

Abschnitt 2 genannten Bedingungen ist die Berechnungsvorschrift offensichtlich gut anwendbar.

7 Schlussfolgerung

Mit den am Institut durchgeführten Versuchen zur Grobkornbeladung von homogenen Suspensionen konnte nachgewiesen werden, dass sich solche Transportvorgänge unter bestimmten Voraussetzungen mit dem modifizierten empirischen Ansatz von MARON/PIERCE beschreiben lassen.

Für die Anwendbarkeit der Beziehung müssen folgende Voraussetzungen erfüllt sein:

- Die Grobkornpartikel lassen sich als nicht-interaktive Partikel auffassen.
- Die grobdisperse Phase nimmt kein Dispersionsmittel auf.
- Die grobdisperse Phase wird durch die Matrixsuspension sedimentationsfrei aufgenommen.

Die Veränderung des Transportwiderstandes der Suspension bei Grobkornzugabe hängt also nur von der Aufkonzentration durch die Grobkornkomponente ab. Ein Einfluss der Grobkorndichte sowie auch weitgehendst der Partikelform auf eine Änderung des Druckverlustes ist nicht gegeben.

Eingegangen am 6. März 2000 [K 2693]

Formelzeichen

c_R	[-]	volumetrischer Feststoffanteil an der Suspension
c_R^*	[-]	volumetrischer Feststoffanteil der Matrixsuspension
$c_{R,max}$	[-]	maximal mögliche Feststoffbeladung der Suspension
D	[1/s]	Scherrate
d_{50}	[μm]	mittlerer Partikeldurchmesser des Matrix - Feststoffes
d_p	[mm]	mittlerer Partikeldurchmesser des Grobkorns
$d_{P,max}$	[mm]	maximale Partikelgröße
$\Delta p_{V/L}$	[Pa/m]	Druckverlustgradient
λ	[-]	Rohrreibungsbeiwert
η_G	[Pa s]	dynamische Viskosität des (grobkornbeladenen) Gemisches
η_M	[Pa s]	dynamische Viskosität der Matrix
$\eta_{norm.}$	[Pa s]	auf die Matrix normierte dynamische Viskosität
η_r	[-]	relative Viskosität
η_S	[Pa s]	scheinbare dynamische Viskosität
k	[-]	Konsistenzkoeffizient im Herschel/Bulkley-Modell
n	[-]	Fließexponent im Herschel/Bulkley-Modell
q	[-]	volumetrischer Anteil des Grobkornes am Gesamtfeststoffanteil
R	[m]	Rohrleitungsradius
Re_s	[-]	scheinbare bzw. effektive Reynoldszahl

ρ	[kg/m ³]	Dichte
τ_0	[Pa]	Fließgrenze
τ_W	[Pa]	Wandschubspannung
v	[m/s]	Gemischgeschwindigkeit

Literatur

- [1] MARON, S. H.; PIERCE, P. E. Application of Ree-Eyring Generalized Flow Theory to Suspensions of Spherical Particles, *J. Colloid Sci.* 11 (1956) S. 80/95.
- [2] POSLINSKI, A. J.; RYAN, M. E.; GUPTA, R. K.; SESHADRI, S. G.; FRECHETTE, F. J. Rheological Behavior of Filled Polymeric Systems II, *J. Rheol.* 32 (1988) S. 751/771.
- [3] CARREAU, P. J.; DE KEE, D. C. R.; CHHABRA, R. P. Rheology of Polymeric Systems, Hanser Verlag, München, Wien, New York 1997.
- [4] DEDEGIL, Y. International Symposium on Slurry-Flows, American Society of Mechanical Engineers, Fluid Engineering Division, Vol. 38, S. 9/15.

