

- [9] MATULOVIC, U.
Dissertation, TU Braunschweig 1987.
- [10] VORLOP, K.-D.; KLEIN, J.
in: *Enzyme Technology* (Hrsg.: LAFFERTY, R. M.)
Springer Verlag, Berlin 1983, S. 219/235.
- [11] VORLOP, K.-D.; BREFORD, J.; PRÜBE, U.
Deutsche Patentanmeldung Nr. DE 19906509.8,
16.02.1999.
- [12] PRÜBE, U.; BRUSKE, F.; BREFORD, J.; VORLOP, K.-D.
in: *Schriftenreihe Nachwachsende Rohstoffe, Bd. 10, Biokonversion nachwachsender Rohstoffe*
(Hrsg.: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR))
Landwirtschaftsverlag Münster 1998, S. 80/88.

PDA-Messung der Tropfengrößenverteilung beim Flüssig/Flüssig-Dispergieren im Rührbehälter

MARTIN WILLE, GERT LANGER UND UDO WERNER *

1 Problemstellung

Dispergierprozesse in Rührbehältern treten in vielen Bereichen der industriellen Praxis auf. Im Falle des hier behandelten Flüssig/Flüssig-Dispergierens ist die Tropfenbildung in der Regel das Ergebnis des Zusammenwirkens von Zerkleinerungs- und Koaleszenzvorgängen in der dispersen Phase. Da Dispergiervorgänge in Rührbehältern üblicherweise bei turbulenter Strömung stattfinden, werden turbulente Schubspannungen (Reynoldssche Spannungen) als maßgeblich für die Zerkleinerung deformierbarer Partikel, wie hier der Tropfen, angesehen, siehe z. B. [1].

Eine Bestandsaufnahme der Beschreibungsansätze sowie experimenteller Ergebnisse zur Partikelbeanspruchung in turbulenten Rührerströmungen in [2] zeigt jedoch, dass die Modellierung des Dispergierprozesses allein auf Basis der im Rührbehälter vorliegenden maximalen turbulenten Schubspannungen unzureichend ist. So weisen axialfördernde Rührer, wie Schrägblatt-, Propeller- und MIG-Rührer, beim selben mittleren volumenspezifischen Leistungs- und Energieeintrag bessere Dispergiereigenschaften als z. B. radialfördernde 6-Blatt-Scheibenrührer (Rushton-Turbine) auf, obwohl diese nach Turbulenzmessungen in [3] deutlich höhere turbulente Schubspannungen erzeugen.

Nach einer neuen Analyse von LANGER und DEPPE [2] ergibt sich die Notwendigkeit, den bisherigen Modellierungsrahmen zu erweitern und die unterschiedlichen rührerspezifischen, makroskopischen Strömungs-

strukturen bei der Bilanzierung der Zerkleinerungsmechanismen in Rührerströmungen zu berücksichtigen. Hierbei erweist sich insbesondere die im Vergleich zur Scherströmung wesentlich effektivere Dehnströmung als entscheidend für die resultierende Tropfengrößenverteilung, s. auch [4, 5].

Im Rahmen dieses Beitrages werden aufbauend auf bisherigen Arbeiten die Dispergiereigenschaften verschiedener Axial- und Radialrührer beim selben mittleren Leistungs- und Energieeintrag untersucht. Zur Messung der Tropfengrößenverteilung wird die Phasen-Doppler-Anemometrie (PDA) eingesetzt. Die erhaltenen Ergebnisse bilden die Grundlage für eine weitergehende Bewertung bisheriger Beschreibungsansätze sowie die Entwicklung neuer Konzepte unter stärkerer Berücksichtigung der makroskopischen Strömungsstruktur im Rührbehälter gemäß den Vorstellungen in [2].

2 Versuchsdurchführung

In Anlehnung an [1] wird als disperse Phase Siliconöl PH-300 (Baysilone-Öle P, BAYER AG) mit einer Dichte $\rho_D = 1060 \text{ kg/m}^3$ und einer dynamischen Viskosität $\eta_D = 400 \text{ mPas}$ bei 20°C verwendet¹⁾. Als kontinuierliche Phase dient vollentsalztes, ultrafiltriertes Wasser mit einer Dichte $\rho_C = 998 \text{ kg/m}^3$ und einer dynamischen Viskosität $\eta_C = 1 \text{ mPas}$ bei 20°C . Die mit einem Ringtensiometer gemessene Grenzflächenspannung beträgt $\sigma_{LL} \approx 4 \text{ mN/m}$. Das Stoffsystem wird durch Zugabe von 0,2 Volumenprozent des nichtionischen Tensides Genaminox LAM (CLARIANT GmbH) mit der Dichte $\rho = 960 \text{ kg/m}^3$ gegen Koaleszenz stabilisiert.

