac{\text{Re}}{1-\varepsilon} < 10^4$	0,341 ÷ 0,778	Richter in [113]
7	$\text{Sh} = \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} f^{0,33} \text{Sc}^{0,33} \left[1,24 \frac{(1-\varepsilon)^{0,66}}{\varepsilon} \text{Re}^{0,33} + \frac{0,353}{3} \frac{\text{Re}}{30 + \left(\frac{\text{Re}}{1-\varepsilon}\right)^{0,33}} \right]$ <p>f = 1 für Kugel f = 0,865 für Zylinder f = 1,34 ÷ 1,37 für Raschigringe</p>	$10^{-1} < \text{Re} < 10^4$	0,4 ÷ 0,9	Brauer [19]
8	$\beta = 0,0018 \cdot \text{Re}^{0,3}$	$9 < \text{Re} < 54$ $10^{-1} < \text{Re} < 10^4$	-	Kettenring in [113]

3.3.2 Stofftransport beim pneumatischen Transport

In Analogie zur Wärmeübertragung beim pneumatischen Transport wird der Stofftransport mit der Hauptgleichung nach Planovskii [94], beschrieben:

$$Sh = 2 + 0,51 \cdot Re^{0,52} \cdot Sc^{0,33} \quad (3-62)$$

In der Abb. 3.3.2.1 ist die Gl. (3-62) mit einer durchgezogenen dicken Linie dargestellt. In der gestrichelten Zone sind die Versuchsergebnisse nach anderen Autoren [37, 90, 102, 103, 107, 113, 133] dargestellt. Es ist deutlich zu sehen, dass eine gute Übereinstimmung vorliegt und der maximale Fehler für $Nu(Sh) = f(Re, Pr)$ ca. $\pm 7\%$ beträgt.

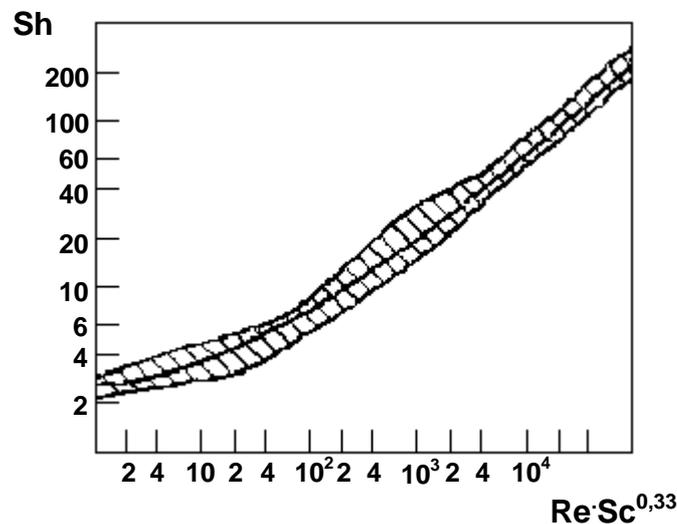


Abb. 3.3.2.1: Graphische Darstellung der Gl. (3-62) nach verschiedenen Autoren in [94].

Für den pneumatischen Transportbereich bei hohen Temperaturen ($T > 500^\circ\text{C}$) und $Re > 1000$ wird von Nesterenko [80] eine Korrektur, die s.g. Guchman-Zahl (Gu-Zahl) vorgeschlagen.

$$Sh = 2 + 1,05 \cdot Re^{0,5} \cdot Sc^{0,33} \cdot Gu^{0,175} \quad (3-63)$$

mit:

$$Gu = \frac{T - T_{FT}}{T} \quad (3-64)$$

T [K] Arbeitstemperatur;

T_{FT} [K] Temperatur des feuchten Thermometers (Kühlgrenztemperatur);

Ein Teil der in der Literatur gefundenen Gleichungen für die Nu- und Sh-Zahl aus der Literaturübersicht sind in Tabellen 3.2.2.1 und 3.3.1.1 dargestellt.

3.4 *Druckverlust bei durchströmten Haufwerken*

Der Druckverlust in durchströmten Haufwerken beeinflusst wesentlich die ökonomisch günstige Arbeit dieses Systems.

Dabei muss der Druckverlust eines Apparates sowohl im leeren als auch im gefüllten Zustand berücksichtigt werden.

3.4.1 *Druckverlust in Apparaten mit unbeweglichem und mit fließendem Haufwerk*

Der Druckverlust in einem leeren Wirbelschicht- oder Strahlschichtapparat hängt von den Konstruktionseigenschaften ξ_{LA} und der Geschwindigkeit des Fluidisationsgases ab. Ein typischer Verlauf der für $\Delta p = f(W_G)$ ist in der Abb. 3.4.1.1 dargestellt.

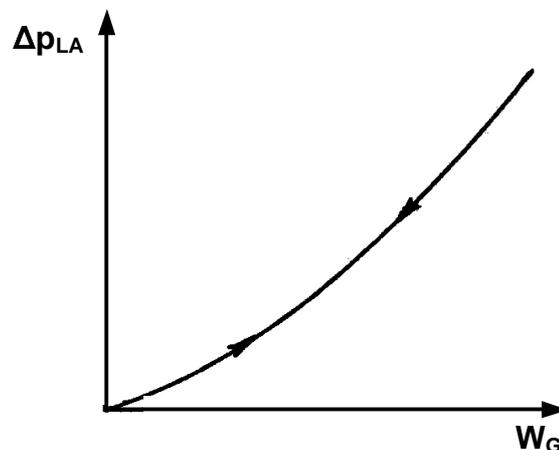


Abb. 3.4.1.1: Druckverlust in Wirbelschichtapparaten

Für jeden neu entwickelten Apparat dieser Art muss der Druckverlust als Funktion der Gasgeschwindigkeit experimentell ermittelt werden, damit ξ_{LA} aus der Gl. (3-65) bestimmt werden kann (turbulente Durchströmung vorausgesetzt).

$$\Delta p_{LA} = \xi_{LA} \cdot \frac{W_G^2 \cdot \rho_g}{2} \quad (3-65)$$

Für den Apparat mit unbeweglicher durchströmter Schicht wird zum Widerstand des Leerapparates Δp_{LA} der Widerstand der fluidisierten Schicht summiert.

A. Druckverlust in Apparaten mit unbeweglichem Haufwerk

Für ein unbewegliches Haufwerk im Apparat mit der Höhe h bei über die Höhe konstantem Schichtquerschnitt und einer Gasgeschwindigkeit $W_G < W_{loc}$ wird der Schichtdruckverlust Δp_{Sch} bei konstanter Schichthöhe h nach [116] berechnet.

$$\Delta p_{Sch} = \lambda_{Sch} \cdot \frac{h}{D_{\ddot{a}q,k}} \cdot \frac{W_m^2 \cdot \rho_g}{2} \quad (3-66)$$

wobei gilt:

$$\lambda_{Sch} = \frac{A}{Re_M} \quad (3-67)$$

$$Re_M = \frac{2 \cdot W \cdot d_p}{3 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \nu_g} \quad (3-68)$$

W - die Gasgeschwindigkeit im freien Querschnitt des Apparates $W = W_{m,\varepsilon}$;

Sendov [116] fand für die Grenzwerte für den Übergang von laminarer zu turbulenter Betriebsweise $Re_M = 20 - 40$. In den anderen Veröffentlichungen wird für die unbewegliche Schicht $A = 150 - 250$ und $Re_M < 1000$ für die Gl. (3-67) empfohlen [65, 107].

Außer der Höhe h der Schüttschicht hängt der Widerstand des Apparates vom Partikeldurchmesser d_p ab. Bei gleichen pneumatischen Bedingungen haben die Partikeln mit größerem Durchmesser den kleineren Druckverlust.

Für den Lockerungspunkt des Systems gilt die folgende Druckverlustgleichung:

$$\Delta p_{loc} = h_{loc} \cdot (1 - \psi_{loc}) \cdot (\rho_M - \rho_g) \cdot g \quad (3-69)$$

Experimentelle Ergebnisse für Untersuchungen des Druckverlustes als Funktion der Partikelgröße mit dem Partikeldurchmesser als Parameter sind in [55, 56] dargestellt (Abb. 3.4.1.2).

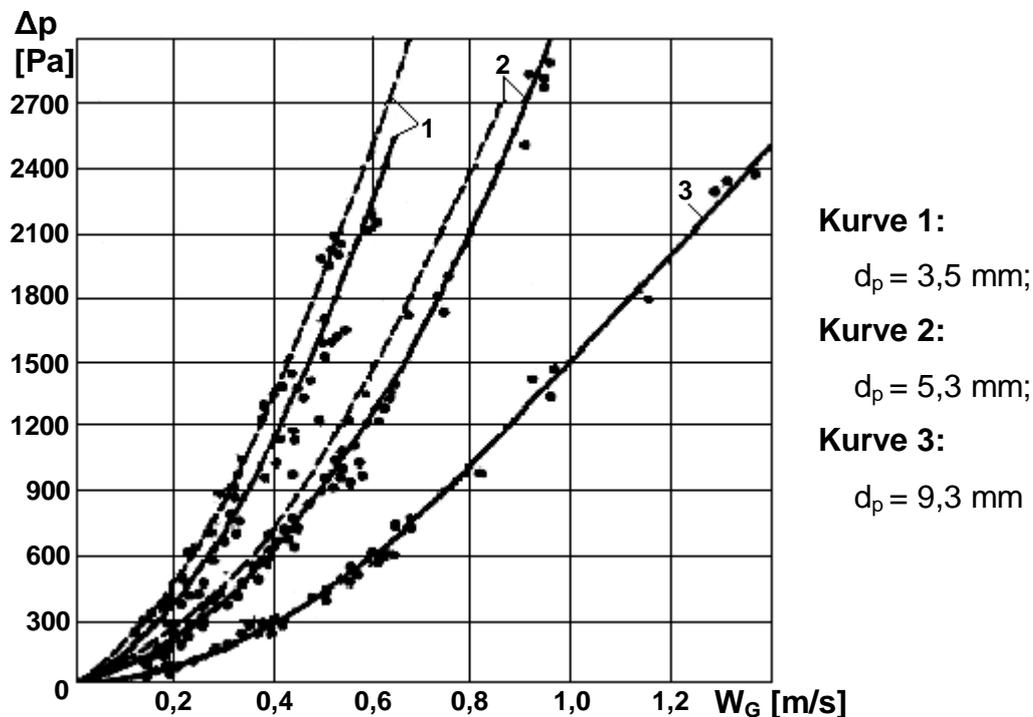


Abb. 3.4.1.2: Druckverlust pro 1 m (H) im Wärmeaustauscher mit unbeweglicher durchströmter Schicht (ALUMOSILIKAT im Apparat:
 - - - - - ohne Rohrbündel; ——— mit Rohrbündel)

B. Druckverlust in Apparaten mit beweglicher fließender Schicht

Eine Untersuchung zur Bestimmung von ξ_d (λ_{Sch}) aus Gl. (3-66) hat Hobler in [55] für ein eingebautes waagerechtes Rohrbündel in einem Apparat mit beweglicher fließender Schicht durchgeführt. Zuerst hat er den Widerstand des Apparates mit unbeweglicher Schicht aus Alumosilikat $d_p = 3,5 \text{ mm}$ bestimmt. Dann wurde dem Apparat Luft mit einer Geschwindigkeit von 0,28 bis 7,00 m/s über den ganzen Querschnitt des Apparates zugeführt. Die Ergebnisse für $\varepsilon_d = f(Re_d)$ sind in Abb. 3.4.1.3 zusammengefasst.

Die experimentellen Daten für Re_d wurden auf Basis $W_{G,0} = 0,28 \div 7 \text{ m/s}$ und Temperatur der feuchten Luft $t = 95^\circ\text{C}$ und $\nu = 30,6 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ berechnet. Die horizontale s_1 und vertikale s_2 Teilung der Rohre im Rohrbündel $s_1 = s_2 = 1,93 \cdot D_R$ können mit der Gl. (3-70) ermittelt werden. Die Gl. (3-70) wurde aus experimentellen Daten abgeleitet.

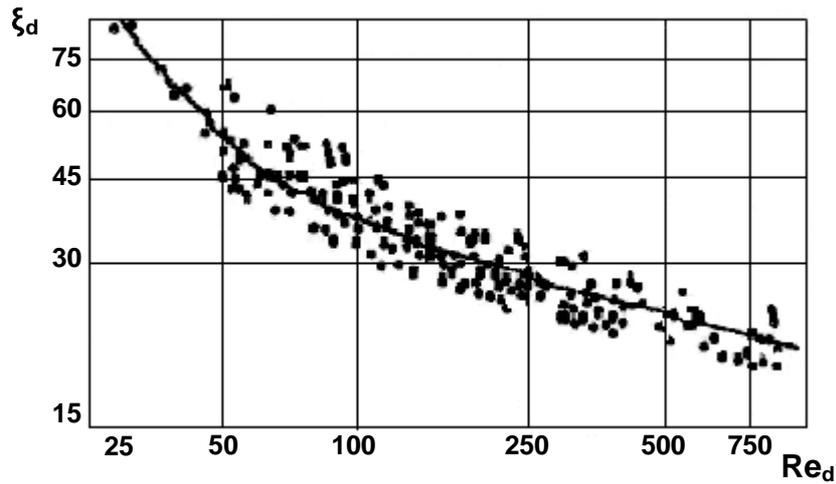


Abb. 3.4.1.3: Abhängigkeit des Schichtwiderstandsbeiwertes ξ_d von Re_d

Diese Werte sind auch von anderen Autoren bestätigt worden [60]. In [55] empfiehlt Hobler:

$$\xi_d = \frac{448}{Re_d^{0,73}} + 15 \quad (3-70)$$

$$Re_d = \frac{W_{G,0} \cdot d_p}{v_g} \quad (3-71)$$

3.4.2 Druckverlust in Wirbelschichtapparaten

In diesem Kapitel wird der Druckverlust in zylindrischen oder prismatischen Wirbelschichtapparaten im Betrieb (ohne Schwingungen, ohne Blasen- und Kanalbildungen) beschrieben. Die typische Druckverlustkurve ist in [129.3] publiziert.

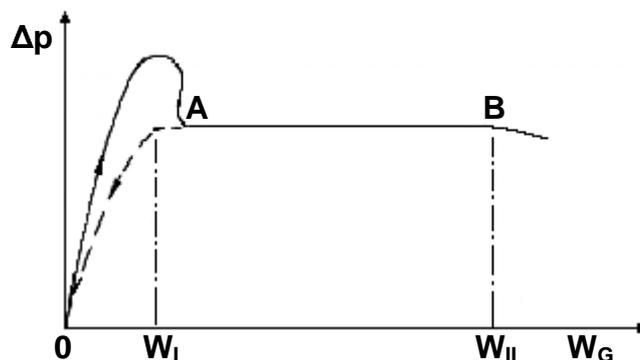


Abb. 3.4.2.1: Schichtdruckverlust in Wirbelschichtapparaten

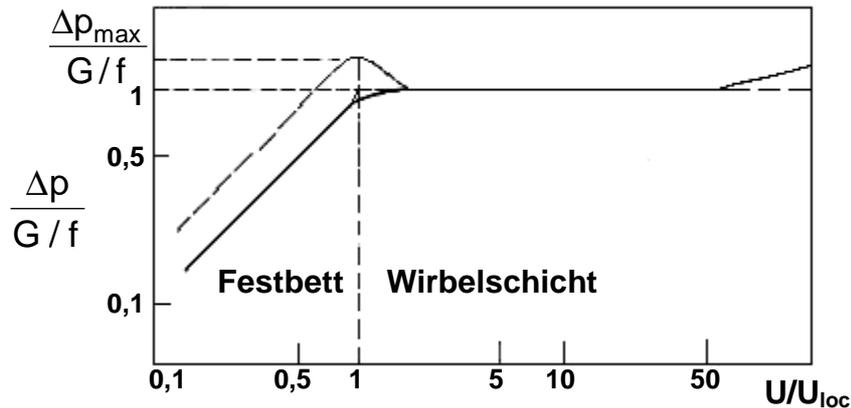


Abb. 3.4.2.2: Schichtdruckverlustverlauf in einer durchströmten Gas-Feststoff-Wirbelschicht [129.3]

Das Maximum der Druckverlustkurve ist von den Reibungskräften zwischen den Partikeln und der Apparatewand abhängig. Das niedrigste Maximum ist bei monodisperser Schicht sowie auch bei maximaler Porosität der Schicht (Ψ).

Die Kurve O - A - B aus der Abb. 3.4.2.1 entspricht den drei typischen Bereichen bei Wirbelschichtapparaten:

- Strecke OA – unbewegliche Schicht, wobei der Punkt A zu $W_l = W_{loc}$ (minimale Wirbelschicht-Geschwindigkeit, Wirbelpunktgeschwindigkeit oder auch Lockerungsgeschwindigkeit) entspricht.
- Strecke AB – Wirbelschicht mit der Arbeitsgeschwindigkeit $W_{loc} < W_{Arb} < W_{aus}$

Um die Arbeitsgeschwindigkeit $W_{Arb.}$ zu berechnen, empfiehlt Romankov [107] folgende Abhängigkeit:

$$Re = 0,22 \cdot Ar^{0,52} \quad (3-72)$$

für konische Apparate:

$$\frac{W_{arb.}}{W_{II}} = 0,122 \cdot \varphi^{0,2} \cdot (\sin \gamma)^{0,27} \quad (3-73)$$

wobei gilt:

- φ ist das relative Öffnungsverhältnis des Bodens im unteren Teil des konischen Apparates;

- γ die Hälfte des zentralen Winkels des konischen Apparates;
- W_{Arb} [m/s] ist auf den oberen Querschnitt des Apparates bezogen;
- W_{II} wird nach der Gleichung von Aerov und Todes [3] bestimmt und entspricht der Re-Zahl der Sinkgeschwindigkeit:

$$Re_{II} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \cdot Ar} \quad (3-74)$$

In Abb. 3.4.2.1 ist die im VDI-Wärmeatlas [129.3] angegebene Druckverlustkurve dargestellt. Dort ist der Druckverlust Δp dem Gesamtgewicht G des Schüttgutes bezogen auf die Querschnittfläche f des Apparates gleichgesetzt.

$$\Delta p = g \cdot (\rho_M - \rho_g) \cdot (1 - \varepsilon) \cdot h \quad (3-75)$$

Der Widerstand einer konischen Schicht Δp kann aus dem Durchmesser der kleinen Achse D_o , der Höhe der Schicht h und eine effektive Masse des Schüttgutes über dem Anströmboden $m_e = V_{sch} \cdot \rho_M \cdot (1 - \psi)$, sowie aus dem Winkel des Apparates γ , nach folgender Abhängigkeit berechnet werden [116]:

$$\Delta p = \frac{4 \cdot m_e \cdot g}{\pi \cdot \left(D_o^2 + 2 \cdot h \cdot D_o \cdot \tan \gamma + \frac{4}{3} \cdot h^2 \cdot \tan^2 \gamma \right)} \quad (3-76)$$

3.4.3 Druckverlust in Strahlschichtapparaten

Die unterschiedlichen Bauarten von Strahlschichtapparaten werden in Abhängigkeit von den spezifischen Stoffeigenschaften der verwendeten Schüttgüter und der Art der durchzuführenden Prozesse angewandt. Im spaltförmigen Apparat, der in dieser Arbeit untersucht wird, kann eine große Menge unterschiedlicher Partikel mit Erfolg stabil fluidisiert werden. Strahlschichtapparate, die üblicherweise konische oder prismatische Form besitzen, haben folgende spezifische Besonderheiten:

- ihre Industrieanwendung ist üblicherweise auf Partikel mit $d_p > 1 \text{ mm}$ beschränkt;
- die Schicht arbeitet nur bei einer bestimmten Dicke stabil;
- Δp_{Sch} nimmt nach der Erreichung von Δp_{max} ab.

Eine typische Kurve für den Verlauf des Druckverlustes als Funktion der Gasgeschwindigkeit in Strahlschichtapparaten ist in der Abb.3.4.3.1 dargestellt.

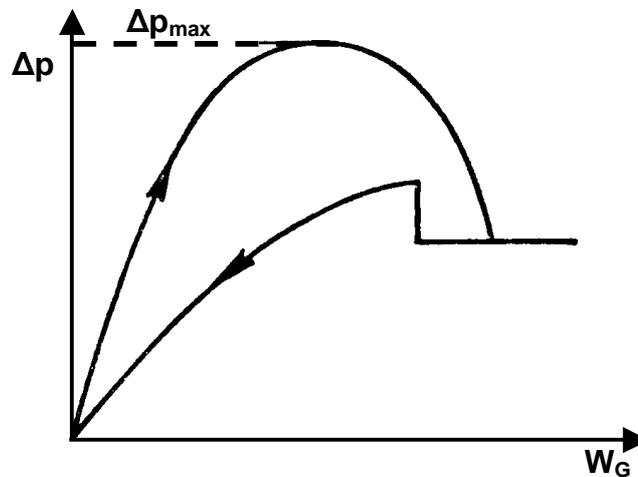


Abb. 3.4.3.1: Abhängigkeit des Druckverlustes von der Gasgeschwindigkeit in Strahlschichtapparaten [116]

Hier ist Δp_{\max} wesentlich größer als in Wirbelschichtapparaten und erfordert bei einer Industrieanwendung einen Hochdruckventilator. Der maximale Druckverlust Δp_{\max} ist wichtig für die richtige Auswahl des Gebläses. In der Literatur [100,107,116] u.a. sind verschiedene Gleichungen für Δp_{\max} angegeben. Die am häufigsten benannte Gleichung ist von Manoring ermittelt und von Sendov [116] gezeigt:

$$\Delta p_{\max} = \left[\left(\frac{6,8 \cdot d_D}{D_A \cdot \tan \alpha_M} + 0,8 \right) - 34,4 \cdot \frac{d_p}{h_o} \right] \cdot h_o \cdot \rho_M \cdot \beta \cdot g \quad (3-77)$$

wobei sind:

- d_D [m] Schlitzdurchmesser;
- D_A [m] Apparatedurchmesser;
- α_M [°] Schüttwinkel;
- h_o [m] Schichthöhe;

3.4.4 Druckverlust in Anlagen und Systemen mit pneumatischem Transport

Der Druckverlust in diesen Anlagen und Systemen stellt die Summe von Δp_{LA} und Δp_{Sch} dar. Die Abb. 3.4.4.1 zeigt den Druckverlust in *Millimeter Wassersäule* für eine Stromtrocknungsanlage mit einer gesamten Länge von 50 m.

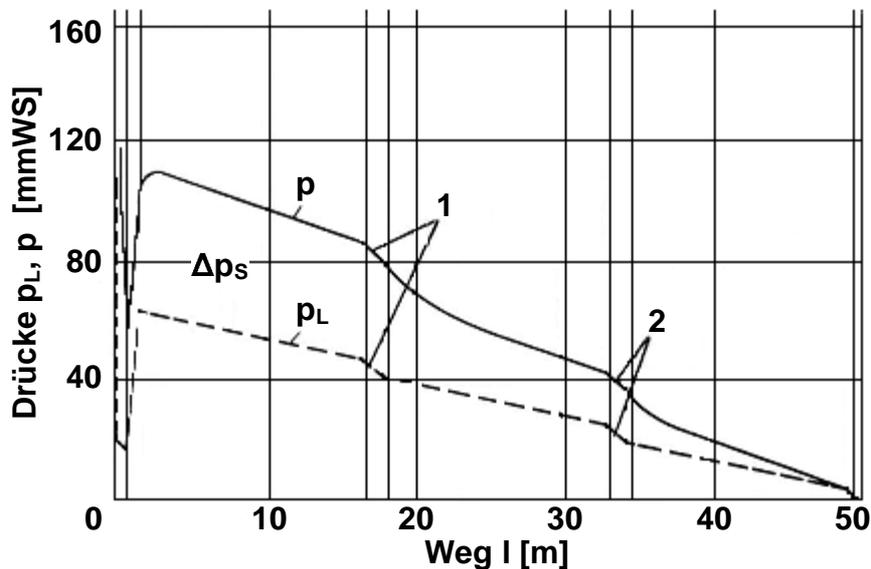


Abb. 3.4.4.1: Stromtrockner (pneumatischer Transport) Verlauf des Druckverlustes bei unbeladener (p_L) und bei beladener (p) Strömung [129.4]

Die Punkte 1 und 2 entsprechen zwei Krümmern (180°), [1 29.4].

Für diese Anlagen und Systeme gilt nach [94, 129.5]:

$$\Delta p_{ges} = \Delta p_{LA} + \Delta p_{Sch} \quad (3-78)$$

$$\Delta p_{LA} = \left(\lambda_{LA} \cdot \frac{L}{D_{kan}} + \sum \xi \right) \frac{\rho_G \cdot W_G^2}{2} \quad (3-79)$$

wobei sind:

$$\lambda_{LA} = 0,006 + \frac{0,55}{Re_D^{0,33}} \quad (3-80)$$

$$Re_D = \frac{W_G \cdot D_{kan}}{v_g} \quad (3-81)$$

L [m] Strömungsstrecke;

D_{kan} [m] Rohrdurchmesser, äquivalenter Kanaldurchmesser
 $(\sum \xi)$ die Summe der lokalen Widerstände der Bauelemente, die im System vorhanden sind

Bei $Re_D > 10^4$ und glattem Rohr kann $\lambda_M = 0,03$ gewählt werden.

Der Anteil Δp_{Sch} ist der zusätzliche Druckverlust der Schüttschicht [129.5]:

$$\Delta p_{Sch} = \lambda_s \cdot \frac{L}{D_{kan}} \cdot \mu \cdot \frac{W_L^2 \cdot \rho_L}{2} \quad (3-82)$$

wobei gilt:

$$\lambda_s = \frac{2 \cdot \beta}{C \cdot Fr} + C \cdot \lambda_s^* \quad (3-83)$$

μ das Verhältnis zwischen dem Massenanteil des Materials und des Transportgases im Förderstrom $\mu = \dot{m}_M / \dot{m}_L$.

$$Fr = \frac{W_L^2}{g \cdot D_{kan, \ddot{a}q}} \quad (3-84)$$

C Geschwindigkeitsverhältnis [129.5]:

$$C = \frac{W_p}{W_L} \quad (3-85)$$

Hier sind β und λ_s^* Koeffizienten, die von den Eigenschaften des Materials abhängig sind ($\beta = 0,55$ bis 2 ; $\lambda_s^* \approx 0,0075$). Die Froude-Zahl hängt von W_L und D_{kan} ab. Der Koeffizient C zeigt das Geschwindigkeitsverhältnis W_p / W_L in Anlagen mit pneumatischem Transport [94]. Bei stabiler Fluidisation ($W_L > 1,5 W_{aus}$), beträgt $C = 0,25$.

Eine ähnliche Gleichung für Δp_{ges} (3-78) ist von anderen Autoren, z. B. [94], vorgeschlagen worden. Dabei ist der erste Teil der Gleichung für Δp_{LA} der gleiche wie in (3-80). In der zweiten Gleichung für Δp_{Sch} wurde ein Koeffizient λ_R^* eingeführt, welcher die komplexe Reibung im System berücksichtigt.

$$\lambda_R^* = 4,25 \cdot \left(\frac{D_{kan}}{d_p} \right)^{0,5} \cdot Fr^{-0,75} \quad (3-86)$$

Die Gleichung für λ^*_R ist für $D_{kan} / d_p < 20$ gültig [94]. Die selbe Literaturquelle schlägt auch ähnliche Abhängigkeiten für Δp vor, die kleine Abweichungen von Gl. (3-86) geben.

Von besonderer Bedeutung bei pneumatischen Transportanlagen ist die Kenntnis der Gasgeschwindigkeit W_G (in Gl. 3-82, $W_G = W_L$). Das ist die so genannte "Austragsgeschwindigkeit". Sie kann nach folgenden Gleichungen berechnet werden [78]:

- Im Gültigkeitsbereich des Stokes-Gesetzes (laminare Strömung):

$$W_{aus} = 0,54 \cdot \frac{d_p^3 \cdot \rho_M}{v_G \cdot \rho_G} \quad (3-87)$$

- Im Übergangsbereich ($Re_{aus} = 10$ bis 1000):

$$W_{aus} = 39 \cdot d_p \cdot \rho_M^{0,67} \quad (3-88)$$

- Im turbulenten Bereich ($Re > 1000$):

$$W_{aus} = 5,2 \cdot \left(\frac{d_p \cdot \rho_M}{\rho_G} \right)^{0,5} \quad (3-89)$$

Die letzte Geschwindigkeit (Gl. 3-89) [78] kann auch aus Re_{aus} (Gl. 3-74) berechnet werden.

4. Lösungsansätze für die Konstruktion eines neuartigen Apparates „Wärmeaustauscher-Reaktor“

Zunächst wurde eine ausführliche Literaturrecherche über den Kenntnisstand für die existierenden verfahrenstechnischen Apparatekonstruktionen durchgeführt. Auf dieser Basis wurden nützliche Lösungsansätze ausgewählt, die für die Entwicklung des angestrebten neuen verfahrenstechnischen Apparates hilfreich sind. Der Apparat soll bevorzugt als Wärmeaustauscher-Reaktor für feinkörniges, nicht klebriges Schüttgut in chemischen, pharmazeutischen und biotechnologischen Forschungs- und Industriebereichen verwendbar sein.

Die wichtigsten Vorteile der neuen Lösung sind:

- Bei gleichzeitiger Anwendung von konvektiver und konduktiver Arbeitsweise vergrößert sich der Effekt der Wärmebehandlung des Schüttgutes.
- Die Gasanströmeinrichtung zur Zuführung des Hauptgasstromes soll spaltförmig sein, weil der Spaltanströmboden eine gleichmäßige Verteilung des Fluidisierungsgases über die ganze Länge des Apparates sichert und ein risikoarmes scale up auf industrielle Dimensionen erlaubt.
- Es ist möglich, zur Bearbeitung des Schüttgutes mindestens zwei Gasströme einzusetzen, welche sowohl gleiche oder verschiedene Temperaturen oder gleiche oder verschiedene chemische Zusammensetzungen haben können.
- Im „Gas-Feststoff-Gas“-System können chemische Reaktionen in gewünschten Temperaturbereichen durchgeführt werden.
- Apparat- und Anströmbodendruckverluste sind gering, was sich günstig auf den Energieverbrauch auswirkt.
- Die Strömungsgeschwindigkeit des Schüttgutes zwischen den Wärmeaustauschflächen lässt sich regulieren und kann mit der Zugabe des Schüttgutes in den Apparat synchronisiert werden.

4.1 Entwicklung des Apparateprinzips

Der in der vorliegenden Arbeit vorgestellte „Wärmeaustauscher-Reaktor“ ist eine neue Apparatekonstruktion, die am Institut für Apparate- und Umwelttechnik an der Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg entwickelt wurde. Seine konstruktiven und technologischen Möglichkeiten sind im Kapitel 2 ausführlich beschrieben. Die Vorteile des Apparates und seine neuartige Konstruktion führten zu einer Patentanmeldung in zwei Ländern (Bulgarien und Deutschland). In Bulgarien ist das Patent unter der Nummer 106785/2002 (BG)[93] und im deutschen Patentamt unter der Nummer 10303836.1-41 angemeldet. In Bulgarien ist die Erfindung im Heft N°1/ 2003 des offiziellen Bulletins des Patentamts [93] schon veröffentlicht.

Der in der Abb. 4.1.1 dargestellte Apparat umfasst einen unteren Teil und eine darüber angeordnete Abscheidungskammer 1. Die Partikel werden im Kanal 8 durch den Arbeitsgasstrom (Primärgas) in Bewegung gesetzt. Damit wird ein pneumatischer Transport der Partikel realisiert. Der untere Teil des Apparates 2, der als Anströmzone bezeichnet wird, enthält einen Bunker 9, in dem waagerechte Längsrohre 5, die ein schachtförmiges Rohrbündel bilden, zu einer entsprechenden Kammer verschweißt sind. Quer zu diesen Rohren befinden sich andere Rohre 4, die zur Einspeisung von zusätzlichem Gas (Sekundärgas) dienen. Es fließt in die Kammer 3, deren linke Seite ein Rohrboden für die Rohre 4 ist. Sie sind mit Öffnungen $\varnothing 1,5$ mm perforiert und verteilen das sekundäre Gas gleichmäßig auf den ganzen Querschnitt des Bunkers 9. Die Zugabe des Sekundärgases verursacht eine Erhöhung der mittleren scheinbaren Geschwindigkeit der Partikel 14, die quer zu den Rohren fließen. Am Boden des Bunkers 9 ist ein Längsspalt für den Ablauf des Materials eingebaut, dessen Breite S durch die bewegliche Lamelle 6 regulierbar und fixierbar ist. Das Material fließt durch den Spalt S und nimmt auf dem Boden des Bunkers die Form eines dreieckigen Prismas an.

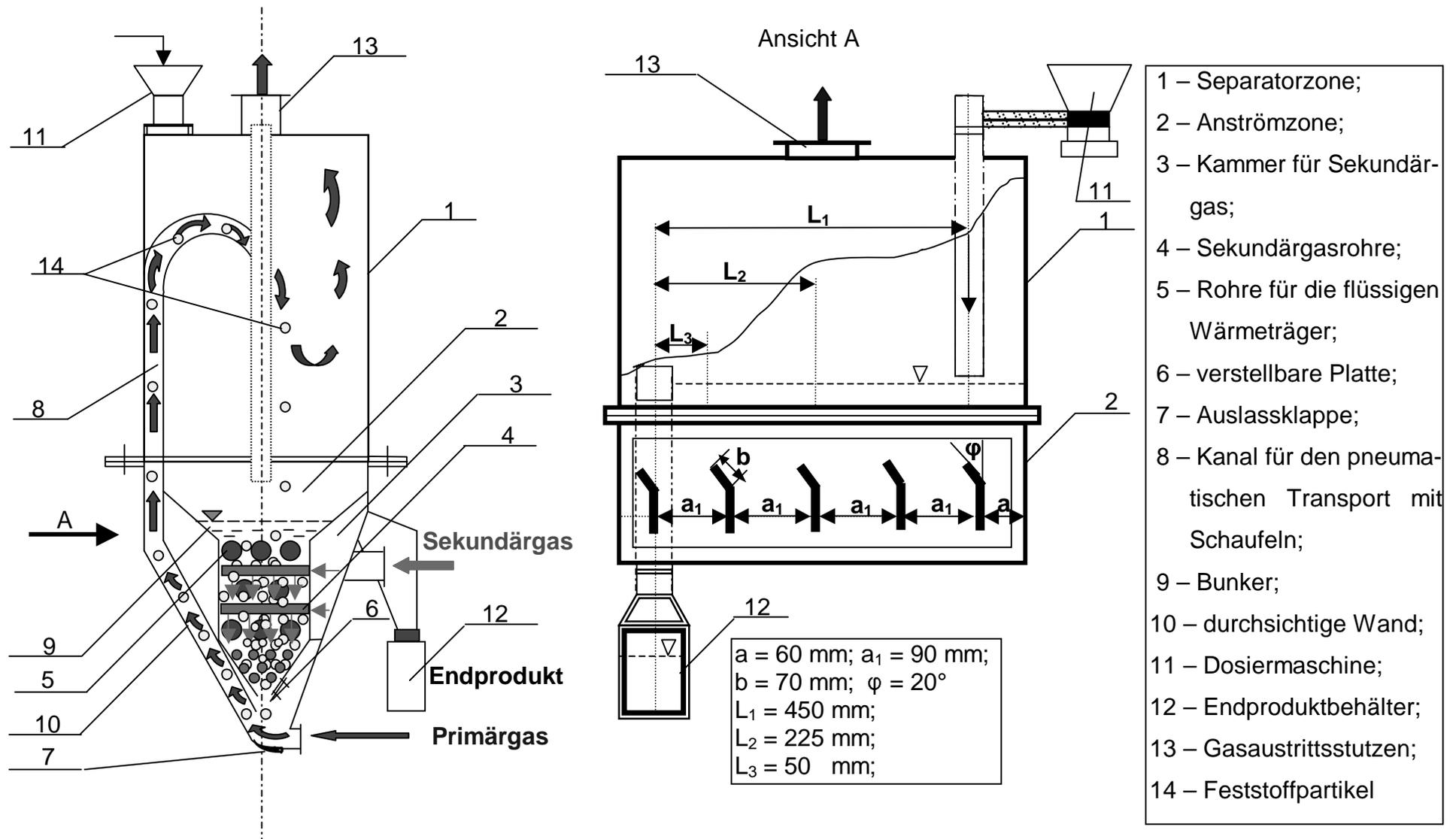


Abb. 4.1.1: Wärmeaustauscher – Reaktor

Der Wärmeaustauscher-Reaktor kann beispielsweise unter folgenden Bedingungen arbeiten:

Das Primärgas setzt im Saugbetrieb die Partikel in Bewegung, leitet sie in den Kanal 8 und bringt sie durch pneumatischen Transport in die Separationskammer 1 zurück. Das Gas verlässt das System durch den Stutzen 13. Der Kanal 8 hat eine Breite $B = 18 \text{ mm}$ und eine Länge $L = 480 \text{ mm}$. Die Verweilzeit τ der Partikel und der Materialdurchsatz des Apparates \dot{M}_M werden mittels einer Dosiermaschine 11, der Position der Lamelle 6 und der Austrittsöffnung des Materials in den Endprodukt-Bunker 12 reguliert. Auf diese Weise wird ein konstantes Niveau des Materials in dem Bunker 9 über den Rohren 5 gewährleistet. Es wird eine konduktive Wärmeübertragung zwischen dem fließenden körnigen Material 14 und der äußeren Oberfläche der Rohre 5 realisiert. Die Untersuchung dieser Wärmeübertragung gehört zu den Zielen der vorliegenden Arbeit. Zur Erleichterung der Experimente kann man die obere Separationskammer 1 demontieren, weil in diesem Fall das Grundgas nicht benutzt wird. Entlang der ganzen Bodenlänge L der Anströmzone 2 ist eine mit einem Scharnier befestigte Hilfsklappe 7 montiert. Sie öffnet sich und das wärmebehandelte Material, das das waagerechte Rohrbündel passiert hat, fließt in das Hilfsgefäß 15.

Als Sekundärgas wurde Druckluft benutzt, deren Volumenstrom \dot{V}_G im Bereich $0 - 19,4 \text{ m}^3/\text{h}$ mit Hilfe eines Rotameters gemessen wird. Das ermöglicht es, Luftgeschwindigkeiten $W_{SG} = 0; 0,033; 0,066; 0,099$ und $0,132 \text{ m/s}$ im freien Bunkerquerschnitt bei stufenweiser Veränderung des Stromes zu erreichen. Die Sekundärluft dient sowohl der Erhöhung der scheinbaren Abfließgeschwindigkeit des Materials W_p bei einer bestimmten Breite des Auslaufspaltes S als auch dem Ausgleich der Temperatur des Materials auf der Fläche des Bunkers 9 [5]. Dieser Gasstrom und die oben erwähnten Geschwindigkeiten im Querschnitt verursachen kein Wirbeln der Partikel zwischen den Rohren. Deshalb wird bei der Bearbeitung der Daten eine Porosität $\varepsilon = 0,41$ (Packungsdichte $(1 - \varepsilon) = 0,59$ [4]) angenommen.

4.2 Festlegung der Apparateabmessungen

Auf Grund der physikalischen Eigenschaften der Modellsubstanzen und der Erkenntnisse aus der Literaturanalyse wurde die Auswahl der Rohre des waagerechten Rohrbündels getroffen. Die Abmessungen des Apparates entsprechen

dem Durchsatz und der Wirkdruckerhöhung eines Gebläses, das in der Versuchshalle 15.1 des IAUT montiert ist.

Es wurde ein Spaltanströmboden mit der Länge $L = 500$ mm ausgewählt, der eine Primärgasdurchsatzleistung von $540 \text{ m}^3/\text{h}$ sichert.

Das Profil des Apparatebodens hat die Breite $B = 300$ mm und die Höhe $H = 300$ mm (Abb. 3.1.6) [88].

Die Höhe der Abscheidekammer $H = 1300$ mm wurde mit dem Ziel, einen zuverlässigen separaten Raum für die Partikelabscheidung zu schaffen, ausgewählt [116].

Für das Konstruktionselement waagrechtes Rohrbündel wurden Edelstahlrohre mit dem Durchmesser 14×2 , $L = 500$ mm und einer Rohrteilung von $s_1 = s_2 = 25$ mm ausgewählt. Auf diese Weise sind die Bedingungen von Gl. (3-37) und (3-38) erfüllt [55].

Der angeordnete Arbeitskanal (Pos.8, Abb. 4.1.1) mit der Breite 18 mm und mit der Länge 1300 mm sichert eine Austragungsgeschwindigkeit W_{aus} für alle untersuchten Modellstoffe.

4.3 Beschreibung der Versuchsanlage

Das Blockschema der gebauten Versuchsanlage ist in der Abb. 4.3.1 dargestellt. Auf dem Foto (Abb 4.3.2) ist eine Gesamtansicht des Wärmeaustauscher-Reaktors zu sehen. Der Reaktor wurde vorwiegend aus Edelstahl und teilweise aus Plexiglas gebaut, um eine bessere Beobachtung der Prozesse zu gewährleisten. Die Experimente wurden bei zwei verschiedenen kontinuierlichen Arbeitsregimes durchgeführt: (1) Erhitzen oder (2) Abkühlen des körnigen Materials. Im ersten Fall wird das Material vorher in einer Kühlkammer bis auf -15°C gekühlt. Im zweiten Fall wird es in einem Trockenschrank bis auf 70°C erhitzt. Als Wärmeträger in den Rohren wurde Leitungswasser mit einer Anfangstemperatur von 18°C benutzt.

Die Versuchsanlage besteht hauptsächlich aus Dosiermaschine, Wärmeaustauscher-Reaktor, Behälter für das Endprodukt, Filter (am Apparateausgang zur Abtrennung der Partikel aus dem Gasstrom), Blende, Regelungsclappe und Gebläse. Zusätzlich wurden in einigen Versuchsreihen Hilfsbehälter, Rotameter, Thermolemente, Differenzdruckmanometer, Waage usw. benutzt.

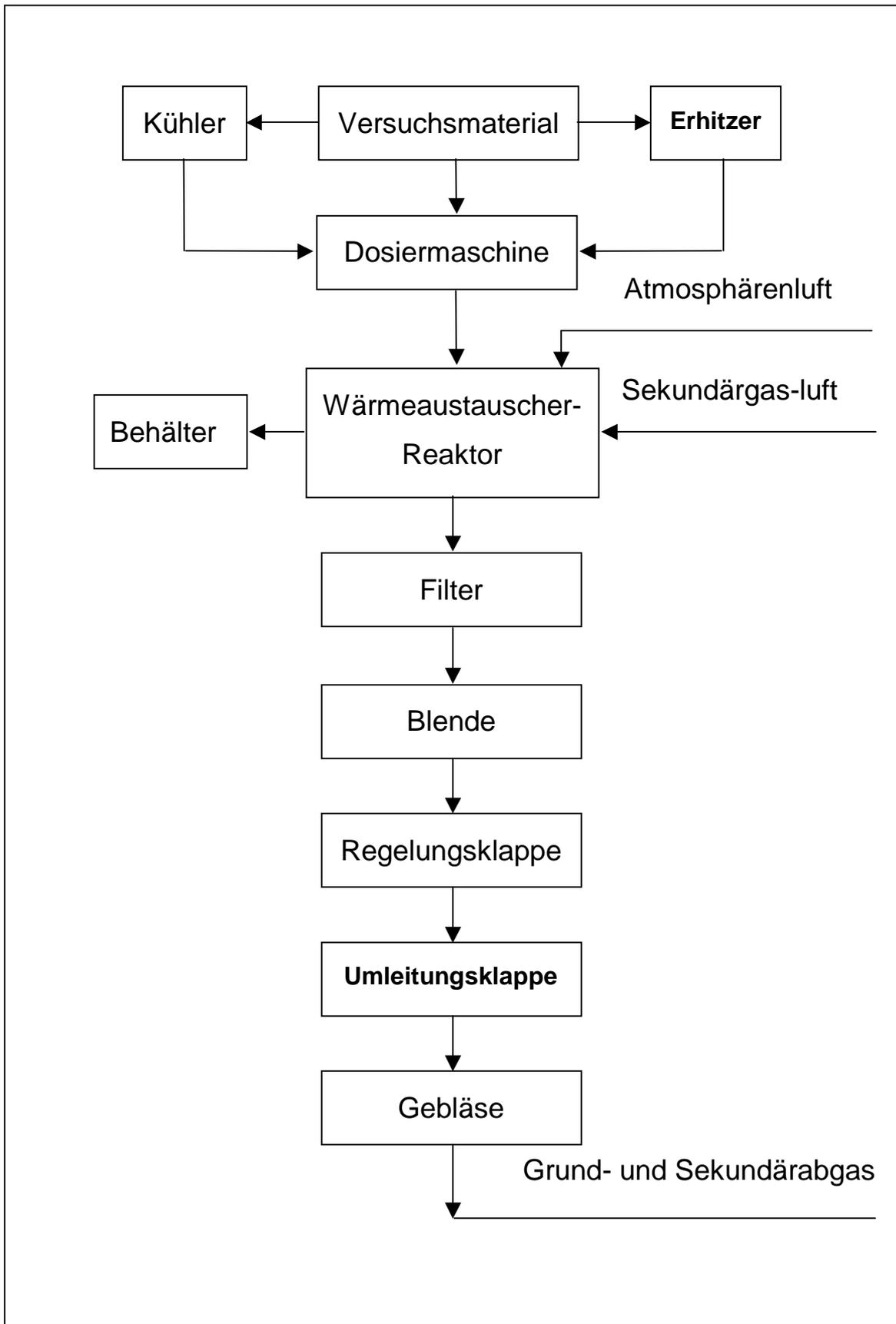


Abb. 4.3.1: Block-Schema der Versuchsanlage

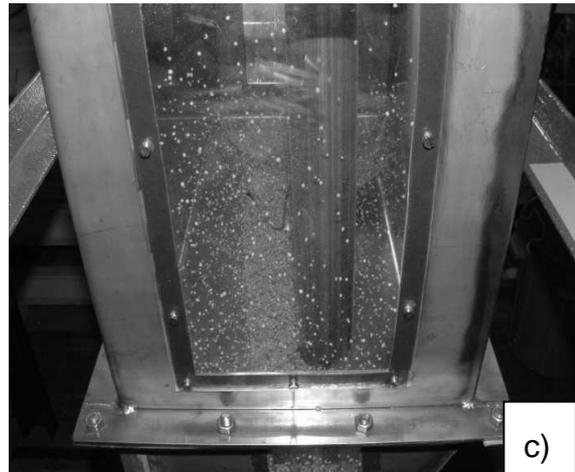
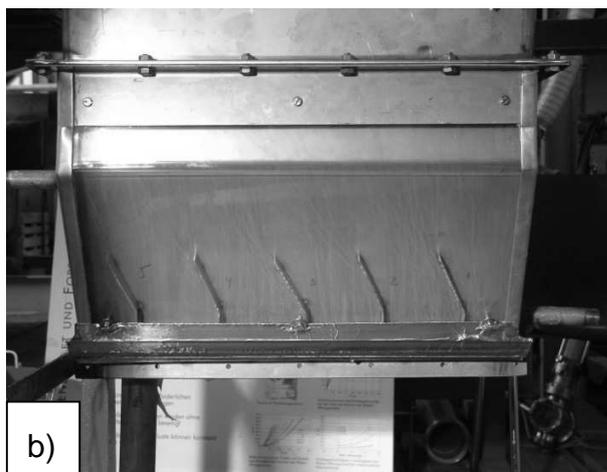


Abb. 4.3.2: Fotos der Versuchsanlage

Auf der hinteren Metallseite des Kanals Abb. 4.3.2 b) sind Edelstahl-Leiteinrichtungen unbeweglich befestigt, die zusätzliche Richtungskanäle bilden. Sie haben die Abmessung 18 x 90 mm und enden jeweils in einer umleitenden 70 mm langen Schaufel. Diese unbeweglichen Schaufeln (Pos.16, Abb. 4.1.1) richten den Luft- und den Schüttgutstrom (z. B. Senfkörner) nach oben, lenken das Schüttgut unter einem Winkel φ von 20° ab und beeinflussen somit die Verweilzeit der Partikel im Apparat.