Einfluss von Partikeln auf die Fluidturbulenz in einer verzögerten Gas/Feststoffströmung*

OLIVER TRIESCH UND MATTHIAS BOHNET * *

1 Problemstellung

Durch Anwesenheit von Partikeln kann in einer Strömung die Gasturbulenz verstärkt oder gedämpft werden. Zahlreiche Untersuchungen in voll ausgebildeter Rohr- oder Kanalströmung [1, 2] haben gezeigt, dass kleine Partikel ($d_p \leq 200 \mu\text{m}$) die Turbulenz dämpfen und große Partikel ($d_p \geq 1000 \mu\text{m}$) diese anfachen¹⁾. Im Übergangsbereich wurden beide Formen der Turbulenzmodulation beobachtet.

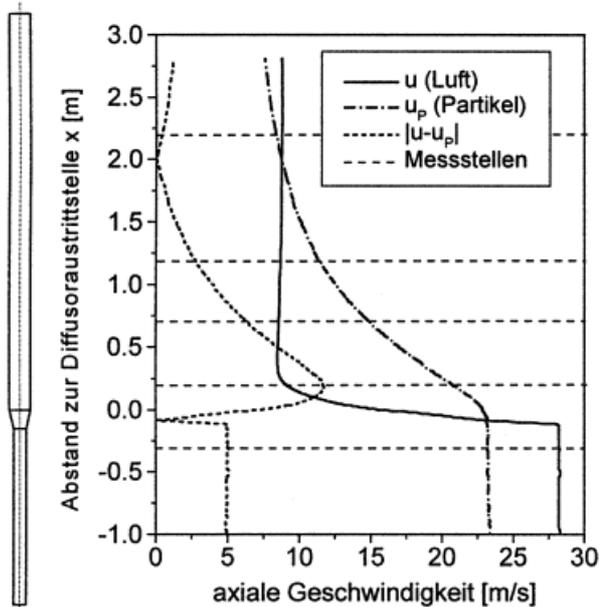
Da sich viele Veröffentlichungen auf die Behandlung der voll ausgebildeten Strömung beschränken, wurde die Turbulenzuntersuchung auf die verzögerte Strömung ausgedehnt. Durch eine kontinuierliche Rohraufweitung (Diffusor) wird die Gas-Feststoffströmung abgebremst. Nach Abb. 1, in der die Geschwindigkeitsverläufe einer vertikal aufwärts gerichteten Diffusorströmung für eine konstante radiale Position ($r/R = 0,5$) repräsentativ dargestellt sind, wird die Gasströmung sehr schnell auf ihre Endgeschwindigkeit hinter dem Diffusor verzögert. Für die Partikel (Glaskugeln, $d_p = 150 \mu\text{m}$) reicht eine Strecke von knapp 3 m dagegen noch nicht zur vollständigen Abgabe ihrer

* Vortrag auf der GVC-Fachausschuss-Sitzung „Mehrphasenströmung“, am 29. Febr. 2000 in Bamberg.

** Dipl.-Ing. O. TRIESCH, Prof. Dr.-Ing. M. BOHNET, Institut für Verfahrens- und Kerntechnik, TU Braunschweig, Langer Kamp 7, D-38106 Braunschweig.

1) Eine Zusammenstellung der Formelzeichen befindet sich am Schluss des Beitrags.

Abbildung 1. Geschwindigkeitsverlauf entlang der vertikalen Rohr- und Diffusorströmung.



kinetischen Energie aus. Entsprechend Abb. 1 ändert sich daher entlang der Nachlaufstrecke des Diffusors die Relativgeschwindigkeit zwischen Gas und Feststoff.