Die Experimente werden in einem zylinderförmigen Rührbehälter aus Duranglas mit Flachboden und vier Stromstörern durchgeführt. Der Innendurchmesser des Behälters beträgt $T = 134 \text{ mm}$, die Stromstörer haben die Breite $b = 13,5 \text{ mm}$. Die Flüssigkeitshöhe entspricht $H = T = 134 \text{ mm}$ und der Bodenabstand des Rührers $h = 0,7 D$. Als Modellrührer werden exemplarisch verschiedene Axialrührer (24° -Schrägblattrührer mit 3 Blättern, Propellerrührer mit 3 Flügeln und 45° -Schrägblattrührer mit 6 Flügeln) verwendet. Zum Vergleich wird der radialfördernde 6-Blatt-Scheibenrührer, der typischerweise für Dispergieraufgaben verwendet wird, eingesetzt. Alle Rührer haben einen Durchmesser von $D = 42 \text{ mm}$ ($D/T = 0,31$). Der Wellendurchmesser beträgt 8 mm . Weitere Abmessungen der Rührer und die zugehörigen Newton-Zahlen $Ne = P/(n^3 D^5 \rho)$ im vollturbulenten Bereich sind in Tab. 1 angegeben.

Im Gegensatz zu früheren Arbeiten, bei denen üblicherweise mit Probenahmetechniken und anschließender Auswertung unter dem Mikroskop oder fotografischen Methoden die Tropfengrößenverteilung bestimmt wurde, wird hier die Phasen-Doppler-Anemometrie (PDA) zur In-situ-Messung der Größe und Geschwindigkeit einzelner Tropfen verwendet. Lediglich ZHOU und KRESTA [6] haben bislang die PDA zur Untersuchung des Flüssig/Flüssig-Dispergierens genutzt und deren prinzipielle Eignung aufgezeigt. Anhand des verwendeten Versuchsaufbaus, der in Abb. 1 dargestellt ist, wird das Grundprinzip der PDA kurz erläutert.

* Dipl.-Ing. M. WILLE, Dr.-Ing. G. LANGER,
Prof. em. Dr.-Ing. U. WERNER, Lehrstuhl
Mechanische Verfahrenstechnik, Fachbereich
Chemietechnik, Universität Dortmund,
D-44221 Dortmund,
e-mail: g.langer@ct.uni-dortmund.de

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

Tabelle 1.
Newton-Zahlen im vollturbulenten Bereich und Abmessungen der untersuchten Rührer.

	24°-Schrägblatt-rührer	Propeller	45°-Schrägblatt-rührer	6-Blatt-Scheibenrührer
Newton-Zahl Ne [-]	0,28	0,25	1,7	4,1
Durchmesser D [mm]	42	42	42	42
Anzahl Rührerblätter z [-]	3	3	6	6
Anstellwinkel α [°]	24	23	45	90
Höhe Rührerblatt h_1 [mm]	4,5	11	9,5	9,5
Dicke Rührerblatt s [mm]	1	2	1	1

Der vertikal polarisierte Strahl eines 20-mW-Helium-Neon-Lasers wird mit einem Beugungsgitter geteilt und die beiden Strahlen erster Beugungsordnung mit einer Fokussierlinse zum Schnitt gebracht, so dass ein Messvolumen mit einem Durchmesser von ca. 550 μm entsteht. Zwei Photomultiplier nehmen das Streulicht der Tropfen auf, die sich durch das Interferenzstreifenmuster des Messvolumens bewegen. Die beiden Signale werden verstärkt, gefiltert und auf einem PC digitalisiert. Anhand der Phasendifferenz beider Signale kann der Tropfendurchmesser bestimmt werden. Die Signalfrequenz ist proportional zur Tropfengeschwindigkeit senkrecht zum Interferenzstreifenmuster.

Zur Optimierung des Versuchsaufbaus wurden Streulichtberechnungen gemäß der Mie-Theorie durchgeführt, wobei der Versatz der Laserstrahlen und des Streulichtes aufgrund der gekrümmten Behälterwände berücksichtigt werden muss. Die Ergebnisse der Berechnungen, die in [7] genauer diskutiert wurden, sind hier zusammenfassend dargestellt. Die Photomultiplier nehmen das Streulicht unter einem Off-axis-Winkel $\varphi = 84^\circ$ (Bereich des 1. Regenbogenwinkels) und einem Elevationswinkel $\psi = 8^\circ$ auf (zur Definition der Winkel s. Abb. 1). Der Strahlschnittwinkel beträgt $\theta = 0,248^\circ$. Somit ergibt sich für das PDA-System ein Messbereich bis zu einem Durchmesser von 812 μm . Zur Überprüfung der Streulichtberechnungen und des PDA-

Aufbaus wurden Messungen mit nahezu monodispersen Polystyrolpartikeln, die in Wasser dispergiert wurden, durchgeführt. Die erhaltenen Ergebnisse stimmten mit den mittels mikroskopischer Auswertung ermittelten Partikelgrößen gut überein.

Untersuchungen mit Polystyrolpartikeln bzw. Siliconöl unter Verwendung eines PDA-Aufbaus mit 3 Laserstrahlen und erweitertem Postprocessing der Signale nach [8] zeigen weiterhin, dass sich bereits bei geringen Volumenanteilen der dispersen Phase (größer 0,1 %) häufig mehr als ein Partikel/Tropfen im Messvolumen befindet. Die dabei entstehenden Mehrfachstreuungen führen zu falschen Messergebnissen. Deshalb werden die Experimente bei einem Volumenanteil von nur 0,026 % durchgeführt.