Abb. 4.3.2 c) zeigt ein Foto des Apparates, der im kontinuierlichen Betrieb mit dem Versuchsgut Senfkörner arbeitet. Dabei wurde die Abscheidungskammer zur Abtrennung der Partikel aus dem Gasstrom aufgenommen.

4.4 Versuchsprogramm

Zur Charakterisierung der Arbeit des neuen Wärmeaustauscher-Reaktors und zur Entwicklung einer industriellen Projektierungsmethodik wurde ein Versuchsplan aufgestellt. Jede nachfolgende experimentelle Untersuchung wurde auf den vorher erhaltenen Versuchsergebnissen aufgebaut, entsprechende Schlussfolgerungen wurden gezogen und Gleichungen entwickelt.

Es wurden folgende Vorversuche durchgeführt:

- Eichung der Blende für Primärgas;
- Eichung des Rotameters für Sekundärgas;
- Auswahl der Modellstoffe mit unterschiedlichen Korngrößen d_p , Dichten ρ_M , c_p und λ ;
- Eichung der Dosiermaschine für alle Modellstoffe.

Die Versuchsprogramm wurde folgenderweise aufgestellt:

- Untersuchung des Druckverlustes ohne und mit Material;
- Untersuchung des Druckverlustes im Arbeitsbereich des Sekundärgases;
- Bestimmung der Partikelgeschwindigkeit zwischen den Rohren des Rohrbündels ohne und mit Sekundärgas;
- Untersuchung der Wärmeübertragung zwischen den Rohren und den Partikeln;

- Untersuchung der Wärmeübertragung Primärgas – Partikel;
- Entwicklung einer Berechnungsmethodik zur Ermittlung der gesamten Wärmeübertragung;
- Untersuchung der mittleren Verweilzeitverteilung von Partikeln im Arbeitsbereich des Apparates;
- Entwicklung einer kompletten Berechnungsmethodik und Projektierung eines Apparates mit industriellen Abmessungen.

5. Experimentelle Untersuchungen

Mit den in der vorliegenden Arbeit durchgeführten experimentellen Untersuchungen sollen die technisch-wirtschaftlichen Vorteile des neuen Apparates im Vergleich zu den bis jetzt bekannten Bauarten der Strahlschichtapparate nachgewiesen werden.

Dabei waren die Experimente auf folgende Hauptpunkte gerichtet:

- Funktionsfähigkeit des Apparats mit verschiedenen Arbeitsstoffen und in unterschiedlichen hydrodynamischen Arbeitsregimes;
- Nachweis der kleineren Druckverluste im Vergleich zu den konventionellen Apparaten sowohl für den Leerapparat als auch für den voll im Betrieb befindlichen Apparat;
- Untersuchung des Wärmeaustausches, der in den verschiedenen Teilen des Apparates zwischen den Partikeln und dem Arbeitsgas und zwischen den Partikeln und den Einbauten (Waagerechthrohrbündel) vor sich geht. Beschreibung dieses Wärmeaustausches mit Kriterialegleichungen und Vergleichen der Ergebnisse mit denen anderer Autoren für ähnliche Apparate;
- Untersuchung der Verweilzeitverteilung der Partikel in der Arbeitszone des Apparates und Nutzung dieser Ergebnisse bei der Dimensionierungsmethodik.

5.1 *Pneumatik*

Zur Charakterisierung des Wärmeübertragungsvermögens des Apparates war es erforderlich, vollständige Untersuchungen der Hydrodynamik beim Betrieb ohne und mit Versuchsmaterialien durchzuführen.

Zur Bestimmung der Partikelgeschwindigkeiten zwischen den Rohren des Waagerechthrohrbündels wurden passende Stoffe mit verschiedenen Korngrößen d_p und verschiedenen wärmephysikalischen Eigenschaften (λ -Zahl und spezifische Wärmekapazität c_p) ausgewählt. Das war auch bei der nachfolgenden Untersuchung des Wärmeaustausches im konduktiven Arbeitsregime des Apparates notwendig.

Die pneumatischen Arbeitsbedingungen waren durch ein Grundgas (Volumenstrom $\dot{V} = 0 \div 540 \text{ m}^3/\text{h}$) und ein Sekundärgas ($\dot{V} = 0 \div 19,4 \text{ m}^3/\text{h}$) gegeben. Die beiden Gase haben eine Anfangstemperatur $t_{\text{Anf}} \approx 20^\circ\text{C}$.

Die Auswahl der untersuchten Materialien wurde auf der Basis der in der Industrie häufig bearbeiteten körnigen Produkte getroffen, wie z. B. künstliche Düngemittel, granuliertete Produkte aus der chemischen Industrie, der Nahrungsmittelindustrie und der Biotechnologie. Alle diese Produkte haben in der Regel einen Durchmesserbereich zwischen 0,5 und 5 mm und besitzen eine scheinbare Dichte des Materials von 900 bis 3000 kg/m^3 . Die ausgewählten körnigen Materialien mit ihrem relevanten physikalischen Kennwert d_p und den Verhältnissen D_R/d_p und $(s_1 - D_R)/d_p$ sind in der Tabelle 5.1.1 angegeben. Die Geschwindigkeit des Sekundärgases beträgt im freien Querschnitt des inneren Bunkers des Apparates $0,02 \div 0,132 \text{ m/s}$.

In dem Vertikalkanal muss eine Geschwindigkeit des Grundgases erreicht werden, mit der ein pneumatischer Transport des Feststoffes möglich ist. Es muss also für alle untersuchten Materialien $W_G > W_{\text{aus}}$ gelten. Aus diesem Grunde wurde die Breite des Kanals mit $b = 18 \text{ mm}$ festgelegt. So kann das Grundgas im Kanal mit einer Geschwindigkeit von 0 bis 16,5 m/s strömen.

Tabelle 5.1.1. Untersuchte Materialien und geometrische Verhältnisse

Materialien	d_p [mm]	ρ_M [kg/m^3]	D_R/d_p	$(s_1 - D_R)/d_p$
Hirse	1,65	1250	8,48	6,66
Senfkörner	2,18	1180	6,43	5,04
Glaskugel	3,00	2500	4,66	3,66
Hanfsaat	3,36	979	4,16	3,27
Weizen	4,07	1315	3,43	2,70

Zusätzlich zu diesen Materialien wurden noch drei Materialien zur Prüfung der untersuchten Bewegungsgeschwindigkeiten der Partikel und Pneumatik hinzugefügt: Sand mit $d_p = 1,43$ mm, PVC-Granulat mit $d_p = 5$ mm, (Abb. 5.1.1.2) und Glaskugel mit $d_p = 0,47$ mm, (Tabelle 10.3.1).

5.1.1. Partikelgeschwindigkeit zwischen den Rohren des Rohrbündels ohne Sekundärgas

Die Partikelgeschwindigkeit W_p , die in der Pe-Zahl enthalten ist, spielt eine wichtige Rolle bei der Wärmeübertragung zwischen den Rohren und dem Partikelstrom. Sie wurde experimentell für alle untersuchten Materialien bestimmt, wobei jedes Experiment (ohne und mit Sekundärgas) mindestens 3-mal wiederholt wurde, um die Reproduzierbarkeit der Ergebnisse nachzuweisen. Die Versuche wurden mit separater Anströmzone des Apparates und bei einer konstanten Schichthöhe des Materials im Bunker $H_{Sch} = 0,21$ m durchgeführt. Der Austritt des Materials wurde mittels einer Hilfsklappe (Pos. 7, Abb. 4.1.1) gesichert. Die mittlere scheinbare Partikelgeschwindigkeit wurde als Verhältnis $W_p = H_{Sch}/\tau$ bestimmt, wobei die Austrittszeit τ (s) mit einer Stoppuhr für eine Gruppe von gefärbten Partikeln mit der Genauigkeit von 0,01 s gemessen wurde. Das Sekundärgas wurde stufenweise von 0 bis 19,4 m³/h geändert und die Daten für $W_{SG} = 0; 0,033; 0,066; 0,099$ und 0,132 m/s erfasst. Die mittlere Partikelgeschwindigkeit wurde an der Achse des Bunkers gemessen. Die Experimente wurden für drei verschiedene Werte des Austrittsspalts S des Bunkers (Pos. 2 auf Bild 5.1.3.1.) durchgeführt. Dieser Spalt ist regelbar und ergibt eine bestimmte Partikelgeschwindigkeit und einen gewünschten Massenstrom (\dot{M}_p , kg/s), der mit der Leistung der Dosiermaschine synchronisiert wird. Die minimalen Werte des Spaltes ergeben sich aus der Gl. (5-1) zur Errechnung des minimalen hydraulischen Radius [115]:

$$R_h = \frac{(A + a') \cdot (s - a')}{2 \cdot (A + s + 2a')} \quad (5-1)$$

wo:

$$a' = K_k \cdot d_{p,\ddot{a}q} \quad (5-2)$$

Dabei ist $K_k = 1,4$ ein Formfaktor nach [115].

Nach der Berechnung von R_h wurden die Experimente für die Versuchsmaterialien bei folgenden Spaltgrößen (S) durchgeführt:

- für Hirse und Senfkörner $S = 4; 8; 12$ mm;
- für Glaskugeln, Hanfkörner und Weizen $S = 8; 12; 16$ mm.

Die Ergebnisse der experimentellen Bestimmung der Partikelgeschwindigkeit $W_p = f(S/d_p)$ ohne Sekundärgas sind in Abb. 5.1.1.1 dargestellt:

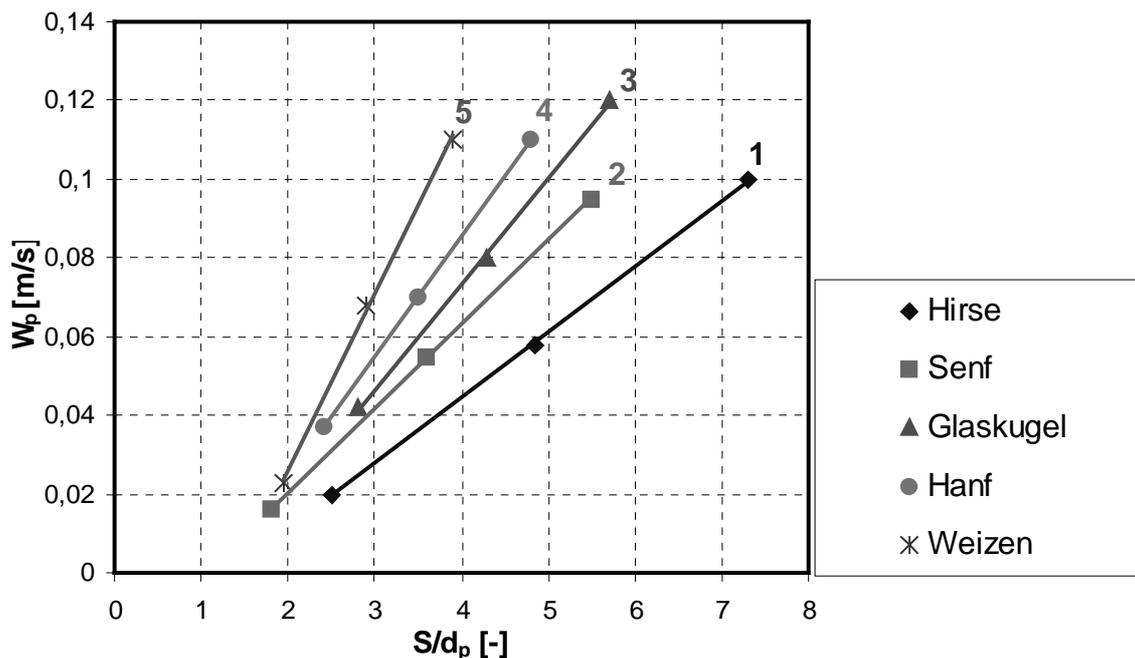


Abb. 5.1.1.1: Abhängigkeit der mittleren scheinbaren Partikelgeschwindigkeit W_p vom Verhältnis S/d_p

Es ist deutlich zu erkennen, dass für manche der untersuchten Materialien die Veränderung der Geschwindigkeit $W_p = f(S/d_p)$ ohne Sekundärgas einen linearen Charakter besitzt. Der Einfluss der Materialdichte (ρ_M) ist zu vernachlässigen, weil die Bunkerrohre die Rolle einer inneren Stütze spielen und ein allmähliches Ausfließen des Materials sichern. Alle Linien von 1 bis 5 in Abb. 5.1.1.1 nähern sich einem Punkt auf der Achse S/d_p mit dem Wert $S/d_p = 1,1$ und besitzen eine bestimmte Neigung (Winkel γ_i), die mit der Korngröße zunimmt. Diese deutliche Proportionalität des Winkels γ_i zum Partikeldurchmesser der untersuchten Materialien lässt auf eine

Korrelation zwischen d_p , der Öffnung S des Bunkers und dem Verhältnis S/d_p schließen.

Eine solche Abhängigkeit wurde in Gl. (5-5) abgeleitet, die die experimentellen Daten mit einer Abweichung von $\pm 7,2\%$ beschreibt. Diese Gleichung ermöglicht die Vorausberechnung der mittleren scheinbaren Partikelgeschwindigkeit für die vorliegende Konfiguration des Apparates (Anströmboden und Rohranordnung) bei der Durchmischung von körnigen, nicht klebrigen Materialien.

Das ist für die nachfolgende Berechnung des Wärmeübertragungsprozesses und der Verweilzeitverteilung der Partikel in der Arbeitszone des Apparates notwendig.

Die empirische Gleichung zur Berechnung von W_p lautet wie folgt:

$$W_p = 0,01 \cdot \left[\tan(58^\circ + \gamma) \cdot \left(\frac{S}{d_p} - 1,1 \right) \right] \quad (5-3)$$

Der Winkel γ hat das Vorzeichen (+), wenn das unbekannte Material, das einer thermischen Behandlung unterliegt, $d_p > 1,65$ mm ist und das Vorzeichen (-), wenn $d_p < 1,65$ mm ist.

Für jeden einzelnen Fall gilt:

$$\gamma = 8,2 \cdot (d_p - 1,65)^\circ \quad (5-4)$$

Aus Gl. (5-3) und (5-4) wird die Endkorrelation für W_p hergeleitet:

$$W_p = 0,01 \cdot \left\{ \tan[58^\circ + 8,2 \cdot (d_p - 1,65)] \cdot \left(\frac{S}{d_p} - 1,1 \right) \right\} \quad (5-5)$$

Die Gl. (5-5) gilt für die vorliegende Konfiguration des Anströmbodens, der Anordnung der Rohre im inneren Bunker und für einen maximalen äquivalenten Durchmesser der Partikel $d_p \approx 5$ mm. Die Teilchen dürfen nicht den Charakter eines fein zerstückelten Materials haben (d. h. sie sollen keine scharfe Spitzen und Kanten haben, die „Verkeilen“ der Bewegung nach unten hervorrufen).

Die Gl. (5-5) wurde sowohl für die ursprünglich ausgewählten Versuchsmaterialien als auch für zwei zusätzliche Materialien geprüft: Sand mit $d_p = 1,43$ mm und PVC-Granulat mit $d_p = 5$ mm. Die beiden zusätzlichen Durchmesser wurden so gewählt, dass sie außerhalb des Durchmesserbereiches von $d_p = 1,65$ mm (für

Hirse) bis $d_p = 4,07$ mm (für Weizen) liegen. Die experimentell erhaltenen Partikelgeschwindigkeiten W_p und die nach Gl. (5-5) berechneten Partikelgeschwindigkeiten W_p sind in Abhängigkeit von S/d_p auf Abb. 5.1.1.2 dargestellt. Es ist eine sehr gute Übereinstimmung der Ergebnisse zu sehen.

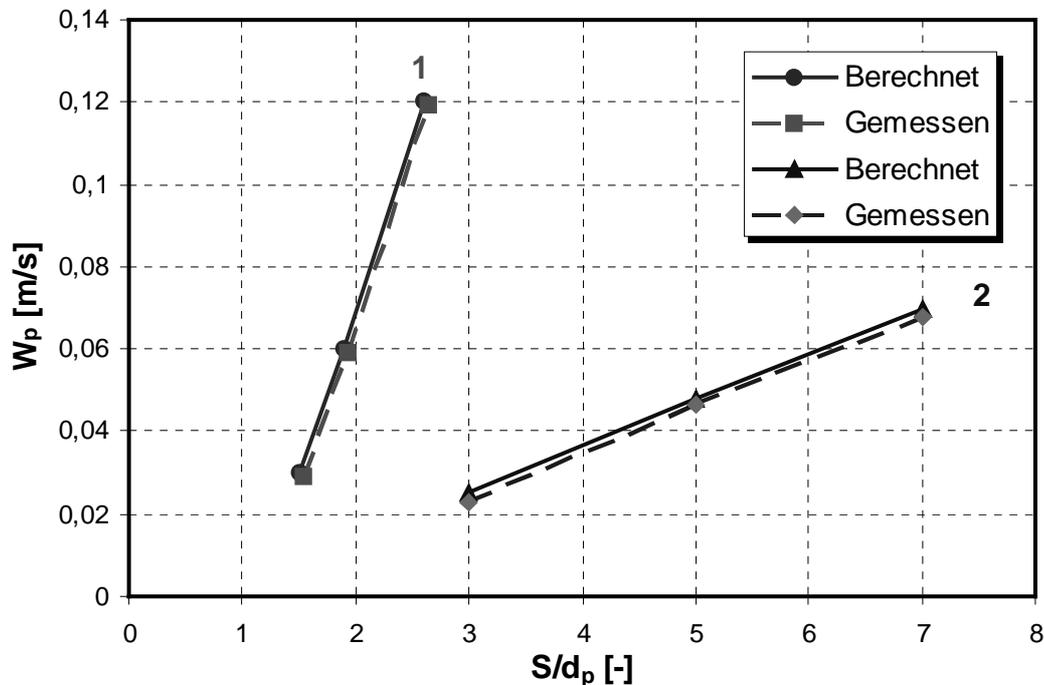
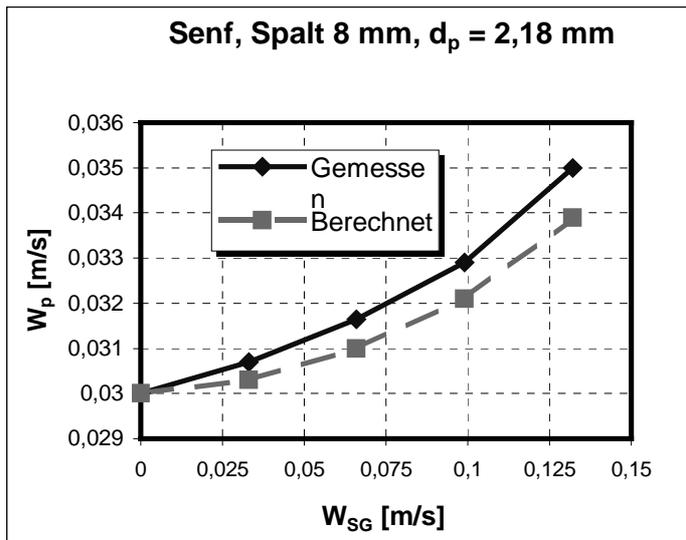


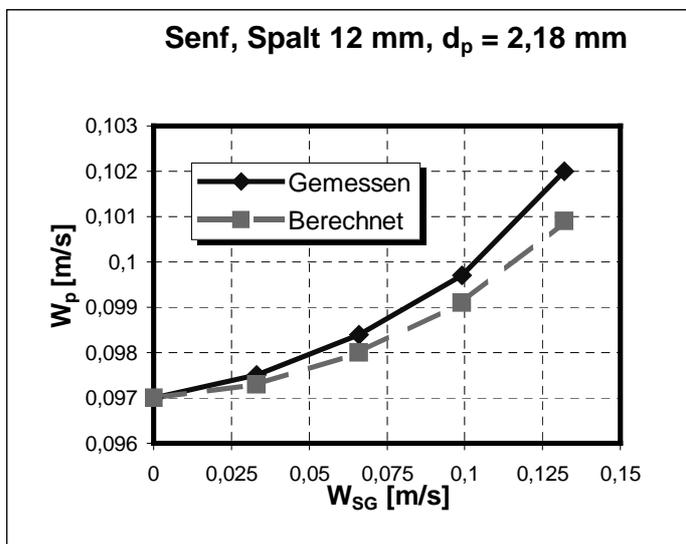
Abb. 5.1.1.2: Vergleich zwischen den experimentell bestimmten und den berechneten Daten für W_p (nach Gl. 5-5) für Sand mit $d_p = 1,43$ mm (Linie 1) und PVC-Granulat $d_p = 5$ mm (Linie 2)

5.1.2 Partikelgeschwindigkeit zwischen den Rohren mit Sekundärgas

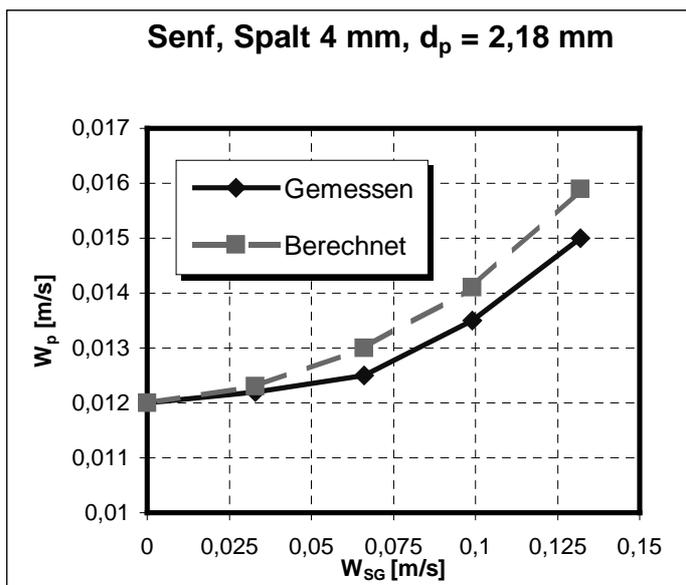
Der Einfluss des Sekundärgases im Bunker des Apparats auf die mittlere scheinbare Partikelgeschwindigkeit W_p bei den gewählten Spaltbreiten $S = 4, 8, 12$ mm ist für Senfkörner in Abb. 5.1.2.1 dargestellt. Die Sekundärgasgeschwindigkeit W_{SG} ist auf den freien Querschnitt des Bunkerraums bezogen [62].



W_{SG} [m/s]	$W_{p,gem}$ [m/s]	$W_{p,ber}$ [m/s]	Abweichung
		Gl. (5-6)	
x	y_1	y_2	%
0	0,012	0,012	0
0,033	0,0122	0,0123	1,15
0,066	0,0125	0,013	3,66
0,099	0,0135	0,0141	4,29
0,132	0,015	0,0159	5,88



W_{SG} [m/s]	$W_{p,gem}$ [m/s]	$W_{p,ber}$ [m/s]	Abweichung
		Gl. (5-6)	
x	y_1	y_2	%
0	0,03	0,03	0
0,033	0,0307	0,0303	-1,18
0,066	0,03165	0,031	-2,18
0,099	0,0329	0,0321	-2,47
0,132	0,035	0,0339	-3,13



W_{SG} [m/s]	$W_{p,gem}$ [m/s]	$W_{p,ber}$ [m/s]	Abweichung
		Gl. (5-6)	
x	y_1	y_2	%
0	0,097	0,097	0
0,033	0,0975	0,0973	-0,16
0,066	0,0984	0,098	-0,43
0,099	0,0997	0,0991	-0,60
0,132	0,102	0,01009	-1,05

Abb. 5.1.2.1: Vergleich zwischen gemessenen und nach Gl. (5-6) berechneten Daten

Der Verlauf $W_p = f(W_{SG})$ kann mit einem Polynom dritten Grades approximiert werden, das mit guter Genauigkeit alle Ergebnisse beschreibt. Die folgende Gl. (5-6) beschreibt die Geschwindigkeit der verschiedenen Partikel bei bekannter Geschwindigkeit in Abwesenheit des Sekundärgases $W_{p,0}$ für jeden Spalt S und $W_{p,0}$, bei der $W_{SG} = 0$.

$$W_{p,i} = W_{p,0} + 0,008 \cdot (W_{SG}) + 0,04 \cdot (W_{SG})^2 + 0,95 \cdot (W_{SG})^3 \quad (5-6)$$

dabei sind:

W_{SG} m/s	Sekundärgasgeschwindigkeit;
$W_{p,0}$	Partikelgeschwindigkeit ohne Sekundärgas;
$W_{p,i}$ m/s	berechnete mittlere scheinbare Partikelgeschwindigkeit für ein bestimmtes Material mit gegebenem d_p und für eine gegebene Sekundärgasgeschwindigkeit im freien Querschnitt des Bunkers im untersuchten Bereich $W_{SG} = 0; \dots, 0,132$ m/s.

Einen ähnlichen Charakter und einen Fehler kleiner als ± 10 % zeigen auch die Ergebnisse für die anderen untersuchten Materialien Sand, Glaskugeln und Weizen. Für sie ist der Vergleich zwischen den experimentellen und den nach Gl.(5-5) berechneten Daten für die mittlere scheinbare Partikelgeschwindigkeit im Anhang 10.1 angeführt.

Wegen der kleinen Werte der Schichthöhe im Bunker $H_{Sch} = 0,21$ m und der Partikelbehinderung durch ein Gitter aus waagrecht montierten Rohren wurden die Einflüsse der Schüttguldichte ρ_M und des statischen Druckes im Bunker wesentlich vermindert.

Die Funktion $W_p = f(W_{SG})$ weist beim Betrieb mit Sekundärgas einen hyperbolischen Verlauf auf. Beim Austrittsspalt $S = 4$ mm steigt W_p in allen Fällen um etwa 20 – 25 % an, bei $S = 12$ mm beträgt die Steigerung 5 – 8 %. Das kann dadurch begründet werden, dass die Partikel bei großen Spaltbreiten die Luft vom oberen Raum zusätzlich ansaugen, wodurch die Porosität wesentlich zunimmt.

Mit Gl. (5-6) ist es möglich, die mittlere scheinbare Partikelgeschwindigkeit für verschiedene körnige Materialien zu bestimmen, wenn $W_p = W_0$ ($W_{SG} = 0$) nach der Gl. (5-5) vorausberechnet wird. Diese Gleichungen sind für innere Bunkerkonfigurationen

(Rohrbündelverhältnisse: D_R/d_p , s_1 , s_2) und W_{SG} gültig, die keine Rückwärtsbewegung und kein „Sieden“ im Bunker zulassen.

5.1.3 Druckverlust bei einer pneumatischen Funktionsweise des Apparates

Die Experimente wurden mit Hilfe der Versuchsanlage Abb. 5.1.3.1 durchgeführt. Die Grundelemente der Anlage sind mit den Positionen von 1 bis 16 gekennzeichnet, davon sind 1 bis 9 die Grundelemente des Apparates, die im Punkt 4.1 beschrieben wurden. Zur Komplettierung der Anlage ist eine Rohrleitung mit einer Regelklappe 10 und eine Messblende 11 vorhanden. Eine Möglichkeit zur zusätzlichen Regulierung des Luftdurchsatzes gibt auch die Bypassklappe 12. Die Hilfsklappe 16 ist bei der Bestimmung des Druckverlustes dicht geschlossen.

Die Messwerte des Druckverlustes wurden von mit Wasser gefüllten U-Rohr-Manometern abgelesen und in Abb. 5.1.3.3 dargestellt (Kurve a und b; c ergibt sich aus dem Unterschied zwischen Kurve a und Kurve b). Der Eintrittsspalt des Apparates für das Primärgas wurde fest auf $S_{Ein} = 8$ mm eingestellt. Der Volumenstrom \dot{V} des Primärgases (Luft) wurde mit der Klappe 10 verändert. Die Lufteintrittsgeschwindigkeit W_L variiert dabei von 0 bis 37 m/s (Tabelle 5.1.3.0).

Die pneumatische Funktionsweise des Apparates wurde mittels zweier Arbeitsregimes überprüft:

a) diskontinuierliche Arbeit des Apparates zum Vergleich mit den Ergebnissen von dem prismatischen Strahlschichtapparat [100]. Für alle untersuchten Materialien wurde die Feststoffmenge konstant zwischen 4,75 und 9,5 kg ausgewählt und im Bunkerraum eingefüllt.

Der Apparat arbeitet diskontinuierlich ohne Zu- und Auslauf des Materials. Ein Unterspalt des Bunkers wurde außerdem so eingestellt, dass eine stabile Partikelschichthöhe über dem waagerechten Rohrbündel gewährleistet wird. Diese Tatsache korrespondiert mit dem neuen Arbeitsprinzip des Apparates. Bezüglich Δp_{Ges} wurde bei gleichen Stoff- und Gasbeladungen ein Vergleich zwischen den bekannten prismatischen Strahlschichtapparat [100] und dem neuentwickelten „MKKM-02“ durchgeführt. Z.B. ist $\Delta p_{Ges, pr. str. App} \sim 1,95 \Delta p_{Ges, \text{„MKKM-02“}}$ für Weizenkörner.

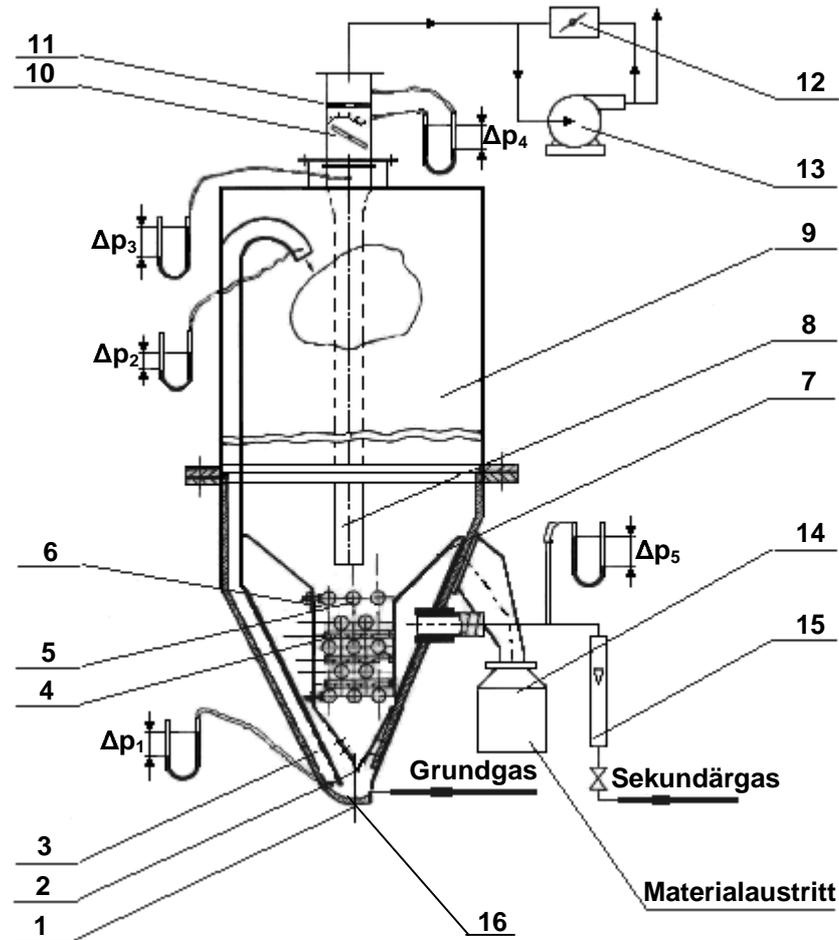


Abb. 5.1.3.1: Versuchsanlage zur Untersuchung der Hydrodynamik des Wärmeaustauscher-Reaktors:

- | | |
|-----------------------------------|------------------------|
| 1. Anströmboden | 9. Separationskammer |
| 2. Spalt für Material | 10. Arbeitsklappe |
| 3. Arbeitskanal | 11. Blende |
| 4. Rohre für Sekundärgas | 12. Bypassklappe |
| 5. Rohre zum Kühlen und Heizen | 13. Ventilator |
| 6. Bunker | 14. Endproduktbehälter |
| 7. Sekundärgaskammer | 15. Rotameter |
| 8. Eintrittsrohr für das Material | 16. Hilfsklappe |

Vor dem Montieren des Apparates für hydraulische Untersuchungen wurde der Widerstand Δp_4 bestimmt, da das ganze System im Saugbetrieb arbeitet. Nach der

Montage des Apparats wurden die inneren Widerstände Δp_1 , Δp_2 und Δp_3 gemessen, die den Einfluss seiner verschiedenen Bauelemente widerspiegeln.

Die Differenz der Widerstände ($\Delta p_1 - \Delta p_2 = \Delta p_{\text{kanal}}$) charakterisiert den Widerstand des Arbeitskanals, wo hauptsächlich die konvektive Wärmeübertragung Gas-Partikel stattfindet. Die andere Differenz $\Delta p_2 - \Delta p_3$ charakterisiert die obere plötzliche Erweiterung und den Widerstand am Austrittsstutzen. Auf Grund dieser Widerstände wurden die Werte für ξ_{App} (ohne Einwirkung des Widerstandes von dem Eintrittsspalt mit $S_{\text{Sp}} = 8 \text{ mm}$) bestimmt.

Der Wert $\xi_{\text{App}} = f(\text{Re}_{\text{Sp}}^*)$ ist in Abb. 5.1.3.2 dargestellt (Gl. 5-9).

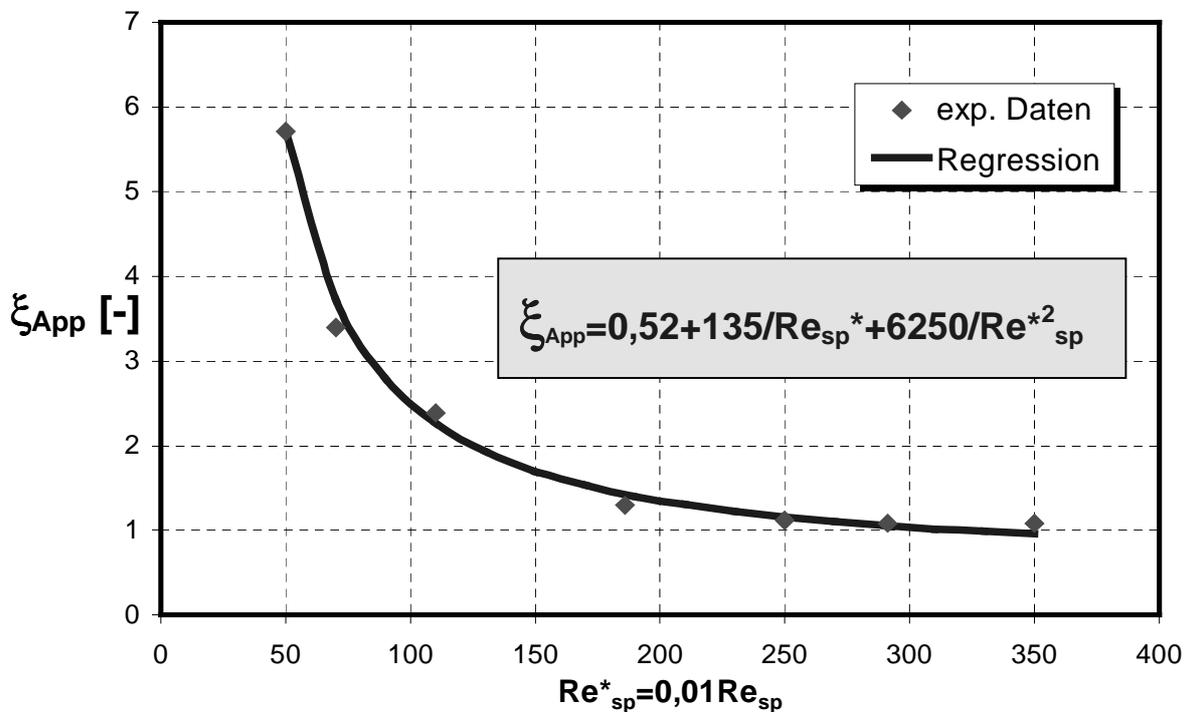


Abb. 5.1.3.2: Abhängigkeit des Widerstandsbeiwertes ξ_{App} von Re_{Sp}^*

Die Hilfsgröße Re_{Sp}^* ist:

$$\text{Re}_{\text{Sp}}^* = 0,01 \cdot \text{Re}_{\text{Sp}} \quad (5-7)$$

$$\text{Re}_{\text{Sp}} = \frac{W_G \cdot d_{\text{äq}}}{v_G} \quad (5-8)$$

Die experimentellen Angaben für ξ_{App} wurden in einer Gleichung zweiten Grades approximiert:

$$\xi_{\text{App}} = 0,52 + \frac{135}{\text{Re}_{\text{Sp}}^*} + \frac{6250}{(\text{Re}_{\text{Sp}}^*)^2} \quad (5-9)$$

Diese Gleichung hat einen Regressionskoeffizienten von $R^2 = 0,99$ und ist im untersuchten Bereich der Geschwindigkeiten $W_{\text{LESp}} = 0 \div 37$ m/s bzw. $R^*_{\text{ESp}} = 50 \div 350$ gültig.

Die Messung von Δp_{LA} wurde an einem Leerapparat bei verschiedenen Positionen der Klappe 10, die der oben angegebenen Luftgeschwindigkeit W_{LESp} entsprechen, durchgeführt. (siehe Spalte 1, 5 und 9 von Tabelle 5.1.3.0)

Der Widerstand des Eingangsspalt es für $W_{\text{LESp}} = 0 \div 37$ m/s kann nach der Korrelation bestimmt werden:

$$\Delta p_{\text{ESP}} = \xi_{\text{Sp}} \frac{\rho_{\text{G}} \cdot W_{\text{G}}^2}{2} \quad (5-10)$$

Hier wird $\xi_{\text{Sp}} = 1$ für zwei Widerstände (plötzliche Verengung und plötzliche Erweiterung) angenommen. Diese Werte für Δp_{ESP} sind in Spalte 7 der Tabelle 5.1.3.0 angeführt:

$$\Delta p_{\text{LA}} = (\xi_{\text{Sp}} + \xi_{\text{App}}) \frac{\rho_{\text{G}} \cdot W_{\text{G}}^2}{2} \quad (5-11)$$

Die Gl. (5-11) entspricht der Kurve (a) der graphischen Darstellung der berechneten Daten für den Leerapparat (Abb. 5.1.3.3 a).

b) kontinuierliche Arbeitsregimes des Apparates: Alle Messungen für Δp bei den kontinuierlichen Arbeitsregimes des Apparates zeigen eine sehr gute Reproduzierbarkeit, wobei ein Materialdurchsatz der Dosiermaschine von ca. 55-100 kg/h verwendet wurde. Es wurde sowohl ein neuer Austrittsspalt S des Bunkers eingestellt, als auch eine Regelungsklappe nach Endbunker 14 geöffnet. So wird die Materialmenge im Bunker konstant gehalten. Wegen der kleineren zusätzlichen Materialbeladung des Arbeitskanals ist der Druckverlust bei den kontinuierlichen Regimes 3 bis 4 % größer im Vergleich zu den diskontinuierlichen.

Es wird der Druckverlust Δp_{ges} experimentell bestimmt. Für einige Anfangspunkte arbeitet der Apparat im „Filtrationsregime“ und Δp_{ges} nimmt stark zu. Nachdem sich der pneumatische Transport im Kanal 3 einstellt, fällt der Widerstand ab.

In Abb. 5.1.3.3 sind die Kurven für Δp_{ges} , Δp_{LA} , Δp_{sch} für das Versuchsmaterial Senfkörner gezeigt.

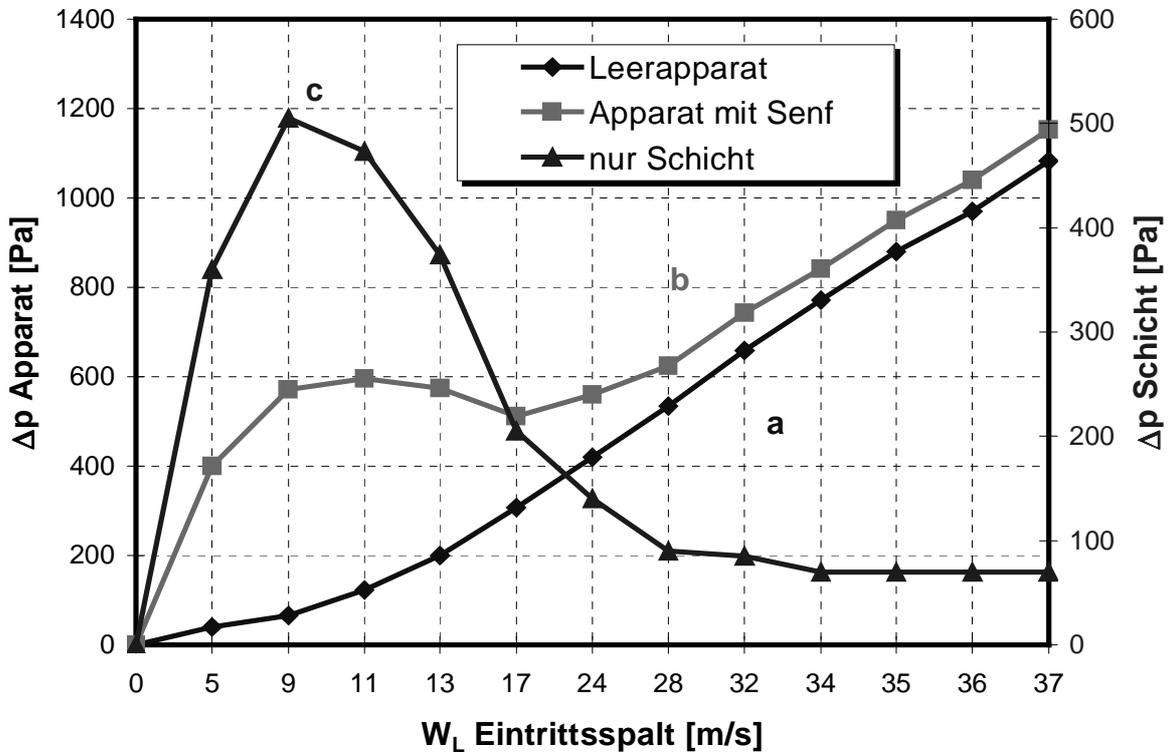


Abb. 5.1.3.3: Druckverlust des Apparates als Funktion von W_L am Eintrittsspalt

Die Daten für Δp_{LA} Leerapparat (Spalte 9 der Tabelle 5.3.1.0) sind in Abb. 5.1.3.4 dargestellt und mathematisch mit einem Polynom zweiten Grades (5-12) approximiert :

$$\Delta p_{LA} = 0,67 \cdot W_L^2 + 0,84 \cdot W_L + 25,93 \quad (5-12)$$

wobei sind :

- Δp_{LA} [Pa] Druckverlust des leeren Apparates;
- W_L , [m/s]; Gasgeschwindigkeit im Eintrittsspalt des Apparates,

Tabelle 5.1.3.0 Bestimmung des Druckverlustes des Apparates bei der Arbeit ohne und mit dem Material Senfkörner ($d_p = 2,18 \text{ mm}$; $\rho = 1180 \text{ kg/m}^3$; Materialmassenstrom $\dot{m}_M = 0,0228 \text{ kg/s}$; $\dot{m}_{MR} = 0,41 \text{ kg/s}$; $\rho_L = 1,2 \text{ kg/m}^3$; $\dot{m}_L = \dot{V}_L \cdot \rho_L / 3600 \text{ kg/s}$; $\mu = \dot{m}_M / \dot{m}_L \text{ kg/kg}$; $m_M = 4,48 \text{ kg}$; $\alpha_M = 63^\circ$)

Nr	Winkel der Klappe (10)	ΔP Blende (Pos. 11)	Luftdurchsatz \dot{V}	Grundluftgeschwindigkeit $W_L \text{ m/s}$			$\Delta P_{\text{Ein, Sp}}$ Eintrittsspalt	ΔP_{AK} Arbeitskanal	ΔP_{LA} Leerapparat	ΔP_{Sch} Schicht	ΔP_{ges} Apparat und Schicht
				$W_{L,B}$ Blenderohr $\Phi 150 \text{ mm}$	$W_{L,ESp}$ Eintrittsspalt $8 \times 505 \text{ mm}$	$W_{L,AK}$ Arbeitskanal $18 \times 505 \text{ mm}$					
				4	5	6					
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	[°]	[mmWS]	[m ³ /h]	[m/s]	[m/s]	[m/s]	[Pa]	[Pa]	[Pa]	[Pa]	[Pa]
1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2	7,5	6	70,2	1,10	4,70	2,09	19	27	40	630	400
3	10	25	133,5	2,10	9,15	4,07	50	36	66	505	591
4	12	35	156,8	2,60	10,64	4,73	68	53	123	473	596
5	14	49	185,2	3,05	12,62	5,60	96	58	200	374	574
6	20	87	252	4,12	17,32	7,70	180	60	307	205	512
7	24	174	356,3	5,88	24,25	10,78	353	67	420	140	560
8	30	237	417,4	6,82	28,46	12,66	480	100	535	90	625
9	34	295	463,3	7,65	31,68	14,08	602	103	658	89	747
10	40	337	495,1	8,09	33,91	15,07	669	121	772	88	860
11	50	372	519,6	8,50	35,64	15,84	762	135	880	87	967
12	70	380	531,1	8,70	36,38	16,17	794	153	970	82	1052
13	90	420	540	8,80	37,12	16,50	820	263	1083	78	1161

Die Gl. (5-12) ermöglicht die Berechnung des Druckverlustes für einen Leerapparat für Gasgeschwindigkeiten $W_{L,ESP} = 0 \div 37$ m/s. Diese Relationen müssen beim Upscaling des Apparates auf eine großtechnische Anlage beibehalten werden, damit sich derselbe Druckverlust dort auch einstellt.

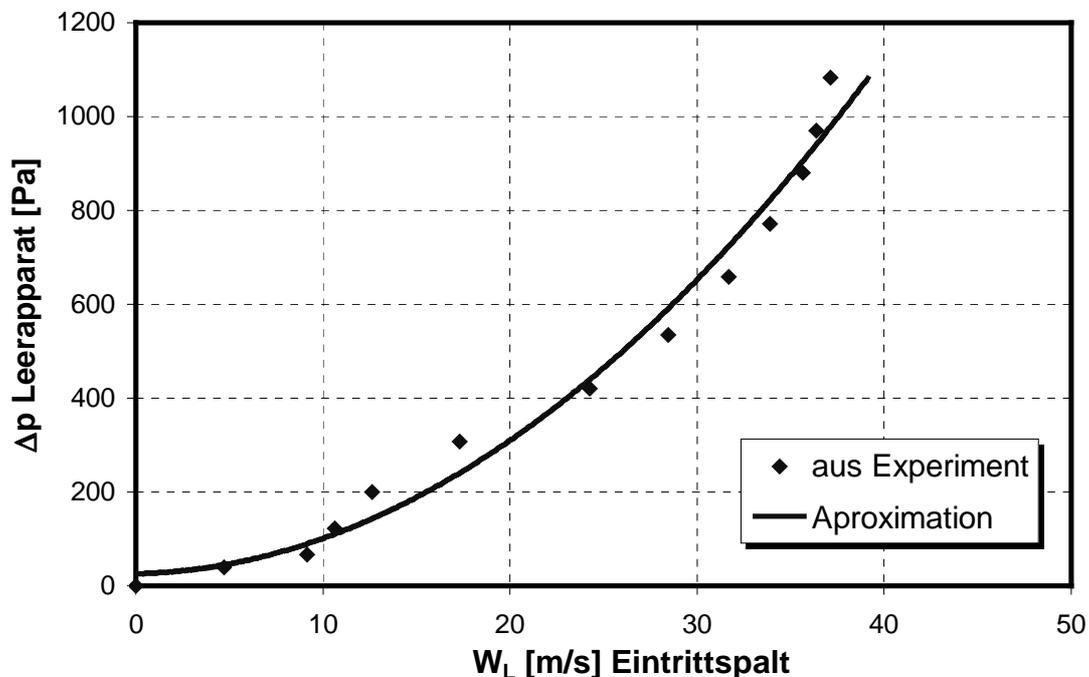


Abb. 5.1.3.4: Druckverlust beim Leerapparat mit einem Polynom zweiten Grades

Im Anhang 10.3 (Tabelle 10.3.1) sind die Ergebnisse für Δp_{LA} , Δp_{Sch} und Δp_{ges} für drei andere Modellstoffe (Hirse, Weizen und Glaskugeln) angegeben.