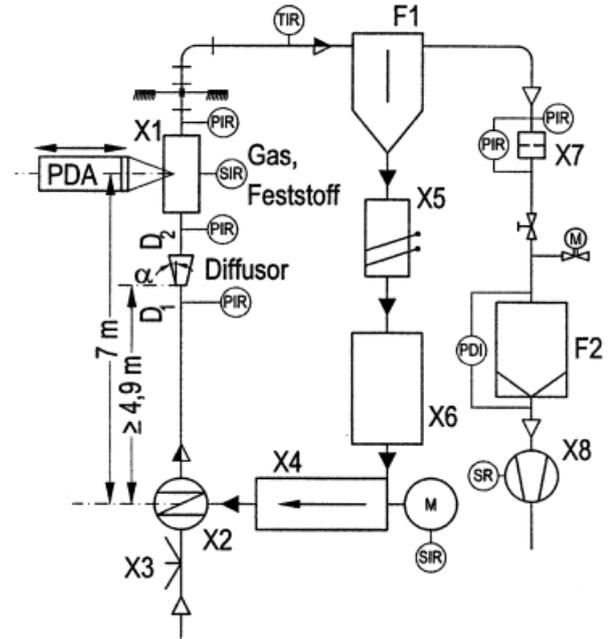
2 Versuchsaufbau und Messprinzip

Abb. 2 zeigt die Versuchsanlage. Der Gasströmung wird ein Aerosol (Di-ethyl-hexyl-sebacat) mit der Tröpfchengröße $d_p = 1 \mu m$ zugegeben, um die Gasgeschwindigkeit mit Hilfe eines Phasen-Doppler-Anemometers (PDA) messen zu können. Die Feststoffpartikel werden mit einem Schnecken-dosierer kontinuierlich zugegeben, im Aufgabestrom enthaltene Agglomerate werden im Injektor zerteilt. Der Diffusor kann an verschiedenen Stellen in der vertikalen pneumatischen Förderleitung eingebaut werden, so dass es mit der fest installierten PDA-Messeinrichtung möglich ist, entsprechend Abb. 1 an verschiedenen axialen Positionen Geschwindigkeits- und Turbulenzprofile aufzunehmen. Für die Zuordnung der Geschwindigkeitssignale zur Aerosol- oder Partikelphase wird die gleichzeitig gemessene Partikelgröße herangezogen.

Hinter der Messstrecke werden die Partikel in einem Zyklon abgetrennt und über eine Feststoffschleuse zum Vorlagebehälter zurückgeführt. Der aus dem Tauchrohr des Zyklons austretende, weitgehend von Partikeln befreite Gasstrom wird mit einer Messblende bestimmt. Dem Gebläse ist ein Feinfilter zur Abtrennung kleinster Partikel vorgeschaltet.

Mit dem PDA werden radiale Profile der axialen und radialen Schwankungsgeschwindigkeit sowie der axial-radialen Reynolds-Spannung aufgenommen. Es wird ein 1-Komponenten-PDA mit getrennter Sende- und Empfangsoptik (Firma TSI-AEROMETRICS) verwendet. Die Anzahl der Komponenten bezeichnet hierbei die Anzahl der gleichzeitig messbaren Geschwindigkeitsrichtungen. Beide

Abbildung 2. Versuchsanlage zur Turbulenzmessung in der vertikalen Diffusorströmung.

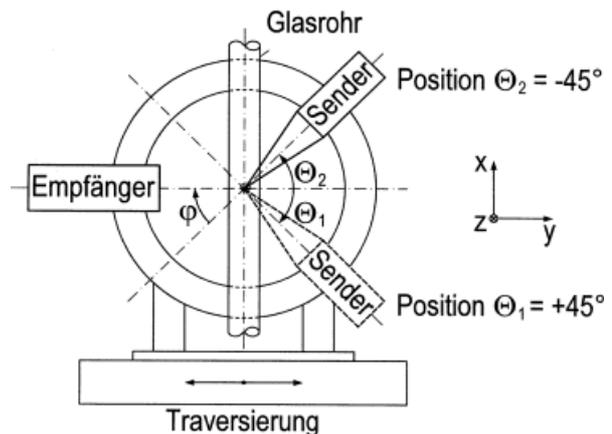


- | | | | |
|----|------------------|----|-------------------|
| F1 | Zyklonabscheider | X4 | Spiraldosierer |
| F2 | Filter | X5 | Feststoffschleuse |
| X1 | PDA-Messstrecke | X6 | Vorlagebehälter |
| X2 | Injektor | X7 | Messblende |
| X3 | Aerosolgenerator | X8 | Gebläse |

Optiken sind entsprechend Abb. 3 auf einer Kreisschiene verschiebbar angeordnet, der gesamte optische Aufbau kann horizontal zur Messung radialer Profile verschoben werden.

Entsprechend einem Vorschlag von TROPEA [3] werden die radiale Schwankungsgeschwindigkeit v' und die Reynolds-Spannung $\rho u'v'$ indirekt über die Komponenten unter den Winkeln $\theta_1 = +45^\circ$ und $\theta_2 = -45^\circ$ (wie in Abb. 3 dargestellt) gemessen und mit Hilfe der nachfolgenden Gleichungen berechnet:

Abbildung 3. Anordnung der PDA-Optiken zur Bestimmung radialer Schwankungsgeschwindigkeiten v' und gemittelter Reynolds-Spannungen $\rho u'v'$.



$$\overline{v'^2} = \overline{u'^2}_{\theta=+45^\circ} + \overline{u'^2}_{\theta=-45^\circ} - \overline{u'^2}_{\theta=0^\circ} \quad (1)$$

$$\overline{u' v'} = \frac{\overline{u'^2}_{\theta=+45^\circ} - \overline{u'^2}_{\theta=-45^\circ}}{2} \quad (2)$$

Die axiale Schwankungsgeschwindigkeit u' kann direkt gemessen werden, eine entsprechende Darstellung ist in Abb. 3 nicht enthalten. In diesem Fall gilt $\theta = 0^\circ$ für den Sender und $\varphi = 90^\circ$ für den Empfänger.

3 Modellbildung mit CFD

Zur Strömungssimulation wurde die Software Fluent 4.5 verwendet, in der zur Berechnung von Druck- und Geschwindigkeitsverteilungen die gemittelten Erhaltungsgleichungen von Masse und Impuls gelöst werden. Zur Berechnung turbulenter Eigenschaften wird das Reynolds-Spannungs-Modell (RSM) verwendet, da hierin die Turbulenzkomponenten in jeder Richtung ohne Annahme von Isotropie ermittelt werden. Eine Option bei der Verwendung des RSM in Fluent besteht darin, in der Nähe der Rohrwand die Dämpfung der turbulenten Normalkomponente zur Wand zu berücksichtigen. Dadurch wird in der Simulation eine Verbesserung der Übereinstimmung von Messung und Rechnung erzielt.

Die disperse Phase wird durch die Simulation repräsentativer Partikelflugbahnen simuliert (Methode nach LAGRANGE). Aus dem Kräftegleichgewicht zwischen Trägheit, Strömungswiderstand, Gravitation und Magnus-Kraft (Ablenkung rotierender Partikel senkrecht zu Rotations- und Flugrichtung) ergibt sich die Partikelbewegungsgleichung, die zur Ermittlung der Geschwindigkeitskomponenten in diskreten Zeitschritten zu integrieren ist. Die im Strömungswiderstand enthaltene Gasgeschwindigkeit errechnet sich aus einem Mittel- und einem momentanen Schwankungswert, der sich unter Berücksichtigung der Turbulenzwerte der Gasströmung zufällig ergibt. Zur Ermittlung des zeitlichen Verlaufs der durch Wandstöße ausgelösten Partikelrotation wird eine Drehimpulsbilanz aus Drehträgheit und Reibmoment gelöst. Weiterhin sind der Einfluss der

Tabelle 1.
Strömungs- und Geometrieparameter.