5.1.4 Definition des pneumatischen Arbeitsbereiches

Die große Anzahl der Versuche mit unterschiedlichen Modellstoffen ergab die Möglichkeit, einschätzen zu können, welcher Arbeitsbereich des Apparates für eine stabile Fluidisation geeignet ist.

Während der experimentellen Untersuchungen wurden folgende wichtige Ereignisse gezielt beobachtet:

- Feststellung von Totzonen im inneren Bunkerraum sowie in den Sektionen des Arbeitskanals für den pneumatischen Transport;

- Durch die Schaufenster und durch die durchsichtige Rückwand an der linken Seite wurde eine gleichmäßige Gasverteilung wie auch ein gleichmäßiger Partikelaustrag beobachtet.

Die Prozessverläufe wurden mit Hilfe einer Digitalkamera aufgenommen.

Empfehlungen und Hinweise zum Betrieb des Wärmeaustauscher-Reaktors:

- Nur Partikel mit Korngrößen von 0,5 bis 5 mm können mit dieser Konfigurationen thermisch bearbeitet werden;
- Partikel mit Durchmessern größer als 5 mm fließen nicht störungsfrei zwischen den Rohren des Rohrbündels;
- Es können prinzipiell alle Arten von flüssigen Wärmeträgern (oder Dampf) angewandt werden. Wärmeträger, die Schmutzablagerungen an die inneren Oberflächen der Wand verursachen können, sind möglichst zu vermeiden;
- Das Sekundärgas kann von einem Ventilator oder Kompressor (Druckluft) erzeugt werden. Die auf den oberen Bunkerquerschnitt bezogene Geschwindigkeit des Sekundärgases soll die Lockerungsgeschwindigkeit W_{loc} nicht überschreiten;
- Die Primärgasgeschwindigkeit im Arbeitskanal kann von 2,09 bis 16,5 m/s verändert werden (Spalte 6, Tabelle 5.1.3.0);
- Die stabile Fluidisation wurde bei $W_{L,AK} \approx 1,5 W_{aus}$ festgestellt;
- Der maximale Druckverlust beim Leerapparat bei $W_{L,max,AK} = 16,5$ m/s beträgt ca. 1100 Pa und bei Betriebsbeladung mit ca. 123 kg/m Feststoffdurchsatz und bei $W_L = 10,1$ m/s $\Delta p_{ges} \approx 2000$ Pa (gerechnet für $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$, Anhang 10.9).

Ein Vergleich der Arbeit des MKKM-02-Reaktors mit dem prismatischen Strahlschichtapparat [100] zeigt etwa 50% weniger Schichtdruckverlust und Gesamtdruckverlust beim Versuchsmaterial Senf.

Δp_{ges} – für Modellstoff Weizen, bei den gleichen pneumatischen Betriebsbedingungen ist:

$$\Delta p_{ges.pr.str.Apparat} \approx 1,95 \Delta p_{ges} \text{ "MKKM-02"}$$

5.2 Wärmeübertragung

5.2.1 Beschreibung des Prozesses

Die effektive Wärmeübertragung im Strahlschichtreaktor verläuft hauptsächlich in zwei Phasen: konduktiv (Erste Phase) - im eingebauten Bunkerteil des Apparates zwischen den Partikeln und der Oberfläche des Waagerechthrohrbündels und konvektiv (zweite Phase) - zwischen den Partikeln und dem Primärgas (Luft), das den pneumatischen Transport der Partikel bewirkt.

Auf ihrem technologischen Weg werden die Partikel mit einer Schneckendosiermaschine dem Apparat zugeführt und gelangen danach in den Bunker mit Waagerechthrohren, deren äußere Oberfläche durch den drinnen fließenden Wärmeträger auf einer bestimmten Temperatur gehalten wird. Zwischen den Rohren wird auch Sekundärgas (Druckluft) eingespeist, das die Geschwindigkeit der Partikel bei ihrer Bewegung nach unten erhöht und leichte Auflockerungen hervorruft, wobei die Partikelstöße dazwischen auch durch die Oberfläche der Rohre vergrößert werden. Dieses Sekundärgas gleicht das Temperaturfeld im Bunker aus und beteiligt sich indirekt an der ersten Phase des Wärmeaustausches. Die Sekundärgasgeschwindigkeit W_{SG} wird bei der Berechnung von Pe^* (Peclet-Zahl) und λ_S^* (die modifizierte Wärmeleitfähigkeit der Schicht) eingesetzt. Auf diese Weise beeinflusst das Sekundärgas Nu_1 bzw. die α_1 -Zahl der ersten Phase des Wärmeaustausches. Da das Volumen des Sekundärgases weniger als 5% des Volumens des Primärgases beträgt, kann sein Wärmestrom \dot{Q}_{SG} vernachlässigt werden. Die Porosität der Schicht wird als $\varepsilon = 0,41$ angenommen [94], und für den Materialanteil im Bunker wird somit $\beta = (1 - \varepsilon) = 0,59$. Diese Voraussetzungen sowie die geometrischen Besonderheiten des Apparates (D_R , d_p , Simplex D_R/d_p , s_1 , s_2) und die Variation der Spaltbreite S (für den Bunker) bedingen die Ableitung einer Kriterialgleichung von der Art:

$$Nu_1 = f(Pe^*, D_R/d_p) \quad (5-13)$$

Die Wärmeübertragung zwischen dem Grundgas (Luft) und den Partikeln erfolgt in dem kurzen Kanal für den pneumatischen Transport (Länge $L = 1,3$ m; Breite $0,018$ m). Das ist der sogenannte Bereich zur „Entwicklung des pneumatischen Transports“, in dem nach Literaturangaben die höchsten Werte für die α_2 -Zahl

erreicht werden. Nach dem Kanal, dessen Ende nach unten gebogen ist, wird das Gas von den Partikeln (in der Abscheidungskammer) abgetrennt und verlässt den Apparat durch einen oberen Ausgangsstutzen, während die Partikel in den inneren Bunkerraum zurückkehren. In der Separationskammer wird der Wärmeübergang beim freien Fall der Partikeln fortgesetzt. Für diese Wärmeaustauschart werden in der Literatur viele Gleichungen für $\alpha_2 = f(\text{Nu}_2)$ angeboten. Es musste überprüft werden, ob die eigenen Versuchsdaten mit guter Genauigkeit von einigen dieser gefundenen Gleichungen beschrieben werden können, oder ob eine neue Gleichung hergeleitet werden muss.

In den beiden Fällen des untersuchten Wärmeaustausches wurde der Partikeldurchmesser d_p als charakteristische Länge gewählt. Eine allgemeine Abhängigkeit für $\text{Nu}_{\text{ges}} = \text{Nu}_1 + \text{Nu}_2$ kann dennoch nicht mit guter Genauigkeit abgeleitet werden, weil die beiden Prozesse I und II keine mittlere treibende Temperaturdifferenz bzw. keine allgemeine Triebkraft haben. Aus diesem Grund muss der Wärmeaustausch im Apparat nacheinander (separat) für die erste und die zweite Phase des Prozesses (mit α_1 und α_2) berechnet werden.

Ein Block-Schema der Ströme im Apparat für die beiden Stufen des Prozesses und der dazugehörigen Δt_m ist in Abb. 5.2.4.1 angeführt.

In Abb. 5.2.1.1 ist die Organisation der Partikelbewegung im Reaktor dargestellt. Am unterem Ende des Apparates ist ein Hilfsbunker vorgesehen. Im Fall, dass kein Primärgas die Anlage durchströmt, wird dort das behandelte Schüttgut durch Öffnung der Hilfsklappe gesammelt und deren Temperatur t_M' und Materialdurchsatz \dot{m}_M , die für die Material- und Wärmebilanz notwendig sind, bestimmt.

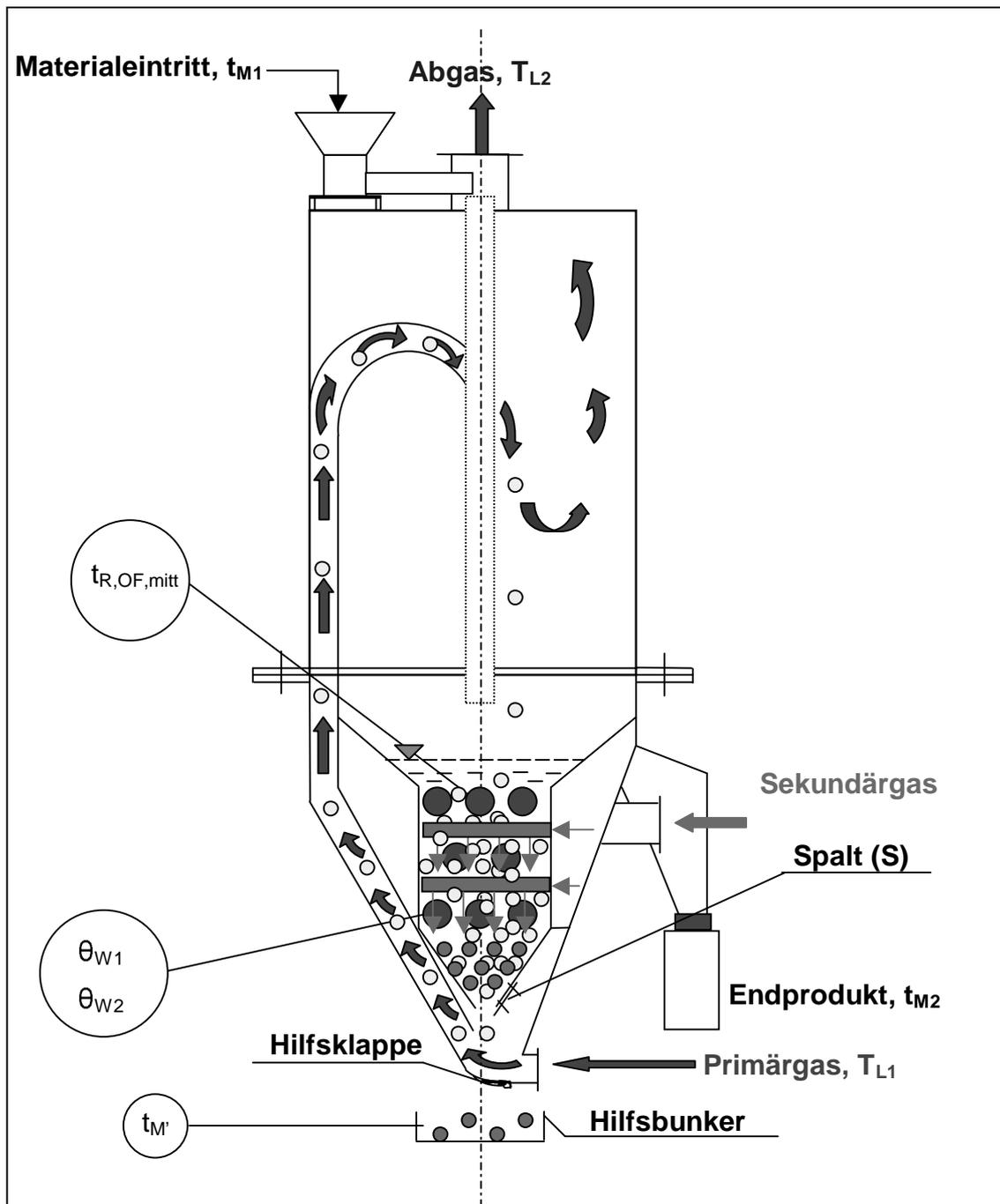


Abb. 5.2.1.1: Partikel- und Gasströme im Arbeitsregime des Apparates

Bei der Untersuchung der Wärmeübertragung in beiden Phasen werden die unbekannt Wärmeströme durch Bilanzgleichungen (5-14a, 5-14b) bestimmt. Die Massenströme des Materials \dot{m}_M , des Wassers als Wärmeträger \dot{m}_W , sowie des Primärgases \dot{m}_{PG} und des Sekundärgases \dot{m}_{SG} wurden gemessen.

Die Wärmeströme werden durch Wärmebilanzen verglichen unter Abzug der durch die fehlende Wärmeisolation auftretenden Wärmeverluste.

Als Kapazitätsreserve bei Industrieapparaten kann die traditionelle Projektreserve von 20% Grundgas angenommen werden, sowie eine Reserve im Gebläseförderdruck.

5.2.2 Wärmeübergang zwischen fließendem Partikelstrom und waagerechtem Rohrbündel

5.2.2.1 Versuchsanlage

Zur Vereinfachung der Experimente wurde der obere Abscheideteil des Apparates demontiert und der Hauptbunker für bearbeitetes Produkt durch zeitweiliges Verstopfen des Stutzens abgesperrt. Es wurde ein anderer Bunker benutzt. Vor jedem Versuch wurde die Austrittsspaltbreite S des Bunkers reguliert. Zwischen die Rohre wird das Material mit der Temperatur t_{M1} geschüttet und durch ständige Zugabe auf einer konstanten Schichthöhe $H = 0,21$ m nach Öffnen der Hilfsklappe gehalten. Der Versuch wurde dann im stationären Regime durchgeführt und alle für die Bilanzierung notwendigen Parameter wie z.B. die Massenströme des Fluidmediums und ihre Anfangs- und Endtemperaturen wurden ermittelt. Für jedes untersuchte Material wurde eine neue Spaltbreite S ausgewählt, damit eine bestimmte Partikelgeschwindigkeit W_p gesichert werden kann.

Zuerst wurden die experimentellen Untersuchungen ohne Sekundärgas durchgeführt.

Jeder Versuch ist 3 bis 5 mal wiederholt worden, damit zufällige Fehler eliminiert werden können.

5.2.2.2 Modellstoffe

Als Versuchsmaterialien wurden einige der Stoffe, mit denen die hydrodynamischen Eigenschaften bestimmt wurden, ausgewählt: Hirse mit $d_p = 1,65$ mm; trockener Sand mit $d_p = 1,43$ mm; Glaskugeln mit $d_p = 3$ mm und Weizen mit $d_p = 4,07$ mm.

Die Auswahl wurde nach dem Partikeldurchmesser d_p und der Wärmeleitfähigkeit der Materialien λ_M getroffen.

5.2.2.3 Gemessene Größen

Um die Bilanzmethode zu benutzen, war es erforderlich, folgende Größen zu bestimmen.

- A:** Für das Schüttgut: den Massenstrom \dot{m}_M [kg/s], die Anfangstemperatur t_{M1} und die Endtemperatur t_{M2} [°C];
- B:** Für den Wärmeträger in den Rohren (Leitungswasser): den Massenstrom \dot{m}_W , die Anfangs- und Endtemperatur θ_1 und θ_2 [°C];
- C:** Die äußere Oberflächentemperatur der Rohre ($t_{R,OF}$) wurde an 4 verschiedenen Stellen (t_1 bis t_4 °C) gemessen und der mittlere Wert ermittelt.

Die Temperaturen des Materials t_{M1} und t_{M2} und die Temperaturen t_1 bis t_4 wurden mit Thermoelementen gemessen („Digital Multimeter – M83“ mit einer Genauigkeit von 0,5°C).

Als Sekundärgas wurde Druckluft benutzt. Der Volumenstrom der Druckluft \dot{V}_{SG} wird im Bereich 0 – 19,4 m³/h mit Hilfe eines Rotameters gemessen. Das ermöglicht Luftgeschwindigkeiten im freien Bunkerquerschnitt $W_{SG} = 0; 0,033; 0,066; 0,099$ und $0,132$ m/s bei stufenweiser Veränderung des Stromes. Die Sekundärluft dient sowohl der Erhöhung der scheinbaren Abfließgeschwindigkeit des Materials W_p bei einer bestimmten Breite des Auslaufspaltes S als auch dem Ausgleich der Materialtemperatur über der Bunkerfläche [56]. Dieser Gasstrom und die oben erwähnten Geschwindigkeiten im Bunkerquerschnitt verursachen kein Wirbeln der Partikel zwischen den Rohren. Deshalb wird bei der Bearbeitung der Daten eine Porosität $\varepsilon = 0,41$ (Packungsdichte $(1 - \varepsilon) = \beta = 0,59$ [55]) angenommen. Die experimentellen Untersuchungen wurden bei zwei verschiedenen Arbeitsregimes durchgeführt – Erhitzen oder Abkühlen des körnigen Materials. Im ersten Fall wird das Material in einer Kühlkammer bis auf -15°C gekühlt. Im zweiten Fall wird es in einem Trockenschrank bis auf 75°C erhitzt und danach für eine Wärmebehandlung über die Rohre des Bunkers geleitet.

5.2.2.4 Ermittlung des Wärmeübergangskoeffizienten α_1 zwischen dem Rohrbündel und dem Material

Basierend auf den gemessenen Größen wird eine Wärmebilanzierung des Systems unter Berücksichtigung der Wärmeverluste für jeden Versuch durchgeführt. Es werden die Wärmeströme für das Wasser \dot{Q}_{W1} (als Arbeitswärmeträger) und für das Material \dot{Q}_{M1} bestimmt. Der Koeffizient α_1 wird nach der folgenden Abhängigkeit berechnet:

$$\alpha_1 = \frac{\dot{Q}_{M1}}{A_{Sch1} \cdot \Delta t_{m1,ln}} \quad (5-14)$$

$$\dot{Q}_{M1} = \dot{m}_{m1} \cdot c_{p1,m} \cdot (\Delta t_{m,1}) \quad (5-14a)$$

$$\dot{Q}_{W1} = \dot{m}_{W1} \cdot c_{p1,W} \cdot (\Delta t_{W,1}) \quad (5-14b)$$

A_{Sch1} Wärmeaustauschfläche der Schicht - m^2 ;

$\Delta t_{m1,ln}$ mittlere treibende Temperaturdifferenz zwischen der Rohroberflächentemperatur $(t_1 + t_2 + t_3 + t_4)_{R, OF} : 4 = t_{R, OF, mittlere}$ und den Temperaturen des Materials t_1 und t_2 in $^{\circ}C$ (Abb. 5.2.2.4.1):

$$\Delta t_{m1,ln} = \frac{(t_{R,OF} - t_1) - (t_{R,OF} - t_2)}{\ln \frac{(t_{R,OF} - t_1)}{(t_{R,OF} - t_2)}} \cdot \epsilon_{\Delta t} \quad (5-15)$$

$\epsilon_{\Delta t}$ Kreuzstromkorrektionsfaktor [117].

Die Untersuchung wurde bei zwei Arbeitsregimes durchgeführt – Erhitzung (Abb.5.2.2.4.1) oder Kühlung.

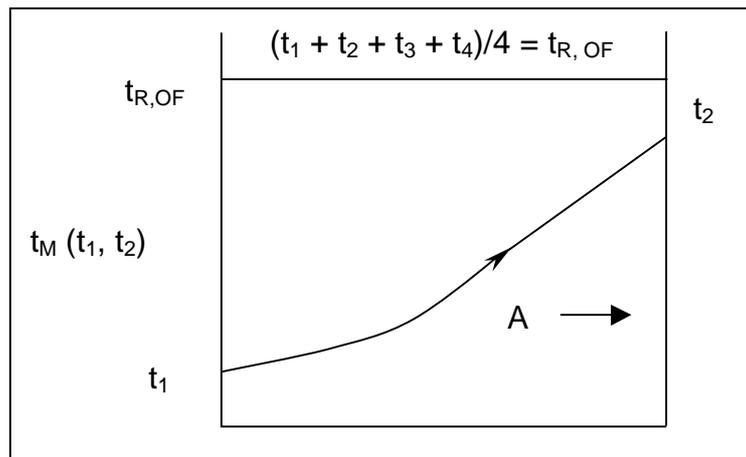


Abb.

5.2.2.4.1:

Aus den ermittelten Experimentaldaten für α_1 wird die Nusselt-Zahl Nu_1 für die verschiedenen Materialien berechnet:

$$Nu_1 = \frac{\alpha_1 \cdot d_p}{\lambda^*} \quad (5-16)$$

wo:

λ^* die effektive Wärmeleitfähigkeit der Partikel-Schicht unter Berücksichtigung des Koeffizienten $\beta = 0,59$ (feste Phase in der Schicht) ist:

$$\lambda^* = 0,59 \cdot \lambda_M + 0,41 \cdot \lambda_G \quad (5-17)$$

Hier kann $(1 - \beta)$ näherungsweise als $\varepsilon = 0,41$ angenommen werden.

Mit dem geometrischen Simplex D_R/d_p , der die Abhängigkeit zwischen dem Einzelrohrdurchmesser des Rohrbündels ($D_R = 14$ mm) und dem Partikeldurchmesser d_{Pi} der verwendeten Materialien berücksichtigt, wurde die Kriteriale Gleichung für die Nusselt-Zahl Nu_1 als Funktion von der Peclet-Zahl für die Partikel abgeleitet [63].

$$Nu_1 = 0,155 \cdot (Pe^*)^{0,22} \cdot \left(\frac{D_R}{d_p} \right)^{0,33} \quad (5-18)$$

Diese Abhängigkeit ist für die maximalen Geschwindigkeiten des Sekundärgases (W_G bis 0,132 m/s) im freien Querschnitt des Bunkers für $54 < Pe^* < 4200$, und $3,43 < D_R/d_p < 9,79$ gültig.

In der Gl. (5-19) wird die Peclet-Zahl modifiziert und die effektive Wärmeleitfähigkeit der Schicht λ^* bei $\beta = 0,59$ berechnet (d.h. $1 - \beta = \varepsilon$):

$$Pe^* = \frac{[\rho_G \cdot c_{p,G} \cdot (1-\beta) \cdot W_{SG} + \rho_M \cdot c_{p,M} \cdot \beta \cdot W_p] \cdot d_p}{\lambda^*} \quad (5-19)$$

Die Versuchsdaten für die Nusselt-Zahl (einzelne Punkte) und die nach der Abhängigkeit (Linie) berechneten Werte sind in Abb. 5.2.2.4.2 zusammengestellt [63].

Mit der Erhöhung der W_{SG} nimmt auch W_p und somit auch α in bestimmten Grenzen zu. Die Rolle des Sekundärgases im System ist bei Geschwindigkeiten unter $W_{SG,max} < 0,132$ m/s vernachlässigbar. Bei einer Erhöhung von $W_{SG,max} > 2$ m/s und beim Wirbeln der Schüttschicht zwischen den Rohren ist α 2 bis 3 -mal größer als bei Versuchen, die ohne Sekundärgas durchgeführt wurden [55, 66, 71, 81, 110, 129.2].

Die Analyse von Abb. 5.2.2.4.3 zeigt, dass die feinkörnigen Materialien und die, die eine höhere Wärmeleitfähigkeit λ haben, höhere α_1 - Werte aufweisen.

Der maximale Fehler Δ zwischen den Versuchsdaten und den Rechendaten für die Nusselt-Zahl ist in Abb. 5.2.2.4.4 gegeben. Es ist deutlich zu sehen, dass $\Delta < 10\%$ ist.

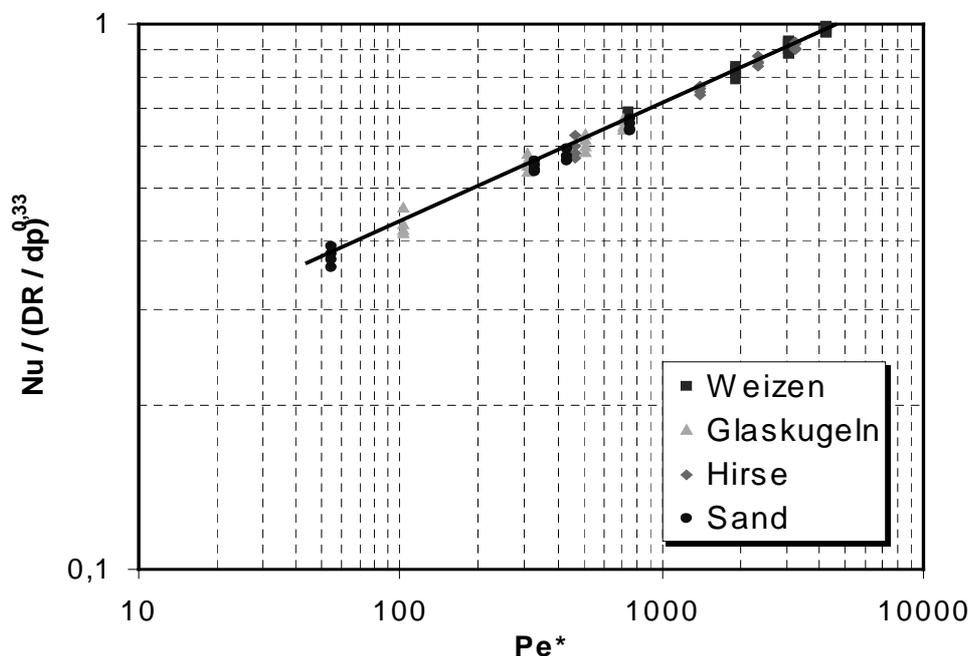


Abb. 5.2.2.4.2: Graphische Darstellung der Kriterialgleichung (5-18),

$Nu_1 = f(Pe^*)$ und der experimentellen Untersuchungen

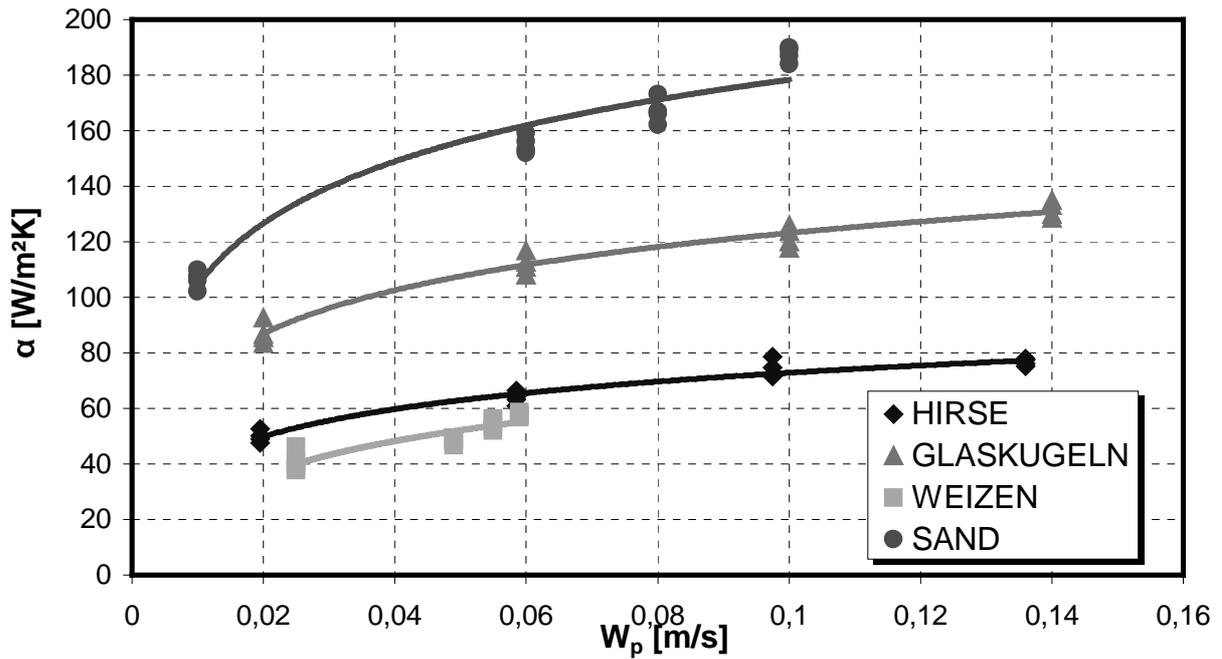


Abb. 5.2.2.4.3: Abhängigkeit der α -Zahl von der Partikelgeschwindigkeit W_p

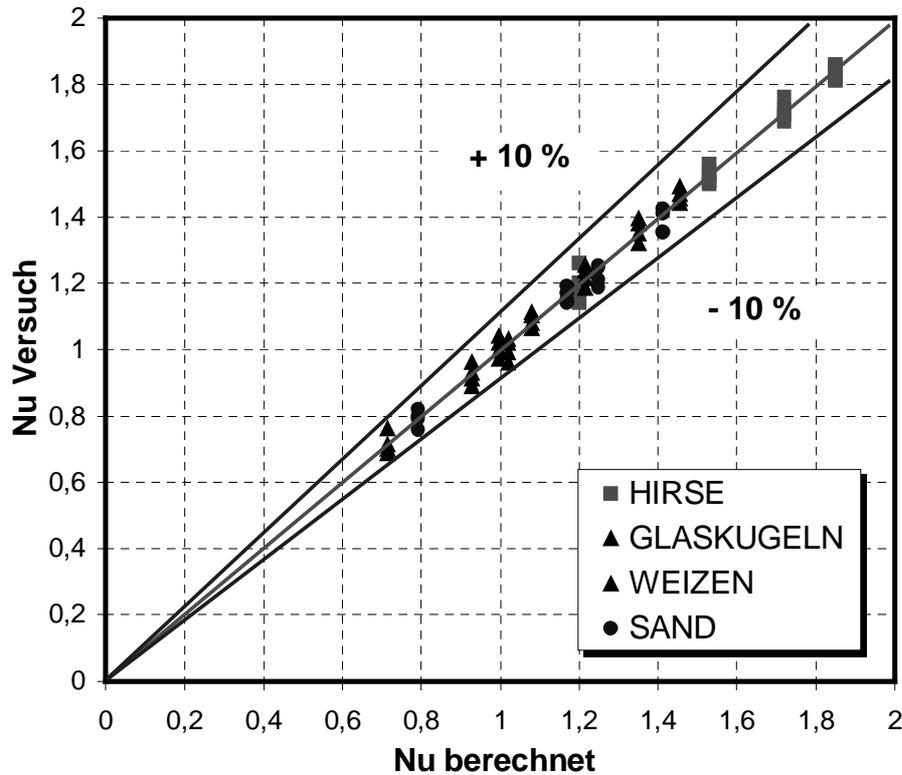


Abb. 5.2.2.4.4: Fehlervergleich zwischen den experimentellen und den nach Gl. (5-18) berechneten Daten für Nu-Zahl

5.2.2.5 Vergleich mit Literaturwerten

Die für α_1 und Nu_1 erhaltenen Versuchsdaten wurden mit den Ergebnissen anderer Autoren [35, 36, 55, 56, 61, 65, 68, 71, 78, 81, 117] verglichen, die den Wärmeaustausch beim Durchfließen von körnigen Materialien zwischen dem horizontalen Rohrbündel im sogenannten Fließbettwärmeaustauscher untersucht haben. Die Krierialgleichungen für Nu und die empirischen Gleichungen für α_1 enthalten obligatorisch den geometrischen Simplex D_R/d_p , aber sie decken nicht den entsprechenden Arbeitsbereich ab. Im vorliegenden Fall ist es möglich, im inneren Bunkerraum ein Rohrbündel mit äußerem Einzelrohrdurchmesser von 14 mm schachbrettförmig anzuordnen. Um einen maximalen Wärmeaustausch zu gewährleisten, wurde beim vorliegenden Strahlschichtapparat der Durchmesser der durchfließenden Partikel $d_p \leq 5$ mm ausgewählt, womit die Bedingung $2,80 < D_R/d_p < 9,79$, sowie der Simplex $2,70 < (S_1 - D_R)/d_p < 6,66$ erfüllt ist. In diesem Gültigkeitsbereich sind die

Koeffizienten $C = 0,155$, $a = 0,22$, $b = 0,33$ in Gl. (5-18) $Nu_1 = C_1 \cdot (Pe^*)^a \cdot \left(\frac{D_R}{d_p}\right)^b$. In

Tabelle 5.2.1 werden diese Werte mit den in der Monographie von Kalenderjan [55] dargestellten und für den Trocknungsprozess gültigen Koeffizienten verglichen.

Tabelle 5.2.1.

Materialien	C₁	a	b
1. Stäube	0,409	0,28	0,276
2. Körner	0,79	0,28	0,404
3. Eigene Daten	0,155	0,22	0,33

Die Daten von Lebedev [68] für die α_1 -Zahl bei Erwärmung von Kohle (Stücke mit $d_p > 20$ mm) in einem Rohrwärmeaustauscher mit $D_R = 80$ mm sind niedriger als für Materialien mit $d_p < 5$ mm, was logisch aus der Gl. (5-16) und Gl. (5-18) folgt.

5.2.3. Untersuchung des konvektiven Wärmeaustausches im Kanal beim pneumatischen Transport

Diese Wärmeaustauschart ist ausreichend untersucht und in der Literatur beschrieben worden. Es wird zuerst der Wärmeübergang zwischen einem einzelnen Partikel und dem Gasstrom betrachtet und danach werden die Ergebnisse für ein Haufwerk multipliziert. Der neue Apparat wurde für entsprechende Bedingungen (Pneumatische Transportstrecke) untersucht. Die wissenschaftlich begründete Vermutung, dass in der Entwicklungsstrecke des pneumatischen Transportes eine hohe α_2 -Zahl erreicht werden kann, wurde bestätigt. Es wurden auch Bedingungen für die Ausrichtung des Stromes mit eingebauten Schaufeln im Arbeitskanal geschaffen, um die Verweilzeit der Partikel im Apparat zu kontrollieren.

5.2.3.1. Versuchsanlage

Die Versuchsanlage zur Durchführung der experimentellen Untersuchungen zur Bestimmung des konvektiven Wärmeaustausches (Wärmeübertragung, Wärmeübergang) zwischen den Partikeln und dem zirkulierenden Primärgas im Apparat ist im Kapitel 4, Abb. 4.1.1, beschrieben. Die Bewegung der Partikel und des Primärgasstromes wurde mit Pfeilen im Arbeitskanal für den pneumatischen Transport verdeutlicht.

Die experimentellen Untersuchungen des konvektiven Wärmeaustausches werden folgenderweise durchgeführt:

Es werden wenigstens 20 kg Versuchsmaterial in einem Trocknungsschrank bis $t_{M1} = 50 \div 75^\circ\text{C}$ erhitzt. Die Anlage besitzt die notwendigen Datengeber zum Messen dieser Temperatur t_{M1} im Bunker der Dosiermaschine 11, im Bunker 9 von Abb. 4.1.1 und im Endproduktbehälter 12 zum Messen dieser Temperatur t_{M2} für das Material. Die Hilfsklappe (Auslassklappe) 7 ist geschlossen. Der Bunker 9 wird im voraus mit einem bis auf 50°C erwärmten Material gefüllt. Der Ausgang des inneren Bunkers 9 wird so reguliert, dass er das Material für den pneumatischen Transport durchlässt, aber im Bunker immer eine konstante Schichthöhe über den Rohren 5 beibehalten wird. Wasser fließt nicht in den Rohren, es wird auch kein Sekundärgas benutzt. Die Abkühlung erfolgt nur durch die Arbeit des Kanals für den pneumatischen Transport. Es werden die Ströme \dot{m}_G (m^3/s) und die Temperatur des transportierten

Primärgases gemessen. Beim mit Material gefüllten Bunker 9 werden das Gebläse für das transportierende Gas und die Dosiermaschine eingeschaltet, die vorreguliert ist, um einen bestimmten Materialmassenstrom \dot{m}_M (kg/s) zu fördern.

Mit Hilfe der ermittelten Massenströme sowie der Anfangs- und Endtemperatur können die Wärmeströme \dot{Q}_2 am Anfang und am Ende des Versuchs aus der Wärmebilanz berechnet werden. Die Differenz zwischen den beiden Wärmeströmen entspricht den Wärmeverlusten im System im stationären Arbeitsregime.

5.2.3.2. Modellstoffe

Als Modellstoffe wurden bei den Experimenten zur Bestimmung des Wärmeaustausches die selben, in der Tabelle 5.1.1. beschriebenen Stoffe benutzt, denn sie haben unterschiedliche Materialdichten ρ_M , λ -Zahlen und spezifische Wärmekapazitäten c_p . Durch die verschiedenen Partikeldurchmesser d_p und die Dichte ρ_M sind unterschiedliche Austraggeschwindigkeiten möglich, womit deren Einfluss auf den Wärmeaustausch in der Anfangsstrecke bestimmt werden kann. Zusätzlich wurden noch zwei Partikelsysteme untersucht – Sand mit $d_p = 1,43$ mm und PVC-Granulat mit $d_p = 5$ mm, die sich durch ihre wärmephysikalischen Eigenschaften von den anfangs gewählten Stoffen unterscheiden.

5.2.3.3. Gemessene Größen

Die Experimente wurden bei verschiedenen Materialdurchsätzen durchgeführt, aber es wurde immer eine Gasgeschwindigkeit im Kanal $W_G > W_{Aus}$ eingehalten. Auf diese Weise wurde das Verhältnis der Massenströme $\mu = \dot{m}_M / \dot{m}_G$ für die verschiedenen Materialien und Arbeitsregimes variiert. Dieser Faktor beeinflusst wesentlich die Bestimmung der Wärmeaustauschoberfläche der Partikel, die am Wärmeaustausch "Gas – Partikel" in einem bestimmten Volumenelement des Apparates V_{App} (m^3) teilnehmen. Dieses Volumen kann z.B. ein Teil eines Rohres oder eines Kanals sein, in dem der Wärmeaustausch verwirklicht wird [78]. Es wurden die Massenströme des Materials \dot{m}_M und des Gases \dot{m}_G in (kg/s) sowie ihre Temperatur am Ein- und Ausgang des Apparates im stationären Regime gemessen. Die Daten sind zur

Zusammenstellung und Bearbeitung der Material- und Stoffbilanzen für jedes Experiment notwendig.

Zusätzlich zu den Experimenten wurde ein Modell für die Arbeit des Kanals erstellt und mit dem Strömungssimulationspaket FLUENT und dem Geometrie Preprozessor GAMBIT simuliert. Der Kanal 8 (Abb. 4.1.1) wurde in 8 gleiche Teile aufgeteilt und 1/8 der Breite des Arbeitskanals wurde modelliert, somit konnten alle notwendigen Daten für die entsprechenden experimentellen Bedingungen ermittelt werden. Als Grundlage dienen die Navier-Stokes-Gleichungen. Von diesen Modellen wurde für Weizen, Senf und Hirse außer der Endtemperatur t_{M2} auch der Druckverlust Δp für den leeren Kanal und bei Arbeit mit Material berechnet. Die Anfangsbedingungen für die Fluent – Simulationen wurden experimentell bestimmt und mit den Ergebnissen ermittelt.

5.2.3.4. Ermittlung des Wärmeübergangskoeffizienten α_2 im Arbeitskanal

Der Algorithmus zur Bearbeitung der experimentellen Daten für den konvektiven Wärmeaustausch „Gas – feste Partikel“ schließt folgende Schritte ein:

- Bestimmung von \dot{Q}_1 und \dot{Q}_2 für Material und Gas (Luft);
- Berechnung der mittleren logarithmischen Temperaturdifferenz für Gleichstrom $\Delta t_{m,ln2}$;
- Bestimmung der allgemeinen Schichtoberfläche aus Partikeln, die am zweiten Wärmeaustauschprozess A_{Sch2} teilnehmen, nach Gl. (3-34):

$$A_{Sch2} = \mu_2 \cdot V_{Kam2} \cdot \rho_G \cdot \sigma_M;$$
- Bestimmung der α_2 -Zahl für den konvektiven Wärmeaustausch nach der bekannten Abhängigkeit:

$$\alpha_2 = \frac{\dot{Q}_2}{A_{Sch2} \cdot \Delta t_{m,ln}} \quad (5-20)$$

- Bestimmung von Nu_2 mit einer charakteristischen Länge d_p :

$$Nu_2 = \frac{\alpha_2 \cdot d_p}{\lambda_2} \quad (5-21)$$

5.2.3.5. Vergleich mit Literaturwerten

Alle für Nu_2 erhaltenen Versuchsdaten wurden mit den Ergebnissen untersuchter Materialien anderer Autoren verglichen (Tabelle 7.2.1). Gleichzeitig mit den Versuchen wurden numerische Simulationen mit den Abmessungen des Apparats und den Experimentalbedingungen zur Bestimmung der Endtemperatur des Materials t_{M2} und des Gesamtdruckverlustes Δp_{ges} in „FLUENT-6.00“ durchgeführt. Die beste Übereinstimmung zwischen den eigenen experimentellen und Simulations-Daten und der Literatur wurde mit den Gleichungen von Gnielinski, veröffentlicht in [129.1], für $Nu_{ges_2} = 2 + \sqrt{Nu_{lam}^2 + Nu_{turb}^2}$ erhalten. Der Vergleich ergab eine Abweichung $\Delta_2 < 6\%$ für die experimentellen Daten und $\Delta_2 < 10\%$ für die Simulationsergebnisse. Ein Beispiel zum Kühlen von Weizenkörnern beschreibt die erfolgreiche Anwendung von Gl. (3-16) und (3-19). Die ausführliche Lösung ist im Anhang 10.4 dargestellt.

5.2.4. Beschreibung des Gesamtsystems

Die Bewegung der Ströme wird entsprechend dem Zyklus des technologischen Weges (Abb. 5.2.4.1) des Materials im Wärmeaustauscher-Reaktor in dem Block-Schema gezeigt.

Es sind ebenfalls die Massenströme der bearbeiteten körnigen Materialien und der Fluidströme, die an den 1. und 2. Wärmeaustauschprozessen beteiligt sind, abgebildet. Es sind auch die wärmetechnisch-physikalischen Eigenschaften und die Anfangs-, Zwischen- (für das Material) und Endtemperaturen angegeben, die in Literaturquellen gefunden und gemessen worden sind. Sie alle werden beim Aufstellen der Material- und Wärmebilanzen für jedes Experiment, das als Ziel die Bestimmung von α_1 und α_2 bzw. von Nu_1 und Nu_2 hat, benötigt.

Die genaue Beschreibung der Wärmeaustauschprozesse 1 und 2 erlaubt, einen Algorithmus zur Auslegung des Apparates zu entwickeln, der im Kapitel 8 ausführlich dargestellt ist.

Der Prozess läuft im Kreuzstrom: „Partikel – äußere Oberfläche“ des Rohres des Rohrbündels. Konvektiver Wärmeaustausch: Partikel – Sekundärgas ist vernachlässigbar (Sekundärgas ist 5% vom Primärgas).

Der zweite Prozess läuft im Gleichstrom: Partikel – Primärgas.

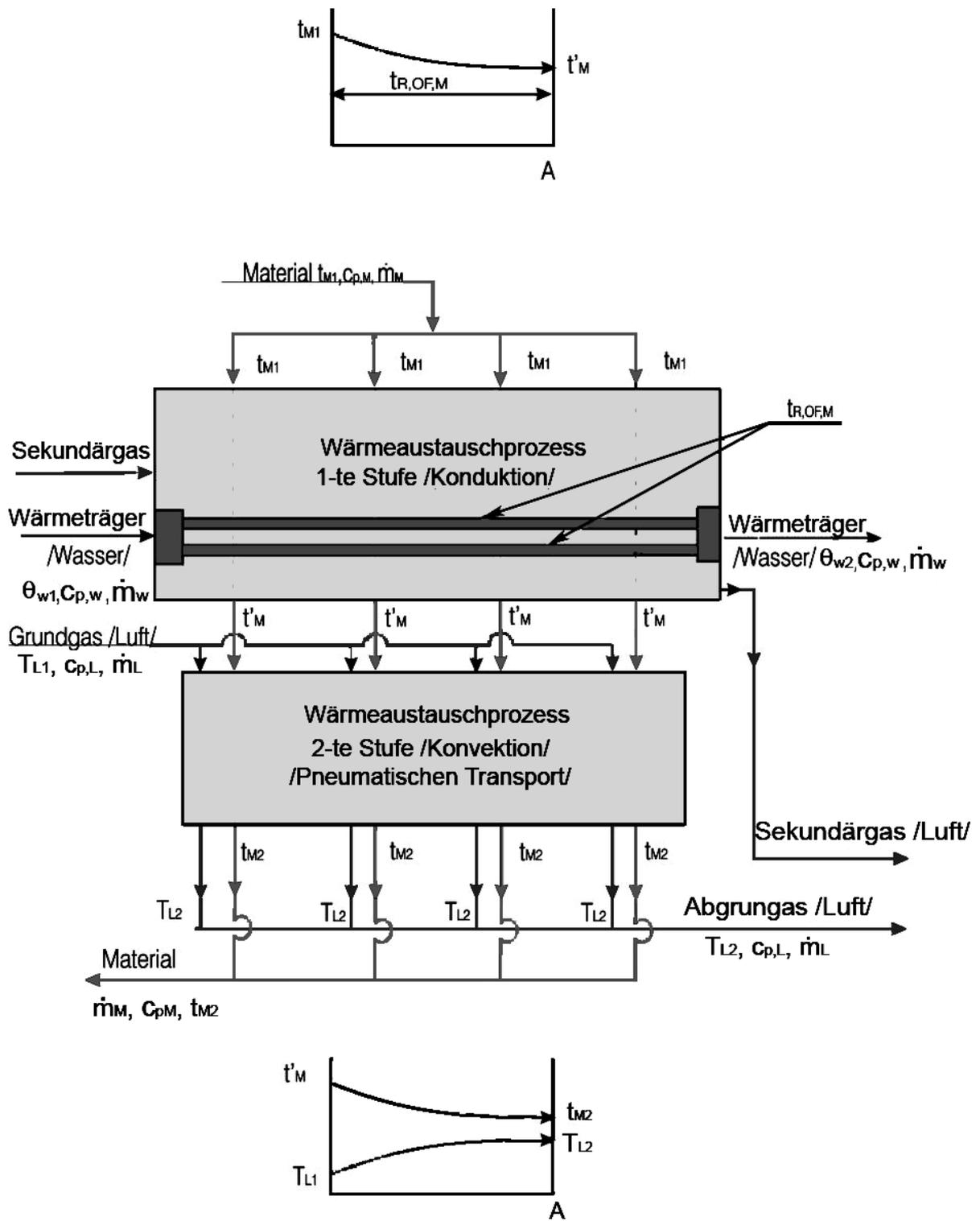


Abb. 5.2.4.1: Block-Schema zur Beschreibung des Gesamtwärmetauschersystems des Wärmeaustauscher-Reaktors.
a) Kreuzstrom

5.3. Verweilzeitverteilung der Partikel in der Arbeitszone des Apparates

Der neue Strahlschichtreaktor bzw. Wärmeaustauscher-Reaktor, der in der vorliegenden Arbeit untersucht und beschrieben wird, gehört zu den Reaktoren mit „idealer Durchmischung“. Entscheidend für die Arbeit dieser Reaktoren ist, die Verweilzeit der Partikel in ihrer aktiven Arbeitszone zu bestimmen. Zum Beispiel ist die Kontaktzeit bei der Beschichtung von Partikeln mittels einer Gasphasenreaktion sehr wichtig.