Größe	Wert
Durchmesser Diffusoreintritt	$D_1 = 29 \text{ mm}$
Durchmesser Diffusoraustritt	$D_2 = 52,3 \text{ mm}$
Diffusoröffnungswinkel zur Rohrachse	$\alpha = 6^\circ$
Simulierte Rohrlänge vor dem Diffusor	$L_1 = 5 \text{ m}$
Verteilungsbreite der Partikelgröße (Gauss-Verteilung)	$d_p = 100 - 200 \text{ }\mu\text{m}$
Partikeldichte	$\rho_p = 2500 \text{ kg/m}^3$
Feststoffbeladung	$\mu = \dot{M}_p / \dot{M} = 0,5$
Mittlere Diffusoreintrittsgeschwindigkeit	$u_1 = 25 \text{ m/s}$
Messposition Diffusoreintritt	$x = -0,3 \text{ m}$
Messpositionen hinter dem Diffusor	$x = 0,2 \text{ m}$ $x = 0,7 \text{ m}$ $x = 1,2 \text{ m}$ $x = 2,2 \text{ m}$

Wandrauhigkeit auf das Stoßverhalten der Partikel an der Rohrwand und Stöße zwischen Partikeln berücksichtigt. Nähere Einzelheiten sind in [4] erläutert.

Die Kopplung beider Phasen erfolgt über den Impulsaustausch. Dabei wird der durch die Partikelumströmung auftretende Strömungswiderstand in den Impulsgleichungen der Gasphase als Quellterm berücksichtigt. In den Turbulenzgleichungen werden hingegen keine Quellterme von turbulenter Energieproduktion oder Dissipation definiert, die Änderung der turbulenten Eigenschaften durch Anwesenheit von Partikeln wird in der Simulation folglich allein durch den übertragenen Impuls bewirkt.

Die Randwerte der Simulation, die denen aus dem Experiment entsprechen, sind in Tab. 1 aufgeführt.

Aufgrund der simulierten Rohrlänge vor dem Diffusor von $L_1 = 5 \text{ m}$ wird genau wie im Experiment eine voll ausgebildete Strömung am Diffusoreintritt erzielt. Die Eintrittsgeschwindigkeit des Diffusors verringert sich aufgrund der Querschnittserweiterung hinter dem Diffusor auf $u_2 = 7,7 \text{ m/s}$.

4 Messergebnisse und Vergleich mit der Simulation

In Abb. 4 sind die axialen und radialen Turbulenzgrade über dem dimensionslosen Radius aufgetragen. Aus den Messungen der feststofffreien Strömung erkennt man eine zur Wand hin zunehmende Anisotropie. Die Verläufe der berechneten Turbulenzgrade (örtliche Schwankungsgeschwindigkeit bezogen auf die mittlere axiale Geschwindigkeit) stimmen mit den Messungen gut überein. Für beide Richtungen dämpfen die Partikel die Turbulenz, was von der Simulation ebenfalls richtig erfasst wird.

Für den Bereich der starken Partikelabbremmung hinter dem Diffusor wird die Turbulenzmodulation durch die Partikel exemplarisch anhand der Ergebnisse in Abb. 5 beschrieben. Die Schwankungsgeschwindigkeiten werden hierin auf die reduzierte mittlere Axialgeschwindigkeit u_2 bezogen. Die Anisotropie bleibt im Bereich der Verzögerung

Abbildung 4.
Axiale und radiale Turbulenzgrade am Diffusoreintritt.

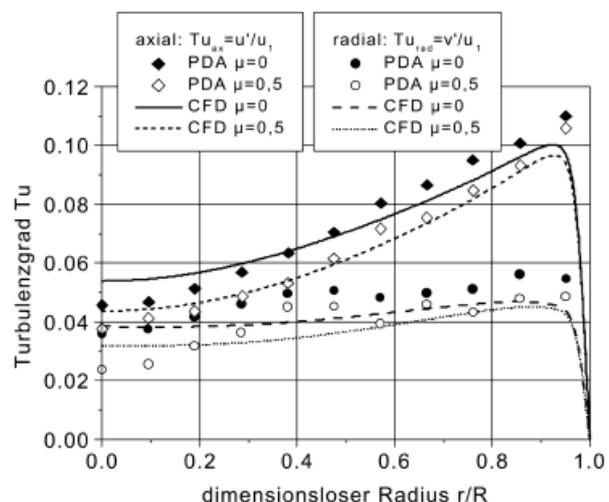
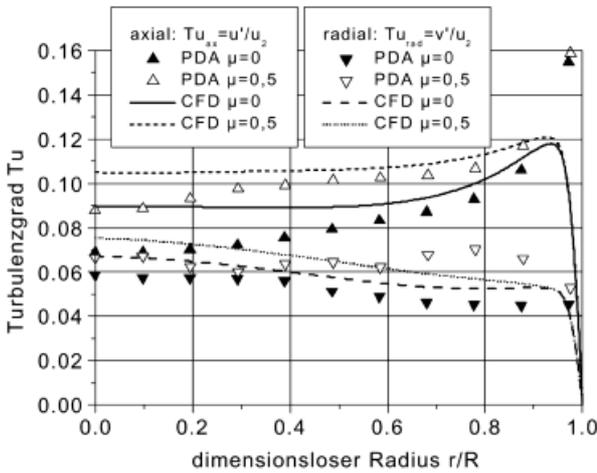


Abbildung 5. Axiale und radiale Turbulenzgrade 0,7 m hinter dem Diffusor.

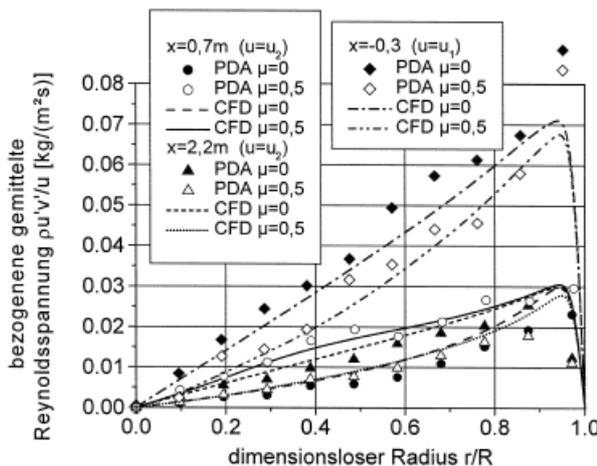


erhalten, allerdings zeigt sich axial wie radial eine Anfachung der Turbulenz durch die Partikel. Wenn man von der Axialströmung in der Nähe der Rohrachse absieht, wird dieser Trend mit zufriedenstellender Übereinstimmung von der Simulation wiedergegeben.

2,2 m hinter dem Diffusor, wo die Partikel weitgehend abgebremst sind, ergeben sich ähnliche Werte wie in Abb. 4.

In Abb. 6 sind gemittelte axial-radiale Reynolds-Spannungen dargestellt, die zur übersichtlicheren Darstellung auf die mittlere Axialgeschwindigkeit bezogen sind. Auch hier bestätigt sich die Tendenz aus den Untersuchungen der Schwankungsgeschwindigkeiten. In der voll ausgebildeten Rohrströmung ($x = -0,3$ m) und in hinreichendem Abstand hinter dem Diffusor ($x = 2,2$ m) wird die turbulente Reynolds-Spannung gedämpft, kurz hinter dem Diffusor ($x = 0,7$ m) erfolgt eine Anfachung.

Abbildung 6. Bezogene gemittelte Reynolds-Spannung $\rho u'v'/u$ an verschiedenen Messpositionen.



5 Schlussfolgerungen

Die Dämpfung der Turbulenz am Diffusoreintritt stimmt mit den Messungen anderer Autoren für $Re_p < 100$ überein [1, 2]. Re_p bezeichnet die Reynolds-Zahl der Partikelumströmung mit folgender Definition:

$$Re_p = \frac{|u - u_p| d_p \rho}{\eta} \tag{3}$$

In der vorliegenden Untersuchung gilt für die voll ausgebildete Strömung am Diffusoreintritt $Re_p = 50$.