In den Reaktoren mit „idealer Durchmischung“, bei denen keine speziellen Vorrichtungen zum Regulieren der Verweilzeit der Partikel vorgesehen sind, verhält sich diese Verweilzeit nach der Wahrscheinlichkeitstheorie und wird von der Gauß Verteilungskurve zur Verteilung von zufälligen Größen beschrieben. Die Dichte der Verteilung und die Neigung der Glocken (genannt „Exzesse - E“) der Gauß-Funktion [18] hängen von der Konstruktion des Apparates und den darin realisierten hydrodynamischen Prozessen ab. Für den vorliegenden Apparat gelten einige Voraussetzungen, die eine wesentliche Rolle für die Verweilzeit der Partikel im Apparat spielen:

- Das Material gelangt auf eine Partikel-Schicht, die durch Rückstau auf dem Boden des Apparates gebildet wird. Die Partikel müssen von der Oberfläche der Schicht zu dem Boden des Bunkers durch ein Kreuzbündel aus Rohren hindurchfließen. Ihre Trajektorie hat einen Wahrscheinlichkeitscharakter, aber die erste Komponente der Verweilzeit $\tau_{VZ,1}$ kann dennoch bestimmt werden;
- Es sind Kanäle mit richtungsweisenden Schaufeln einer Länge $b = 70$ mm und einem Neigungswinkel $\varphi = 20^\circ$ (Abb. 5.3.1.1) vorhanden. Trotzdem verändern einige Partikel nicht ihre Trajektorie, andere rücken mit einem bestimmten Schritt nach links, und andere kehren hinter die Schaufeln zurück. Das ist auf turbulente Wirbel zurückzuführen. Die konstruktiven Besonderheiten des Apparates formieren die Komponente $\tau_{VZ,2}$ der allgemeinen Verweilzeit $\tau_{VZ,ges}$;
- Am wahrscheinlichsten ist, dass die thermisch bearbeiteten Partikel in die Öffnung des Ausgangsstützens (40 x 80 mm) gelangen, um die Arbeitszone des Apparats zu verlassen. Diese Zeitkomponente $\tau_{VZ,3}$ ist am wenigsten

voraussagbar, weil die Partikel vom Kanal des pneumatischen Transports direkt nach unten zurückkehren und der Ausgangsstutzen an der linken senkrechten Wand angeschweißt ist. Hier sind konstruktive Verbesserungen und Vervollkommnungen erforderlich.

5.3.1. Versuchsanordnung

Bei der Wahl der Methodik und der eventuellen Ergänzungen an der Versuchsanlage wurde vom Gesichtspunkt der gestellten Ziele und Aufgaben ausgegangen. Grundsätzlich musste der Einfluss der geometrischen Abmessungen des Apparates sowie der Größe und des Gewichts der Partikel auf die Verweilzeit des Materials in der Arbeitszone des Reaktors ermittelt werden.

Das erforderte, an die Anlage einen durchsichtigen Glasbunker 6 (Abb. 5.3.1.1) hermetisch dicht anzuschließen, mit Hilfe dessen die Verweilzeit der 20 gefärbten Partikeln in der Arbeitszone des Apparates bestimmt werden kann. Die Wand 3 des unteren Teils 2 ist aus Plexiglas gefertigt. Dadurch kann die Bewegung der Partikel durch die geformten Kanäle der Breite a_1 (Abb. 5.3.1.1) beobachtet werden.

Abb. 5.3.1.1 stellt die Ansicht von links mit einem Teilschnitt des Apparats dar. Es sind die konstruktiven Hauptabmessungen und Winkel sowie die ausgewählten Stellen L_1 , L_2 und L_3 der gefärbten Partikel zu sehen.

Die Abstände L_i vom Ein- und Austritt der Partikel sind wie folgt bestimmt:

$L_1 = 450 \text{ mm}$ resultiert aus der maximalen geometrischen Länge des Versuchsapparates,

$L_2 = 225 \text{ mm}$ ist $0,5 \cdot L_1$, und

$L_3 = 50 \text{ mm}$ ist eine gewählte Länge in unmittelbarer Nähe des Ausgangsstutzens des Apparates.

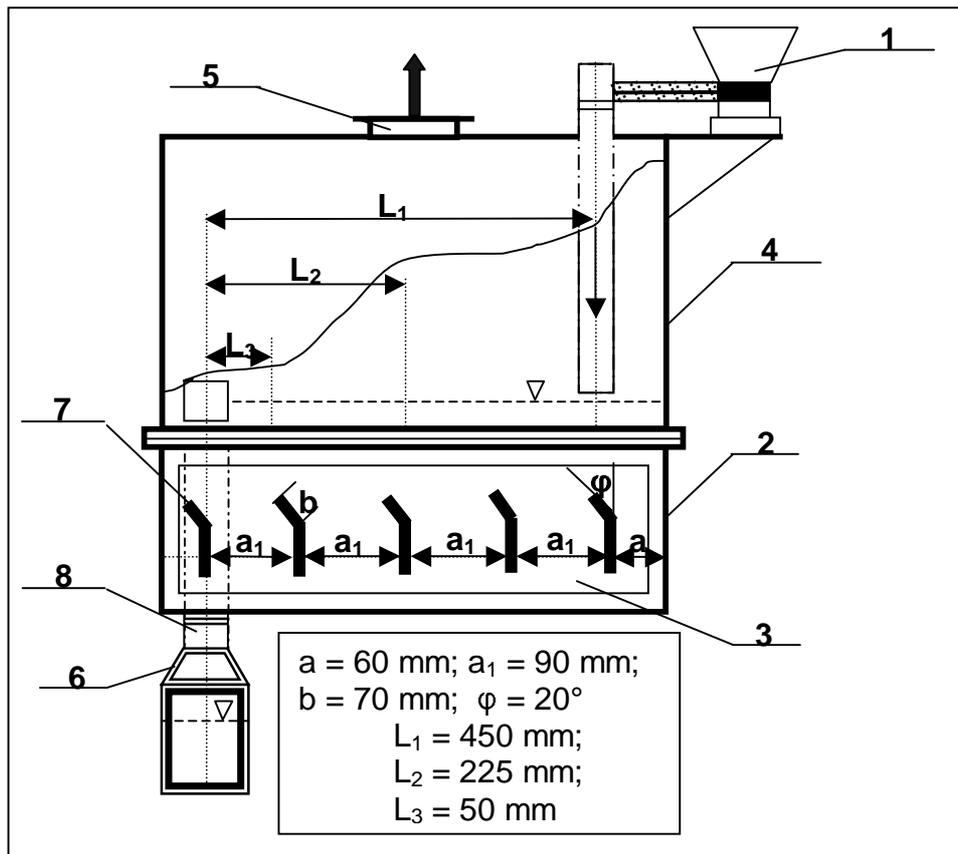
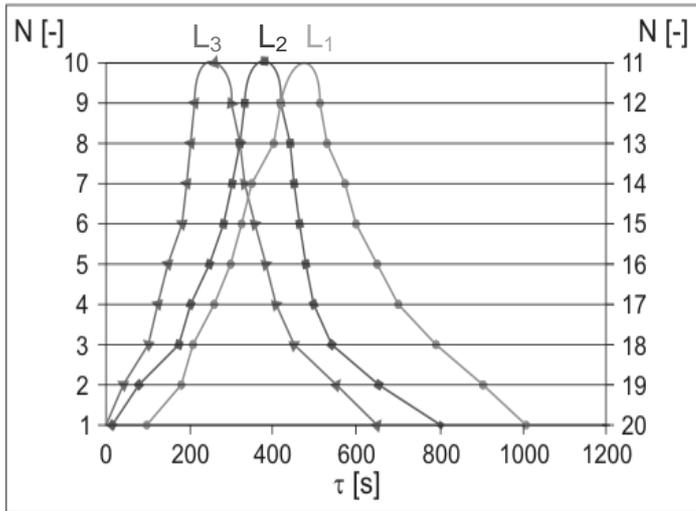


Abb. 5.3.1.1: Versuchsanordnung zur Bestimmung der Partikelverweilzeit

- | | |
|---------------------------------------|----------------------|
| 1 – Dosiermaschine; | 5 – Abgasstutzen; |
| 2 – Anströmzone; | 6 – Hilfsbunker; |
| 3 – Durchsichtige Wand des Apparates; | 7 – Schaufeln; |
| 4 – Abscheidekammer; | 8 – Materialaustritt |

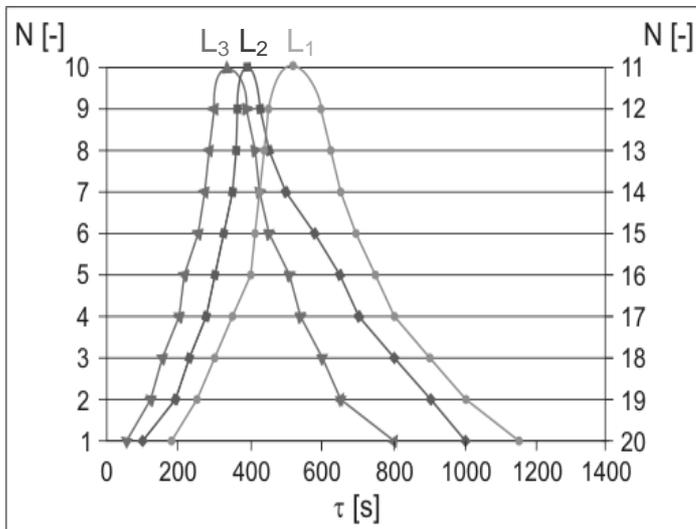
Die experimentellen Untersuchungen wurden unter folgenden Bedingungen durchgeführt:

- Der Massenstrom des Schüttgutes von der Dosiermaschine ist mit dem Austrittsstrom des Endproduktes aus dem Bunker synchronisiert. Auf diese Weise kann ein konstanter Materialstrom gesichert werden ($\sim \dot{m}_{MR} = 0,2 \text{ kg/s}$).
- Die Arbeitsgeschwindigkeit des Primärgases ist größer als die Austragsgeschwindigkeit $W_G > W_{aus}$;
- Bei jedem Versuch wird die Eingabestelle der gefärbten Partikel entsprechend den gewählten Abständen L_1, L_2, L_3 festgelegt;



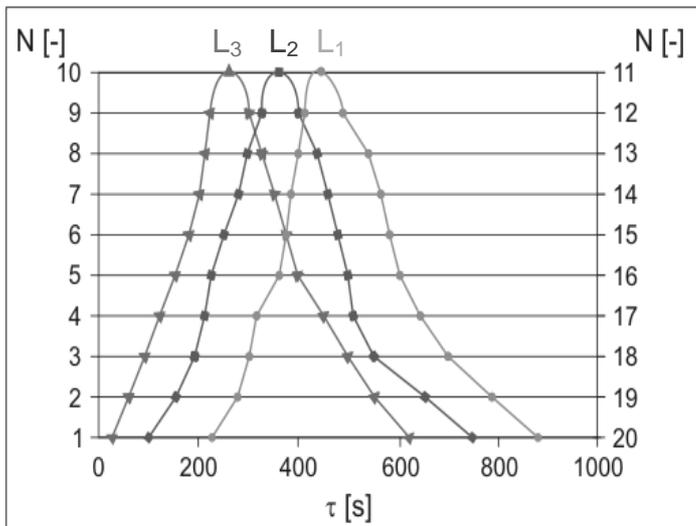
Hanfsaat

$d_p = 3,36 \text{ mm}$,
 $\rho_M = 979 \text{ kg/m}^3$
 $W_G = 14 \text{ m/s}$,
 $m_M = 0,196 \text{ kg/(m.s)}$
 $L_1 = 450 \text{ mm}, \tau = 480 \text{ s}$
 $L_2 = 225 \text{ mm}, \tau = 375 \text{ s}$
 $L_3 = 50 \text{ mm}, \tau = 280 \text{ s}$



Hirse

$d_p = 1,65 \text{ mm}$,
 $\rho_M = 1250 \text{ kg/m}^3$
 $W_G = 12 \text{ m/s}$,
 $m_M = 0,063 \text{ kg/(m.s)}$
 $L_1 = 450 \text{ mm}, \tau = 508 \text{ s}$
 $L_2 = 225 \text{ mm}, \tau = 390 \text{ s}$
 $L_3 = 50 \text{ mm}, \tau = 323 \text{ s}$



Weizen

$d_p = 4,07 \text{ mm}$,
 $\rho_M = 1315 \text{ kg/m}^3$
 $W_G = 16,5 \text{ m/s}$,
 $m_M = 0,434 \text{ kg/(m.s)}$
 $L_1 = 450 \text{ mm}, \tau = 460 \text{ s}$
 $L_2 = 225 \text{ mm}, \tau = 360 \text{ s}$
 $L_3 = 50 \text{ mm}, \tau = 270 \text{ s}$

Abb. 5.3.1.2: Verweilzeitverteilung der Partikel im Arbeitsbereich des Apparates für drei Versuchsmaterialien: Hanfsaat, Hirse und Weizen

- Am Ausgang des Apparates wird die Verweilzeit mit Stoppuhr gemessen.
- Jeder Versuch wurde 3 bis 6 mal wiederholt. Die in Abb. 5.3.1.2 dargestellten Punkte entsprechen den Mittelwerten.
- Aus den Vorversuchen ist bekannt, dass die Anzahl der gefärbten Partikeln N_i (20, 30, 60) keinen wesentlichen Einfluss auf die Verweilzeitverteilung ausübt. Darum wurde mit $N_i = 20$ Stück gearbeitet.

5.3.2. Modellstoffe

Als Modellstoffe wurden drei Partikelarten ausgewählt, die schon zur Bestimmung anderer Arbeitscharakteristiken des Apparates benutzt wurden. Es wurde mit Weizenkörnern ($d_p = 4,07$ mm, $\rho_M = 1315$ kg/m³), Hanf ($d_p = 3,36$ mm, $\rho_M = 979$ kg/m³) und Hirse ($d_p = 1,65$ mm, $\rho_M = 1250$ kg/m³) gearbeitet. Die Hanfsaat wurde ausgewählt, da sie eine kleine Dichte ρ_M hat, und d_p zwischen den beiden anderen Partikeln liegt. Dadurch kann die Abhängigkeit der τ_{VZ} von d_p und ρ_M für die Arbeitsbedingungen des Apparates untersucht werden.

5.3.3. Gemessene Größen

Bei der Beschreibung der Versuchsanordnung wurde schon erwähnt, dass vor jedem Experiment die Fenster des Apparats geöffnet wurden und die gefärbte Partikeln ($N_i = 20$) auf die Schicht in Linie geschüttet wurden. Es wurde die Austrittszeit τ_i der einzelnen Partikel untersucht, in dem auch die mittlere Materialbelastung \dot{m}_M (kg/s) des Apparates gemessen wurde.

5.3.4. Auswertung der Versuche

Die Versuchsergebnisse sind in Abb. 5.3.1.2 dargestellt. In Abb. 5.3.1.3 ist die mittlere Verweilzeit $\tau_{VZ,mit}$ als Funktion der Länge L_i und der Partikelanzahl von N_1 bis N_{20} aufgetragen.

Bei der Wiederholung der Messungen mit einem bestimmten Material wurden Abweichungen von bis zu $\pm 17\%$ erhalten, die auf den Wahrscheinlichkeitscharakter der Verweilzeit der Partikel im Arbeitsbereich zurückzuführen sind [18, 39, 53, 64, 126].

Trotz der komplizierten Partikelbewegung im Arbeitsbereich des Apparates wurde eine Gesetzmäßigkeit bei den Verweilzeituntersuchungen für die drei unterschiedlichen Versuchsmaterialien (Weizen, Hanfkörner und Hirse) festgestellt. Aus den Linien 1, 2 und 3 der Abb. 5.3.1.3 ist die lineare Abhängigkeit der mittleren Verweilzeit von der Apparatelänge eindeutig zu erkennen.

Somit können weitere Vorhersagen über die mittlere Verweilzeit der Partikel für eine bestimmte Arbeitslänge des Apparates getroffen werden.

Bei einer Arbeitslänge von $L = 1 \text{ m}$ kann aus Abb. 5.3.1.3 die mittlere Verweilzeit für die untersuchten Materialien entnommen werden:

- für Weizen $\tau_{1,\text{mitt}} = 680 \text{ s}$;
- für Hanfkörner $\tau_{2,\text{mitt}} = 710 \text{ s}$;
- für Hirse $\tau_{3,\text{mitt}} = 770 \text{ s}$.

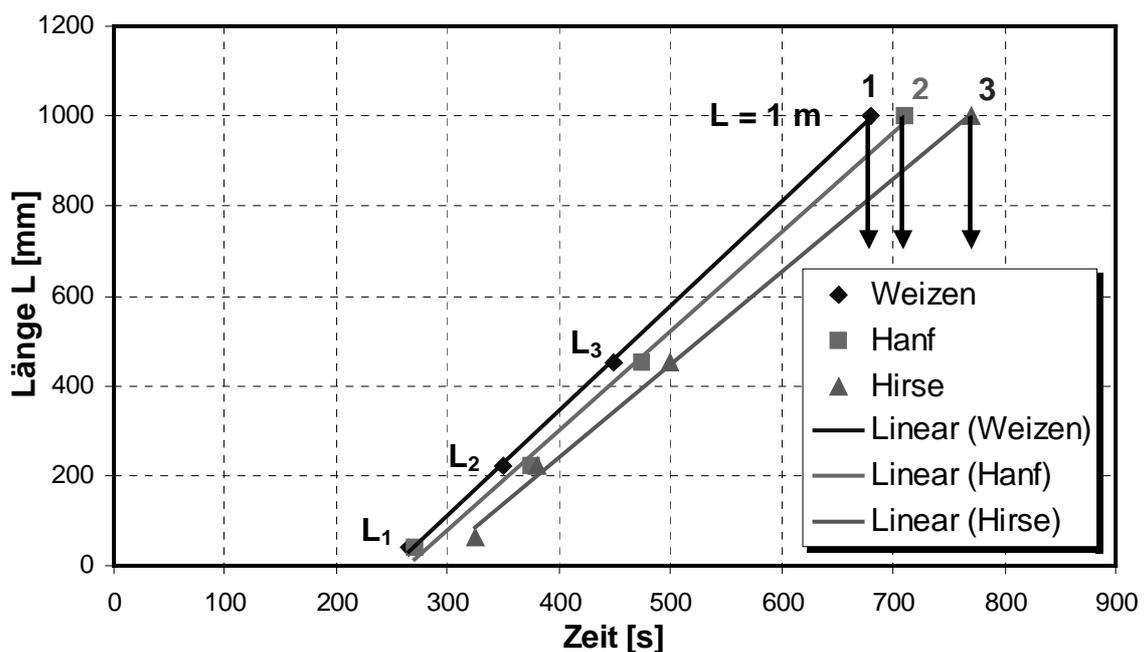


Abb. 5.3.1.3: Abhängigkeit der mittleren Verweilzeit von der Länge des Apparates für drei Versuchsmaterialien

Es zeichnet sich ab, dass die kleineren Partikel eine größere Verweilzeit τ_{VZ} besitzen, was mit der längeren Durchflusszeit entlang der Höhe des Bunkers zu erklären ist.

Die mittlere Verweilzeit des Apparates für die drei untersuchten Materialien ist:

$$\tau_{\text{mitt,App}} = \frac{(\tau_{\text{mitt,Weizen}} + \tau_{\text{mitt,Hanf}} + \tau_{\text{mitt,Hirse}})}{3} \quad (5-24)$$

Die Mittelwerte für die untersuchten Materialien können in Abb. 5.3.1.3 bei $L = 1 \text{ m}$ abgelesen werden.

$$\tau_{\text{mitt,App}} = \frac{(680 + 710 + 770)}{3} = 720 \quad (5-25)$$

Wenn eine mittlere Verweilzeit der Partikel von 720 s für den Apparat von 1 m Länge angenommen wird, die nach der Gleichung (5-24) $\tau_{\text{mitt,App}} = 720 \text{ s}$ berechnet werden kann, beträgt der Fehler (Δ in %) für die untersuchten Materialien $\Delta_1 = -5,5\%$ für Weizen, $\Delta_2 = 1,3\%$ für Hanf und $\Delta_3 = 6,4\%$ für Hirse.

Bei den Untersuchungen wurden auch andere konstruktive Lösungen zur Herausförderung der Partikel aus dem Apparat gefunden, damit eventuelle genauere Anforderungen an die Verweilzeit der Partikel im Apparat berücksichtigt werden können.

Aus dem oben Dargestellten geht hervor, dass die gesamte mittlere Verweilzeit der Partikel eines untersuchten Materials ist:

$$\tau_{\text{mitt}} = \tau_1 + \tau_2 \quad (5-26)$$

ist, wo:

τ_1 obligatorische Zeit zur primären thermischen Behandlung, die den Durchfluss zwischen den Rohren im Bunker beschreibt:

$$\tau_1 = \frac{H_{\text{Sch}}}{W_p} \quad (5-27)$$

τ_2 charakteristische Zeit für die Bewegung der Partikel vom Eintritt zum Austritt;

Die Zeit τ_2 kann durch eine direkte Lenkung der Partikel zum Austrittsstutzen mit Hilfe eines inneren Kanals minimiert werden. Diese Idee entstand nach der Durchführung der Versuche zur Bestimmung der mittleren Partikelverweilzeit, damit diese Zeit reduziert wird und die Ansprüche erfüllt werden können, so dass die

Bearbeitung der Partikel angesichts des Verlaufs einer chemischen Reaktion auf eine bestimmte Zeit begrenzt wird.

5. 3. 5. Ergebnisse

Als Hauptergebnis der vorliegenden Untersuchungen entstand eine neue verbesserte Variantenlösung (Abb. 5.3.5.3) des Wärmeaustauscher-Reaktors: Einbau eines Kanals 16 zum Abführen des thermisch bearbeiteten Materials, sowie von Bypass-Schaukeln 17 zum Umlenken des Materials vom Kanal für pneumatischen Transport 8 zurück zum Bunker mit dem Waagerechtröhrbündel.

A: Arbeit des Apparates ohne Anforderungen an die Verweilzeit

Das Arbeitsschema des Wärmeaustauschers kann unverändert bleiben. Das Material wird durch die Dosiermaschine mit einem Rohr im linken Teil des Apparates zugeführt und nach der thermischen Behandlung durch einen Stutzen im rechten Teil abgeführt. In diesem Fall entspricht 1m Apparatelänge der Verweilzeit von $\tau_{\text{mitt,App}} \approx 720 \text{ s}$.

Eine andere Gestaltungsvariante des Apparates ohne Anspruch an die Verweilzeit hat einen eingebauten Kanal zum Abführen des Materials und ein eingebautes Rohr zum Dosieren des eintretenden Materials durch Schlitze. Die beiden Vorrichtungen erstrecken sich entlang der gesamten Arbeitssektion des Apparates. Die Arbeitssektionen sind symmetrisch spiegelbildlich angeordnet (siehe Abb.5.3.5.1).

In diesem Fall kann mit τ_1 gearbeitet werden. Dabei ist τ_1 zwischen 3 und 9 s für einen Durchgang der untersuchten Materialien durch den inneren Bunker und für das Versetzen durch den Kanal für den pneumatischen Transport. In diesem Arbeitsrhythmus wird die ganze Sektion gleichmäßig mit Material gefüllt, und das hindurch gegangene Material gelangt von der selben Sektion nach einem Durchgang in den abführenden Kanal.

B: Arbeit des Apparates mit Anforderungen an die Verweilzeit

Die Anforderungen an die Verweilzeit müssen die minimale Zeit von $\tau_{VZ,1}$ berücksichtigen.

Die gewünschte Verweilzeit ($\tau_{VZ, \text{Ges}}$) muss eine teilbare Zeit von $\tau_{VZ, 1}$ d.h.

$$\tau_{VZ, \text{Ges}} \approx n \cdot \tau_{VZ, 1} \text{ sein.}$$

Zu diesem Zweck muss an der jetzigen Konstruktion des Apparates eine Aufteilung vorgenommen werden. Der Bunker wurde in 8 gleich große (mit einer Länge $b = 60$ mm) symmetrische Teile aufgeteilt (Abb. 5.3.5.2).

Die Konstruktion ist mit einem neuen inneren Kanal 16 mit Austrittsstutzen 15, Schaufeln 17, einem Schneckenrohr 18 mit Einschnitten 19 und regulierenden Segmenten 20 zu ergänzen. Das ist in Abb. 5.3.5.3 gezeigt. Der Kanal 16 muss mit einer Neigung von links nach rechts unter dem Winkel α montiert werden, der größer ist als die Schüttwinkel, damit ein Gleiten und Ausfließen des Schüttgutes ermöglicht werden kann.

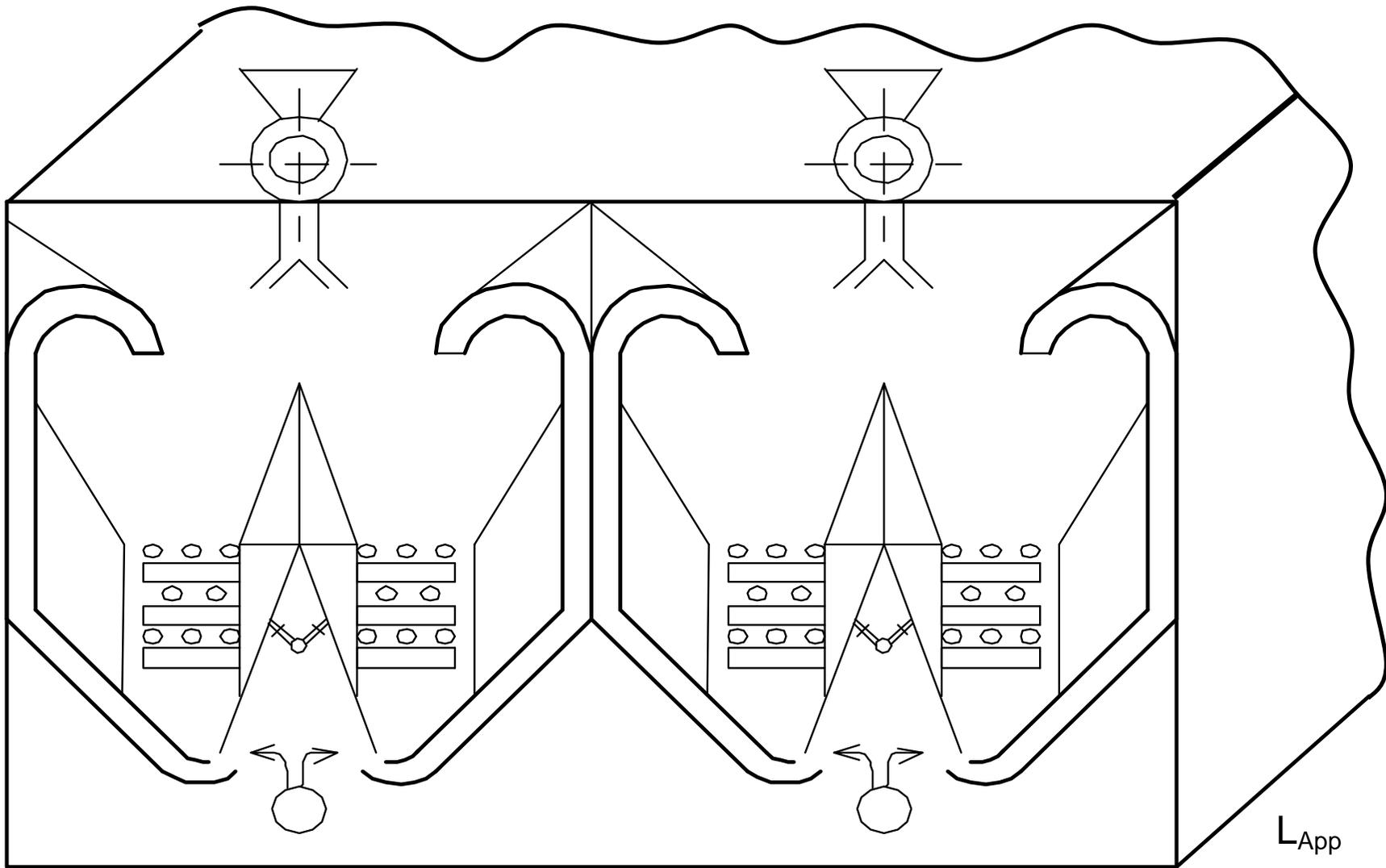


Abb. 5.3.5.1: Vier symmetrische Arbeitssektionen des Apparates

Bei Anforderungen an die Verweilzeit der Partikel und nach den konstruktiven Ergänzungen von Abb. 5.3.5.3 wird der Apparat folgendermaßen arbeiten:

- a) Es wird eine mittlere Verweilzeit $\tau_{VZ} = \tau_1$ verlangt. Der Apparat ist in 9 Zonen von Z-1 bis Z-9 (Abb. 5.3.5.3) geteilt. In diesem Fall gelangen in alle 9 Zonen gleiche Mengen an eintretendem Material d.h. $\dot{m}_M/9$. Die Schaufeln 17, die mit Schrauben befestigt waren, wurden abgenommen. Das gesamte Material, das Kanal 8 passiert hat, geht durch den Kanal 16 zum Ausgangsstutzen 15;
- b) Es ist die Zeit $\tau_{VZ} = 2\tau_1$ erforderlich. In diesem Arbeitsfall sind die Klappen 20 der geraden Zonen geschlossen und das Dosiergerät führt das Material in die ungeraden Zonen Z-1, Z-3, Z-5. Die Schaufeln 17 sind an den geraden Zonen montiert und werfen das Material über den Kanal 16 in die Schicht,

$$\dot{m}_{M, \text{Ein}} = \dot{m}_{M, \text{Aus}} \quad (5-28)$$

Im Bunker wird eine Schichthöhe über den Rohren (5) gehalten.

- c) Es ist die Zeit $\tau_{VZ} = 3\tau_1$ gewünscht. Dann wird das Material $\dot{m}_{M, \text{Ein}}$ in die Zonen Z-1, Z-4, Z-7 dosiert.

Bei anderen Ansprüchen an $\tau_{VZ} = n \cdot \tau_1$ wird analog gehandelt.

Wegen der gleichmäßigen Verteilung des Primärgases ist für Spaltstrahlschichtapparate eine symmetrische Aufteilung des Apparates mit $L_{\text{App}} \leq 2 \text{ m}$ Empfehlenswert.

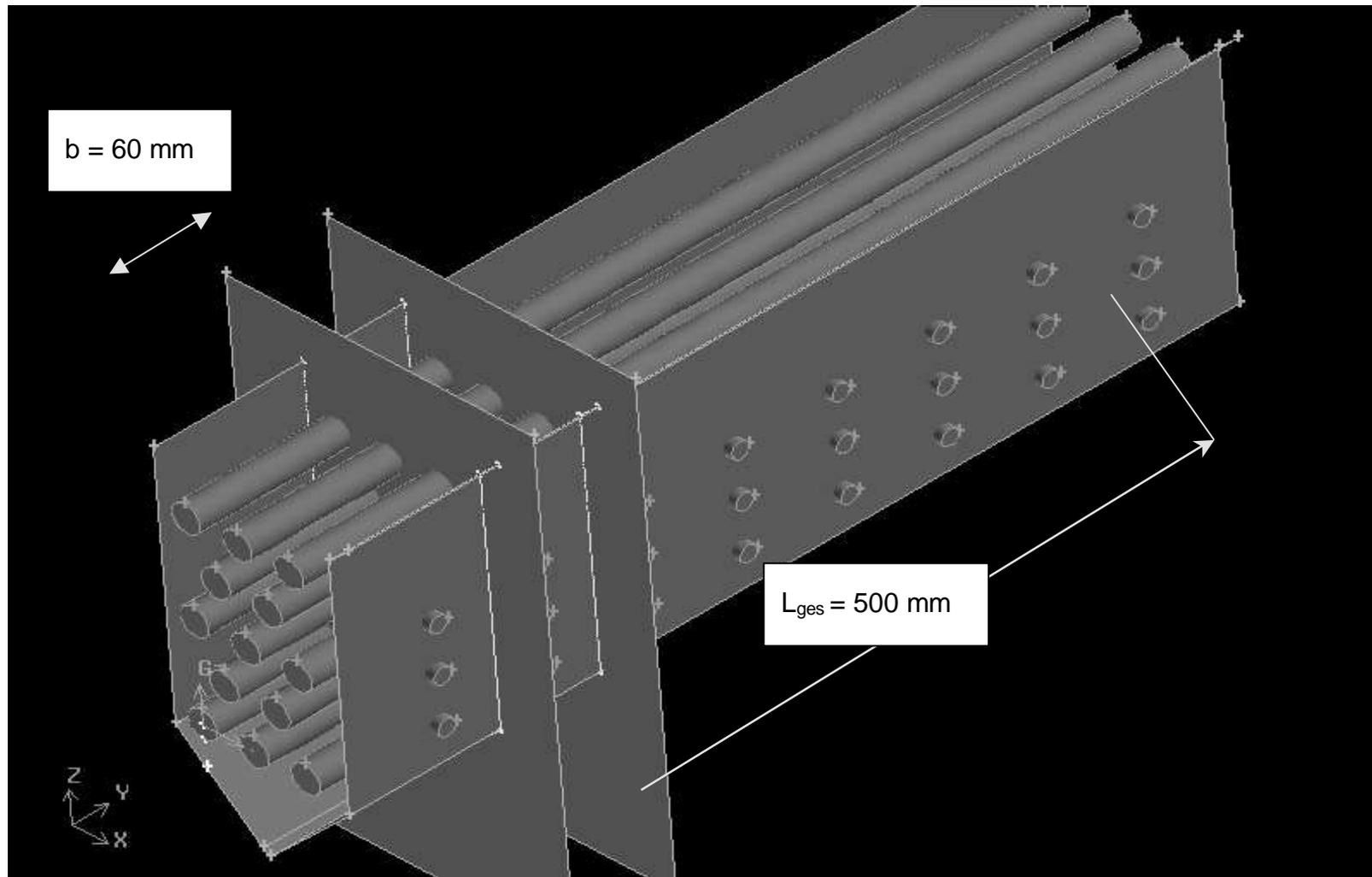


Abb. 5.3.5.2: Eine mögliche Aufteilung der Arbeitslänge des Bunkers

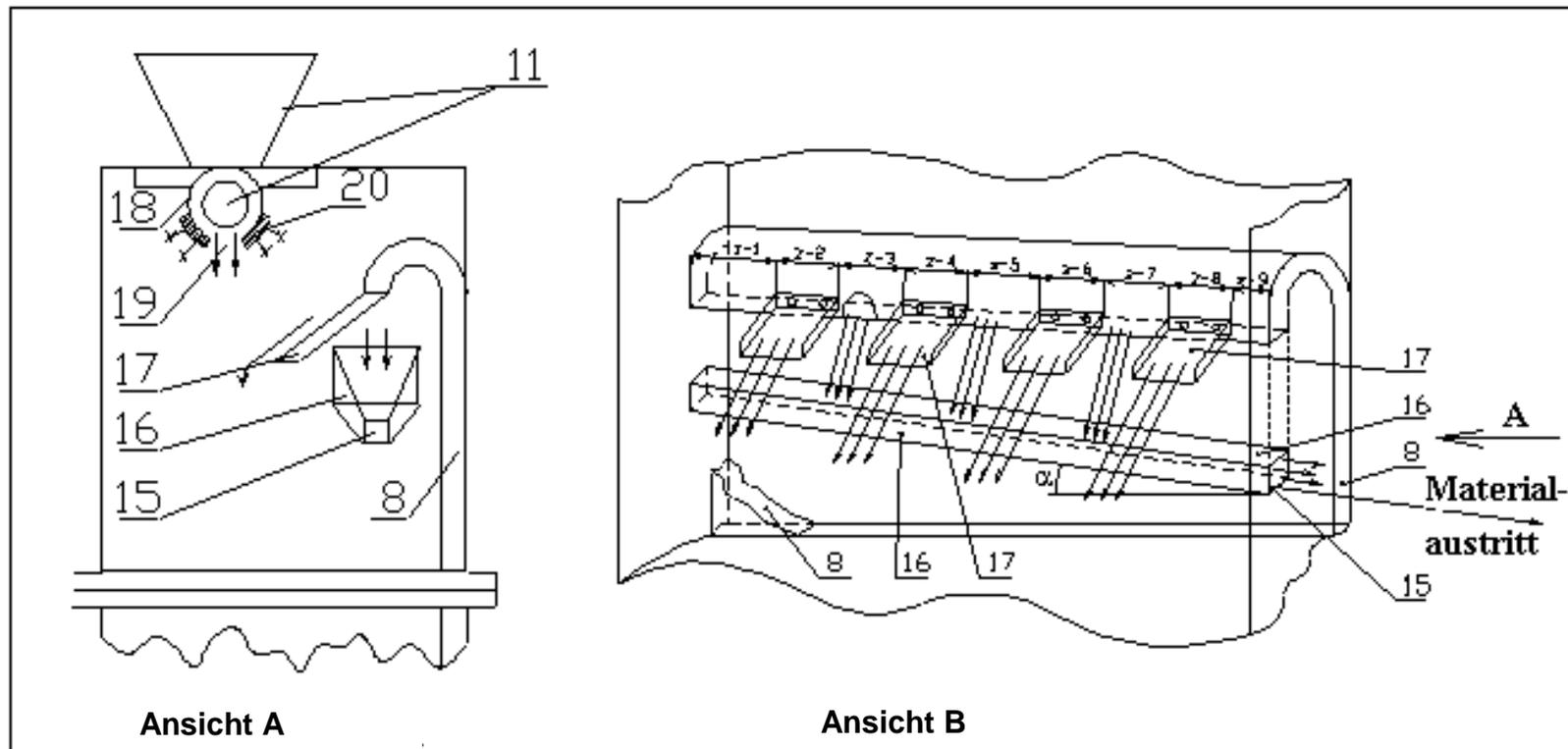


Abb. 5.3.5.3: Eine konstruktive Entwicklungsvariante des Apparates:

8 – Arbeitskanal; 11 – Dosierschnecke; 15 – Austrittsstutzen; 16 – Austrittskanal; 17 – Bypass-Schaufeln;
 18 – Schneckenrohr; 19 – Einschnitten; 20 – Segmenten

6. Numerische Simulation des Apparates mit „C++“ und dem CFD-Paket „FLUENT- 6.00“

In der gegenwärtigen Forschungsarbeit sind neben den experimentellen Untersuchungen, die die Arbeitsfähigkeit eines Objektes (Apparat oder System) beweisen, auch die Modellierung des selben Objektes (oder eines Teils davon) und die Simulation seiner Arbeit erforderlich. Die Schlussfolgerungen über die Gültigkeit und die Genauigkeit der Modelle werden dann durch den Vergleich zwischen den Versuchsdaten und den Simulationsergebnissen gezogen.

Diese Vorgehensweise wurde in der vorliegenden Arbeit beachtet, indem parallel zu den Experimenten Modelle für die beiden Hauptteile des Apparates aufgestellt wurden. Das erste Modell wurde für den Bunker mit eingebautem Waagerechthrohrbündel entwickelt, wo die erste Phase des Wärmeaustausches erfolgt. Das zweite Modell wurde für den Arbeitskanal für den pneumatischen Transport aufgestellt, wo die zweite Phase des Wärmeaustausches im System „Gas-Partikel“ stattfindet.

6.1 *Simulation der Partikelbewegung und des Wärmeaustausches „Gas - Partikel“ im Rohrbündel. Modellierung mit „C++“*

Als Alternative zu den experimentellen Untersuchungen bei der Bestimmung der Partikelgeschwindigkeit W_p ist ein in [114,126] beschriebenes „C++“ Computerprogramm weiterentwickelt worden. Die während des Prozesses stattfindende Reibung der Partikel aneinander kann mittels eines stoffspezifischen Reibungskoeffizienten beschrieben werden. Es wurde auch die Reibung der Partikel an die Wand sowie die Partikelbewegung durch das Rohrbündel berücksichtigt. Als Grundlage des Programms dienen die Lagrange-Gleichungen für die Bewegung und den Wärmeaustausch eines einzelnen Partikels im Fluidstrom. Auf das Partikel wirken gleichzeitig mehrere Kräfte f_i (Abb. 6.1.1). Die Partikeln reiben sich aneinander mit dem entsprechenden Reibungskoeffizient, der für jedes Versuchsmaterial spezifisch ist. Es wurde auch die Reibung zwischen den Partikeln und der Wand des Bunkers berücksichtigt, sowie auch die Partikelbewegung durch ein Rohrbündel (Abb.6.1.1). Dabei wurde ein Widerstandsbeiwert $\xi = 10,3$ für den

Durchfluss der Partikel durch quadratische Öffnungen vorgegeben [126]. Die Aufgabenstellung ist von Senkov [115] für die Partikelbewegung durch ein Bündel aus senkrecht übereinander angeordneten Rohren beschrieben worden. In seiner Arbeit wurden auch alle Koeffizienten, die bei der Programmentwicklung berücksichtigt worden sind sowie auch der hydraulische Radius R_h (Gl. 5-1) gewichtet.

Die Berechnungsmethodik des Programms ist ausführlich im Anhang 10.5 dargestellt.

Dem weiterentwickelten C++ Programm liegen folgende Schwerpunkte zugrunde:

1. Entwicklung von drei Differenzialgleichungen, welche die Projektionen der auf den Einzelpartikel wirkenden Kräfte auf die X -, Y- und Z-Achse widerspiegeln.

Achse X:

$$m_p \cdot \frac{\partial u_p}{\partial t} = 0 - C_1 \cdot (u_p - u_g) \cdot \sqrt{(u_p - u_g)^2 + (v_p - v_g)^2 + (w_p - w_g)^2} \quad (6-1a)$$

Achse Y:

$$m_p \cdot \frac{\partial v_p}{\partial t} = 0 - C_1 \cdot (v_p - v_g) \cdot \sqrt{(u_p - u_g)^2 + (v_p - v_g)^2 + (w_p - w_g)^2} \quad (6-1b)$$

Achse Z:

$$\begin{aligned} m_p \frac{\partial w_p}{\partial t} = & m_p g - C_1 (w_p - w_g) \sqrt{(u_p - u_g)^2 + (v_p - v_g)^2 + (w_p - w_g)^2} + \\ & + C_2 \left(w_p - L_0 \sqrt{\frac{2gHK_1K_2}{1 + \sum \xi}} \right) + \sqrt{(u_p - u_g)^2 + (v_p - v_g)^2 + \left(w_p - L_0 \sqrt{\frac{2gHK_1K_2}{1 + \sum \xi}} \right)^2} + \\ & + 0,1 \cdot C_2 W_{gg}^2 \end{aligned} \quad (6-1c)$$

2. Division der beiden Seiten der Gleichungen (6-1a) und (6-1c) durch die Partikelmasse m_p .

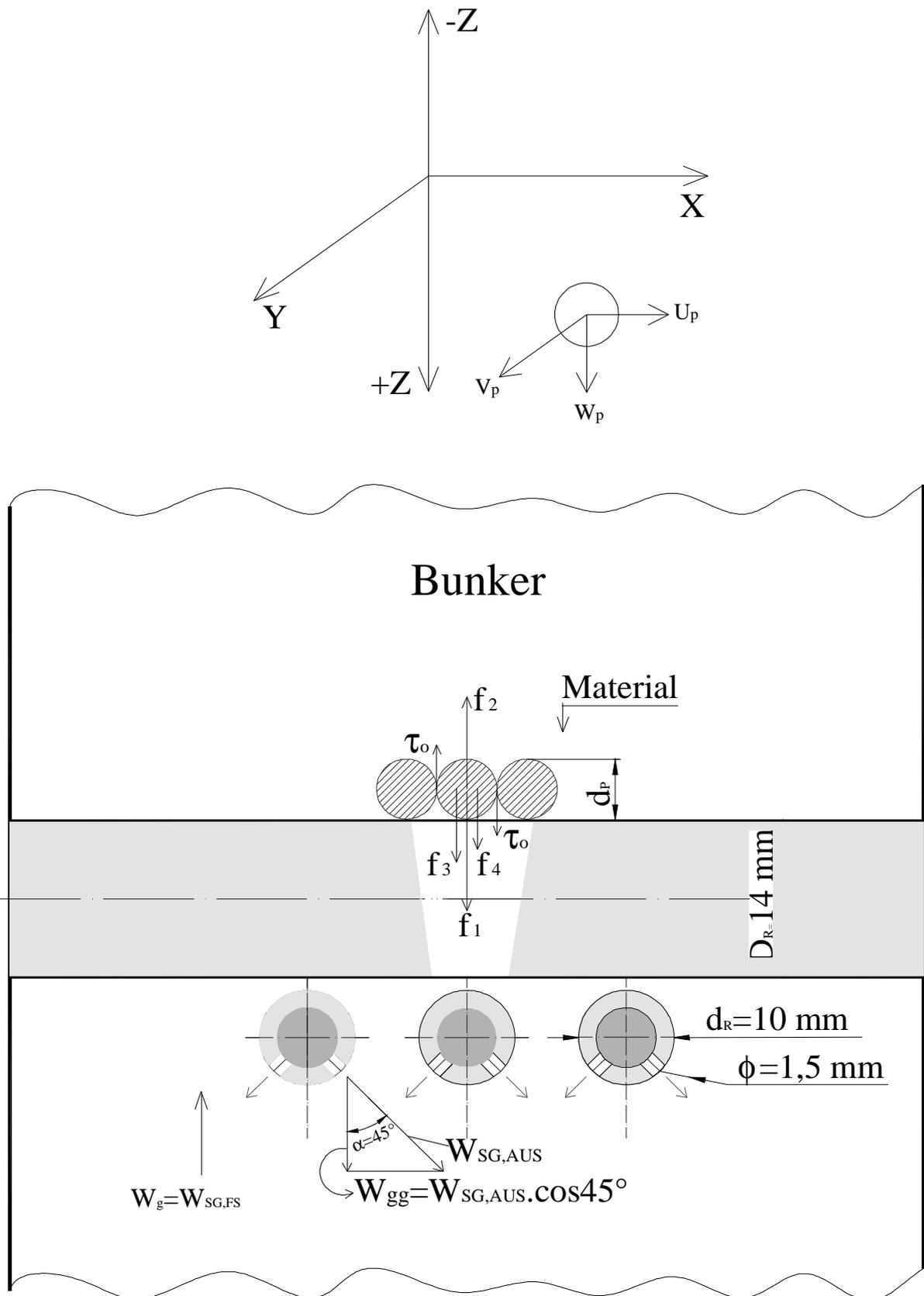


Abb. 6.1.1: Schematische Darstellung der Kräfte und der Geschwindigkeiten, die im Programm C++ berücksichtigt sind

3. Schrittweise Lösung der Differenzialgleichungen mit der Runge-Kutta Methode, die in [114] beschrieben ist. Das Programm funktioniert weiter schrittweise. Für die Kräfte, die auf die Z-Achse projiziert sind (Abb. 6.1.1), gilt dann folgendes:

$$\frac{\partial W_p}{\partial t} = \frac{(\vec{f}_1 - \vec{f}_2 + \vec{f}_3 + \vec{f}_4)}{m_p} \quad (6-2)$$

wo: \vec{f}_1 Schwerkraft des Partikels ist:

$$\vec{f}_1 = m_p \cdot g \quad (6-3)$$

\vec{f}_2 die Kraft des aerodynamischen Widerstandes in [N]; ist:

$$\vec{f}_2 = C_1 \cdot (w_p - w_g)^2 \quad (6-4)$$

Die Hydrodynamischekoeffizienten C_1 und C_2 haben folgende Bedeutung:

$$C_1 = \frac{1}{2} \cdot C_r \cdot A \cdot \rho_p, \text{ [kg/m]} \quad (6-5)$$

In Abhängigkeit vom Ausflussregime [114] wird für die Berechnung von C_r im Programm automatisch eine der beiden Korrelationen, die in der Datenbank hinterlegt sind, ausgesucht: $C_r = (3,54 \text{ Re}_p - 0,2)$, oder $C_r = 3,14 (0,128 - 24/\text{Re}_p)$.

$$C_2 = \frac{1}{2} \cdot C_r \cdot A \cdot \rho_G, \text{ [kg/m]} \quad (6-6)$$

wo:

A mittlerer Querschnitt des Partikels [m^2];

Die Kraft \vec{f}_3 ist:

$$\vec{f}_3 = C_2 (w_p - w_g^*), \text{ [N]} \quad (6-7)$$

Dabei sind:

w_g^* Geschwindigkeitsfaktor, der auch das Passieren der Partikel durch ein Bündel aus senkrecht übereinander angeordneten Rohren mit dem Durchmesser 10 mm im Bunkerteil des Apparates beinhaltet;

K_1 Reibungskoeffizient (Tabelle 10.5.1);

K_2 Formfaktor des Partikels (Tabelle 10.5.1);

H Förderhöhe der Schüttschicht im Bunker, $H = 150$ mm (netto) und mit den Rohren 210 mm.

$$w_g^* = L_0 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot H \cdot K_1 \cdot K_2}{1 + \sum \xi}}, \text{ [m/s]} \quad (6-8)$$

wo:

$L_0 = 0,2 - 0,6$ mm [115] für den Spalt des Apparates.

Für körnige kugelförmige Materialien ohne scharfe Spitzen wird für L_0 der Wert 0,2 empfohlen. Für gebrochene Kohle wird $L_0 \approx 0,6$.

\vec{f}_4 hydrodynamische Kraft, die den Einfluss der Sekundärgasgeschwindigkeit darstellt;

Die Geschwindigkeit $W_{gg} = W_{SG,AUS} \cos 45^\circ$ beeinflusst die Partikelbewegung im Anfangsmoment, wenn das Gas durch die Düsenöffnungen $\Phi 1,5$ mm verteilt wird.

$$\vec{f}_4 = 0,1 \cdot C_2 \cdot W_{gg}^2, \text{ [N]} \quad (6-9)$$

Ein Vergleich zwischen den experimentellen Daten und den Simulationsergebnissen für die Partikelaustrittsgeschwindigkeit W_p ist in der Tabelle 6.1.1 dargestellt.

Tabelle 6.1.1

Wp [m/s] -Weizen								
Aus Experiment			Aus Programm C++			Abweichung in %		
S = 8	S = 12	S = 16	S = 8	S = 12	S = 16	S = 8	S = 12	S = 16
0.025	0.067	0.109	0.02600	0.06500	0.10770	3.85	-3.08	-1.21
0.026	0.0676	0.11	0.02740	0.06590	0.10930	5.11	-2.58	-0.64
0.027	0.069	0.111	0.02790	0.06680	0.11045	3.23	-3.29	-0.50
0.029	0.07209	0.11265	0.02970	0.07030	0.11178	2.36	-2.55	-0.78
0.032	0.077	0.115	0.03260	0.07360	0.11430	1.84	-4.62	-0.61

Wp [m/s] -Hanfkörner								
Aus Experiment			Aus Programm C++			Abweichung in %		
S = 8	S = 12	S = 16	S = 8	S = 12	S = 16	S = 8	S = 12	S = 16
0.035	0.071	0.112	0.036	0.07105	0.111	2.78	0.07	-0.90
0.036	0.072	0.112	0.0365	0.073	0.111	1.37	1.37	-0.90
0.038	0.075	0.114	0.0394	0.077	0.1125	3.55	2.60	-1.33
0.04	0.078	0.115	0.0405	0.0796	0.1145	1.23	2.01	-0.44
0.044	0.081	0.118	0.045029	0.0815	0.117	2.29	0.61	-0.85

Wp [m/s] -Hirse								
Aus Experiment			Aus Programm C++			Abweichung in %		
S = 4	S = 8	S = 12	S = 4	S = 8	S = 12	S = 4	S = 8	S = 12
0.0195	0.055	0.1	0.0196	0.05573	0.0995	-0.51	-1.31	0.50
0.01959	0.056	0.1008	0.01963	0.0568	0.10079	-0.20	-1.41	0.01
0.02006	0.0572	0.102	0.0202	0.0579	0.10181	-0.70	-1.21	0.19
0.021	0.06	0.104	0.0215	0.0601	0.1038	-2.38	-0.17	0.19
0.023	0.065	0.107	0.0236	0.065314	0.10645	-2.61	-0.48	0.51

Wp [m/s] -Glaskugeln								
Aus Experiment			Aus Programm C++			Abweichung in %		
S = 8	S = 12	S = 16	S = 8	S = 12	S = 16	S = 8	S = 12	S = 16
0.045	0.077	0.12	0.04622	0.07688	0.11975	2.64	-0.16	-0.21
0.046	0.079	0.12053	0.04673	0.07825	0.12118	1.56	-0.96	0.54
0.047	0.081	0.12171	0.04773	0.0796	0.12395	1.53	-1.76	1.81
0.05	0.084	0.124	0.04871	0.08221	0.12597	-2.65	-2.18	1.56
0.054	0.088	0.126	0.05105	0.08471	0.12793	-5.78	-3.88	1.51

Wp [m/s] - Senfkörner								
<i>Aus Experiment</i>			<i>Aus Programm C++</i>			<i>Abweichung in %</i>		
S = 4	S = 8	S = 12	S = 4	S = 8	S = 12	S = 4	S = 8	S = 12
0.012	0.043	0.083	0.0122	0.04296	0.08273	1.64	0.09	0.33
0.0122	0.0436	0.0835	0.0125	0.04337	0.083296	2.40	0.53	0.24
0.0125	0.04464	0.0845	0.01267	0.043824	0.084234	1.34	1.83	0.31
0.0132	0.0458	0.0875	0.01327	0.04469	0.086413	0.53	2.42	1.24
0.014	0.048	0.088	0.01442	0.04786	0.08732	2.91	0.29	0.77

Es ist eine gute Übereinstimmung zwischen den beiden Datenarten zu sehen. So beträgt zum Beispiel bei Glaskugeln bei S = 8 mm der maximale Abweichung

$$\Delta = - 5,78\%.$$

Die Struktur des benutzten Rechenprogramms **C++** ist aus Anhang 10.5 ersichtlich.

6.2 Entwicklung eines neuen Programms in der Programmiersprache "PASCAL" zur Berechnung der Partikeltemperatur

Es wurde auch ein Programm zur Berechnung der Temperatur der den Bunker mit dem Waagerechthrohrbündel durchströmenden Partikel aufgestellt, für den Fall, dass die Rohre mit Wasser gekühlt werden und dazwischen Druckluft als Sekundärgas geblasen wird. Das Programm ist in „Pascal“ geschrieben und stellt die Temperatur in Diskretart dar. Bei Benutzung der entsprechenden Gleichung im Programm erhält man die Temperatur der Partikel am Bunkerausgang in °C.

Im Programm "Pascal" werden folgende Symbole benutzt:

- x/y_o Dimensionsloses Verhältnis von Höhe zu Breite des Bunkers;
- j Zeitschritt zur Temperaturberechnung;
- u_g, u_p Sekundärgas- und Partikelgeschwindigkeit – m/s;
- R_g, R_p Dichte des Gases und der Partikel – kg/m³;

T_g, T_p	Dimensionslose Gas- und Partikeltemperaturen in Tabelle 13.6.2. Mit Hilfe der Gl. (20) des Programms können die beiden Temperaturen in °C umgerechnet werden;
K_g, K_p	turbulente kinetische Energie von Gas und Partikeln.

Bei den experimentellen Untersuchungen wurden die folgenden 4 Modellstoffe als Schüttgut für die thermische Behandlung ausgewählt: Hirse, Weizen, Glaskugeln und Sand. Alle Modellstoffe wurden den gleichen Betriebsbedingungen ausgesetzt. Bei der Vorbehandlung wurden die Modellstoffe in der Kühlkammer des IAUT bis auf -15 °C abgekühlt. Danach werden sie in den Apparat eingebracht. Als Wärmeträger wurde dort Leitungswasser mit $\theta_{w1} = 20\text{ °C}$ bis $\theta_{w2} = 16\text{ °C}$ und als Sekundärgas Druckluft mit einer Anfangstemperatur $T_{SG1} \approx 20\text{ °C}$ benutzt.

Durch den Vergleich der oben beschriebenen Experimente und der Simulation wurde die Arbeitsfähigkeit des Programms nachgewiesen. Die maximale Abweichung zwischen den gemessenen und den berechneten Temperaturen ist kleiner als 7 %.

Ein Beispiel ist für Sand im Anhang 10.6 mit entsprechenden tabellarischen Daten und Gleichungen zur Bestimmung der Temperatur in °C dargestellt.

6.3 Numerische Simulation mit FLUENT

Das Strömungssimulationspaket FLUENT und der Geometrie-Preprozessor GAMBIT sind für viele Anwendungen im Maschinenbau und der Verfahrenstechnik das gegenwärtig leistungsfähigste CFD-Programmpaket.

FLUENT ist ein allgemein einsetzbares Werkzeug zur Simulation von stationären und instationären Strömungen, Wärme- und Stofftransport-Phänomenen sowie chemischer Reaktionen.

Mit Hilfe des Programms wird ähnlich einer Finite-Elemente-Berechnung das Strömungsfeld in kleine Flächen (2D) bzw. kleine Volumina (3D) zerlegt. Die Strömungsverhältnisse werden dann durch Lösen der Massen-, Impuls- und Energiebilanzen, gegebenenfalls unter Berücksichtigung von Turbulenz und Scherkräften, ermittelt. Als Grundlage dienen die Navier-Stokes-Gleichungen. Die Definition der Geometrie und die Erzeugung des Gitters erfolgen mit einem

Preprozessor, etwa dem Programm GAMBIT, das CAD-ähnlich zunächst die Definition der Geometrie ermöglicht und nachfolgend die definierte Geometrie mit einem Gitter versieht. Grundsätzlich unterscheidet man zwei Gittertypen, das strukturierte bzw. das unstrukturierte Gitter.

FLUENT diskretisiert die zugrunde gelegten Differentialgleichungen in den finiten Volumina, ausgehend von den Navier-Stokes-Gleichungen [42].

Durch die FLUENT-Simulation wurden folgende Aufgaben gelöst:

1. Dreidimensionale Darstellung des Bunkerraums und Simulation der Partikelbewegung von oben nach unten. Von besonderer Bedeutung ist die Sekundärgasverteilung, ihre Richtung sowie auch die Größe der Geschwindigkeitsvektoren.
2. Simulation der Partikelbewegung zusammen mit dem Gasstrom im pneumatischen Transportkanal. Bestimmung der Gasgeschwindigkeit und der Temperaturdifferenz der Partikeln von Eintritt bis Austritt des Kanals.
3. Bestimmung des Druckverlustes des Transportgases in der Kanalstrecke.
4. Validierung des Modells durch den Vergleich der experimentellen mit den Simulationsergebnissen (Kapitel 7.1).

Für die erste Aufgabe wurde das Anwendungsprogramm GAMBIT benutzt. Der Bunker wurde in 8 gleich große ($b=60$ mm) symmetrische Teile (Abb.5.3.5.2) aufgeteilt. Das war für die nachfolgende Simulationsdurchführung wichtig, weil dadurch nur ein Volumenelement untersucht werden musste und somit die Rechenzeit spürbar minimiert werden konnte.

Abb. 6.3.1. zeigt die Temperaturdifferenz der Partikeln zwischen der ersten Rohrreihe. Diese Aussage ist für das Versuchsmaterial Hirse und für eine Simulationszeit 0,1 s ab Anfang des Prozesses gültig.

Die Partikelgeschwindigkeitsverteilung im unteren Teil des Bunkers ist für Hirse bei einer Simulationszeit 0,79 s nach dem Prozessanfang und vor der Einstellung des stationären Zustandes in Abb. 6.3.2 dargestellt. Die Ungleichmäßigkeit der Partikelgeschwindigkeit ist deutlich zu erkennen. Dabei ist die Geschwindigkeit der Partikel im unteren, von Rohren freien Teil des Bunkers größer als im Bunkerraum mit den waagerechten Rohren.

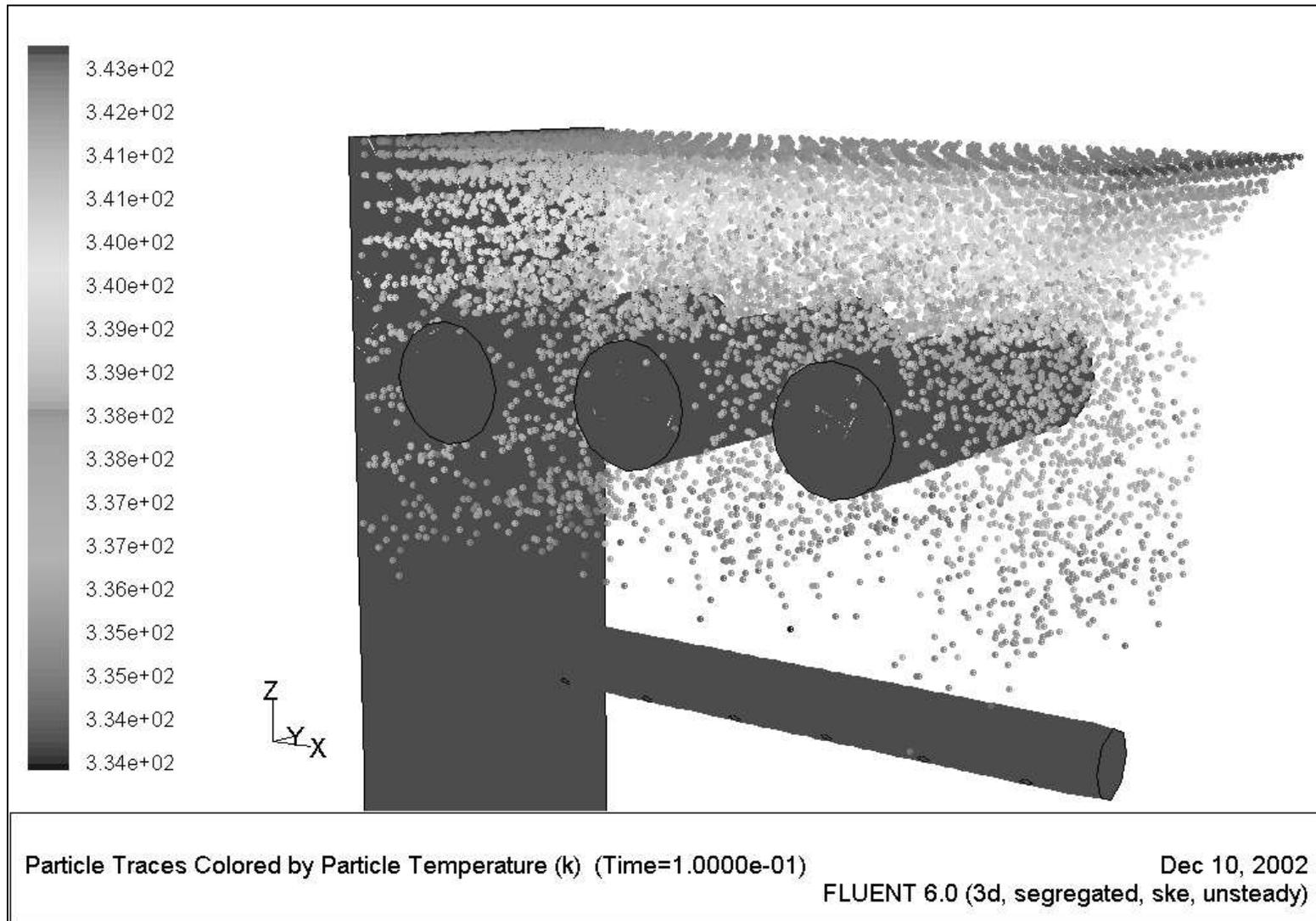


Abb. 6.3.1: Partikeltemperaturdifferenz für Hirse nach der ersten Reihe waagerechter Rohre (ohne Kühlwasser, $W_{SG} = 0,033$ m/s)

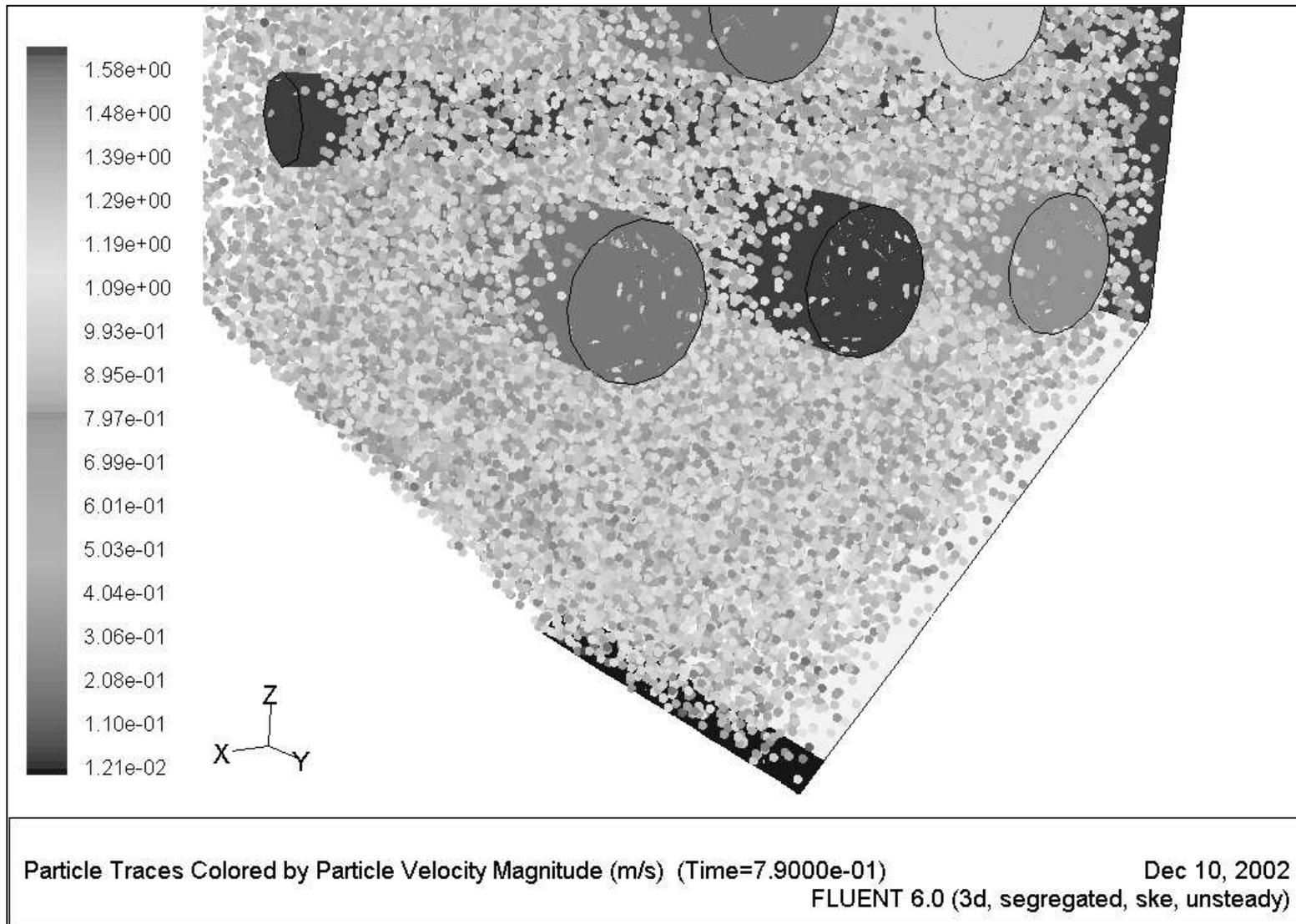


Abb. 6.3.2: Partikelgeschwindigkeitsverteilung im unteren Teil des Bunkers

Die Sekundärgasverteilung und die Größe des Vektors im Bunkerraum sind in Abb. 6.3.3 gezeigt. Im Moment des Austritts des Sekundärgases sind die Geschwindigkeitsvektoren unter einem Winkel von 45° nach unten gerichtet. In den Düsenöffnungen des Sekundärgasaustritts ist die Gasgeschwindigkeit etwa $6,49 \text{ m/s}$ bei einem Sekundärgasdurchsatz von $5,92 \text{ m}^3/\text{h}$, welcher einer $W_{SG} = 0,033 \text{ m/s}$ im freien Querschnitt des Bunkers entspricht. Danach dreht sich der Gasgeschwindigkeitsvektor um 180° und ein großer Teil des Gases strömt an den Wänden nach oben, was in Abb. 6.3.4 zu sehen ist. Die Auswertung liefert eine W_{SG} am Rand von etwa $1,4 \text{ m/s}$.

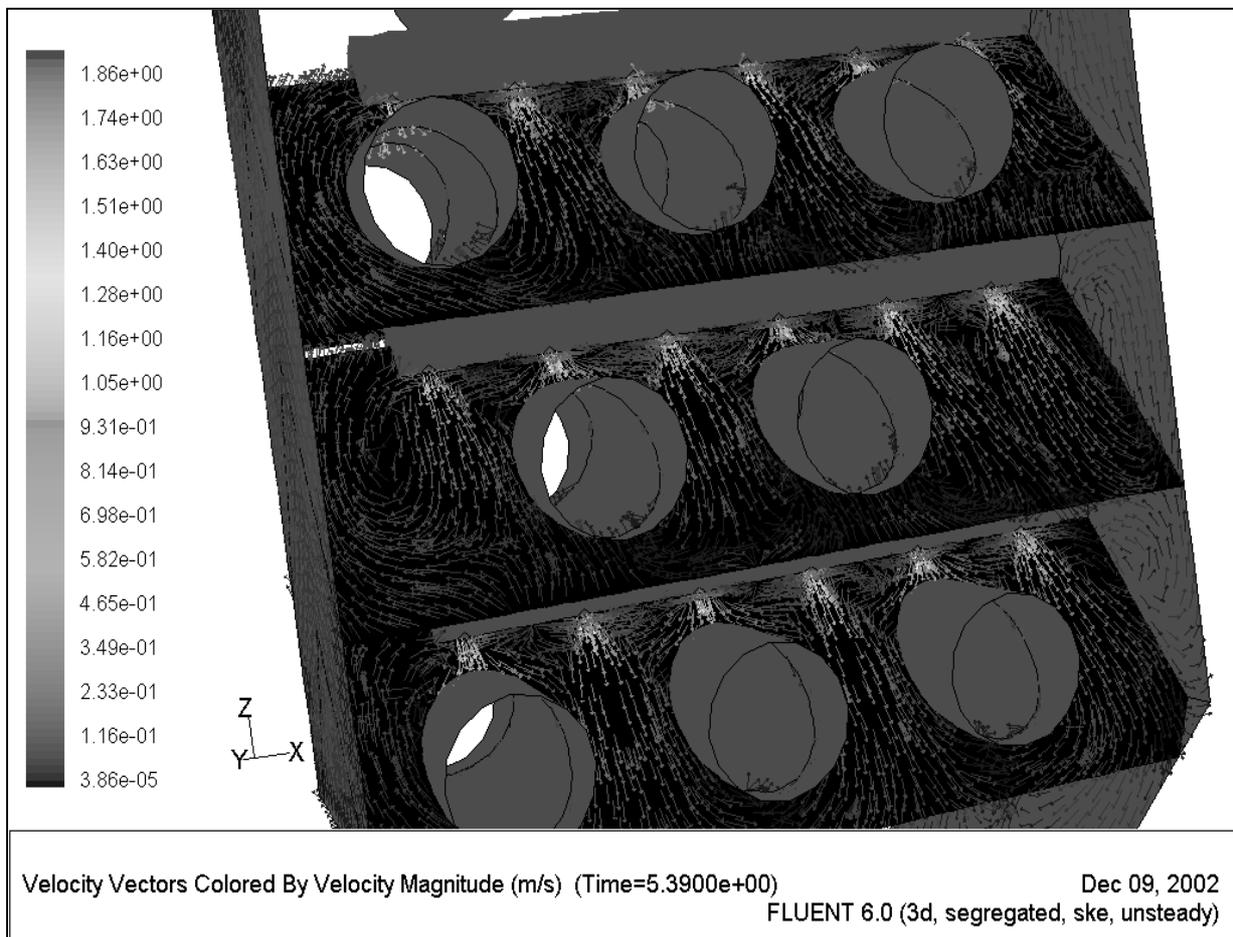


Abb. 6.3.3: Sekundärgasgeschwindigkeit am Düsenaustritt

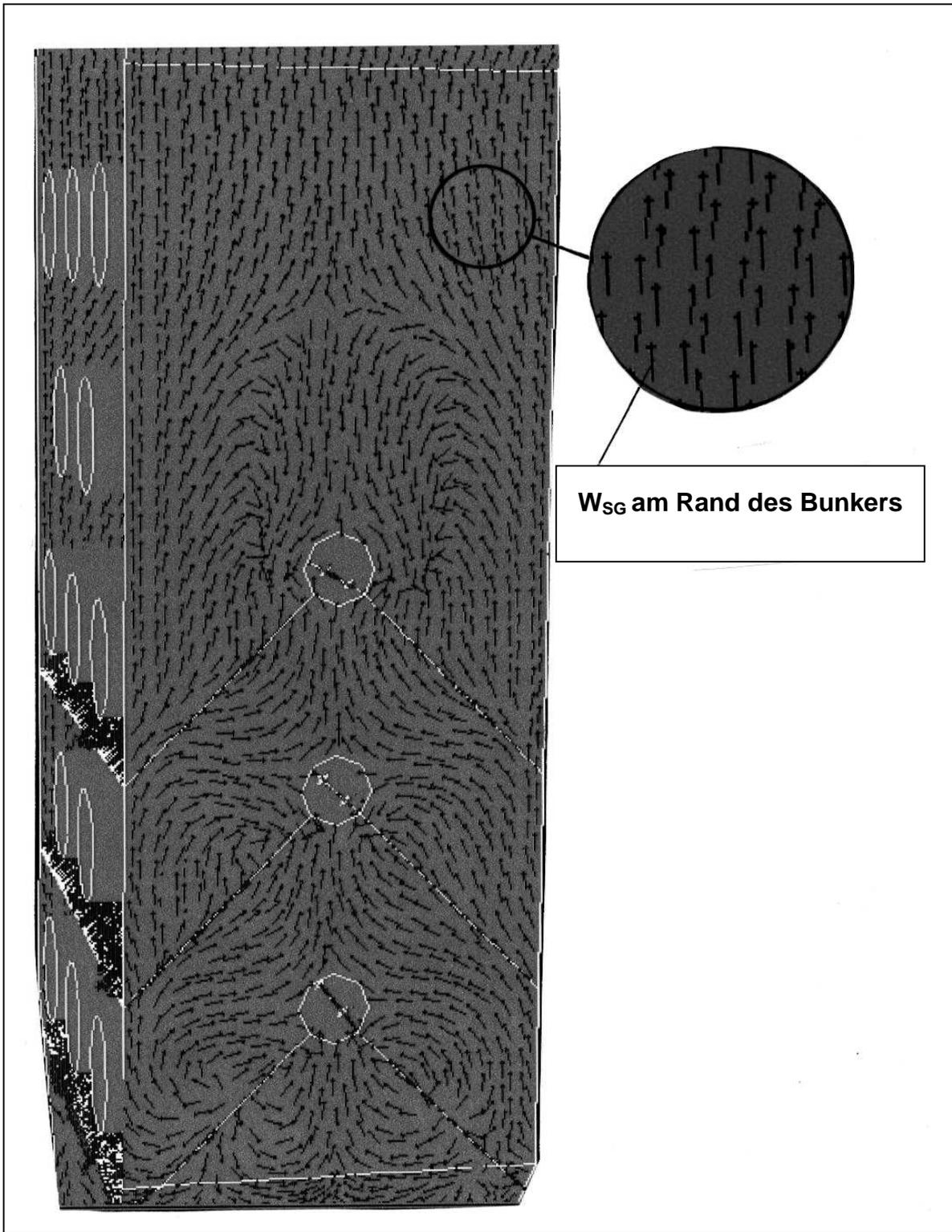


Abb.6.3.4: Verteilung der Sekundärgasgeschwindigkeit

Die FLUENT-Simulationen haben gezeigt, dass ungefähr 90% des Sekundärgases nach oben gerichtet sind. In der Zone unter den Rohren wird ein Teil des Sekundärgases infolge des „Injektoreffektes“ des Primärgases nach unten gerichtet.

Zur Erfüllung der zweiten Aufgabe wurde der Kanal für den pneumatischen Transport simuliert. Es wurde ebenfalls 1/8 der Breite des Kanals mittels Gambit gezeichnet. Der Kanal wurde in 3 Grundteile aufgeteilt, die drei geometrische Figuren darstellen (Abb. 6.3.5). Der letzte Teil des Kanals ist um 180° gebogen und hat einen Bogenradius von 75 mm.

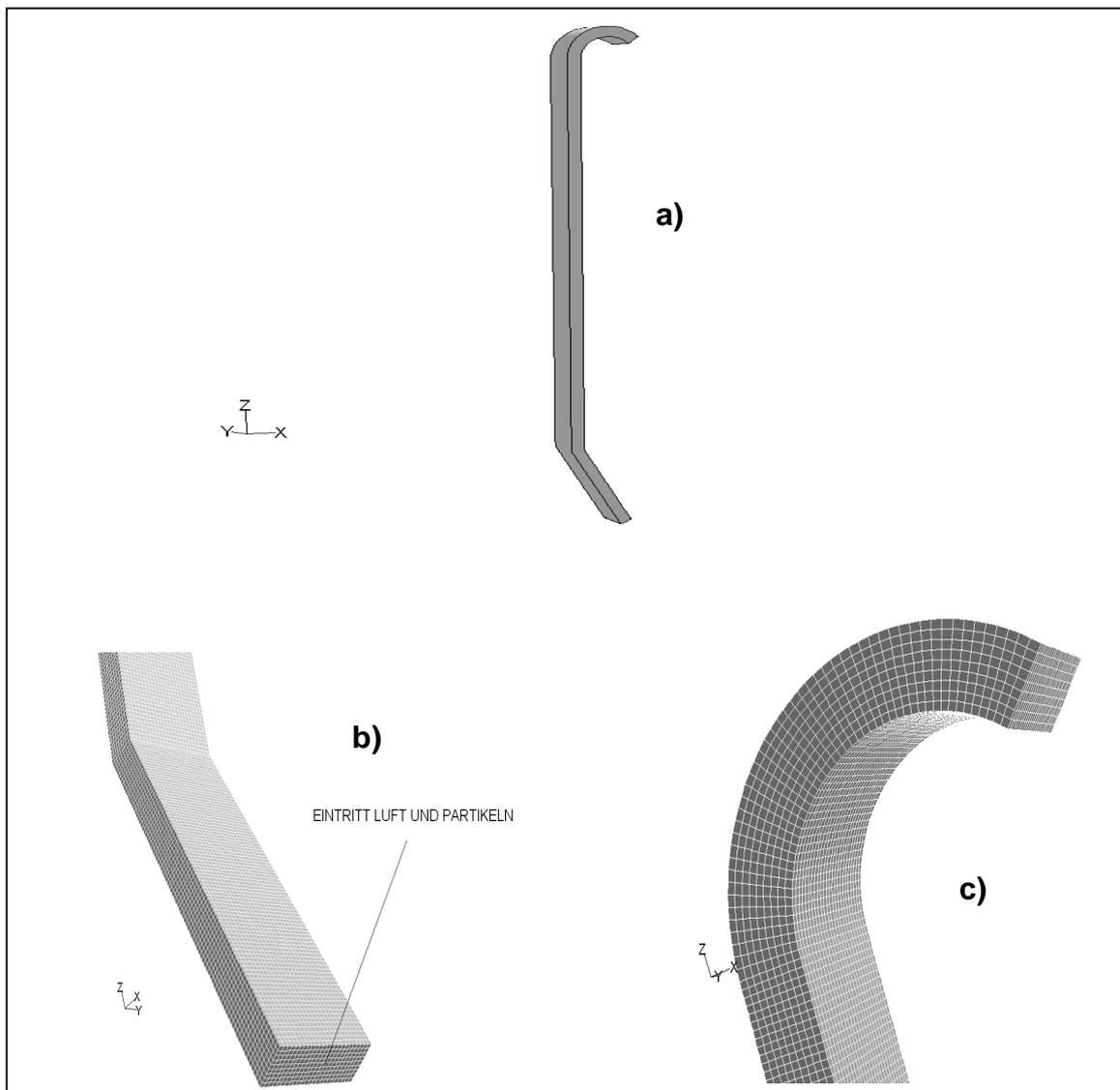


Abb. 6.3.5: GAMBIT-3D Darstellung des pneumatischen Transportkanals

a) ganze Länge; b) Entwicklungsstrecke; c) Oberteil

Der vernetzte obere Teil des Kanals mit den Abmessungen $L = 1300$ mm und $B = 18$ mm ist in Abb. 6.3.6 dargestellt.

Die Gesamtzahl der Zellen des ganzen Volumens des Kanals beträgt ca. 896 832. Der Zeitschritt der Simulation ist 0,01 sec.

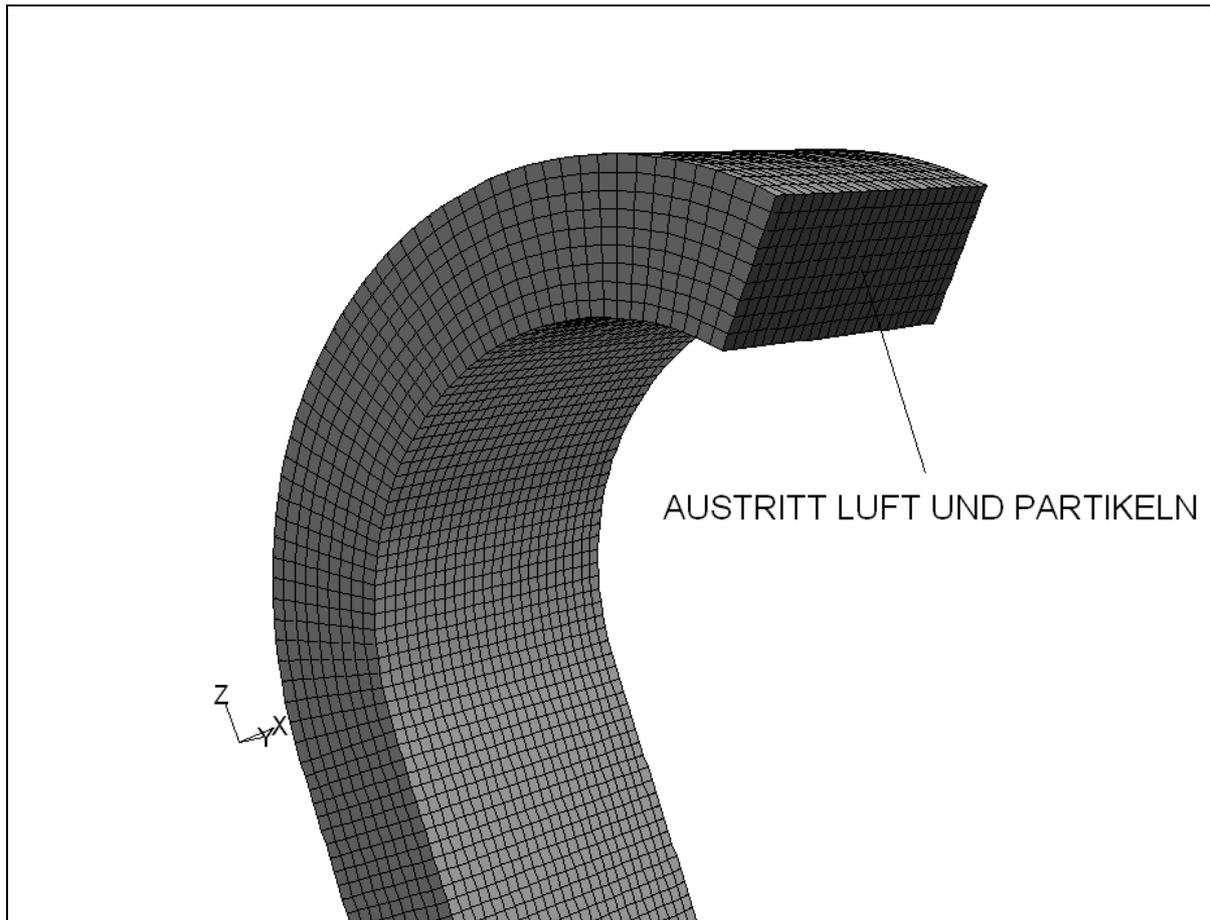


Abb. 6.3.6: Vernetztes Oberteil des Kanals

Im Folgenden werden beispielhaft Daten dargestellt, die in „FLUENT 6.00“ durch Simulation der Arbeit des Kanals bei pneumatischen Transportbedingungen erhalten wurden. Sie beziehen sich auf die Versuchsmaterialien Hirse (Abb. 6.3.7) und Weizen (Abb. 6.3.8 und Abb. 6.3.9).

Hirse
 $d_p = 1,65 \text{ mm}$
 $L_K = 1,3 \text{ m}$
 $\Delta p = 106,6 \text{ Pa}$
 $\mu = 0,336 \text{ kg/kg}$
 $\Delta t (\text{Gas}) = 6^\circ\text{C}$
 $\Delta t (\text{Mat.}) = 13^\circ\text{C}$
 $\dot{m} (\text{Mat.}) = 0,00155 \text{ kg/s}$
 $\dot{m} (\text{Gas}) = 0,00460 \text{ kg/s}$

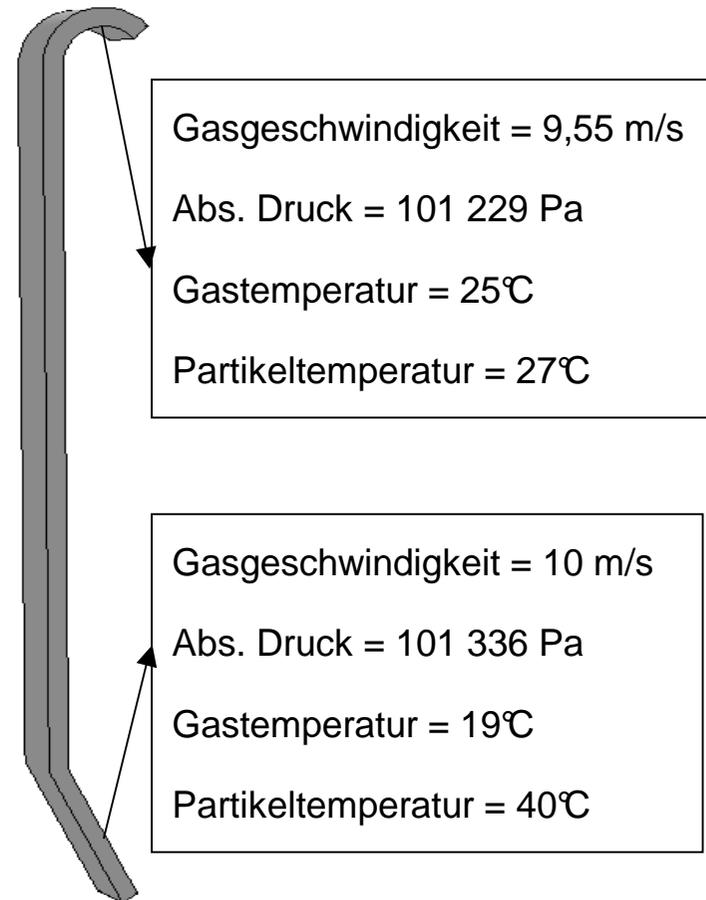


Abb. 6.3.7: Anfangs- und Enddaten aus der FLUENT-Simulation für den Arbeitskanal $L = 1,3 \text{ m}$ (Hirse)

Weizen

$$d_p = 4,07 \text{ mm}$$

$$L_K = 1,3 \text{ m}$$

$$\Delta p = 459,83 \text{ Pa}$$

$$\mu = 2,83 \text{ kg/kg}$$

$$\Delta t (\text{Gas}) = 6^\circ\text{C}$$

$$\Delta t (\text{Mat}) = 13,8^\circ\text{C}$$

$$\dot{m} (\text{Mat.}) = 0,060 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m} (\text{Gas}) = 0,02115 \text{ kg/s}$$

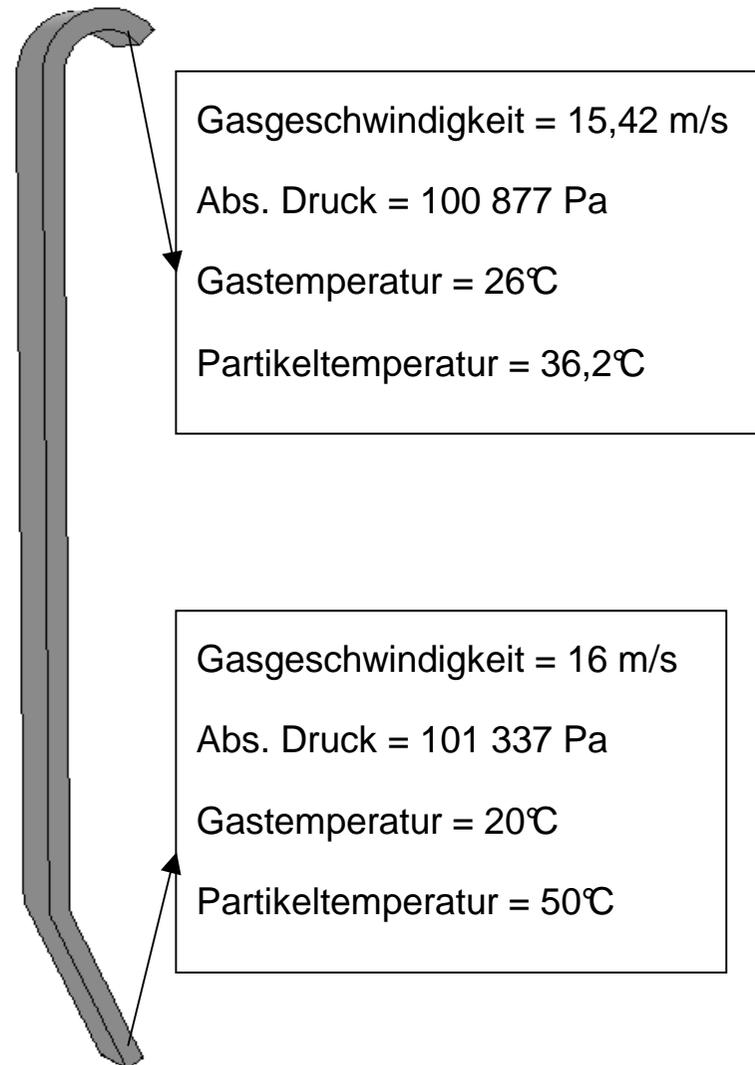


Abb. 6.3.8: Anfangs- und Enddaten aus der FLUENT-Simulation für den Arbeitskanal $L = 1,3 \text{ m}$ (Weizen)

Weizen
 $d_p = 4,07 \text{ mm}$
 $L_K = 10 \text{ m}$
 $\Delta p = 1035 \text{ Pa}$
 $\mu = 2,83 \text{ kg/kg}$
 $\Delta t (\text{Gas}) = 7,5^\circ\text{C}$
 $\Delta t (\text{Mat.}) = 16^\circ\text{C}$
 $\dot{m} (\text{Mat.}) = 0,060 \text{ kg/s}$
 $\dot{m} (\text{Gas}) = 0,02115 \text{ kg/s}$

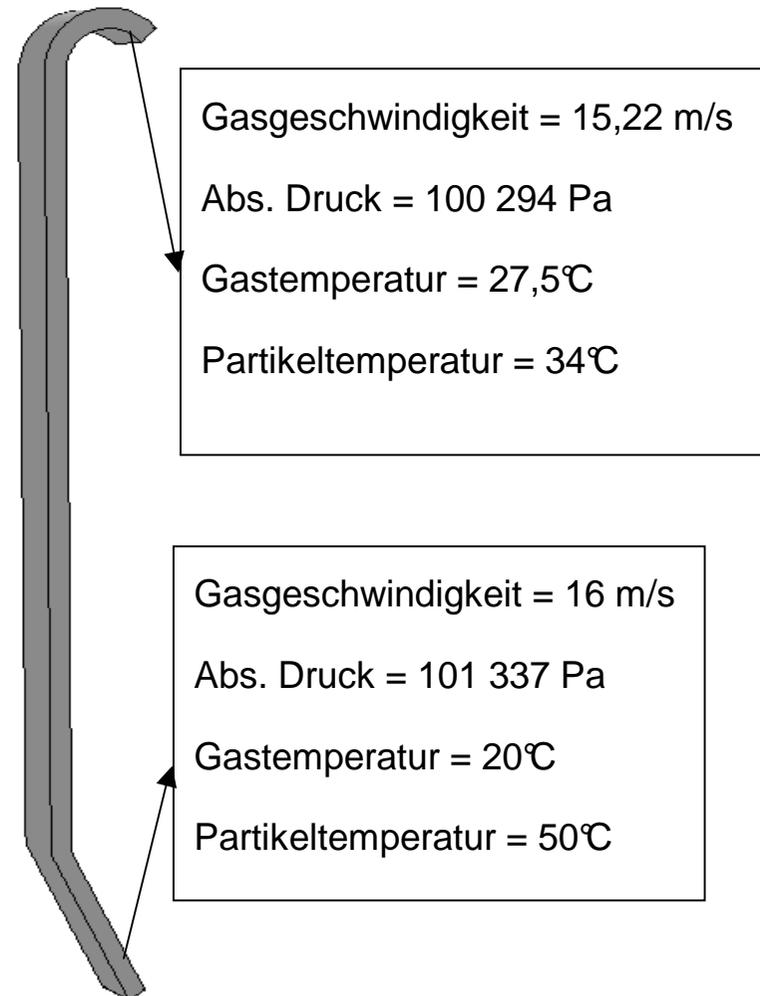


Abb. 6.3.9: Anfangs- und Enddaten aus der FLUENT-Simulation für den Arbeitskanal $L = 10 \text{ m}$ (Weizen)

Die Anfangsbedingungen für Hirse (Partikel- und Gastemperatur) wurden nach den experimentellen Ergebnissen ausgewählt.

Nur für Weizenkörner ist außer der Länge $L = 1,3 \text{ m}$ (Abb. 6.3.9) eine zusätzliche Beispielsimulation auf „FLUENT“ für einen Kanal mit $L = 10 \text{ m}$ (Abb. 6.3.10) gemacht worden, wobei alle anderen Simulationsbedingungen beibehalten wurden. *Es sollte überprüft werden, wie sich die Prozessparameter bei einem höheren Kanal verändern würden.*

Anhand der Simulation wurde festgestellt, dass der Druckverlust Δp_{AK} von $\Delta p = 459,83 \text{ Pa}$ auf $\Delta p_{AK} = 1035 \text{ Pa}$ anwächst, und sich die Endtemperaturunterschiede des Materials und des Gases entsprechend von $\Delta t_M = 13,8 \text{ }^\circ\text{C}$ auf $\Delta t_M = 16 \text{ }^\circ\text{C}$, und für das Gas von $\Delta t_G = 6^\circ\text{C}$ auf $\Delta t_G = 7,5^\circ\text{C}$ erhöhen. Es ist zu sehen, dass sich zwar der Druckverlust und somit der Energieaufwand verdoppelt, der technologische Effekt aber nur um das 1,15 fache ansteigt. Das bestätigt die bekannte Theorie, dass am Anfang des pneumatischen Transportkanals die α -Zahl im Vergleich zu den übrigen Teilen seiner Länge größer ist, und eine Verlängerung des Kanals unter industriellen Bedingungen ungünstig ist.