Die Anfachung der Turbulenz hinter dem Diffusor hat ihre Ursache in der Veränderung des Geschwindigkeitsprofils des Gases, dessen radialer Gradient ein Maß für den Turbulenzgrad ist. Am Diffusoraustritt wird numerisch und experimentell ein steileres Profil bei Anwesenheit der Partikel beobachtet. Erklären lässt sich das steilere Profil dadurch, dass die Partikel hinter dem Diffusor vorwiegend im Kern der Strömung anzutreffen sind, wo dann auch der Impuls auf die Gasströmung größer ist. Da der Impuls aufgrund der im Vergleich zur Gasgeschwindigkeit höheren Partikelgeschwindigkeit in Strömungsrichtung wirkt, erhöht sich in der Rohrmitte die Gasgeschwindigkeit, was aus Kontinuitätsgründen durch niedrigere Gasgeschwindigkeiten in Wandnähe wieder ausgeglichen wird.

Ein weiteres Indiz für die Veränderung des Geschwindigkeitsgradienten infolge der Impulsübertragung zwischen beiden Phasen, als Hauptursache der Turbulenzmodulation hinter dem Diffusor, ist die korrekte qualitative Wiedergabe durch die Simulation, da diese den Partikeleinfluss nur aufgrund der Impulsübertragung berechnet.

Ein weiterer Mechanismus, die Wirbelablösung infolge der Partikelumströmung, kann in der Simulation nur aufgrund von Quelltermen in den turbulenten Gleichungen berücksichtigt werden, was in der vorliegenden Untersuchung jedoch nicht erfolgt ist. Allerdings scheint dieser Mechanismus bei den untersuchten Partikeln eine untergeordnete Rolle zu spielen, da die größten Reynolds-Zahlen der Partikelumströmung bei $Re_p = 120$ liegen und diese deutlich unter der kritischen Reynolds-Zahl von $Re_{pk} = 400$ liegt, ab der durch Wirbelablösung Turbulenzanfachung beobachtet wurde [5].

Die Forschungsarbeiten zur Turbulenzuntersuchung wurden von der Deutschen Forschungsgemeinschaft gefördert.

Eingegangen am 6. April 2000 [K 2703]

Formelzeichen

D	[m]	Rohrdurchmesser
d_p	[m]	Partikeldurchmesser
L	[m]	Rohrlänge
Re	[-]	Reynolds-Zahl
Tu	[Tu]	Turbulenzgrad
r	[m]	radiale Laufkoordinate
R	[m]	Rohrradius
u	[m s ⁻¹]	axiale Geschwindigkeit
v	[m s ⁻¹]	radiale Geschwindigkeit
x	[m]	axiale Laufkoordinate
$\rho u'v'$	[kg m ⁻¹ s ⁻²]	axial-radiale Reynolds-Spannung

griechische Buchstaben

α	[°]	halber Diffusoröffnungswinkel
η	[kg m ⁻¹ s ⁻¹]	dynamische Viskosität
φ	[°]	Winkelposition des Empfängers
μ	[-]	Feststoffbeladung
θ	[°]	Winkelposition des Senders
ρ	[kg m ⁻³]	Dichte

Indices

k	kritisch
P	Partikel
1	vor dem Diffusor
2	hinter dem Diffusor
'	Schwankungsgröße

Literatur

- [1] TSUJI, Y.; MORIKAWA, Y.; SHIOMI, H.
LDV Measurements of an Air-Solid Two-Phase Flow in a Vertical Pipe, *J. Fluid Mech.* 139 (1984) S. 417/434.
- [2] KULICK, J. D.; FESSLER, J. R.; EATON, J. K.
Particle Response and Turbulence Modulation in Fully Developed Channel Flow, *J. Fluid Mech.* 277 (1994) S. 109/134.
- [3] TROPEA, C.
A Note Concerning the Use of a One-Component LDA to Measure Shear Stress Terms, *Exper. in Fluids* 1 (1983) S. 209/210.
- [4] TRIESCH, O.; BOHNET, M.
CFD-Calculation of Pressure Drop for Pipe and Diffuser Gas-Solids Flow, in: *Two-Phase Flow Modelling and Experimentation 1999* (Hrsg.: CELATA, G. P.; DI MARCO, P.; SHAH, R. K.), Edizioni ETS, Pisa 1999, Vol. 2, S. 1343/1349.
- [5] HETSRONI, G.
Particles-Turbulence Interaction, *Int. J. Multiphase Flow* 15 (1989) S. 735/746.