7. Vergleich der Simulation mit den experimentellen Ergebnissen und den Literaturwerten

7.1 Im Rohrbündel

Bei der Untersuchung der mittleren scheinbaren Partikelgeschwindigkeit W_P ohne und mit Sekundärgas wurde eine sehr gute Übereinstimmung zwischen den Experimenten und den aufgestellten Modellen gefunden:

- Die Daten für W_P für alle untersuchten Materialien aus dem Experiment und aus dem Modell (das C^{++} nutzt) unterscheiden sich maximal um (-5,78%), wie aus der Tabelle 6.1.1 für das Material Glaskugeln zu sehen ist.
- Die nach Gl. (5-6) ermittelten Daten für W_P im Bunker mit Rohren weichen von den experimentellen Daten maximal um (-8,59%) bei Hirse, Spalt 8 mm, $W_{SG} = 0,132 \text{ m/s}$ (Abb. 13.1.4) ab.

- Der Temperaturvergleich der Partikel (t_{M2}) am Bunkerausgang, simuliert mit dem Programm „Pascal“, zeigt weniger als (-7%) Unterschied zu den experimentellen Ergebnissen. Ein Beispiel für das Versuchsmaterial trockener Sand ist im Anhang 13.6 aufgeführt.
- Bei den experimentellen Untersuchungen mit demselben Material-trockenem Sand, der vorher in der Kühlkammer des IAUT bis $T_1 = -15^{\circ}\text{C}$ abgekühlt wurde, steigt seine Endtemperatur nach thermischer Behandlung mit Sekundärgas mit $T_{SG,1} = 20^{\circ}\text{C}$ und Leitungswasser mit $T_{W,1} = 18^{\circ}\text{C}$ in den Rohren des Waagerechthrohrbündels auf $T_2 = -7,5^{\circ}\text{C}$ an. Die Abweichung (-7%) zwischen Versuchs- und Simulationsergebnissen (PASCAL, $T_2 = -6,97^{\circ}\text{C}$) belegt die Genauigkeit des Modells.

7.2 Im Arbeitskanal

Für den Arbeitskanal wurden experimentelle Ergebnisse, FLUENT- Simulationen und Literaturdaten zur Berechnung der Wärmeübertragung zusammengestellt. Es wurden bezüglich α_2 - und Nu_2 -Zahl ausgewertete Ergebnisse für drei Modellstoffe (Hirse, Glaskugeln und Weizenkörner) benutzt. Die experimentellen Daten und die Simulationsdaten wurden mit den entsprechenden Literaturwerten (Gnielinski-Gl. (3-16), (3-17) und (3-18) [129.1]) verglichen. Dieser Vergleich ist in Tabelle 7.2.1 angeführt. Bei der Fehlerberechnung wurden als Grundlage die Daten der oben genannten Gnielinski-Gleichungen genommen.

Es wurde auch ein Vergleich zwischen den experimentellen Daten und den Simulationsdaten für Δp_{ges} des Kanals unter den gleichen Anfangsbedingungen durchgeführt. Aus der Simulation des Kanals ohne Material, die in Abb. 7.2.1.dargestellt ist, wurde ein Δp_{ges} von 70,7 Pa, eine Gasgeschwindigkeit von 10,78 m/s (siehe Tabelle 5.1.3.0, Reihe 7 Zeile 8) und ein Δp_{AK} von 67 Pa ermittelt. Die Abweichung zwischen den Experimenten und der Simulation beträgt 5,23%.

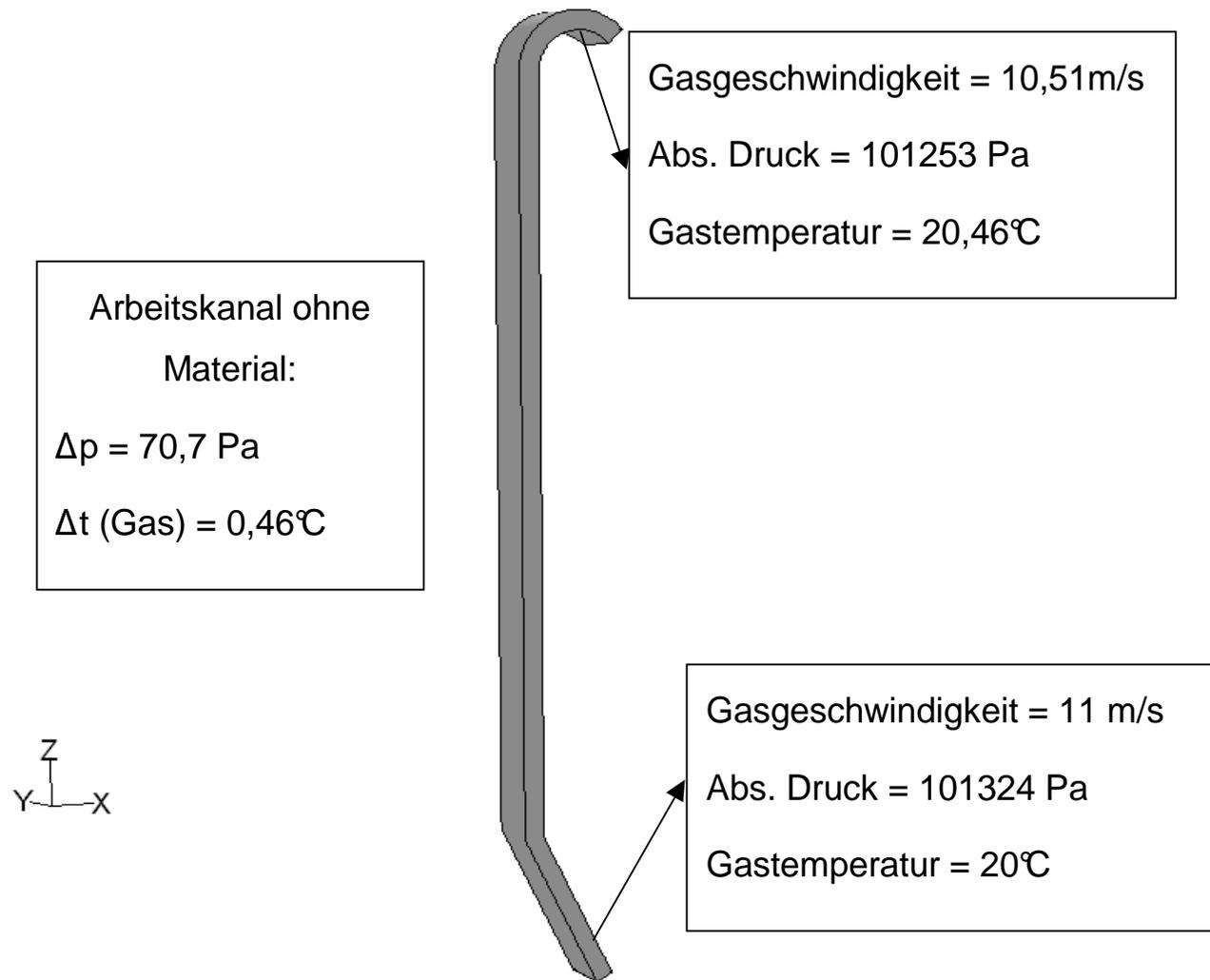


Abb. 7.2.1: Druckverlust ohne Material bei einer mittleren Gasgeschwindigkeit $W_{L,\text{mit}} = 10,75 \text{ m/s}$

Tabelle 7.2.1

Vergleich α_2 , Nu_2 -Zahl aus Experimentaldaten mit Simulation /"Fluent – 6,0"/ und Literatur (Gnilinski-Gleichungen 3-16, 3-17, 3-18 [129.1])						
Versuchsmaterial Weizen						
№	Daten für das Material und den Wärmeaustauschprozess	Symbol	Einheiten	Daten aus:		
				Exper.	Simul.	Liter.
1.	Partikeldurchmesser	d_p	mm	4,07	4,07	
2.	Spezifische Wärmekapazität	C_p	J/kgK	1520	1520	
3.	Dichte	ρ	kg/m ³	1315	1315	
4.	Spezifische Fläche	σ	m ² /kg	1,12	1,12	
5.	Materialmassenstrom ohne Umlauf	\dot{m}_M	kg/s	0,052	0,065	
6.	Materialmassenstrom mit dem Umlauf aus Bunker	$(\dot{m}_M)'$	kg/s	0,346	0,04335	
7.	Luftmassenstrom	\dot{m}_L	kg/s	0,170	0,0213	
8.	Materialmassenanteil in der Luft	$\mu_2 = \dot{m}_m / \dot{m}_L$	kg/kg	0,306	0,306	
9.	Materialmassenanteil in der Luft mit Umlauf	$\mu'_2 = \dot{m}'_m / \dot{m}'_L$	kg/kg	2,035	2,035	
10.	Die Temperaturen:					
	a) für das Material	t_m, t_{m2}	°C	40; 27	41; 27,2	
	b) für die Luft	T_{L1}, T_{L2}	°C	20 ; 26	20 ; 26	
11.	Mittlere treibende Temperaturdifferenz	$\Delta t_{M,2}$	°C	6,35	6,92	
12.	Wärmeaustauschfläche der Schicht im Kanal	$A_{Sch,2}$	m ²	0,476	0,0595	
13.	Wärmestrom (nach Luft)	\dot{Q}_L	W	1025,1	126,625	
14.	Wärmeübergangskoeffizient	α_2	W/m ² .K	339	307,53	317,8
15.	Nusselt-Zahl	Nu_2	-	51,67	46,87	49,75
	- gesamt	Nu_{ges}	-			49,75
	- laminar	Nu_{Lam}	-			39,05
	- turbulent	Nu_{turb}	-			27,5
16.	Re_ψ - Wert (bei $\psi = 1$)	Re_ψ	-			4552
17.	Abweichung: $\frac{(Nu_{(exp,sim)} - Nu_{ges}) \cdot 100}{Nu_{(exp,sim)}}$	Δ	%	+3,71%	-6,12%	-

8. Vorschlag einer Berechnungsmethodik für die untersuchte Apparategeometrie

Konzipierung, Berechnung und Projektierung des neuen Strahlschicht-Reaktors (MKKM-02) wurden nach vorgegebener Leistung und Betriebsfunktion durchgeführt. Das bedeutet, die Zahl der symmetrischen Arbeitsmodule in der Apparatekonstruktion zu bestimmen (Abb. 5.3.5.1). Diese resultiert aus der begrenzten Arbeitslänge eines einzelnen Moduls. Die Länge beträgt etwa $L_{\max} = 2 \text{ m}$ und wurde bereits früher von Mitev [88] untersucht und bewiesen. Auf diese Weise wurde eine gute Gasverteilung am Eintrittsspalt des Anströmbodens garantiert.

Es ist möglich, zwei Projektierungsaufgaben zu lösen:

1. Neuprojektierung des Apparates nach gegebenen Anforderungen;
2. Überprüfung der Möglichkeiten eines vorhandenen Apparatetyps (MKKM-02)* für neue Anwendungsziele.

Als Grundlage der Berechnungsmethodik dienen die Erfahrungen durchgeführter Forschungsarbeiten zur Charakterisierung des Apparates und schon entwickelte Gleichungen:

- A: Ermittlung der Wärme- und Stoffbilanzen;
- B: Anwendung der ermittelten Gl. (5-18) für den konduktiven Wärmeübergang;
- C: Anwendung der experimentell überprüften Gnielinski-Gleichungen (3-16, 3-17 und 3-18) [129.1] für den konvektiven Wärmeübergang;
- D: Bestimmung des Gesamtdruckverlustes des Apparates unter Nutzung des ermittelten ξ_{App} -Wertes für den Leerapparat nach Gl. (5-9), oder Verwendung von Daten für Δp_{Ges} aus der Tabelle 5.1.3.0, Zeile 9;

Die Methodik enthält folgende Schritte:

1. In der ersten Phase des Wärmeaustausches werden etwa 25% des gesamten Wärmestroms (d.h. $\dot{Q}_1 = 0,25 \cdot \dot{Q}_{\text{ges}}$) übertragen.
2. Für die zweite Phase, den konvektiven Wärmeaustausch, bleiben also $\dot{Q}_2 = 0,75 \cdot \dot{Q}_{\text{ges}}$ zurück.

3. Die Anwendung höherer Kanäle für den pneumatischen Transport führt nicht zu vorteilhaften Arbeitsbedingungen sondern zu größeren Druckverlusten. Das wurde durch die Simulation des Prozesses mit Hilfe von „Fluent - 6“ bewiesen.
4. Ein stabiles Arbeitsregime des Apparats wird bei einem Austrittsspalt (5) des inneren Bunkers $S/d_p \approx 3$ erreicht, wobei das Waagerechthrohrbündel des Bunkers mit Partikeln bedeckt bleibt.
5. Das Verhältnis S/d_p bestimmt einen Rücklaufstrom des Materials $\dot{m}_R = \dot{m}_m$ der größer als der von der Dosiermaschine aufgegebene \dot{m}_M ist.
6. Die charakteristische Länge in den Kriterialequationen für den Wärmeaustausch ist immer der Partikeldurchmesser d_p .
7. Die Oberfläche der Partikel in der Schicht A_{Sch1} und A_{Sch2} wird nach den Abhängigkeiten von Lüboschitz [78] berechnet:

$$(A_{Sch1})' = \mu_1 \cdot V_{KAM1} \cdot \rho_L \cdot \sigma_M, [m^2] \quad (8-1)$$

$$(A_{Sch2})' = \mu_2 \cdot V_{KAM2} \cdot \rho_L \cdot \sigma_M, [m^2] \quad (8-2)$$

wo:

$$\mu_1 = \frac{\dot{m}_M}{\dot{m}_{SG}}, [kg/kg] \quad (8-3)$$

$V_{KAM1} = 0,0105 \text{ m}^3$ pro Meter Länge des Apparates

$V_{KAM2} = 0,360 \text{ m}^3$ pro Meter Länge des Apparates

Die Daten für V_{KAM1} und V_{KAM2} sind für die Konfiguration des Apparates gültig.

$$\mu_2 = \frac{(\dot{m}_M)'}{\dot{m}_{PG}}, [kg/kg] \quad (8-4)$$

Die spezifische Oberfläche des Materials σ wird nach der Gl. (5-36) in (m^2/kg) für ein gegebenes Material berechnet.

Der Materialdurchsatz \dot{m}_M wird zusammen mit dem Rücklauf für die zweite Phase als Funktion von W_p (m/s) beim Ausfließen des inneren Bunkers (beim festgestellten $S/d_p \approx 3$) bestimmt:

$$(\dot{m}_M)' = L_{App} \cdot S_{Spalt} \cdot W_p \cdot \beta \cdot \rho_M, \text{ [kg/s]} \quad (8-5)$$

8. Für die zweite Phase (konvektiver Wärmeaustausch) wird die Gasgeschwindigkeit (Luft), die für die Austragung der Partikel notwendig ist, bestimmt. Praktisch wird mit 50% Reserve über dieser berechneten Geschwindigkeit für die Bedingungen des Arbeitskanals ($W_{L,AK}$) gearbeitet [78]

$$W_{aus} = \frac{5,2 \cdot (d_p \cdot \rho_M)^{0,5}}{\rho_L}, \text{ [m/s]}$$

$$W_{L,AK} = 1,5 \cdot W_{aus}, \text{ [m/s]} \quad (8-6)$$

9. Für die beiden Phasen des Wärmeaustausches werden gültige Kriterialequationen für Nu_1 und Nu_2 bzw. für die α_1 - und α_2 -Zahl vorgeschlagen.
10. Es können die notwendigen A_{Sch1} und A_{Sch2} bei bekannten \dot{Q}_1 und \dot{Q}_2 und mittleren logarithmischen Temperaturdifferenzen $\Delta t_{1,ln}$ und $\Delta t_{2,ln}$ berechnet werden.
11. Die erhaltenen Werte für A_{Sch1} und A_{Sch2} werden mit A_{Sch1}' und A_{Sch2}' verglichen und wenn die zweiten größer als die ersten sind, wird konstatiert, dass die Auslegung des Apparates erfolgreich ist. Anderenfalls wird mit $L_{App} S/d_{pmax}$ bis 3,5 variiert, womit W_p verändert und die Geschwindigkeit von $W_{L,AK}$ bis 1,6 W_{aus} vergrößert wird. Mit den neuen Daten werden die Berechnungen wiederholt.
12. Der Druckverlust wird nach den schon in der Literaturübersicht als auch im experimentellen Teil der vorliegenden Arbeit zitierten Gleichungen und Daten berechnet.
13. Wenn Anforderungen an die Verweilzeit der Partikel im Apparat gestellt werden, handelt man nach den Hinweisen in Kap. 5.3.5, in dem zuerst τ_1 (Gl. 5-27) bestimmt wird.
14. Die symmetrischen Sektionen des Apparates werden sowohl bezüglich Bunkerteil und Arbeitskanal in n Teile eingeteilt, so dass die Bedingung $\tau_{VZ, Ges} = n \cdot \tau_1$ erfüllt wird.

In diesem Fall werden schichtüberschreitende Schaufeln und der innere Kanal zum Austritt des Materials genutzt, damit die notwendige Verweilzeit τ_{VZ} erreicht wird.

Zur Erleichterung der Berechnung der „ersten Aufgabe“ wurde ein Rechenprogramm in „Mathcad“ zusammengestellt. Dargestellt ist das Programm anhand eines Rechenbeispiels für die Abkühlung von (γ -Al₂O₃) im Anhang 10.9.

9. Literaturverzeichnis

- [1] Abdelzazek I. D., An Analysis of Thermochemical Deposition in Spouted Beds, Ph. D. Thesis, Univ. Of Tennessee, Knoxville, 1969;
- [2] Aerov, M.E., Todes O. M., Hydrodynamische und Wärmegrundlagen der Arbeit der Apparate mit stationärer und Wirbelschicht, (russ), St. Petersburg, 1966;
- [3] Aerov, M.E., Todes O. M., Narinskii, D. A., Apparate mit stationärer Schicht, (russ), St. Petersburg, 1979;
- [4] Ahn, S. W., Lee, B. C., Kim, W. C., et al., Characteristics of fluid flow and heat transfer in a fluidized head exchanger with circulating solid particles, KSME INST J 16 (9), S. 1175-1182, 2002;
- [5] Al-Busoul, M. A., Bed to surface heat transfer in a circulating fluidized bed, HEAT MASS TRANSFER 38 (4-5), S. 295-299, 2002;
- [6] Al-Busoul, M. A., S. K. Abu-Ein, Local heat transfer coefficients around a horizontal tested tube immersed in a gas fluidized bed, HEAT MASS TRANSFER 39 (4), S. 355-358, 2003;
- [7] Alexandrov, A. A., Jahrbuch der ChTU – Sofia, (bul), 25, S. 187, 1978;
- [8] Alexandrov, A. A., Patent №33178, BG, 1985;
- [9] Alexandrov, A. A., Patent №34070, BG, 1986;
- [10] Al-Qodah, Z., Al-Busoul M., The effect of magnetic field on local heat transfer coefficient in fluidized beds with immersed heating surface, J HEAT TRANS-TAMES 123 (1), S. 157-161, 2001;
- [11] Bai, Y. H., Heat transfer in the circulating fluidized bed of a commercial catalyst cooler, POWDER TECHNOL 111 (1-2), S. 83-93, 2000;
- [12] Baskakov, A. P., W. W. Berg, Prozessy teplo i masoobmena v kipijastem sloe, (russ), Ist. Metalurgija, Moskwa, S. 142-150, 1988;
- [13] Babucha, G. L., A. A. Schreiber, Wsaimodeistvie tschastiz polidispersnich materialov v dvufasnich tetschenijach, (russ), Isd. „Naukowa Dumka“, Kiev, S. 72-73, 1972;

- [14] Beskov, V. C., Modellierung der chemischen Prozesse und Reaktoren, (russ), Novosibirsk, Band 1, 1971;
- [15] Blasetti, A., H. de Lasa, Heat-transfer prediction in the riser of a novel fluidized catalytic cracking unit, IND ENG CHEM RES 40 (21), S. 4623-4632, 2001;
- [16] Borodulja, W. A., Gupalo J. P., Mathematisches Modell der chemischen Reaktoren mit Wirbelschicht, (russ), Verlag – Wiss. Und Technik, Minsk, 1976;
- [17] Botteriel, D., Wärmeaustausch in Wirbelschicht, (russ), (Übersetzung aus Engl.), Energie – Verlag, Moskwa, 1980;
- [18] Bojankov, E., Vutschkov P., Statische Berechnungen für die Industrie und Wissenschaftliche Forschungsarbeit, (bul), Verlag „Technika“ – Sofia, S. 14-18, 1999
- [19] Brauer, H., Stoffaustausch einschließlich chemischer Reaktionen, Verlag Sauerländer, Aarau und Fr/M., 1971;
- [20] Buejwitsch, Ü. A., G. A. Minaev, Struiinoe psevdodjijenie, (russ), Isd. Chimia, Moskwa, 1994;
- [21] Catipovic, N., et al., Fluidisation, Proceed. of the 1980, Int. Fluid. Conf. New York, Plenum Press, S. 225-234, 1980;
- [22] Chew, J.J., On Jet Flow in Porous Media Related to the Spouted Bed, Can. J. Chem Eng., 63, S. 361-367, 1985;
- [23] Cho, Y. J., Kim, S. J., Nam, S. H., et al, Heat transfer and bubble propertis in three-phase circulating fluidized beds, CHEM. ENG. SCI, 56 (21-22), 6107-6115, 2001;
- [24] Cho, Y. J., Park, H. Y., Kim, S. W., et al., Heat transfer and hydrodynamics in two- and three-phase inverse fluidized beds, IND ENG CHEM RES, 42 (8), S. 2058-2063, 2002;
- [25] Davidson, I., Charison, D., Wirbelschicht, (russ., Übersetzung aus Engl.), Chimia – Verlag, Moskwa, 1974;
- [26] Ditschev, St. P., Dissertation, Universität für Nahrungsmittelindustrie, (bul), Plovdiv, Band 6, 1984;
- [27] Ditschev, St. P., Patent № 30799/B6, 1982;

- [28] Dutta, A., Basu, P., Overall heat transfer to water walls and wing walls of commercial circulating fluidized-bed boilers, *J I ENERGY*, 75 (504), S. 85-90, 2002;
- [29] Dutta, A., Basu, P., An experimental investigation into the heat transfer on wing walls in a circulating fluidised bed boiler, *INT J HEAT MASS TRAN*, 45 (22), S. 4479-4491, 2002;
- [30] Galovic, A., Andrassy, M., Mudrinic, S., Heat transfer coefficient analysis between fluidized bed and horizontally immersed pipe coil, *STROJARSTVO*, 42 (1-2), S. 25-30, 2000;
- [31] Gelperin, N.I. u.a, *Osnovi tehniki psevdoojijenia* (rus), Chimia Moskau, 1987;
- [32] Ginsburg, P.S., Gromov, M.A., *Teplochnitscheskie svoistva, muki i krupi*, (russ), Isd. "Kolos", Moskau, 1984;
- [33] Golriz, M. R., Grace, J. R., Augmentation of heat transfer by deflectors on circulating fluidized bed membrane walls, *INT J HEAT AND MASS TRAN*, 45 (5), S. 1149-1154, 2002;
- [34] Gorbis, E. R., *Teploobmen dispersnich skvosnich potokov*, (russ), Isd. "Energija", Moskau – Leningrad, 1984;
- [35] Gorbis, E. R., Kalenderijan, W. A, *Teploobmenniki s prototschnimi dispersnimi teplonositeljami*, (russ), Isd. "Energija", Moskau, 1999;
- [36] Gorelik, A.G., Beskov, V.S., *Teploperedatscha v spokoinom sloe is katalisatora*, (russ), *Teoretitschie osnovi chemitscheskoi tehnologii*, Tom 8, № 3, 1974;
- [37] Gorchstein, A. E., Muchlnev, I. P, *Zh. Prikl. Chimia*, (russ), Leningrad, 37, S. 1887, 1964;
- [38] Glodstiker, A. D., Dissertation, (russ), Lensovet – Techn. Univ. Leningrad, 1987;
- [39] Gnedenko, B. V., *Kurs Teorii Werojatnosti*, (russ), GIFML, Moskau, 1991;
- [40] Gnielinski, V., *Verfahrenstechnik*, 16, № 1, S. 36-39, 1982;

- [41] Guota AVSSKS, Nag, P. K., Bed-to-wall heat transfer behavior in a pressurized circulating fluidized bed, INT J HEAT MASS TRAN, 45 (16), S. 3429-3436, 2002;
- [42] Harasek, M., FLUENT User's Guide, Version 6.0, FLUENT inc. 2001;
- [43] Hartman, G., Wu, W. Y., Chen, Z. M., et al., Heat transfer between an isolated bubble and the dense phase in fluidized bed, CAN J CHEM ENG, 79 (3), S. 458-462, 2001;
- [44] He, Q., Winter, F., Lu, J. D., Analysis of heat transfer mechanism in High-temperature circulating fluidized beds by a numerical model, J ENERG RESOUR-ASME, 124 (1), 2002;
- [45] Heinrich, St., Mörl, L., Fluidized bed spray granulation of particle wetting and of temperature and concentration distribution, Chemical Engineering and Processing, 38 (4-6), S. 635-663, 1999;
- [46] Heschel, W., Klose E., Zum strömungstechnischen Verhalten feinstkörniger Güter in der Wirbelschicht, Chem. Techn., 33, S. 122-125, 1981;
- [47] Hilal, N., Gunn D. J., Heat transfer to immersed and boundary surfaces in fluidized beds, Chem. Eng. Technolog. 25 (10), S. 967-973, 2002;
- [48] Hofmann, P., Mathematische Modellierung der Pneumatik einer doppelkonischen Strahlschicht, Dissertation, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, 1991;
- [49] Hook, B., Littman H., Morgan M., A priori modeling of an adiabatic spouted bed catalytic reaktor, The Can. J. Chem. Eng., 70, S. 966-982, 1992;
- [50] Hook B., Experimental and modeling of a non-isothermal spotted bed chemical reaktor, Ph. D. Thesis, Ransselear Polytechnic Institute, Troy, NY, 1990;
- [51] Hötzer, St., Abschlussbericht des Projektes "Entwicklung neuer und durchfallsicherer Anströmböden für Fluidisationsapparate", Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, 1996 -1999;
- [52] Hristov, J., Magnetic field assisted fluidisation – A unified approach – Part 3: Heat transfer in gas-solid fluidized beds – a critical re-evaluation of the results, Rev. Chem. Eng., 19 (3), S. 229-355, 2003;

- [53] Hugo, P., Seidel-Morgenstern A., Steinback J., Grundzüge der Technischen Chemie (Reaktionstechnik), Berlin, Auflage, 1994-1995;
- [54] Jeschar, R., Archiv Eisenhüttenwesen, 35, S. 517-526, S. 955-961, 1964;
- [55] Kalenderijan, W.A., Kornaraki, V. V., Teploobmen i suschka v dwijustemsija plotnom sloe, (russ), Isd. „Vischa skola“, Kiew, 1982;
- [56] Kalenderijan, W.A., Temperaturnoe pole i teplootdatsch plotnogo produvaemogo sloja, dwijustimsija v zilindritscheskich kanalach, Ing. Fis. Journal, T. 29, № 4, 1975;
- [57] Kim, S. W., Ahn, J.Y., Kim, S. D., et al., Heat tranfer and bubble characteristics in a fluidized bed with immersed horizontal tube bundle, Int. J. Heat Mass. Tran, 46 (3), S. 399-409, 2003;
- [58] Kojouharov, K., Entwicklung einer neuen Anströmeinrichtung für Strahlschichten, Doktorarbeit, S. 46-48, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, 2003;
- [59] Kolar, A. K., R.Sundaresan, Heat transfer characteristics at an axial tube in a circulating fluidized bed riser, Int. J. Therm. Sci., 41 (7), S. 673-681, 2002;
- [60] Kraitschev St., G. Popov, Trocknung von CaCO_3 -Pasten im Industriestrahlschichtapparat, (bul), Jahrbuch des Zentralinstitutes für chemische Industrie, Buch 3, Sofia, 1983;
- [61] Kraychev, St., Krastev Iv., Patent № 27593/BG, 1977;
- [62] Kraychev, E., Krüger G., Mörl, L., Investigation of the hydrodynamic properties of the new heat exchanger-reactors apparatus, (engl), Journal of the University of chemical Technology and Matelargie - Sofia, XXXVIII – 3, S. 649-661, 2003;
- [63] Kraychev, E., Mitev, D., Mörl, L., Untersuchung der Wärmeübertragung zwischen einem Strom aus körnigem Material und einem waagerechten Rohrbündel, 8^{te} Internationale wiss. Konferenz „40 – Jahre Energiemaschinenbaufakultät der TU – Sofia, Publ. Im Heft 2, S. 75-86, 2003;
- [64] Kraychev, E., Krüger, G., Mörl, L., Mittlere Verweilzeit von Partikeln im Arbeitsbereich eines neu entwickelten Apparates – Wärmeaustauscher-Reaktor zur thermischen Behandlung von körnigen, nichtklebrigen Materialien, „Energieforum“, Varna, BG, Band 1, S. 114-120, 2004;

- [65] Kunin, D., Lewenspiel, O., Promischlenoe psewdoojjejenie, Chimia, Moskau, 1976
- [66] Kunü, D., Suzuki, M., Int. J. Heat Mass Transfer, 10, № 7, S. 840-852, 1967;
- [67] Laszuk, A., Berengarten, M. G., Modeling of heat transfer in a three-phase fluidized bed apparatus, Theor. Found. Chem. Eng., 35 (3), S. 312-315, 2001;
- [68] Lebedev, P. D., Rastschet i proektirovanie suschilnich ustanowok, (russ), Isd. „Gosenergoisdat“, M.-L., S. 317-318, 1963;
- [69] Leong, K. C., Lu, G. Q., Rudolph, V., Modeling of heat transfer in fluidized-bed coating of cylinders, Chem. Eng. Sci., 56 (17), 5189-5200, 2001;
- [70] Leong, K. C., Lu, G. Q., Rudolph, V., The effect of latent heat of fusion on heat transfer in fluidized-bed coating of thin plates, Chem. Eng. Process., 41 (7), S. 567-576, 2002;
- [71] Likov, M. W., Suschka w chimitscheskoj promischlenosti „Chimia“, S. 44, Moskwa, 1990;
- [72] Lima, A. C., Rocha S. C., Bed drying in fixed, spouted and spout – fluid beds: A comparson and empirical modeling, Drying Technology, 16 (9-10), S. 1881-1901, 1998;
- [73] Lin, T.J., Hung-Tzu, C., Effects of macroscopic hydrodynamics on heat transfer in a three-phase fluidised bed, Catal. Today, 79 (1-4), S. 159-167, 2003;
- [74] Link, K. C., Schlünder, E. U., Fluidized bed study granulation and film coating process on a single sphere, Drying Technology, 15 (6), S. 1827-1843, 1997;
- [75] Link, K. C., Schlünder, E. U., Fluidized bed spray granulation – Investigation of the coating process on a single sphere, Chem. Eng. And Processing, 36 (6), S. 443-457, 1997;
- [76] Littman, H., Morgan, M., A general correlation for the minimum spotting velocity, The Can J. of Chem. Eng, 61 (3), S. 269-273, 1983;
- [77] Looi, A. Y., Mao, Q. M., Rhodes, M., Experimental study of pressurized gas – fluidized bed heat transfer, Int. J. Heat Mass. Tran., 45 (2), S. 255-265, 2002;

- [78] Lüboschiz, I. L., Slobodkin, L. S., Scheinmann, W. A., Wopros intensifikazii perenosa tepla i massi v suschilnich i termitscheskich prozessach, (russ), Isd. "Nauka i tehnika", Minsk, S. 7-10, 1967;
- [79] Ma, Y. L., Zhu, J., Heat transfer in the downer and the riser of a circulating fluidized bed – A comparative study, Chem. Eng. Technol., 24 (1), S. 85-90, 2001;
- [80] Markovski, A., Kaminski, W., Hydrodynamic characteristics of jet – spouted beds, Can. J. Chem. Eng., 61, S. 377-381, 1983;
- [81] Martin, H., Wärme- und Stoffübertragung in der Wirbelschicht, Chem. Ing. Tech., 52, № 3, S. 199-209, 1980;
- [82] Martin, H., Über die Mechanismen der Wärmeübertragung zwischen Gas/Feststoff – Wirbelschichten und festen Wänden, Chem. Ing. Tech., 54, № 2, S. 156-157, 1982;
- [83] Martin, H., Wärmeübertragung an Gas/Feststoffwirbelschichten (Weiterentwicklung eines Berechnungsverfahrens) Chem. Ing. Tech., 56, № 3, S. 255-227, 1984;
- [84] Martin, H., Heat Transfer between Gas Fluidized Beds of Solid Particles and the Surfaces of Immersed heat Exchanger Elements, Part 1 and 2, Chem. Eng. Proces., 18, S. 157-169, 199-223, 1984;
- [85] Martinovski, V. S., A. M. Boiko, Patent № 130552, Büll № 15, (UdSSR), 1960;
- [86] Mathur, K. B., Gisler P. E., A technique for contacting gases with coarse solid particles, AIChE J., (1995b), S. 157-164, 1995;
- [87] Merry, J. H., Penetration of Vertical Jets into Fluidized Beds, AIChE J., 21, S. 507-510, 1975;
- [88] Mitev, D.T., Theoretische und experimentelle Untersuchung der Hydrodynamik des Wärme- und Stoffüberganges in Strahlschichtapparaten, Dissertation, (russ), LTI Leningrad, 1979;
- [89] Mitev, D. T., Issledovanie gidrodinamiki psevdoojijennogo sloija v apparatach so stelewidnim podwodom gasa primenitelno k procesu objiga gipsa, (ruus), Autorev. Dokt. Diss., LTI Leningrad, 1967;

- [90] Mitev, D. T., D. R. Russev, Opredelenie minimalnoi rabotschei skorosti v kipijstem sloe pri visokogo davlenja, Journal Prikladnoi Chimii, 10, 1987;
- [91] Mörl, L., Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wirbelschichttrocknung am Wissenschaftsbereich Thermische Apparate- und Umwelttechnik der TU – Magdeburg, Chem. Tech., 42 (5), S. 185-191, 1990;
- [92] Mörl, L., Wirbelschichtgranulationstrocknungsanlagen, Dissertation B Technische Hochschule Magdeburg, 1981;
- [93] Mörl, L., Krüger, G., Mitev, D., Kraychev, E., Patentanmeldung № 106785, 2002, Publ. Heft № 1, Patentamt R. Bulgarien, 2003;
- [94] Muschtaev, W. I., Ulijanov, W. M., Timoschin, A. S., Suschka v uslovijach pnevmotransporta, (russ), Isd. „Chimia“, 1984;
- [95] Nischimura, A., Deguchi, S., Matsuda, H., et al., Heat transfer characteristics in a pulsated fluidized bed in relation to bubble characteristics, Kagaku Kogaku Ronbun, 26 (6), S. 830-836, 2000;
- [96] Olasar, M., et al., Hydrodynamics of Fine Solids in Conical Spouted Beds, International Symposium of the Engeneering Foundation, Tours (France), Band 2, S. 255-262, 1995;
- [97] Olasar, M., San Jose M., Stabil Operation conditions for a Gas-Solid Contact Regimes in Conical spouted Beds, Ind. Eng. Res., 31, S. 1784-1792, 1992;
- [98] Olasar, M., San Jose M., Study of local Properties in Conical Spouted Beds Using in an Optical Fiber Probe, Ind. Eng. Res., 34, S. 4003-4039, 1995;
- [99] Passos, M. L., Mujumdar, A. S., Effect of cohesive forces in fluidized and spouted bed of wet particles, Powder Technology, 110 (3), S. 222-238, 2000;
- [100] Piskova, E., Untersuchung der Fluidodynamik eines Strahlschichtapparates mit zwei parallelen Gaseintritten und seine Anwendung auf die Beschichtung feindisperser Feststoffteilchen, Dissertation, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, 2002;
- [101] Polezhaev, Y. V., Protasov, M. V., Seliverrstov, E. M., et al., Convective heat transfer in combustors with a circulating fluidized bed, High Temp.+, 40 (2), S. 286-294, 2002;
- [102] Pfeffer, R., Ind. Engng. Chem. Fundamentals 3, S. 380-383, 1964;

- [103] Reddy, B. V., Basu, P., A model for heat transfer in a pressurized circulating fluidized bed furnace, *Int. J. Heat Mass. Tran.*, 44 (15), S. 2877-2887, 2001;
- [104] Reddy, B. V., Nag, P. K., Effect of pressure and temperature on cluster and particle heat transfer in a pressurized circulating fluidized bed, *Int. J. Energ. Res.*, 25 (14), S. 1263-1274, 2001;
- [105] Reddy, B. V., Nag, P. K., Effect of riser exit geometry on bed hydrodynamics and heat transfer in a circulating fluidized bed riser column, *Int. J. Energ. Res.*, 25 (1), S. 1-8, 2001;
- [106] Reddy, B. V., Basu, P., Estimation of the effect of system pressure and CO₂ concentration on radiation heat transfer in a pressurized circulating fluidized bed combustor, *Chem. Eng. Res. Des.*, 80 (A2), S. 178-182, 2002;
- [107] Romankov, P. G., Raschkovskaja, N. B., *Suschka wo wsweschnom sostojanii*, (russ), Isd. "Chimia", Leningrad, 1988;
- [108] Schlünder, E. U., *CIT – 43*, № 11, S. 651-654, 1971;
- [109] Schlünder, E. U., Wärme- und Stoffübertragung in mit Schüttung gefüllten Rohren, *CIT – 38*, № 11, 1966;
- [110] Schlünder, E. U., Hennecke, F. U., Wärmeübertragung zwischen gasdurchströmten Füllkörperschüttungen und darin eingebetteten Rohren, *CIT – 40*, № 21/22, 1968;
- [111] Schlünder, E. U., Equivalence of one- and two-phase models for heat transfer processes in packed beds one dimensional theory, *Chem. Eng. Sci.*, 30, № 4, 1975;
- [112] Schmidt, A., Renz, U., Numerical prediction of heat transfer in fluidized bed by a kinetic theory of granular flows, *Int. J. Therm. Sci.*, 39 (9-11), S. 871-885, 2000;
- [113] Schnicke, S., Wärme- und Stoffübergang im Phasengebiet gasförmig – fest, Diplomarbeit, TH „Otto-von-Guericke“ Magdeburg, Sektion Apparate- und Anlagenbau, № 73/3, 1973;
- [114] Schreiber, A. A., Gljantschenko, W. D., *Termitscheskaja obrabotka polidispersnich materialov v dvufasnom potoke*, (russ), Isd. „Noukowa dumka“, Kiev, 1976;

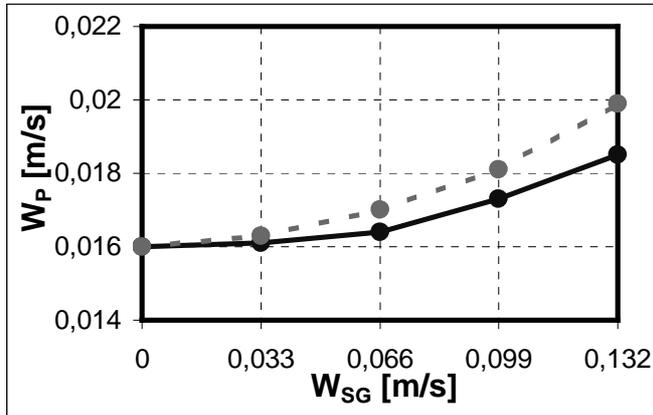
- [115] Senkov, R. L., Ivaschkov, I. I., Kolobov, L. N., Maschini dlij neprerivnogo transporta, (russ), Isd. „Maschinostroenije“, Moskwa, 1987;
- [116] Sendov, S., Die Anwendung der fluidisierten Systeme in der Industrie, (bul), Technika – Verlag, Sofia, 1987;
- [117] Sendov, S., Wärme- und Stoffübertragung, (bul), Technika, Sofia, 1993;
- [118] Sendov, S., I. A. Nikolov, Patent № 32069, BG;
- [119] Sendov, S., u.a., Patent № 21776, BG;
- [120] Siebert, A., Newborough, M., Highgate, D., Heat transfer in mechanically – fluidized particle beds, Chem. Eng. Res. Des., 80 (A3), S. 332-334, 2002;
- [121] Song, P. S., Jeong, Y. Y., Yun, J. S., Et al., Temperature fluctuations and heat transfer in a circulating fluidized bed, Korean J. Chem. Eng., 19 (6), S. 1043-1049, 2002;
- [122] Sundaresan, R., Kolar, A. K., Core heat transfer studies in a circulating fluidized bed, Powder Technol., 124 (1-2), S. 138-151, 2002;
- [123] Taubmann, E. I., Gornev, W. A., Melzev, W. L., Kontaknie teploobmenniki, (russ), Isd. „Chimija“, S. 172-173, Moskau, 1988;
- [124] Tsotsas, E., Discrimination of fluid bed models and investigation of particle-to-gas mass transfer by means of drying experiments, Chem. Eng. Proc., 33, S. 237-245, 1994;
- [125] Tsotsas, E., From single particle to fluid bed drying kinetics, Drying Technology, S.1401-1426, 1994
- [126] Tuner, H., Matematitscheska Statistika, (bul), Verlag „Nauka i Iskustvo“, Sofia, 1998;
- [127] Uhlemann, H., Mörl, L., Wirbelschicht – Sprühgranulation, Springer – Verlag, 2000;
- [128] Vauck, W. R., Müller, H. A., Grundoperationen chemischer Verfahrenstechnik, 10. Auflage, Leipzig, 1994;
- [129] VDI – Wärmeetlas, 9. Auflage, Theodor – Steinkopf-Verlag, 2002; Abschnitt: Gj1-2 [129.1]; Mf1-9 [129.2]; Laf1-4 [129.3]; Leb1-11 [129.4]; Lce1-16 [129.5];
- [130] Wang, Z., Kwauk, M., Li, H., Fluidisation of Fine Particles, Chem. Eng. Scien., 53, S. 377-395, 1998;

- [131] Wen, J. P., Li, X. L., Flow boiling heat transfer in new vapor – liquid – solid three-phase circulating fluidized bed evaporator, *Chem. Eng. Commun.*, 185, S. 79-90, 2001;
- [132] Werner, A., Solids distribution as a basis for modeling of heat transfer in circulating fluidized bed boilers, *Exp. Therm. Fluid. Sci.*, 25 (5), S. 269-276, 2001;
- [133] Winaya, N. S., Basu, P., Effect of pressure and carbon dioxide concentration on heat transfer at high temperature in a Pressurized Circulating Fluidized Bed (PCFB), *Combustor, Int. J. Heat Mass. Tran.*, 44 (15), S. 2965-2971, 2001;
- [134] Winaya, N. S., Basu, P., Reddy, B. V., Experimental investigations on heat transfer from suspension to impact separators in the riser column of a circulating fluidized bed combustor, *Int. J. Heat Mass. Tran.*, 46 (1), S. 71-75, 2003;
- [135] Woo, K. J., Kim, J. S., Kang, Y., et al., Effects of chaotic temperature fluctuations on the heat transfer coefficient in liquid – liquid-solid fluidized beds, *Chem. Eng. Technol.*, 24 (8), S. 829-834, 2001;
- [136] Wu, P., Wang, L., Feng, X., et al., Surface – particle – emulsion heat transfer model between fluidized bed and horizontal immersed tube, *J. Univ. Sci. Technol.*, B. 9 (2), S. 99-103, 2002 ;
- [137] Yorong, He., Zhao, G., Boillard, Y., Lu, H., Numerical Simulation of the Effect of Conical Dimension of the Hydrodynamic Behavior in Spouted Beds, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 82, S. 20-29, 2004;
- [138] Zahradnik, J., Fialova, M., Linek, V., Sinkule, J., et al., Dispersion efficiency of ejector – type gas distributors in different operating models, *Chem. Eng. Sci.*, 52 (24), S. 4499-4510, 1997;
- [139] Zank, J., Kind, M., Schlünder, E. U., Particle growth in a continuously operated fluidized bed granulator, *Drying Technology*, 19 (8), S. 1755-1772, 2001;
- [140] Zhang, L. B., Li, X. L., A study on boiling heat transfer in three-phase circulating fluidized bed, *Chem. Eng. J.*, 78 (2-3), S. 217-223, 2000;
- [141] Zhang, L. B., Li, X. L., Boiling heat transfer in circulating fluidized beds, *Chinese J. Chem, Eng.*, 9 (3), S. 235-241, 2001;

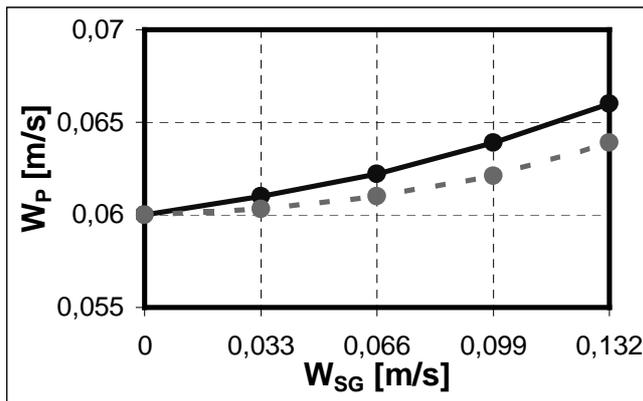
10. Anhang

Anhang 10.1

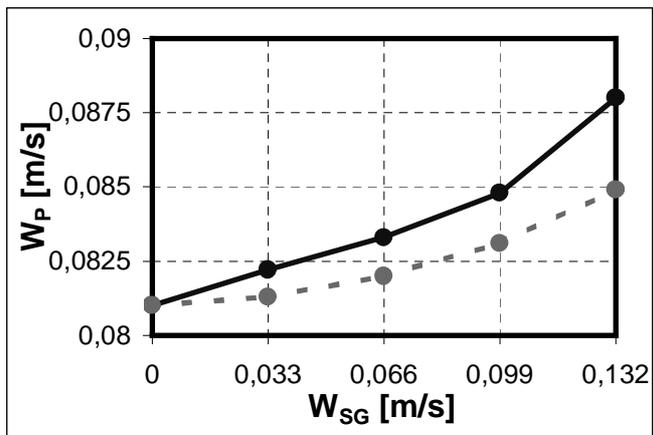
Mittlere scheinbare Partikelgeschwindigkeit für drei andere untersuchte Materialien (Sand, Glaskugeln, Weizen und Hirse). Es sind gemessene und berechneten Daten (nach Gl. 5-6) dargestellt. (Zu Punkt 5.1.1)



Sand, Spalt = 4 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y ₁	y ₂	%
0	0.016	0.0160	0.00
0.033	0.0161	0.0163	1.48
0.066	0.0164	0.0170	3.39
0.099	0.0173	0.0181	4.45
0.132	0.0185	0.0199	7.21

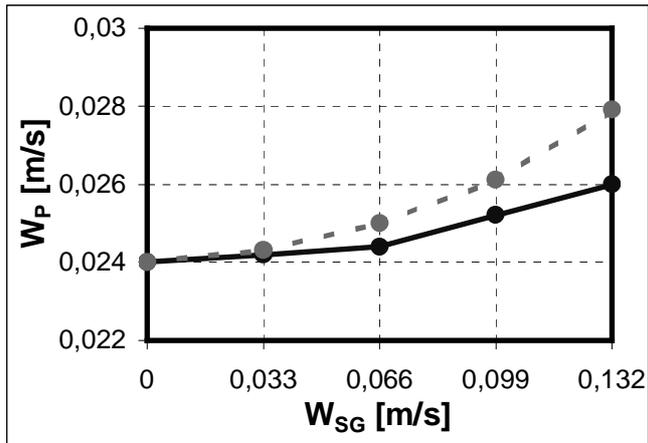


Sand, Spalt = 8 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y ₁	y ₂	%
0	0.06	0.0600	0.00
0.033	0.061	0.0603	-1.09
0.066	0.0622	0.0610	-2.01
0.099	0.0639	0.0621	-2.89
0.132	0.066	0.0639	-3.23