Herstellung sphärischer Partikel mit dem Strahlschneider-Verfahren*

ULF PRÜBE, JÖRG DALLUHN, JÜRGEN BREFORD UND
KLAUS-DIETER VORLOP**

1 Problemstellung

Verfahren zur Herstellung monodisperser Partikel aus Fluiden sind von großem wirtschaftlichen Interesse und finden in verschiedenen Industriezweigen, z. B. der Lebensmittelindustrie, der pharmazeutischen und chemischen Industrie oder der Biotechnologie, Anwendung.

* Vortrag anlässlich der GVC-Jahrestagung, 29. Sept./1. Okt. 1999 in Leipzig.

** Dr. U. PRÜBE, Dr. J. DALLUHN, J. BREFORD, Prof. Dr. K.-D. VORLOP, Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (FAL), Institut für Technologie und Biosystemtechnik, Bundesallee 50, D-38116 Braunschweig.

Bislang werden je nach Anwendungsfall einfaches Abtropfen, der laminare Strahlzerfall (Vibrationsverfahren), Atomizer-Verfahren oder Agglomerations- bzw. Granulationsverfahren zur Partikelformung eingesetzt. Nachteilig bei diesen Verfahren ist insbesondere die Beschränkung, nur niedrigviskose Fluide einsetzen zu können, sowie das Problem, nicht gleichzeitig monodisperse Partikel mit hohen Produktionsraten herstellen zu können.

Das kürzlich vorgestellte Strahlschneider-Verfahren [1–4] ist eine neue Technologie zur Herstellung monodisperser Partikel (Perlen), das aufgrund seiner Vorteile (einfache Technologie, Einsatz niedrig- bis hochviskoser Fluide, hohe Produktionsraten, einfaches Scale-up) ein großes Potential besitzt, die bislang gängigen Verfahren zur Partikelherstellung zu ersetzen.

2 Das Strahlschneider-Verfahren

2.1 Funktionsprinzip

Zur Perlenherstellung mit dem Strahlschneider-Verfahren wird das Fluid, aus dem die Partikel hergestellt werden sollen, in Form eines Vollstrahles mit hohen Geschwindigkeiten aus einer Düse gedrückt. Direkt unterhalb der Düse befindet sich ein rotierendes Schneidwerkzeug, das aus kurzen Drähten in einer Fassung besteht, welches den Fluidvollstrahl in zylindrische Segmente zerteilt. Beim weiteren Fallen formen sich aus diesen Segmenten aufgrund der Oberflächenspannung sphärische Partikel, die aufgefangen werden können. Eine Prinzipskizze des Strahlschneider-Verfahrens ist in Abb. 1 dargestellt.

Die Größe der hergestellten Partikel ist zur Zeit im Bereich von etwa 120 µm bis hin zu mehreren Millimetern frei wählbar und kann durch den Düsendurchmesser, den Volumenstrom durch die Düse, die Anzahl an Schneiddrähten und die Rotationsgeschwindigkeit des Schneidwerkzeuges eingestellt werden. Die Viskosität des Fluids hat keinen limitierenden Einfluss auf die Partikelbildung an sich, sondern nur auf den Druckverlust in der Düse, der aber leicht durch ein geeignetes Förderaggregat überwunden werden kann. Somit können mit dem Strahlschneider-Verfahren niedrig-, mittel- und sogar hochviskose, sirup-artige Fluide mit Viskositäten bis zu einigen Tausend mPa · s verarbeitet werden.

Abbildung 1.
Prinzipskizze des Strahlschneider-Verfahrens.