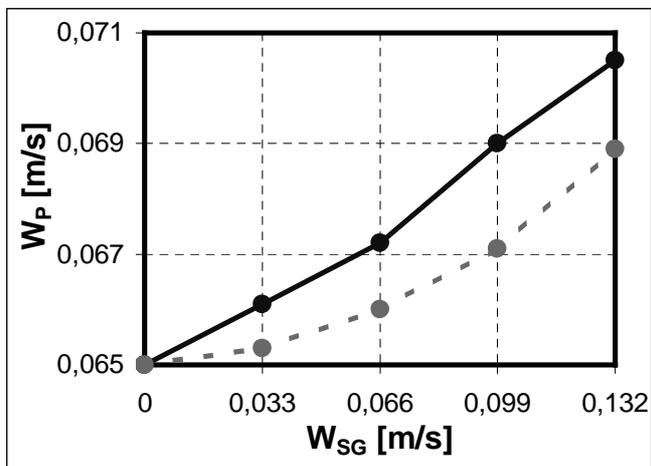


Sand, Spalt = 12 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y ₁	y ₂	%
0	0.081	0.0810	0.00
0.033	0.0822	0.0813	-1.06
0.066	0.0833	0.0820	-1.62
0.099	0.0848	0.0831	-2.04
0.132	0.088	0.0849	-3.61

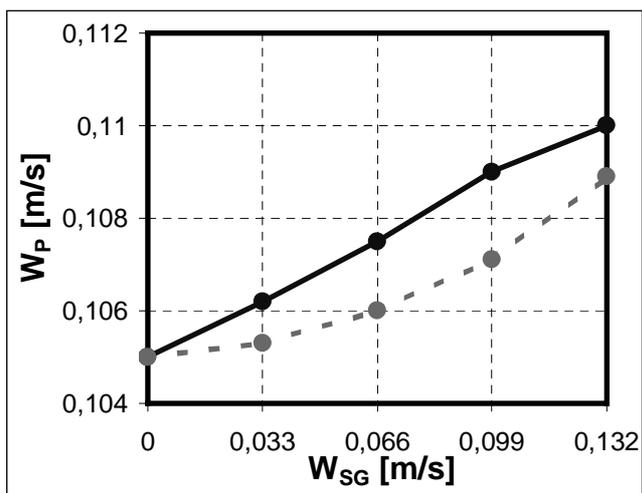
Abb. 10.1.1



Glaskugeln, Spalt = 4 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y_1	y_2	%
0	0.024	0.0240	0.00
0.033	0.0242	0.0243	0.58
0.066	0.0244	0.0250	2.30
0.099	0.0252	0.0261	3.47
0.132	0.026	0.0279	6.94

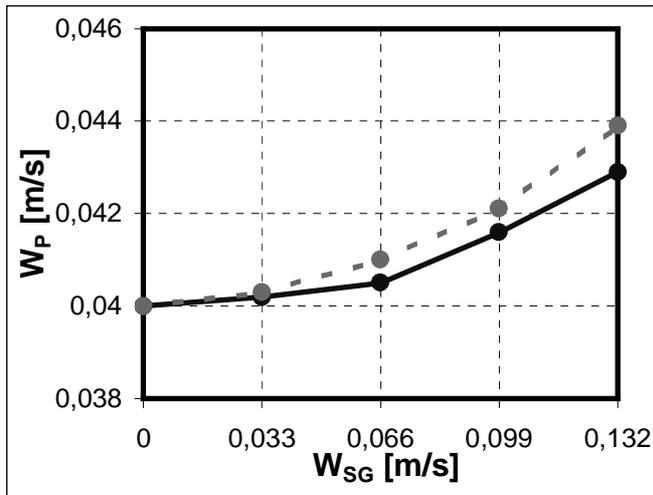


Glaskugeln, Spalt = 8 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y_1	y_2	%
0	0.065	0.0650	0
0.033	0.0661	0.0653	-1.16051
0.066	0.0672	0.0660	-1.85621
0.099	0.069	0.0671	-2.82267
0.132	0.0705	0.0689	-2.26591

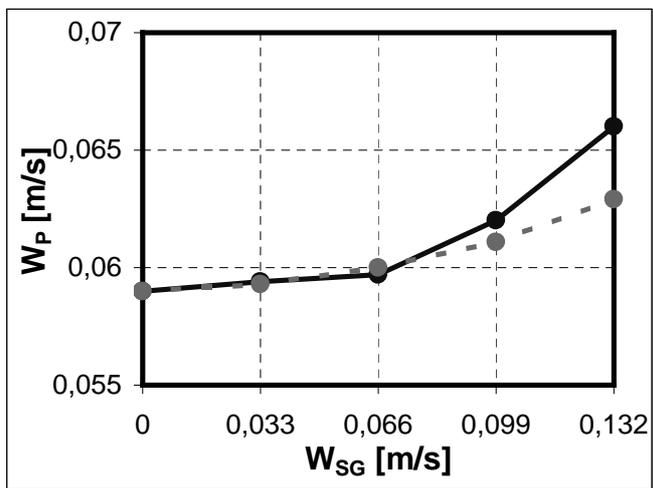


Glaskugeln, Spalt = 12 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y_1	y_2	%
0	0.105	0.1050	0.00
0.033	0.1062	0.1053	-0.81
0.066	0.1075	0.1060	-1.44
0.099	0.109	0.1071	-1.77
0.132	0.11	0.1089	-0.97

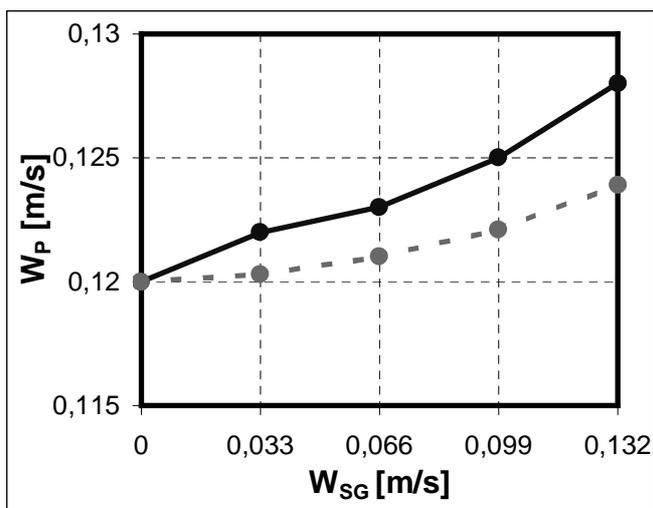
Abb. 10.1.2



Weizen, Spalt = 8 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y_1	y_2	%
0	0.0400	0.0400	0.00
0.033	0.0402	0.0403	0.35
0.066	0.0405	0.0410	1.16
0.099	0.0416	0.0421	1.20
0.132	0.0429	0.0439	2.36

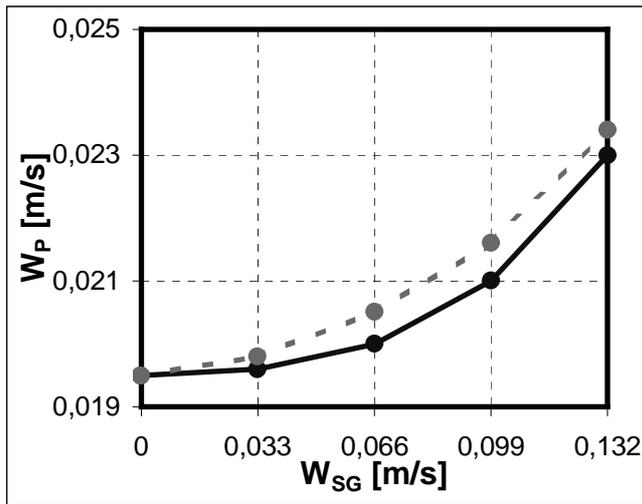


Weizen, Spalt = 10 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y_1	y_2	%
0	0.0590	0.0590	0.00
0.033	0.0594	0.0593	-0.10
0.066	0.0597	0.0600	0.46
0.099	0.0620	0.0611	-1.46
0.132	0.0660	0.0629	-4.87

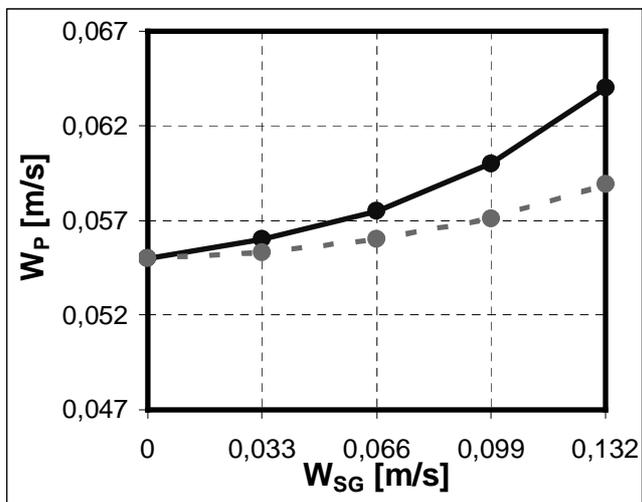


Weizen, Spalt = 16 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y_1	y_2	%
0	0.1200	0.1200	0.00
0.033	0.1220	0.1203	-1.38
0.066	0.1230	0.1210	-1.67
0.099	0.1250	0.1221	-2.37
0.132	0.1280	0.1239	-3.28

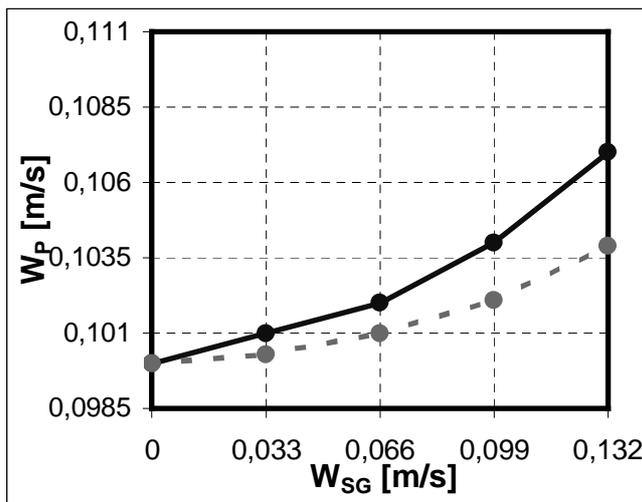
Abb. 10.1.3



Hirse, Spalt = 4 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y_1	y_2	%
0	0.0195	0.0195	0.00
0.033	0.0196	0.0198	1.22
0.066	0.0200	0.0205	2.32
0.099	0.0210	0.0216	2.80
0.132	0.0230	0.0234	1.87



Hirse, Spalt = 8 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y_1	y_2	%
0	0.0550	0.0550	0.00
0.033	0.0560	0.0553	-1.19
0.066	0.0575	0.0560	-2.72
0.099	0.0600	0.0571	-5.07
0.132	0.0640	0.0589	-8.59



Hirse, Spalt = 12 mm			
W_{SG} , m/s	$W_{pi,gem}$, m/s	$W_{pi,ber}$, m/s	Abweichung
		Gl. (5 - 6)	
x	y_1	y_2	%
0	0.1000	0.1000	0.00
0.033	0.1010	0.1003	-0.66
0.066	0.1020	0.1010	-1.01
0.099	0.1040	0.1021	-1.66
0.132	0.1070	0.1039	-2.95

Abb. 10.1.4

Anhang 10.2:

Tarierung der Blende für das Primärgas

Um das pneumatische Verhalten des neuen Strahlschicht-Reaktors zu bestimmen, wurde als Vorversuch eine Eichung der Blende (Pos. 11, Abb. 5.1.3.1) durchgeführt. Dabei wurde ein Anemometer benutzt, das die Gasgeschwindigkeit W_L mit guter Genauigkeit zeigt. Der Volumendurchsatz wurde nach der bekannten Gleichung bestimmt:

$$\dot{V} = A_R \cdot W_L \text{ in m}^3/\text{s} \quad (\text{Zeile 3 – Tabelle 5.1.3.0})$$

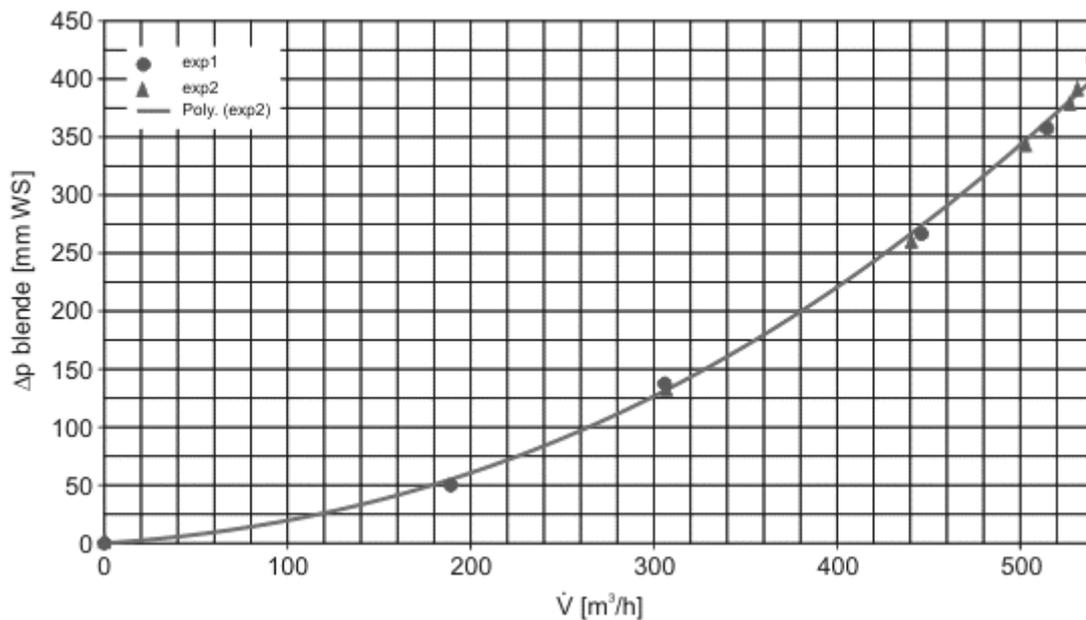


Abb. 10.2.1: Tarierung der Blende

(Regelungsklappe von 0 ÷ 90°, $T_L = 20^\circ\text{C}$)

Anhang 10.3:

Tabellarische und graphische Darstellung der Daten für die Druckverluste beim Leerapparat Δp_{LA} , Δp_{SCH} und Δp_{ges} für die Modellstoffe Hirse, Weizen und Glaskugeln (zu Punkt 5.1.3)

Tabelle 10.3.1. Experimentelle Daten für Δp für Hirse, Weizen und Glaskugeln

Hirse			
$x=W_{L,ESP}$	$y_1=\Delta p_{LA}$	$y_2=\Delta p_{SCH}$	$y_3=\Delta p_{ges}$
0	0	0	0
4.7	40	320	360
9.15	86	551	637
10.64	123	550	673
11.5	180	400	580
12.62	200	280	480
17.32	307	130	437
24.25	420	90	510
28.46	535	85	620
31.68	658	83	741
33.91	772	80	852
35.64	880	77	957
36.38	970	75	1045
37.12	1083	74	1157
Weizen			
$x=W_{L,ESP}$	$y_1=\Delta p_{LA}$	$y_2=\Delta p_{SCH}$	$y_3=\Delta p_{ges}$
0	0	0	0
4.7	40	260	300
9.15	86	505	591
10.64	123	580	703
11.5	180	600	780
12.62	200	530	730
17.32	307	250	557
24.25	420	110	530
28.46	535	95	630
31.68	658	90	748
33.91	772	85	857
35.64	880	80	960
36.38	970	75	1045
37.12	1083	73	1156
Glaskugeln			
$x=W_{L,ESP}$	$y_1=\Delta p_{LA}$	$y_2=\Delta p_{SCH}$	$y_3=\Delta p_{ges}$
0	0	0	0
4.7	40	1050	1090
9.15	86	1080	1166
10.64	123	900	1023
11.5	180	700	880
12.62	200	520	720
17.32	307	400	707
24.25	420	290	710
28.46	535	180	715
31.68	658	170	828
33.91	772	164	936
35.64	880	157	1037
36.38	970	150	1120
37.12	1083	142	1225

Tabelle 10.3.2 Pneumatische Betriebsbedingungen

Nr	Untersuchte Materialien	Winkel $\alpha_m (^{\circ})$	Schichthöhe (h_o) vor dem Arbeitskanal (Gl. 3-77) (m)	Menge des Materials im Bunker m_M (kg)	Materialdurchsatz mit Umlauf \dot{m}_{MR} (kg/s)	Scheinbare Beladung (μ') $\mu' = m_m / m_L$ (kg/kg)
I. „MKKM-02“ Apparat						
1.	Senfkörner $d_p = 2,18 \text{ mm}, \rho_M = 1180 \text{ kg/m}^3$	69°	0,07	4,48	0,41	-
2.	Hirse $d_p = 1,65 \text{ mm}, \rho_M = 1250 \text{ kg/m}^3$	63°	0,055	4,75	0,39	-
3.	Weizen $d_p = 4,07 \text{ mm}, \rho_M = 1315 \text{ kg/m}^3$	51°	0,06	5	0,44	$5/495 \approx 0,01$ $\Delta p_{ges} = 1156 \text{ Pa}$
4.	Glasskugeln /nur für Pneumatik/ $d_p = 0,47 \text{ mm}, \rho_M = 2500 \text{ kg/m}^3$	66°	0,04	9,5	0,78	-
II. Vergleich mit dem prismatischen Strahlschichtapparat [100] (Abb. 5.18)						
1.	Weizen $d_p = 4,07 \text{ mm}, \rho_M = 1315 \text{ kg/m}^3$	51°	0,17	2	-	$2/197 \approx 0,01$ $\Delta p_{ges} = 2250 \text{ Pa}$

Bei der Weizenbetrachtung mit $\mu' = 0,01 \text{ kg/kg}$, $\Delta p_{ges,Prism.App} = 2250 \text{ Pa} = 1,95 \cdot 1156 \text{ Pa}$ ($\Delta p_{ges, "MKKM-02"}$)

Anhang 10.4:

Ausführliche Darstellung der Berechnung von α_2 und Nu_2 bei konvektivem Wärmeaustausch im Arbeitskanal des Apparates und Vergleich mit den Daten der Gnielinski-Gleichungen (3–16, 3–17, 3–18), [129.1],

(Zu Punkt 5.2.3.5 und 7.2, Tabelle 7.2.1)

Auswertung des Messprotokolls №146/26.09.2003:

Experimentelle Daten:

Modellstoff:

Weizen - $d_p = 4,07 \text{ mm}$, $\rho_M = 1315 \text{ kg/m}^3$, $c_p = 1520 \text{ J/kgK}$

$T_{M1} = 40^\circ \text{C}$, $T_{M2} = 27^\circ \text{C}$, Luft - max - $W_{L,AK} = 16,5 \text{ m/s}$,

$\dot{m}_M = 0,052 \text{ kg/s}$, ($\approx 187 \text{ kg/h}$)

Luftdaten:

$T_{L1} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_{L2} = 26 \text{ }^\circ\text{C}$

$\rho_L = 1,16 \text{ kg/m}^3$

$\lambda_L = 0,0267 \text{ W/mK}$; $\nu_L = 14,7 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$;

$Pr_L = 0,7$; $V_{kan2} = 0,360 \text{ m}^3/\text{m}$

$\dot{m}_L = 0,170 \text{ kg/s}$

Lineare Länge des Apparates:

$L_{App} = 0,487 \text{ m}$, d.h. $V_{kan2} = 0,180 \text{ m}^3$

1. Luftwärmestrom:

$$\dot{Q}_L = 0,170 \cdot 1005 \cdot (26 - 20) = 1025,1 \text{ W}$$

2. Bestimmung des Materialmassenstroms mit Rücklauf Arbeit bei $s/d_p \approx 3$ und $W_p = 0,007 \text{ m/s}$ (Abb. 5.1.1.1).

Materialmassenstrom bei $W_p = 0,07$, $S_{Sp} = 12 \text{ mm}$, $\beta = (1 - \psi) = 0,6$;

$$\rho_M = 1315 \text{ kg/m}^3; L_{App} = 0,487 \text{ m}$$

$$(\dot{m}_M)' = \dot{m}_{MR} = 0,487 \cdot 0,012 \cdot 0,075 \cdot 0,6 \cdot 1315 = 0,346 \text{ kg/s}$$

3. Materialmassenanteil im Kanal (einschließlich Rücklauf)

$$\mu' = \frac{(\dot{m}_M)'}{\dot{m}_L} = \frac{0,345}{0,170} = 2,035$$

4. Berechnung der Wärmeaustauschfläche der Schicht im Kanal (A_{Sch2}):

- Spezifische Oberfläche des Materials:

$$\sigma = \frac{6}{d_p \cdot \rho_M} = \frac{6}{0,00407 \cdot 1315} = 1,12 \text{ m}^2 / \text{kg}$$

$$A_{Sch2} = \mu' \cdot V_{kan2} \cdot \rho_L \cdot \sigma_M = 2,035 \cdot 0,180 \cdot 1,16 \cdot 1,12 = 0,476 \text{ m}^2$$

5. Mittlere treibende Temperaturdifferenz $\Delta t_{m,2}$:

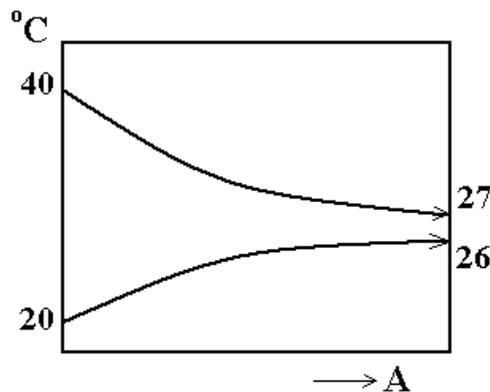


Abb. 10.4.1

$$\Delta t_{m,2} = \frac{20 - 1}{\ln \frac{20}{1}} = \frac{19}{2,99} = 6,35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6. Mittlerer Wärmeübergangskoeffizient α_2 für Konvektion:

$$\alpha_2 = \frac{\dot{Q}_L}{A_{\text{Sch2}} \cdot \Delta t_{m,2}} = \frac{1025,1}{0,476 \cdot 6,35} = 339 \text{ W / m}^2\text{K}$$

$$\text{Nu}_2 = \frac{\alpha_2 \cdot d_p}{\lambda_L} = \frac{339 \cdot 0,00407}{0,0267} = 51,67$$

7. Vergleich zwischen den Nu_2 (Exp.) und den Nu_2 nach Gnielinski [129.1]:

$$\text{Nu}_2 = 2 + \sqrt{\text{Nu}_{\text{lam}}^2 + \text{Nu}_{\text{tur}}^2}$$

$$\text{Re}_\psi = \frac{W_L \cdot d_p}{\nu_L \cdot \psi}$$

$$\text{Re}_\psi = \frac{16,5 \cdot 0,00407}{14,7 \cdot 10^{-6} \cdot 1} = 4552$$

$$\text{Nu}_{\text{lam}} = 0,664 \cdot (\text{Re}_\psi)^{0,5} \cdot \text{Pr}_L^{0,33} = 0,664 \cdot (4552)^{0,5} \cdot (0,7)^{0,33} = 39,05$$

$$\text{Nu}_{\text{turb}} = \frac{0,037 \cdot (4552)^{0,8} \cdot 0,7}{1 + 2,443 \cdot (4552)^{-0,3} \cdot (0,7^{0,66} - 1)} = 27,5$$

$$\text{Nu}_2 = 2 + \sqrt{(39,05)^2 + (27,5)^2} = 49,75$$

8. Die Abweichung Δ_2 ist:

$$\frac{\text{Nu}_2(\text{Exp}) - \text{Nu}_2(\text{Lit})}{\text{Nu}_2(\text{Exp})} \cdot 100 = \frac{51,67 - 49,75}{51,67} \cdot 100 = 3,71\%$$

Anhang 10.5:

Das Programm C++ zur Berechnung der mittleren scheinbaren Partikelgeschwindigkeit W_p

Im Programm C++ werden folgende Symbole benutzt:

Tabelle 10.5.1

N	Symbol	Entspricht	Einheiten	Bedeutung oder Gleichung [126]
1	Re	Re_p	-	Re-Zahl für die Partikeln
2	D_p	d_p	m	Partikeldurchmesser
3	ρ_p	ρ_p	kg/m^3	Dichte des Partikels
4	C_1	C_1	kg/m	Hydrodynamischer Koeffizient, nach Gl.(6-3) Kap.6.1
5	C_2	C_2	kg/m	Hydrodynamischer Koeffizient, nach Gl.(6-3) Kap.6.1
6	C_r	C_r	-	Hydrodynamischer Koeffizient $C_r = 3,54 \cdot Re_p^{-0,2}$ $C_r = 3,14 \cdot (0,128 - 24 / Re_p)$
7	ρ_g	ρ_g	kg/m^3	Dichte des Gases
8	S	A	m^2	Mittlerer Querschnitt des Partikels
9	m_p	m_p	kg	Masse des Partikels
10	G	$g = 9,81$	m/s^2	Erdbeschleunigung
11	h_0	h_0	mm	Rechnungszeit nach Bunkerhöhe
12	Max Itr	Max Itr	300	Maximale Zahl der Iterationen
13	U_g, U_p	U_G, U_p	m/s	Sekundärgasgeschwindigkeit auf der X-Achse
14	V_g, V_p	V_G, V_p	m/s	Sekundärgasgeschwindigkeit auf der Y-Achse
15	W_g, W_p	W_G, W_p	m/s	Sekundärgasgeschwindigkeit auf der Z-Achse

16	t	t	s	Berechnungszeit
17	X, Y, Z	X, Y, Z	-	Koordinatensystem Achse
18	H	H	m	H = 0,15 m, Maximale Schichthöhe
19	KSI	ξ	10,3	Hydrodynamischer Widerstandskoeffizient
20	Ktr	K_1	-	Reibungskoeffizient: $K_1 = \frac{\tau_0}{g \cdot \rho_p \cdot f_i}$
21	Tao	τ_0	Pa	Anfangsspannung des Materials: $\tau_0 = \frac{L \cdot H \cdot \rho_p \cdot g}{3,2(b+n)}, \text{Pa}$ b und n sind Länge und Breite des Austrittsspalt des Apparates
22	f_i	f_i	-	Reibungskoeffizient
23	Kf	K_2	-	Formfaktor des Partikels: $K_2 = \left(1 - \frac{d_p}{2 \cdot R_h}\right)^2$
24	R_h	R_h	m	Hydraulischer Radius
25	L	L_0	0,2 - 0,6	Austrittskoeffizient für körnige Materialien: $L_0 = 0,2$ für kugelförmige Partikeln $L_0 = 0,6$ für nichtkugelförmige Partikeln
26	Wgg	$W_{SG, \text{aus}} \cdot \cos 45^\circ$	m/s	Sekundärgasgeschwindigkeit, die auf die Z-Achse unter 45° projiziert wird;

Definition der variablen Werte:

```
#include<stdio.h>
#include<conio.h>
#include<iostream.h>
#include<math.h>
double Re=0;
double Dp=0;
double pp=0; //kg/m3
double C1=0;
double C2=0;
double Cr=0;
double S=0; //m2
double pg=0; //kg/m3
double mp=0; //kg
const double G=9.81; //m/s2
double h=0; //mm
const int Maxltr=500;
double ug=0; //m/s
double vg=0; //m/s
double wg=0; //m/s
double t=0; //s
double X,Y,Z=0; //m
const double H=0.21;//m
const double Ksi=10.3;
double ktr=0;
double kf=0;
double Tao=0;
double ftr=0;
double L=0;
double Rh=0;
double wgg=0;//m/s
double Global(double a,double a1,double a2,double a3,double a4)
{
    double crr;
    crr=(a+(a1+2*a2+2*a3+a4)/6);
    return crr;
}
double f(double u,double v,double w)
{ return(0-C1*(u-ug)*sqrt((u-ug)*(u-ug)+(v-vg)*(v-vg)+(w-wg)*(w-wg)))/mp;}
double g(double u,double v,double w)
{ return(0-C1*(v-vg)*sqrt((u-ug)*(u-ug)+(v-vg)*(v-vg)+(w-wg)*(w-wg)))/mp;}
double q(double u,double v,double w)
{ return(mp*G-C1*(w-wg)*sqrt((u-ug)*(u-ug)+(v-vg)*(v-vg)+(w-wg)*(w-wg))+C2*(w-
L*sqrt(2*G*H*kf*ktr/(1+Ksi)))*sqrt((u-ug)*(u-ug)+(v-vg)*(v-vg)+(w-
L*sqrt(2*G*H*kf*ktr/(1+Ksi)))*sqrt((u-ug)*(u-ug)+(v-vg)*(v-vg)+(w-
L*sqrt(2*G*H*kf*ktr/(1+Ksi)))))+0.1*C2*wg*wg)/mp;}
int main(void)
{
// clrscr();
```

Das Programm zur Berechnung der Bewegung eines einzelnen Partikels

```

double Um[Maxltr],Vm[Maxltr],Wm[Maxltr];
const double Um0=0,Vm0=0,Wm0=0;//m/s
double K1,K2,K3,K4,L1,L2,L3,L4,M1,M2,M3,M4;
cout<<"\n Führen Sie folgende Reihe von Daten ein:";
cout<<"\n Partikeldurchmesser Dp[m]=";cin>>Dp;
cout<<"\n Dichte der Gasphase pg[kg/m3]=";cin>>pg;
cout<<"\n Errechnungsschritt h[mm]=";cin>>h;
cout<<"\n Gasgeschwindigkeit auf Achse X: ug[m/s]=";cin>>ug;
cout<<"\n Gasgeschwindigkeit auf Achse Y: vg[m/s]=";cin>>vg;
cout<<"\n Gasgeschwindigkeit auf Achse Z: wg[m/s]=";cin>>wg;
cout<<"\n Dichte des Materials pp[kg/m3]=";cin>>pp;
cout<<"\n Re - Zahl=";cin>>Re;
cout<<"\n Hydraulische Radius Rh=";cin>>Rh;
cout<<"\n Reibungskoeffizient ftr=";cin>>ftr;
cout<<"\n Ausflusskoeffizient L=";cin>>L;
cout<<"\n Tangentialspannung Tao=";cin>>Tao;
cout<<"\n Sekundärgasgeschwindigkeit wgg=";cin>>wgg;
cout<<"\n Rechenzeit t[s]=";cin>>t;

mp=(3.14*Dp*Dp*Dp)*pp/6;//k
S=3.14*Dp*Dp/4; //m2
//Cr=3.54*Re-0.2;
Cr=3.14*(0.128+24/Re);
C2=0.5*Cr*S*pg;
C1=0.5*Cr*S*pp;
ktr=Tao/(G*pp*ftr);
kf=(1-Dp/(2*Rh))*(1-Dp/(2*Rh));

for(int j=0;j<Maxltr;j++)
{
    Um[j]=0;
    Vm[j]=0;
    Wm[j]=0;
}
Um[0]=Um0;Vm[0]=Vm0;Wm[0]=Wm0;//clrscr();
cout<<" t " X " <<" Y " <<" Z " <<" Ui " <<" Vi " <<" Wi
";
cout<<"\n" <<" 0 " <<0*Um0<<" " <<0*Vm0<<" " <<0*Wm0 <<"
" <<Um0<<" " <<Vm0 <<" " <<Wm0;
for (int i=0;i<Maxltr-1;i++)
{
    K1=h*f(Um[i],Vm[i],Wm[i]);
    L1=h*g(Um[i],Vm[i],Wm[i]);
    M1=h*q(Um[i],Vm[i],Wm[i]);

```

```

K2=h*f(Um[i]+K1/2,Vm[i]+L1/2,Wm[i]+M1/2);
L2=h*g(Um[i]+K1/2,Vm[i]+L1/2,Wm[i]+M1/2);
M2=h*q(Um[i]+K1/2,Vm[i]+L1/2,Wm[i]+M1/2);
K3=h*f(Um[i]+K2/2,Vm[i]+L2/2,Wm[i]+M2/2);
L3=h*g(Um[i]+K2/2,Vm[i]+L2/2,Wm[i]+M2/2);
M3=h*q(Um[i]+K2/2,Vm[i]+L2/2,Wm[i]+M2/2);
K4=h*f(Um[i]+K3,Vm[i]+L3,Wm[i]+M3);
L4=h*g(Um[i]+K3,Vm[i]+L3,Wm[i]+M3);
M4=h*q(Um[i]+K3,Vm[i]+L3,Wm[i]+M3);
Um[i+1]=Global(Um[i],K1,K2,K3,K4);
Vm[i+1]=Global(Vm[i],L1,L2,L3,L4);
Wm[i+1]=Global(Wm[i],M1,M2,M3,M4);
printf("\n %2d %3.1f %f %f %f %f %f
%f",i+1,(i+1)*t,(X+=t*Um[i+1]),(Y+=t*Vm[i+1]),(Z+=t*Wm[i+1]),Um[i+1],Vm[i+1],Wm[i+
1]);

    getch();
}
return 0; }

```

Ein Beispiel zur Berechnung von W_p für Hirse mit folgenden Eintrittsdaten:

$D_p = d_p = 0,00165$ m; $\rho_g = 1,205$ kg/m³; $h = 0,005$; $u_g = 0$, $v_g = 0$, $w_g = 0,132$ m/s;
 $\rho_p = 1250$ kg/m³; $R_h = 0,00084$ m; $f_{tr} = 0,38$; $L_o = L = 0,3$; $\tau = \tau_o = 15,25$ Pa;
 $w_{gg} = 9,17$ m/s; ($\dot{V}_{SG} = 19,4$ m³ / s); $t = 0,1$ s.

Ergebnisse:

1	0.1	0.000000	0.000000	0.002635	0.000000	0.000000	0.026354
5	0.5	0.000000	0.000000	0.012731	0.000000	0.000000	0.024793
10	1.0	0.000000	0.000000	0.024979	0.000000	0.000000	0.024404
15	1.5	0.000000	0.000000	0.037166	0.000000	0.000000	0.024365
20	2.0	0.000000	0.000000	0.049347	0.000000	0.000000	0.024361
25	2.5	0.000000	0.000000	0.061528	0.000000	0.000000	0.024361
30	3.0	0.000000	0.000000	0.073708	0.000000	0.000000	0.024361
35	3.5	0.000000	0.000000	0.085889	0.000000	0.000000	0.024361
40	4.0	0.000000	0.000000	0.098069	0.000000	0.000000	0.024361
45	4.5	0.000000	0.000000	0.110249	0.000000	0.000000	0.024361
50	5.0	0.000000	0.000000	0.122430	0.000000	0.000000	0.024361
55	5.5	0.000000	0.000000	0.134610	0.000000	0.000000	0.024361
60	6.0	0.000000	0.000000	0.146790	0.000000	0.000000	0.024361
65	6.5	0.000000	0.000000	0.158971	0.000000	0.000000	0.024361
70	7.0	0.000000	0.000000	0.171151	0.000000	0.000000	0.024361
75	7.5	0.000000	0.000000	0.183332	0.000000	0.000000	0.024361
80	8.0	0.000000	0.000000	0.195512	0.000000	0.000000	0.024361
85	8.5	0.000000	0.000000	0.207692	0.000000	0.000000	0.024361

Hirse: $S = 4$ mm; $w_g = 0,132$ m/s; $W_p = 0,024361$ m/s; W_p (aus Experiment) = $0,023$ m/s;

W_p (C++)= $0,024361$; Abweichung = $-5,91\%$

Anhang 10.6:

1.Theoretische Grundlage des "Pascal-Programms"

Das Programm wurde für die Forschungsarbeit entwickelt und kann folgende Aufgaben berechnen [126]:

- Berechnung der Partikeltemperatur im bewegten turbulenten Fluidstrom;
- Berechnung der Partikelgeschwindigkeit für bestimmte Zeitintervalle;
- Berechnung des Druckverlustes für das Primärgas;

Das Programm beschreibt die zweiphasige turbulente Strömung, die durch die Koeffizienten k_g , k_p und ε charakterisiert ist:

$$1) \frac{\partial}{\partial x} [y^j U_g \rho_g] + \frac{\partial}{\partial y} [y^j V_g \rho_g] = 0$$

$$2) \frac{\partial}{\partial x} [y^j U_p \rho_p] + \frac{\partial}{\partial y} [y^j V_p \rho_p] = 0$$

$$3) [y^j U_p] \frac{\partial \rho_p}{\partial x} + [y^j V_p] \frac{\partial \rho_p}{\partial y} = - \frac{\partial}{\partial y} [y^j \rho' V'] - \overline{\rho'_p V'_p}$$

$$4) [y^j \rho_g U_g] \frac{\partial U_g}{\partial x} + [y^j \rho_g V_g] \frac{\partial U_g}{\partial y} = - \frac{\partial}{\partial y} [y^j \rho_p \overline{U'_g V'_g}] - F_x y^j$$

$$5) [y^j \rho_p U_p] \frac{\partial U_p}{\partial x} + [y^j (\rho_p V_p + \overline{\rho'_p V'_p})] \frac{\partial U_p}{\partial y} = - \frac{\partial}{\partial y} [y^j \rho_p \overline{U'_p V'_p}] + F_x y^j$$

$$[y^j \rho_g U_g] \frac{\partial h_g}{\partial x} + [y^j \rho_g V_g] \frac{\partial h_g}{\partial y} = - \frac{\partial}{\partial y} [y^j \rho_g \overline{h'_g V'_g}] - [y^j \rho_g \overline{h'_g V'_g}] \frac{\partial U_g}{\partial y} -$$

$$6) - Q y^j + F_x y^j (U_g - U_p) + F_y y^j (V_g - V_p) - \sum_{i=1}^3 \overline{F'_i V'_{pi}} + \\ + 2\pi R_j \bar{\rho}_g (T_2 - \bar{T}_g) \bar{V}_g - 2\pi R_j \bar{\rho}_g \frac{\bar{v}_{tg}}{\text{Pr}_t} \frac{\partial \bar{T}_g}{\partial y}$$

$$7) \left[y^j \rho_p U_p \right] \frac{\partial h_p}{\partial x} + \left[y^j (\rho_p V_p + \overline{\rho_p' V_p'}) \right] \frac{\partial h_p}{\partial y} = - \frac{\partial}{\partial y} \left[y^j \rho_p \overline{h_p V_p'} \right] + Q y^j +$$

$$+ 2\pi R_j \overline{\rho_p} (T_2 - \overline{T_p}) \overline{V_p} - 2\pi R_j \overline{\rho_p} \frac{\overline{v_{tp}}}{Pr_t} \frac{\partial \overline{T_p}}{\partial y}$$

$$8) P = \rho_g R T_g$$

Die Gleichungen 1 und 2 beschreiben die Geschwindigkeiten der Gasphase. Die Gleichung 3 ist die Gleichung bezüglich der Dichte des Systems. Die turbulenten Spannungen der Gasphase sind mit den Gleichungen 4 und 5 gegeben. Die Wärmeübertragung der Gasphase ist mit den Gleichungen 6 und 7 gegeben. Gleichung 8 beschreibt die Druckverteilung des Systems.

Um die Aufgabe zu lösen, ist es notwendig, die Randbedingungen festzustellen und zwar bei zweiphasiger Strömung mit umgekehrten Geschwindigkeitsrichtungen bzw. Geschwindigkeitsvektoren. Im System Gas-Feststoffpartikel verläuft die Wärmeübertragung zwischen der Gasphase und den von oben dosierten Feststoffpartikeln.

Die Aufgabe ist lösbar mit der Methode der Enddifferenzen, die von Duffort und Frankel vorgeschlagen wurde. Es wurde ein offensichtliches Differenzschema benutzt.

$$9) \frac{\partial (\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot U_g})}{\partial \overline{x}} + \frac{\partial (\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot V_g})}{\partial \overline{y}} = 0$$

$$10) \frac{\partial (\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot U_p})}{\partial \overline{x}} + \frac{\partial (\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot V_p})}{\partial \overline{y}} = 0$$

$$11) \left(\overline{y^j \cdot U_p} \right) \frac{\partial \overline{\rho_p}}{\partial \overline{x}} + \left(\overline{y^j \cdot V_p} \right) \frac{\partial \overline{\rho_p}}{\partial \overline{y}} = \frac{\partial}{\partial \overline{y}} \left(\overline{y^j \cdot \frac{v_{tp}}{Sc_t} \frac{\partial \overline{\rho_p}}{\partial \overline{y}}} \right)$$

$$12) \left(\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot U_g} \right) \frac{\partial \overline{U_g}}{\partial \overline{x}} + \left(\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot V_g} \right) \frac{\partial \overline{U_g}}{\partial \overline{y}} = \frac{\partial}{\partial \overline{y}} \left(\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot v_{tg} \cdot \frac{\partial \overline{U_g}}{\partial \overline{y}}} \right) - \overline{F_x} \cdot \overline{y^j}$$

$$13) \left(\overline{y^j \cdot \rho_p \cdot U_p} \right) \frac{\partial \overline{U_p}}{\partial x} + \left(\overline{y^j \cdot \rho_p \cdot V_p} \right) \frac{\partial \overline{U_p}}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial y} \left(\overline{y^j \cdot \rho_p \cdot v_{tp}} \cdot \frac{\partial \overline{U_p}}{\partial y} \right) +$$

$$+ \left(\overline{y^j \cdot \frac{v_{tp}}{Sc_t} \cdot \frac{\partial \rho_p}{\partial y}} \right) \frac{\partial \overline{U_p}}{\partial y} + \overline{F_x} \cdot \overline{y^j}$$

$$14) \left(\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot U_g \cdot C_{pg}} \right) \frac{\partial \overline{T_g}}{\partial x} + \left(\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot V_g \cdot C_{pg}} \right) \frac{\partial \overline{T_g}}{\partial y} = \overline{F_x} \cdot \overline{y^j} \cdot (\overline{U_g} - \overline{U_p}) +$$

$$+ \frac{\partial}{\partial y} \left(\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot C_{pg} \cdot \frac{v_{tg}}{Pr_t} \cdot \frac{\partial \overline{T_g}}{\partial y}} \right) + \overline{F_y} \cdot \overline{y^j} \cdot (\overline{V_g} - \overline{V_p}) - \overline{y^j} \sum_1^3 \overline{F_i} \cdot \overline{V_{pi}} - \overline{Q} \cdot \overline{y^j} +$$

$$+ 2 \cdot \overline{R_j} \cdot \pi \overline{\rho_g} \cdot (\overline{T_2} - \overline{T_g}) \cdot \overline{V_g} - 2 \cdot \overline{R_j} \cdot \pi \overline{\rho_g} \cdot \frac{v_{tg}}{Pr_t} \cdot \frac{\partial \overline{T_g}}{\partial y}$$

$$15) \left(\overline{y^j \cdot \rho_p \cdot U_p \cdot C_{pp}} \right) \frac{\partial \overline{T_p}}{\partial x} + \left(\overline{y^j \cdot \rho_p \cdot V_p \cdot C_{pp}} \right) \frac{\partial \overline{T_p}}{\partial y} =$$

$$= \frac{\partial}{\partial y} \left(\overline{y^j \cdot \rho_p \cdot C_{pp} \cdot \frac{v_{tp}}{Pr_t} \cdot \frac{\partial \overline{T_p}}{\partial y}} \right) + \left(\overline{y^j \cdot C_{pp} \cdot \frac{v_{tp}}{Sc_t} \cdot \frac{\partial \rho_p}{\partial y}} \right) \frac{\partial \overline{T_p}}{\partial y} + \overline{Q} \cdot \overline{y^j} +$$

$$+ 2 \cdot \overline{R_j} \cdot \pi \overline{\rho_p} \cdot (\overline{T_2} - \overline{T_p}) \cdot \overline{V_p} - 2 \cdot \overline{R_j} \cdot \pi \overline{\rho_p} \cdot \frac{v_{tp}}{Pr_t} \cdot \frac{\partial \overline{T_p}}{\partial y}$$

$$16) \left(\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot U_g} \right) \frac{\partial \overline{K_g}}{\partial x} + \left(\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot V_g} \right) \frac{\partial \overline{K_g}}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial y} \left(\overline{y^j \cdot \rho_g \cdot \frac{v_{tg} \partial \left(\overline{K_g} + \frac{\overline{\chi_0}}{1 + \overline{\chi_0}} \cdot \overline{K_p} \right)}{\sigma_k \partial y}} \right) +$$

$$+ \overline{y^j \cdot \rho_g \cdot v_{tg}} \left(\frac{\partial \overline{U_g}}{\partial y} \right)^2 - \overline{y^j \cdot \rho_g} \cdot (\overline{\epsilon_g} + \overline{\epsilon_p})$$

$$17) \left(\bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_p \cdot \bar{U}_p \right) \frac{\partial \bar{K}_p}{\partial \bar{x}} + \left(\bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_p \cdot \bar{V}_p \right) \frac{\partial \bar{K}_p}{\partial \bar{y}} = \frac{\partial}{\partial \bar{y}} \left[\bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_p \cdot \frac{\bar{v}_{tp} \partial \left(\bar{K}_p + \frac{1}{1 + \chi_0} \cdot \bar{K}_g \right)}{\sigma_k \partial \bar{y}} \right] +$$

$$+ \bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_p \cdot \bar{v}_{tp} \left(\frac{\partial \bar{U}_p}{\partial \bar{y}} \right)^2 - \bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_p \cdot \bar{\varepsilon}_p^*$$

$$18) \left(\bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_g \cdot \bar{U}_g \right) \frac{\partial \bar{\varepsilon}}{\partial \bar{x}} + \left(\bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_g \cdot \bar{V}_g \right) \frac{\partial \bar{\varepsilon}}{\partial \bar{y}} = \frac{\partial}{\partial \bar{y}} \left[\bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_g \cdot \frac{\bar{v}_{tg} \partial \left(\bar{\varepsilon} + \frac{\chi_0}{1 + \chi_0} \cdot \bar{K}_p \cdot \bar{K}_g \right)}{\sigma_\varepsilon \partial \bar{y}} \right] -$$

$$\bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_g \cdot \bar{\Phi}_p + C_{\varepsilon 1} \cdot \bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_g \cdot \frac{\bar{\varepsilon}}{\bar{K}_g} \cdot \left[\bar{v}_{tg} \cdot \left(\frac{\partial \bar{U}_g}{\partial \bar{y}} \right)^2 - C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{K_p} v_{tp} \left(\frac{\partial \bar{U}_p}{\partial \bar{y}} \right)^2 + G \right] -$$

$$- \bar{y}^j \cdot \bar{\rho}_g \cdot \frac{\bar{\varepsilon}^{-2}}{\bar{K}_g} \cdot (C_{\varepsilon 2} - \chi \cdot C_{\varepsilon 3})$$

$$19) \bar{P} = \bar{\rho}_g \cdot \bar{T}_g$$

wobei:

$$20) \bar{x} = \frac{x}{y_0}; \bar{y} = \frac{y}{y_0}; \bar{U}_g = \frac{U_g}{U_{g0}}; \bar{U}_p = \frac{U_p}{U_{g0}}; \bar{V}_g = \frac{V_g}{U_{g0}}; \bar{V}_p = \frac{V_p}{U_{g0}};$$

$$\bar{\rho}_g = \frac{\rho_g}{\rho_{g0}}; \bar{\rho}_p = \frac{\rho_p}{\rho_{g0}}; \bar{T}_g = \frac{T_g \cdot R}{U_{g0}^2}; \bar{T}_p = \frac{T_p \cdot R}{U_{g0}^2}; \bar{K}_g = \frac{K_g}{U_{g0}^2};$$

$$\bar{K}_p = \frac{K_p}{U_{g0}^2}; \bar{\varepsilon} = \frac{\varepsilon \cdot y_0}{U_{g0}^3}; \bar{C}_{pg} = \frac{C_{pg}}{R}; \bar{C}_{pp} = \frac{C_{pp}}{R}; \bar{v}_{tg} = \frac{v_{tg}}{y_0 \cdot U_{g0}};$$

$$\bar{v}_p = \frac{v_{tp}}{y_0 \cdot U_{g0}}; \bar{F} = \frac{F \cdot y_0}{\rho_{g0} \cdot U_{g0}^2}; \bar{Q} = \frac{Q \cdot y_0}{\rho_{g0} \cdot U_{g0}^3}; \bar{\Phi}_p = \frac{\Phi_p \cdot y_0^2}{U_{g0}^4}$$

Das Programm wurde nach dem Modulprinzip entwickelt

2. Symbolverzeichnis:

Sc_t	Schmidt-Zahl für Gas;
Pr_t	Prandtl-Zahl für Gas;
R	Gaskonstante [J/kgK];
P	Druck des Gases [Pa];
ρ_2	Dichte des Gases im Umgebungsraum [kg/m ³];
U_2	Geschwindigkeit des Gases im Umgebungsraum [m/s];
T_2	Temperatur [K];
Re_p	Re-Zahl des Partikels;
$\lambda_p = \lambda$	Wärmeleitfähigkeit des Partikels [W/mK];
ν	Kinematische Zähigkeit des Gases [m ² /s];
$D_p = d_p$	Partikeldurchmesser [m];
χ_0	Anfangskonzentration der Feststoffphase im Strom $\chi_0 = (1-\psi) = 0,6$ d.h. 60%;
C_{pg}, C_{pp}	Spezifische Wärmekapazität für Gas und Partikeln [J/kgK];
ρ_{g0}, ρ_{p0}	Anfangsdichte des Gases und der Partikeln [kg/m ³];
U_{g0}, U_{p0}	Anfangsgeschwindigkeit für das Gas und die Feststoffphase [m/s];
T_{g0}, T_{p0}	Anfangstemperatur für das Gas und die Feststoffphase [K];
K_{g0}, K_{p0}	Kinetische Anfangsenergie für das Gas und die Feststoffphase [J];
ϵ_0	Anfangsgeschwindigkeit der Dissipation der Gasphase;
h	Rechnenschritt;

Definition der variablen Werte:

```
program Tobmen1;
uses crt,dos,Tobmenun; Var Vdat1,Vdat2,Vdat3,HQ,x : real;
  SLchay,SLchayMax,Num,pp : integer;
  TenFile,TenFileD : String[20];
  f,fD : text;
Label Quaylai;

BEGIN
  clrscr;
  write('INPUT file name is: ');
  readln(TenFileD);
  write('Number of the case from the file is : '); {1}
  readln(Num);
  assign(f,TenFileD);
  reset(f);
  if Num = 1 then readln(f,C0, Dp, Ug0, Up0, Tg0, Tp0, Rg0, Rp0, Nuy, Cg)
  else begin
    for i := 1 to Num-1 do Readln(f);
    readln(f,C0, Dp, Ug0, Up0, Tg0, Tp0, Rg0, Rp0, Nuy, Cg);
  end;
  close(f);

  writeln (C0, Dp, Ug0, Up0, Tg0, Tp0, Rg0, Rp0, Nuy, Cg);
  SLchay := 0;
  Write('Max X/Y0 :'); Readln(x);
  SLchayMax :=round(x/0.37)+1;
  Ks1 := 1.61*sqrt(Nuy)*Dp*Dp;

      k :=0.37;  n := 5; {2,6 - s taza promyana }

  Rep := Up0*Dp/Nuy;
  Nu := 2+0.459*LT(Rep,0.55)*LT(Pr,0.33);

  write('Out file is : '); {i--}
  Readln(TenFile);
  assign(f,TenFile);

  Rewrite(f);
  writeln (f,'C0= ',C0:2:3,' Dp=',Dp:2:7,' Ug0= ', Ug0:2:2,' Up0= ',Up0:2:2);
  writeln (f,'Tg0= ',Tg0:4:2,' Tp0=',Tp0:4:2);
  writeln (f,'Rg0= ',Rg0:4:2,' Rp0= ',Rp0:4:2,' Nuy=',Nuy:2:8,' Cg=',Cg:4:2);
  writeln (f,'T2= ',T2:4:2,' R2= ',R2:2:4);
  writeln (f,'Y0= ',Y0:2:4,' L=',L:2:4,' Cp=',Cp:4:2);

  close(f);
```



```

    Tg[i,j] := LT(((0.9-
j*h)*LT(Tg0*R/(Ug0*Ug0),n)+j*h*LT((T2*R/(Ug0*Ug0)+42.701),n)),1/n);
    Tp[i,j] := LT(((0.9-
j*h)*LT(Tp0*R/(Ug0*Ug0),n)+j*h*LT((T2*R/(UG0*Ug0)+42.701),n)),1/n);
    Rg[i,j] := 0.98*P/(Rg0*Ug0*Ug0*Tg[i,j]-0.5);
    Kg[i,j] := 0.0099*Kg0*(1.1-Ck1*C0)/(Ug0*Ug0*(0.01+LT(0.9*j*h,n)));
    Kp[i,j] := 0.0099*Kp0*(1.1-Ck1*C0)/(Ug0*Ug0*(0.01+LT(0.9*j*h,n)));
    E[i,j] := 0.0099*E0*Y0*(1.02-
Ck2*C0)/(LT(Ug0,3)*(0.01+0.91*j*h+LT(0.9065*j*h,n)));
    If j = 0 then
        Begin Vg[i,j]:=0.0001;
            Vp[i,j]:=0.0001;
        End
    Else
        Begin
            Vg[i,j]:=(j-1)*Vg[i,j-1]/j-h*(2*j-1)*(Ug[i,j]-Ug[i-1,j]+Ug[i,j-1]-Ug[i-1,j-
1])/ (4*k*j);
            Vp[i,j]:=(j-1)*Vp[i,j-1]/j-h*(2*j-1)*(Up[i,j]-Up[i-1,j]+Up[i,j-1]-Up[i-1,j-
1])/ (4*k*j);
        End;
    End;

    mm:=10;
    nn:=0;

    for j:= 11 to rows do
        Begin
            Up[i,j] := Up[nn,mm];
            Ug[i,j] := Ug[nn,mm];
            Rp[i,j] := Rp[nn,mm];
            Tg[i,j] := Tg[nn,mm];
            Tp[i,j] := Tp[nn,mm];
            Rg[i,j] := Rg[nn,mm];
            Kp[i,j] := Kp[nn,mm];
            Kg[i,j] := Kg[nn,mm];
            E[i,j] := E[nn,mm];
            Vg[i,j]:=(j-1)*Vg[i,j-1]/j-h*(2*j-1)*(Ug[i,j]-Ug[i-1,j]+Ug[i,j-1]-Ug[i-1,j-
1])/ (4*k*j);
            Vp[i,j]:=(j-1)*Vp[i,j-1]/j-h*(2*j-1)*(Up[i,j]-Up[i-1,j]+Up[i,j-1]-Up[i-1,j-
1])/ (4*k*j);
        End;

    Append(f);
    For mm := 0 to 1 do Begin
        writeln(f);

```

```

Writeln(f,'X/Y0 =',mm*0.37:2:2,' ');
Writeln(f,'j= ',Ug ', ' Up ', ' Rp ', ' Tg ', ' Rg ', ' Tp ', ' Kg ',
' Kp ', ' E ', ' Vg ', ' Vp ');

writeln(f);
for nn := 0 to 16 do
  writeln(f,nn/10:2:2,' ',Ug[mm,nn]:2:3,' ',Up[mm,nn]:2:3,' ',Rp[mm,nn]:2:3,'
',Tg[mm,nn]:3:2,' ',Rg[mm,nn]:2:3,' ',
  Tp[mm,nn]:3:2,' ',Kg[mm,nn]:2:5,' ',Kp[mm,nn]:2:5,' ',E[mm,nn]:2:8,'
',Vg[mm,nn]:2:4,' ',Vp[mm,nn]:2:4,' ');
End;
Close(f);

```

Quaylai :

```

For i:=2 to colons do
  Begin
    j := 1;

    Append(f);
    writeln(f);
    Writeln(f,'X/Y0 =',(i+SLchay*(Colons-1))*0.37:2:2,' ');
    Writeln(f,'j= ',Ug ', ' Up ', ' Rp ', ' Tg ', ' Rg ', ' Tp ', ' Kg ',
' Kp ', ' E ', ' Vg ', ' Vp ');
    writeln(f);
    write(f,j/10:2:2,' ');
    close(f);

    Writeln(' I IS i =',i+SLchay*(Colons-1),' ');
    Writeln('j= ',Ug ', ' Up ', ' Rp ', ' Tg ', ' Rg ', ' Tp ', ' Kg ',
' Kp ', ' E ', ' Vg ', ' Vp');
    write(j/10:2:2);

    TinhUg(i,j);
    TE12345;
    TinhZ(Ug,i,j);
    if j=1 then
      Ug[i,j-1] := Ug[i,j];

    TinhUp(i,j);
    TE12345;
    TinhZ(Up,i,j);
    If j = 1 then
      Up[i,j-1] := Up[i,j];

```

```

TinhRp(i,j);
TE12345;
TinhZ(Rp,i,j);
if j =1 then
Rp[i,j-1] := Rp[i,j];

```

```

TinhTg(i,j);
TE12345;
TinhZ(Tg,i,j);
if j =1 then
Tg[i,j-1] := Tg[i,j];

```

```

Rg[i,j] := P/(Tg[i,j]*Rg0*Bph(Ug0));
if j =1 then
Rg[i,j-1] := Rg[i,j];

```

```

TinhTp(i,j);
TE12345;
TinhZ(Tp,i,j);
if j=1 then
Tp[i,j-1] := Tp[i,j];

```

```

TinhKg(i,j);
TE12345;
TinhZ(Kg,i,j);
if j =1 then
Kg[i,j-1] := Kg[i,j];
    TinhKp(i,j);
TE12345;
TinhZ(Kp,i,j);
if j = 1 then
Kp[i,j-1] := Kp[i,j];

```

```

TinhE(i,j);
TE12345;
TinhZ(E,i,j);
if j =1 then
E[i,j-1] := E[i,j];

```

```

Vg[i,0] := 0.0001;
Vp[i,0] := 0.0001;
Vg[i,j]:= (j-1)*Vg[i,j-1]/j-h*(2*j-1)*(Ug[i,j]-Ug[i-1,j]+Ug[i,j-1]-Ug[i-1,j-1])/(4*k*j);

```

```

Vp[i,j] := (j-1)*Vp[i,j-1]/j-h*(2*j-1)*(Up[i,j]-Up[i-1,j]+Up[i,j-1]-Up[i-1,j-1])/(4*k*j);

```

```

append(f);

```

```
writeln(f,'Ug[i,j]:2:3,' 'Up[i,j]:2:3,' 'Rp[i,j]:2:3,' 'Tg[i,j]:3:2,' 'Rg[i,j]:2:3,' ',
Tp[i,j]:3:2,' 'Kg[i,j]:2:5,' 'Kp[i,j]:2:5,' 'E[i,j]:2:8,' 'Vg[i,j]:2:4,' 'Vp[i,j]:2:4,' ');
close(f);
```

```
writeln(Ug[i,j]:2:3,' 'Up[i,j]:2:3,' 'Rp[i,j]:2:3,' 'Tg[i,j]:3:2,' 'Rg[i,j]:2:3,' ',
Tp[i,j]:3:2,' 'Kg[i,j]:2:5,' 'Kp[i,j]:2:5,' 'E[i,j]:2:8,' 'Vg[i,j]:2:4,' 'Vp[i,j]:2:4,'
');
```

```
UgDone := FALSE; GanUgDone := FALSE;
UpDone := FALSE; GanUpDone := FALSE;
RpDone := FALSE; GanRpDone := FALSE;
TgDone := FALSE; GanTgDone := FALSE;
TpDone := FALSE; GanTpDone := FALSE;
RgDone := FALSE; GanRgDone := FALSE;
KgDone := FALSE; GanKgDone := FALSE;
KpDone := FALSE; GanKpDone := FALSE;
EDone := FALSE; GanEDone :=FALSE;
```

```
j:=2;
```

```
Repeat
```

```
append(f);
```

```
write(f,j/10:2:2,' ');
```

```
close(f);
```

```
If Not UgDone then
```

```
Begin
```

```
TinhUg(i,j);
```

```
TE12345;
```

```
TinhUgDone(Ug,i,j,UgDone);
```

```
End;
```

```
if UgDone = TRUE then
```

```
if Not GanUgDone then Begin
```

```
for nn := UgJBien to Rows do Ug[i,nn] := UgBien;
```

```
GanUgDone := TRUE;
```

```
End;
```

```
If Not UpDone then
```

```
Begin
```

```
TinhUp(i,j);
```

```
TE12345;
```

```
TinhUpDone(Up,i,j,UpDone);
```

```
End;
```

```
If UpDone = TRUE then
```

```
if Not GanUpDone then Begin
```

```
for nn := UpJBien to Rows do Up[i,nn] := UpBien;
```

```
GanUpDone := TRUE;
```

```
End;
```

```
If Not RpDone then
```

```
Begin
```

```

TinhRp(i,j);
TE12345;
TinhRpDone(Rp,i,j,RpDone);
End;
If RpDone = TRUE then
  if Not GanRpDone then Begin
    for nn := RpJBien to Rows do Rp[i,nn] := RpBien;
    GanRpDone := TRUE;
  End;

If Not TgDone then
  Begin
    TinhTg(i,j);
    TE12345;
    TinhTgDone(Tg,i,j,TgDone);
  End;
  If TgDone = TRUE then
    if Not GanTgDone then Begin
      for nn := TgJBien to Rows do Tg[i,nn] := TgBien;
      GanTgDone := TRUE;
    End;
    KTRA := Tg[i,j];

If Not RgDone then
  Begin
    Rg[i,j] := P/(Tg[i,j]*Rg0*Bph(Ug0));
    RgDone := TgDone;
  End;
  If RgDone = TRUE then
    if Not GanRgDone then Begin
      for nn := TgJBien to Rows do Rg[i,nn] := RgBien;
      GanRgDone := TRUE;
    End;

If Not TpDone then
  Begin
    TinhTp(i,j);
    TE12345;
    TinhTpDone(Tp,i,j,TpDone);
  End;
  If TpDone = TRUE then
    if Not GanTpDone then Begin
      for nn := TpJBien to Rows do Tp[i,nn] := TpBien;
      GanTpDone := TRUE;
    End;

If Not KgDone then
  Begin
    TinhKg(i,j);
    TE12345;

```

```

    TinhKgDone(Kg,i,j,KgDone);
End;
If KgDone = TRUE then
    if Not GanKgDone then Begin
        for nn := KgJBien to Rows do Kg[i,nn] := KgBien;
        GanKgDone := TRUE;
    End;

```

```

If Not KpDone then
    Begin
        TinhKp(i,j);
        TE12345;
        TinhKpDone(Kp,i,j,KpDone);
    End;
If KpDone = TRUE then
    if Not GanKpDone then Begin
        for nn := KpJBien to Rows do Kp[i,nn] := KpBien;
        GanKpDone := TRUE;
    End;

```

```

    If Not EDone then
    Begin
        TinhE(i,j);
        TE12345;
        TinhEDone(E,i,j,EDone);
    End;
If EDone = TRUE then
    if Not GanEDone then Begin
        for nn := EJBien to Rows do E[i,nn] := EBien;
        GanEDone :=TRUE;
    End;

```

$$Vg[i,j] := (j-1) * Vg[i,j-1] / j - h * (2*j-1) * (Ug[i,j] - Ug[i-1,j] + Ug[i,j-1] - Ug[i-1,j-1]) / (4*k*j);$$

$$KTRA := Vg[i,j];$$

$$Vp[i,j] := (j-1) * Vp[i,j-1] / j - h * (2*j-1) * (Up[i,j] - Up[i-1,j] + Up[i,j-1] - Up[i-1,j-1]) / (4*k*j);$$

$$KTRA := Vp[i,j];$$

```

append(f);
writeln(f, 'Ug[i,j]:2:3, ' ,Up[i,j]:2:3, ' ,Rp[i,j]:2:3, ' ,Tg[i,j]:3:2, ' ,Rg[i,j]:2:3, ' ,
Tp[i,j]:3:2, ' ,Kg[i,j]:2:5, ' ,Kp[i,j]:2:5, ' ,E[i,j]:2:8, ' ,Vg[i,j]:2:4, ' ,Vp[i,j]:2:4, ' ');
close(f);

```

```

    Logic := UgDone AND UpDone AND RpDone AND TgDone AND
        TpDone AND KgDone AND KpDone AND EDone;
If Logic = TRUE then Begin

```

```

for nn := j+1 to Rows do Begin
Vdat1:=Ug[i,nn]-Ug[i-1,nn]+Ug[i,nn-1]-Ug[i-1,nn-1];
  Vg[i,nn]:=(nn-1)*Vg[i,nn-1]/nn-h*(2*j-1)*Vdat1/(4.0*k*j);
Vdat2:=Up[i,nn]-Up[i-1,nn]+Up[i,nn-1]-Up[i-1,nn-1];
  Vp[i,nn]:=(nn-1)*Vp[i,nn-1]/nn-h*(2*j-1)*Vdat2/(4.0*k*j);
End;

Append(f);
for nn := j+1 to j+6 do Begin
  writeln(f,nn/10:2:2,' ',Ug[i,nn]:2:3,' ',Up[i,nn]:2:3,' ',Rp[i,nn]:2:3,' ',Tg[i,nn]:3:2,'
',Rg[i,nn]:2:3,' ',
  Tp[i,nn]:3:2,' ',Kg[i,nn]:2:5,' ',Kp[i,nn]:2:5,' ',E[i,nn]:2:8,' ',Vg[i,nn]:2:4,'
',Vp[i,nn]:2:4,' ');
End;
close(f);

End;

Inc(j);

Until (j > (Rows-1)) Or (Logic = TRUE);
If (j > (Rows-1)) Then
Begin
  Writeln('Need More Greater Arrays ...');
  Halt;
End;
End;

for mm := 0 to 1 do
for nn := 0 to rows do Begin
  Ug[mm,nn] := Ug[colons-1+mm,nn];
  Up[mm,nn] := Up[colons-1+mm,nn];
  Rg[mm,nn] := Rg[colons-1+mm,nn];
  Rp[mm,nn] := Rp[colons-1+mm,nn];
  Tg[mm,nn] := Tg[colons-1+mm,nn];
  Tp[mm,nn] := Tp[colons-1+mm,nn];
  Kg[mm,nn] := Kg[colons-1+mm,nn];
  Kp[mm,nn] := Kp[colons-1+mm,nn];
  Vg[mm,nn] := Vg[colons-1+mm,nn];
  Vp[mm,nn] := Vp[colons-1+mm,nn];
  E[mm,nn] := E[colons-1+mm,nn];
End;
Inc(SLchay);

nn := SLchay Mod 130;
if nn = 0 then Begin
  write('Out file is : ');

```

```

Readln(TenFile);
assign(f,TenFile);
Rewrite(f);
Writeln(f,'NN=: ',nn);
close(f);
End;

```

If SLchay < SLchayMax then Goto Quaylai;

END.

Beispiel zur Berechnung der Partikeltemperatur für Sand: $d_p = D_p = 0,00143$ m,
 $\rho_p = 1500$ kg/m³, $T_{p1} = 258$ K (-15 °C) bis $T_{p2} = 266,3$ K (-6,7°C)

1. Eintrittsdaten:

Tabelle 10.6.1

X	D_p	u_g	u_p	T_g	T_p	ρ_g	ρ_p	Nu	C_p
-	m	m/s	m/s	K	K	kg/m ³	kg/m ³	-	J/kg K
0,6	0,00143	0,132	0,008	293	258	1,205	1500	0,000015	800

Sc	Pr	R	Pa	λ	T_2	h	Y_0
-	-	-	Pa	W/m K	K	-	m
1,5	0,7	287	$1,1 \cdot 10^5$	0,2	293	0,1	0,18

Tabelle 10.6.2

X/Y0 =0.00 :

j=	Ug	Up	Rp	Tg	Rg	Tp	Kg	Kp
0.00	1.006	0.067	1.005	4826159.32	1.086	4249655.65	773.55372	773.55372
0.10	0.985	0.065	0.984	4826159.32	1.086	4322665.24	772.78094	772.78094
0.20	0.962	0.064	0.961	4826159.32	1.086	4391051.58	749.56756	749.56756
0.30	0.937	0.062	0.936	4826159.32	1.086	4455425.39	622.32801	622.32801
0.40	0.909	0.061	0.908	4826159.32	1.086	4516280.43	382.19057	382.19057
0.50	0.877	0.059	0.876	4826159.32	1.086	4574021.96	187.52817	187.52817
0.60	0.839	0.056	0.838	4826159.32	1.086	4628986.96	88.14423	88.14423
0.70	0.792	0.054	0.791	4826159.32	1.086	4681458.90	43.44099	43.44099
0.80	0.731	0.050	0.730	4826159.32	1.086	4731678.62	22.90789	22.90789
0.90	0.637	0.044	0.636	4826159.32	1.086	4779852.61	12.88204	12.88204
1.0	0.006	0.006	0.005	4826159.32	1.086	4826159.32	7.65895	7.65895

X/Y0 =2.96 :

j=	Ug	Up	Rp	Tg	Rg	Tp	Kg	Kp
0.10	0.583	0.003	0.589	4641831.38	1.129	4384770.35	-201.99556	
0.20	0.583	0.006	0.589	4826159.32	1.086	4826159.32	7.65895	

Zur Berechnung der Temperatur wurde Gleichung (20) des Rechnungsprogramms benutzt:

$$\bar{T}_p = \frac{T_p \cdot R}{U_{g0}^2}; T_p = \frac{4249655 \cdot 0,132^2}{287} = 257,9 \text{ K} \cong -15^\circ\text{C}$$

Eintrittstemperatur des Partikels;

$$\bar{T}_p = \frac{T_p \cdot R}{U_{g0}^2}; T_p = \frac{4384770 \cdot 0,132^2}{287} = 266,02 \text{ K} = -6,97^\circ\text{C}$$

Austrittstemperatur des Partikels nach der thermischen Behandlung im Bunker (T_{p2}). Aus dem Experiment ist die $T_{p2} = -7,5^\circ\text{C}$ gemessen.

Die Abweichung ist $\approx -7\%$.

Anhang 10.7

Simulationsdaten aus der “Fluent-Simulation” bei der Arbeit des Kanals für pneumatischen Transport ohne und mit Schüttgut. Die Daten sind in Tabelle 10.8.1 und 10.8.2 dargestellt.

Glaskugel
 $\Delta P = 141 \text{ Pa}$
 $\Delta t (\text{Gas}) = 3,2 \text{ }^\circ\text{C}$
 $\Delta t (\text{Mat.}) = 22 \text{ }^\circ\text{C}$
 $\dot{m} (\text{Mat.}) = 0,0175 \text{ kg/s}$
 $\dot{m} (\text{Gas}) = 0,029 \text{ kg/s}$

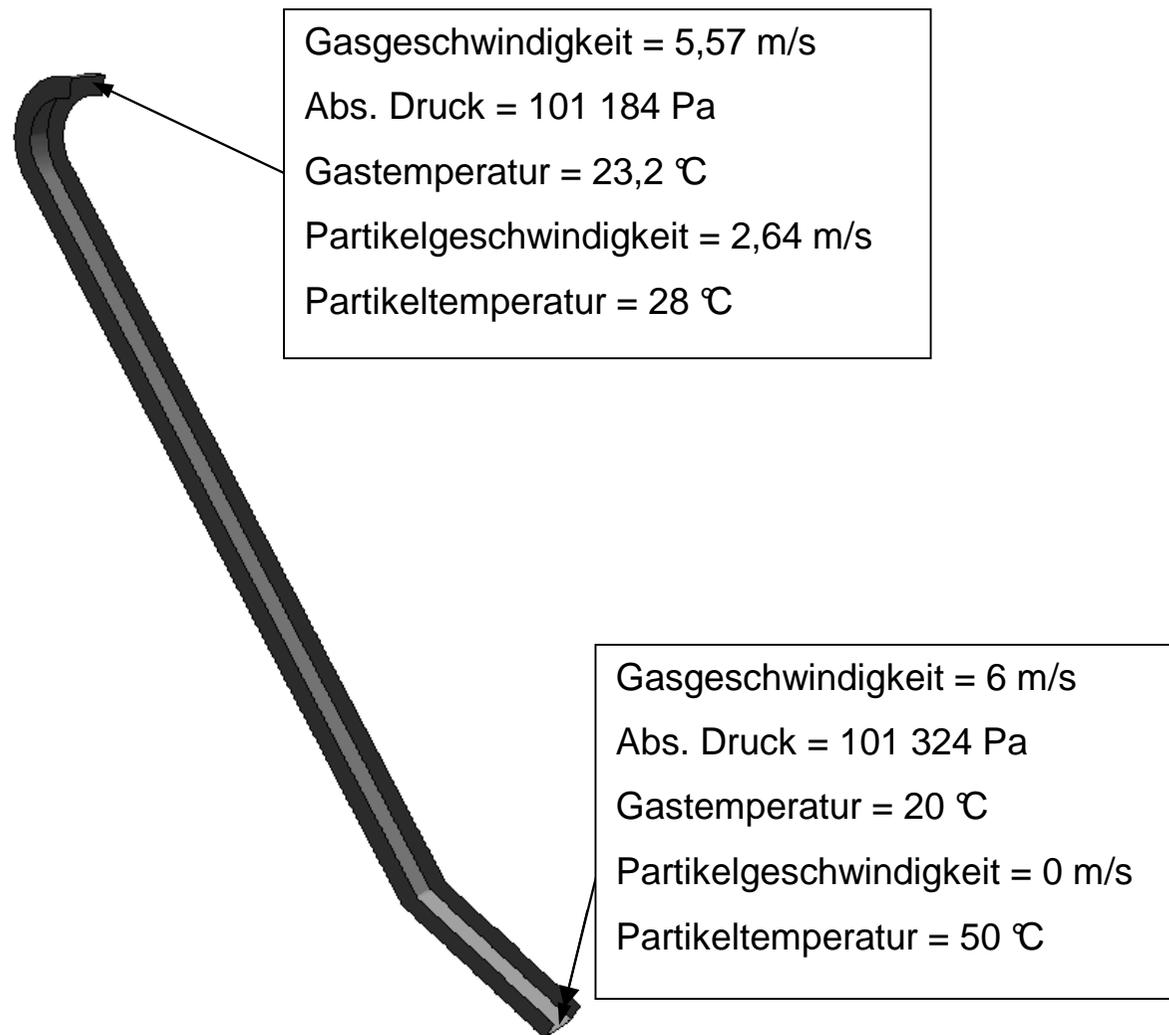


Abb. 10.7.1: Anfangs- und Enddaten für die Gas- und Partikeltemperatur, sowie Δp_{AK} aus der FLUENT-Simulation

Weizen
 $\Delta P = 460 \text{ Pa}$
 $\Delta t (\text{Gas}) = 6,0 \text{ }^\circ\text{C}$
 $\Delta t (\text{Mat.}) = 13,8 \text{ }^\circ\text{C}$
 $\dot{m} (\text{Mat.}) = 0,04335 \text{ kg/s}$
 $\dot{m} (\text{Gas}) = 0,170 \text{ kg/s}$

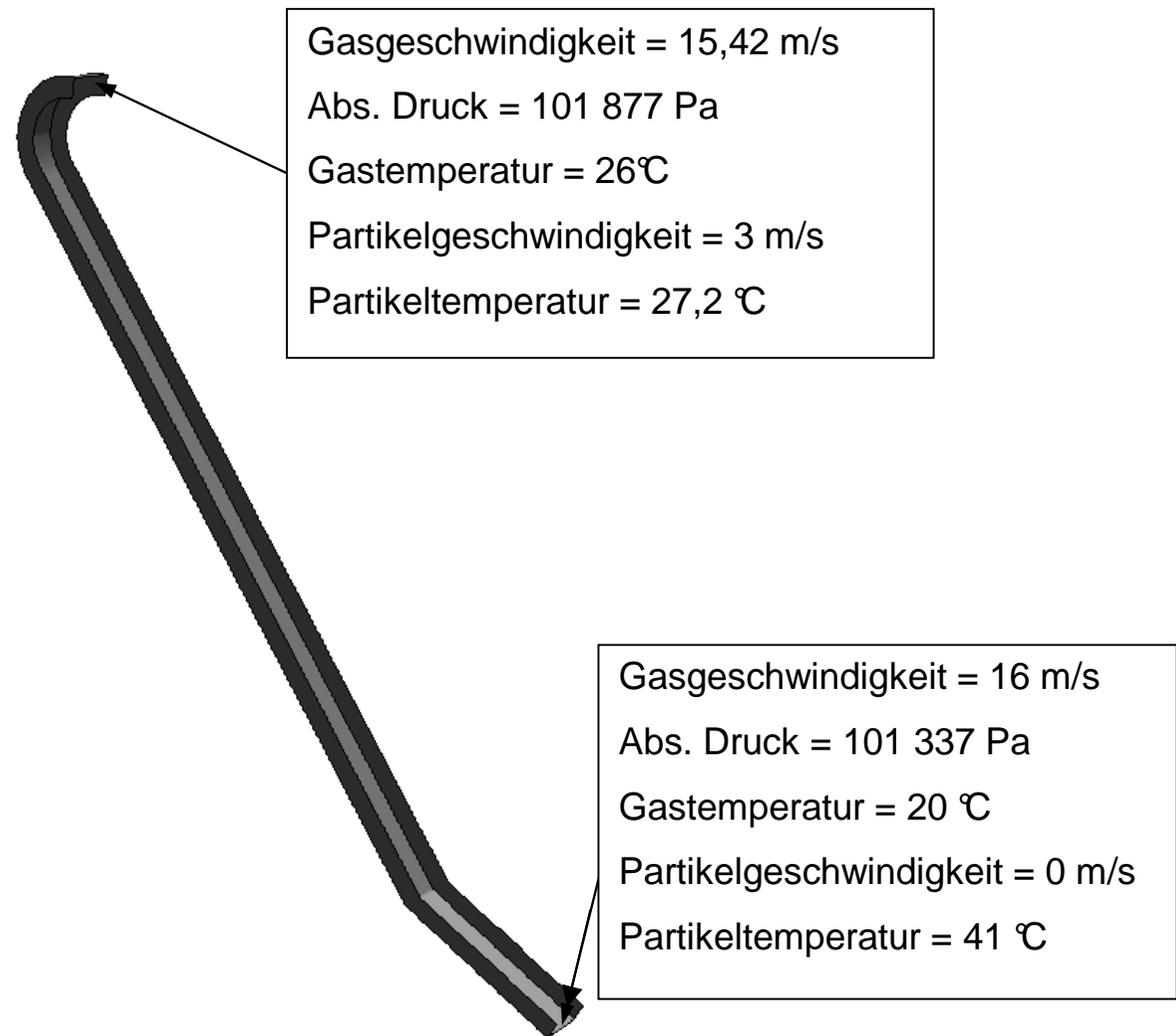


Abb. 10.7.2: Vergleich zwischen ermittelten Daten und den aus der FLUENT-Simulation für den Weizen ($d_p = 4,07 \text{ mm}$)

Anhang 10.8

Tabellarischer Vergleich zwischen experimentellen, Simulations- und Literaturdaten (nach Gnielinski [129]) für den konvektiven Wärmeübertragung bezüglich untersuchten Materialien (Hirse und Glaskugeln) (Zu Punkt 7)

/Folgen Tabelle 10.8.1 und 10.8.2/

Tabelle 10.8.1

Vergleich α_2 , Nu_2 -Zahl aus Experimentaldaten – Simulation /“Fluent – 6,0“/ und Literatur (Gnielinski–Gleichungen 3-16, 3-17, 3-18 [129.1])						
Versuchsmaterial Hirse						
№	Daten für Material und Wärmeprozess	S y m b o l	Einheiten	Daten aus:		
				Exper.	Simul.	Liter.
1.	Partikeldurchmesser	d_p	mm	0,00165	0,00165	
2.	Spezifische Wärmekapazität	C_p	J/kgK	1360	1360	
3.	Dichte	ρ	kg/m ³	1215	1215	
4.	Spezifische Fläche	σ	m ² /kg	2,90	2,90	
5.	Materialmassenstrom ohne Umlauf aus Bunker	\dot{m}_M	kg/s	0.0124	0.00155	
6.	Materialmassenstrom mit Umlauf aus Bunker	$(\dot{m}_M)'$	kg/s	0,0368	0,0046	
7.	Luftmassenstrom	\dot{m}_L	kg/s	0,108	0,0135	
8.	Materialmassenanteil in der Luft	$\mu_2 = \dot{m}_m / \dot{m}_L$	kg/kg	0.45	0.115	
9.	Materialmassenanteil in der Luft	$\mu_2 = \dot{m}_m / \dot{m}_L$	kg/kg	0,34	0,34	
10.	Die Temperaturen:					
	a) für das Material	t_m, t_{m2}	°C	40,5; 20,7	40; 27	
	b) für die Luft	T_{L1}, T_{L2}	°C	19; 25	19; 25	
11.	Mittlere treibende Temperaturdifferenz	$\Delta t_{M,2}$	°C	8,59	8,08	
12.	Wärmeaustauschfläche der Schicht im Kanal	$A_{Sch,2}$	m ²	0,213	0,026	
13.	Wärmestrom (nach Luft)	\dot{Q}_L	W	675,75	81,40	
14.	Wärmeübergangskoeffizient	α_2	W/m ² .K	369	378,47	
15.	Nusselt-Zahl	Nu_2	-	22,55	23,94	23,16
	- gesamt	Nu_{ges}	-	22,55	23,94	23,16
	- laminar	Nu_{Lam}	-	-	-	19,75
	- turbulent	Nu_{tur}	-	-	-	7,60
16.	Re_ψ - Wert (bei $\psi = 1$)	Re_ψ	-	-	-	1122,5
17.	Abweichung : $\frac{(Nu_{(exp,sim)} - Nu_{ges}) \cdot 100}{Nu_{(exp,sim)}}$	Δ	%	-2,63%	+3,25%	-

Tabelle 10.8.2

Vergleich α_2 , Nu_2 -Zahl aus Experimentaldaten – Simulation /“Fluent – 6,0“/ und Literatur (Gnielinski-Gleichungen 3-16, 3-17, 3-18 [129.1])						
Versuchsmaterial Glaskugeln						
№	Daten für Material und Wärmeprozess	S y m b o l	Einheiten	Daten aus:		
				Exper.	Simul.	Liter.
1.	Partikeldurchmesser	d_p	mm	0,0005	0,0005	
2.	Spezifische Wärmekapazität	C_p	J/kgK	502	502	
3.	Dichte	ρ	kg/m ³	2500	2500	
4.	Spezifische Fläche	σ	m ² /kg	4,80	4,80	
5.	Materialmassenstrom ohne Umlauf aus Bunker	\dot{m}_M	kg/s	0.0140	0.0175	
6.	Materialmassenstrom mit Umlauf aus Bunker	$(\dot{m}_M)'$	kg/s	0,122	0,01525	
7.	Luftmassenstrom	\dot{m}_L	kg/s	0,0648	0,0021	
8.	Materialmassenanteil in der Luft	$\mu_2 = \dot{m}_m / \dot{m}_L$	kg/kg	2.16	2.16	
8.	Materialmassenanteil in der Luft	$\mu_2 = \dot{m}_m / \dot{m}_L$	kg/kg	1,89	1,89	
9.	Die Temperaturen:					
	a) für das Material	t_m, t_{m2}	°C	50; 28	50; 29	
	b) für die Luft	T_{L1}, T_{L2}	°C	20; 23,2	20; 24	
10.	Mittlere treibende Temperaturdifferenz	$\Delta t_{M,2}$	°C	13,77	13,96	
11.	Wärmeaustauschfläche der Schicht im Kanal	$A_{Sch,2}$	m ²	0,026	0,032	
12.	Wärmestrom (nach Luft)	\dot{Q}_L	W	208,4	26,75	
13.	Wärmeübergangskoeffizient	α_2	W/m ² .K	582	598,8	
14.	Nusselt-Zahl	Nu_2	-	10,90	11,21	10,65
	- gesamt	Nu_{ges}	-	10,90	11,21	10,65
	- laminar	Nu_{Lam}	-	-	-	8,42
	- turbulent	Nu_{tur}	-	-	-	2,02
15.	Re_ψ - Wert (bei $\psi = 1$)	Re_ψ	-	-	-	204
16.	Abweichung : $\frac{(Nu_{(exp,sim)} - Nu_{ges}) \cdot 100}{Nu_{(exp,sim)}}$	Δ	%	+2,29%	+4,90%	-

Anhang 10.9

Anwendung der Berechnungsmethodik zur Projektierung des „MKKM-02“-Apparates als Kühler für γ - Al_2O_3 -Partikel.

Es wurde das Rechenprogramm „Mathcad“ benutzt (Zu Punkt 8)

A. Ausgangsdaten:

- Durchsatzleistung: 0,277 kg/s;
- Eigenschaften des Materials: $c_{p,m} = 940 \text{ J/kg K}$; $\rho_m = 1040 \text{ kg/m}^3$;
 $\lambda_m = 0,24 \text{ W/mK}$; $t_{m1} = 75 \text{ }^\circ\text{C}$; $t_{m2} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$; $d_p = 0,0019 \text{ m}$

1. Wärmeaustauschprozess: Kühlung mit Wasser

$$c_{p,m} = 940 \text{ J/kg K}; \theta_{w1} = 16 \text{ }^\circ\text{C}; \theta_{w2} = 20 \text{ }^\circ\text{C};$$

- Sekundärgas mit $W_{SG} = 0,032 \text{ m/s}$;
- Für Bunker $\varepsilon = \psi$; $\varepsilon = 0,41$

2. Wärmeaustauschprozess: Kühlung mit Umgebungsluft

$$\rho_L = 1,19 \text{ kg/m}^3; c_{p,L} = 1005 \text{ J/kg K}; Pr_L = 0,7; \nu = 14,7 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s};$$

$$\lambda_L = 0,026 \text{ W/mK}; T_{L1} = 20 \text{ }^\circ\text{C}; T_{L2} = 26 \text{ }^\circ\text{C}; D_R = 0,014 \text{ m}$$

- Für Arbeitskanal $\lambda_m = 0,24 \text{ W/mK}$

B. Führen sie diese Daten im Rechenprogramm ein:

C. Das Programm rechnet:

$$Z := \frac{P \cdot C_{pm}}{3.6}$$

$$Z = 261.111$$

$$Q_{ges} := Z \cdot (t_{m1} - t_{m2})$$

$$Q_1 := 0.25 \cdot Q_{ges}$$

$$Q_2 := 0.75 \cdot Q_{ges}$$

$$Q_{ges} = 11750 \text{ W}$$

$$Q_1 = 2937.5 \text{ W}$$

$$Q_2 = 8812.5 \text{ W}$$

$$m_w := \frac{0.25 \cdot Z \cdot (t_{m1} - t_{m2})}{C_{pw} \cdot (\theta_{w2} - \theta_{w1})}$$

$$m_w = 0.175 \text{ kg/s}$$

$$t_m := 0.75 \cdot t_{m1} + 0.25 \cdot t_{m2}$$

$$t_m = 63.75 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$tr_of = \left[\frac{tm1 + tm2}{2} - 0,5 \cdot \frac{(tm1 - \theta w2) - (tm - \theta w1)}{\ln\left(\frac{tm1 - \theta w2}{tm - \theta w1}\right)} \right] \cdot 0,76$$

$$tr_of = 33,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$W_{aus} = 6,7 \text{ m/s}$$

$$W_{L,Ak} = 10,1 \text{ m/s}$$

$$L_{App} = 8,15 \text{ m}$$

$$VL = 1,474 \text{ m}^3/\text{s}$$

- für konduktiven Wärmeübergang: $V1 = 0,0105 L_{App}$
 $V1 = 0,086 \text{ m}^3$ (das Volumen des Bunkers);
- für konvektiven Wärmeübergang: $V2 = 0,360 L_{App}$
 $V2 = 2,93 \text{ m}^3$ (das Volumen des Arbeitskanals);

$$\sigma_m := \frac{6}{dp \cdot \rho_m}$$

$$\sigma_m = 3,04 \text{ m}^2/\text{kg}$$

$$\mu_1 := \frac{Z}{0,0055 \cdot \rho_{l,m} \cdot L_{App} \cdot C_{pm}}$$

$$\mu_1 = 5,21 \text{ kg/kg}$$

$$Asch1 := \mu_1 \cdot V1 \cdot \rho_{l,m} \cdot \sigma_m$$

$$Asch1 = 1,61 \text{ m}^2$$

$$\mu_2 := \frac{Z}{C_{pm} \cdot ml}$$

$$\mu_2 = 0,19 \text{ kg/kg}$$

$$Asch2 := \mu_2 \cdot V2 \cdot \rho_{l,m} \cdot \sigma_m$$

$$Asch2 = 2,01 \text{ m}^2$$

$$s := 3 \cdot dp$$

$$\text{tand}(Wp) := \tan(Wp \cdot \text{deg})$$

$$Wp := 0.01 \cdot \text{tand}[58 + 8.2 \cdot (1000 \cdot dp - 1.65)] \cdot \left(\frac{s}{dp} - 1.1 \right)$$

$$Wp = 0.033 \text{ m/s}$$

$$\Delta t1_ln := \frac{(tm1 - tr_of) - (tm - tr_of)}{\ln\left(\frac{tm1 - tr_of}{tm - tr_of}\right)}$$

$$\Delta t1_ln = 35.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda := 0.41 \cdot \lambda_l + 0.59 \cdot \lambda_m \quad (\lambda = \lambda^*)$$

$$\lambda = 0.152 \text{ W/mK}$$

$$Pe := \frac{[\rho_l \cdot c_p \cdot Wp \cdot \varepsilon + \rho_m \cdot C_{pm} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot Wp] \cdot dp}{\lambda} \quad (Pe = Pe^*)$$

$$Pe = 237.5$$

$$Nu1 := 0.155 \cdot (Pe)^{0.22} \cdot \left(\frac{Dr}{dp} \right)^{0.33}$$

$$Nu1 = 1.256$$

$$\alpha_1 := \frac{Nu1 \cdot \lambda}{dp}$$

$$\alpha_1 = 100.627 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$Asch1n := \frac{0.25 \cdot Z \cdot (tm1 - tm2)}{\alpha_1 \cdot \Delta t1_ln}$$

$$Asch1n = 0.814 \text{ m}^2 \quad Asch1 = 1.61 \text{ m}^2$$

$$Asch1 > Asch1n \quad (\text{Die Berechnung ist erfolgreich})$$

$$\Delta t2_ln := \frac{(tm - Tl1) - (tm2 - Tl2)}{\ln\left(\frac{tm - Tl1}{tm2 - Tl2}\right)}$$

$$\Delta t2_ln = 16.62 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Re\psi := \frac{Wl_ak \cdot dp}{\nu}$$

$$\text{Re}\psi = 1299.1$$

$$\text{Nu}_{\text{lam}} := 0.664 \cdot (\text{Re}\psi)^{0.5} \cdot (\text{Prl})^{0.39}$$

$$\text{Nu}_{\text{lam}} = 20.8$$

$$\text{Nu}_{\text{turb}} := \frac{0.037 \cdot (\text{Re}\psi)^{0.8} \cdot \text{Prl}}{1 + 2.443 \cdot (\text{Re}\psi)^{-0.3} \cdot (\text{Prl}^{0.66} - 1)}$$

$$\text{Nu}_{\text{turb}} = 8.53$$

$$\text{Nu}_{\text{min}} := 2$$

$$\text{Nu}_2 := \text{Nu}_{\text{min}} + \sqrt{\text{Nu}_{\text{lam}}^2 + \text{Nu}_{\text{turb}}^2}$$

$$\text{Nu}_2 = 24.5$$

$$\alpha_2 := \frac{\text{Nu}_2 \cdot \lambda_1}{d_p}$$

$$\alpha_2 = 335.32 \quad \text{W/m}^2\text{K}$$

$$\text{Asch2n} := \frac{0.75 \cdot Z \cdot (t_{m1} - t_{m2})}{\alpha_2 \cdot \Delta t_{2,\text{ln}}}$$

$$\text{Asch2n} = 1.582$$

$$\text{Asch2} = 2.014$$

$$\text{Asch2} > \text{Asch2n} \quad (\text{Die Berechnung ist erfolgreich})$$

D. Bestimmung der Druckverluste des Apparates bei einer Beladung mit Material $\mu_2 = 0,19 \text{ kg/kg}$ und einer Luftgeschwindigkeit im Arbeitskanal $W_{L,AK} = 10,1 \text{ m/s}$:

- Ausgangsdaten:

$$S \text{ (Eintrittsspalt)} \quad S_{\text{Esp}} = 8 \text{ mm}$$

$$S \text{ (Arbeitskanal)} \quad S_{\text{AK}} = 18 \text{ mm}$$

$$\text{Länge des Kanals} \quad L_{\text{AK}} = 1,3 \text{ m}$$

$$\Delta p_{\text{LA}} = 420 \text{ Pa bei } W_{L,AK} = 10,1 \text{ m/s (Tabelle 5.1.3.0 Spalt 9)}$$

E. Führen Sie Daten im Rechenprogramm ein.

F. Das Programm berechnet die Ergebnisse für Δp_{max} :

$$D_{kan_aq} := \frac{4 \cdot L_{app} \cdot S_{ak}}{2 \cdot \left(L_{app} + \frac{S_{ak}}{1000} \right) \cdot 1000} \quad D_{kan_aq} = 0.036 \text{ m}$$

$$Fr := \frac{Wl_{ak}^2}{9.81 \cdot D_{kan_aq}} \quad Fr = 286.69$$

$$\lambda_r := 4.25 \cdot \left(\frac{D_{kan_aq}}{dp} \right)^{0.5} \cdot Fr^{-0.75} \quad \lambda_r = 0.265$$

$$\Delta P_{sch} := \lambda_r \cdot \frac{\Delta l}{D_{kan_aq}} \cdot \mu_2 \cdot \frac{\rho_{l,m} \cdot Wl_{ak}^2}{2}$$

$$\Delta P_{sch} = 109.7 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{app} := \Delta P_{la} + \Delta P_{sch} \quad \Delta P_{app} = 529.67 \text{ Pa}$$

$$d_{Daq} := \frac{4 \cdot L_{app} \cdot S_{esp}}{2 \cdot \left(L_{app} + \frac{S_{esp}}{1000} \right) \cdot 1000} \quad d_{Daq} = 0.01598 \text{ m}$$

$$\Delta P_{max_loc} := \left[\left(\frac{6.8 \cdot d_{Daq}}{D_{kan_aq} \cdot \tan(\alpha_m)} + 0.8 \right) - 34.4 \cdot \frac{dp}{ho} \right] \cdot ho \cdot \rho_m \cdot 9.81$$

$$\Delta P_{max_loc} = 1362.13 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{ges} := \Delta P_{app} + \Delta P_{max_loc}$$

$$\Delta P_{ges} = 1891.8 \text{ Pa}$$

Lebenslauf

Name

Kraychev, Evgeni

Geburtsdatum

24. Oktober 1975

Geburtsort

Sofia, Bulgarien

Schulbildung

1982 - 1989

93. Hauptschule „Lazar Stanev“

1990 - 1994

Spezialschule für „Elektrotechnik und Elektronik“
TE-Sofia

Wehrdienst

1994 - 1996

Grundwehrdienst

Studium

1996 - 2001

Technische Universität Sofia, Studium zum
Dipl.-Ing. für Verfahrens- und Energietechnik

1. Wärme- und Kältetechnik

2. Maschinen und Geräte für chemische Industrie,
Nahrungsmittelindustrie und Biotechnologie

Tätigkeit nach dem Studium

09.2001 - 02.2002

Praktikum am IAUT der Fakultät für Verfahrens-
und Systemtechnik der Otto-von-Guericke-
Universität Magdeburg

02.2002 – 02.2005

Promotionsstipendium des Landes Sachsen-Anhalt
Thema: „Neuer Strahlschichtreaktor für
Wärme- und Stofftransportprozesse“