Die Lage des Messvolumens in Rührernähe ist durch die Höhe $h_2/H = 0,52$ und den radialen Abstand $r / (T/2) = 0,3$ festgelegt. Dieser Ort befindet sich in der axial nach unten gerichteten Ansaugströmung der Rührer. In guter Näherung liegt am Messort somit eine eindimensionale Strömung vor. Bei einer Variation der Position des Messvolumens in Rührernähe konnten wie in [6] nur geringe Änderungen der Tropfengrößenverteilung festgestellt werden.

3 Ergebnisse und Diskussion

3.1 Einfluss des Leistungseintrags auf die Tropfengrößenverteilung

In Abb. 2 ist die Volumensummenkurve Q_3 über dem Tropfendurchmesser d_p in Abhängigkeit von der mittleren volumenspezifischen Leistung $\bar{e}_V = P/V$ für den 6-Blatt-Scheibenrührer 500 Minuten nach der Zugabe des Siliconöls dargestellt. Für alle Rührer war nach 500 Minuten der stationäre Zustand des Dispergierprozesses erreicht. Alle in diesem Beitrag dargestellten Verteilungen beziehen sich auf den stationären Zustand, wobei jeweils 20000 – 25000 Tropfen gemessen wurden. Die Rührer-Reynolds-Zahlen im turbulenten Bereich variieren zwischen $7000 < Re < 24\ 000$.

Die gemessenen Verteilungen sind vergleichsweise breit und umfassen einen Bereich der Tropfendurchmesser von $0 < d_p \leq 500 \mu\text{m}$. Wie erwartet, führt ein ansteigender volumenspezifischer Leistungseintrag zu kleineren Tropfen, d. h. die Tropfengrößenverteilungen werden zu kleineren Tropfendurchmessern verschoben.

Abbildung 1.
Schematischer Aufbau des Versuchsstandes.

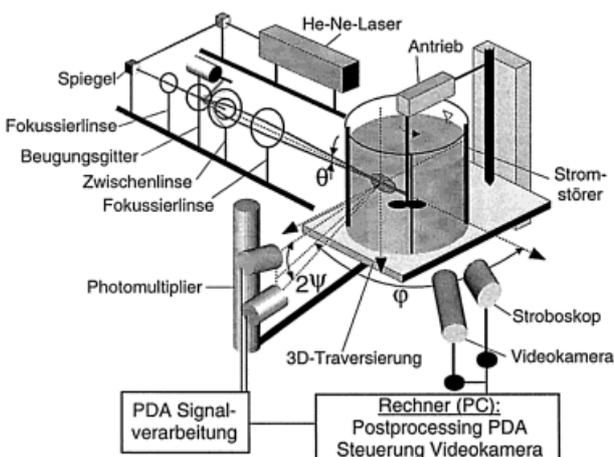
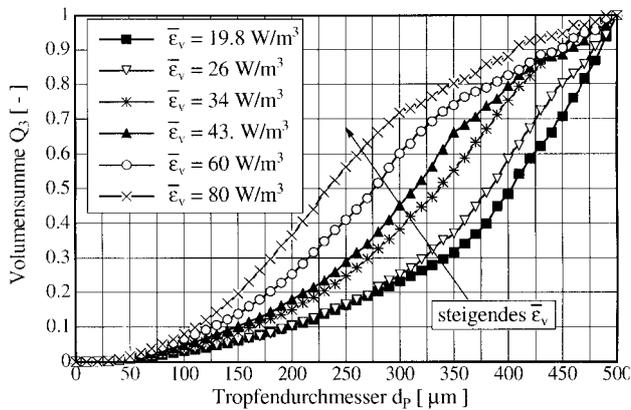


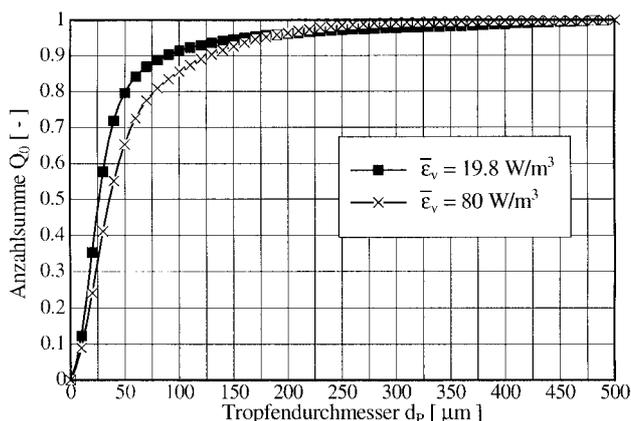
Abbildung 2.
Volumensumme Q_3 über dem Tropfendurchmesser d_p als Funktion des mittleren volumenspezifischen Leistungseintrags $\bar{\epsilon}_V$ für den 6-Blatt-Scheibenrührer.



In Abb. 3 sind für $\bar{\epsilon}_V = 19,8 \text{ W/m}^3$ und $\bar{\epsilon}_V = 80 \text{ W/m}^3$ die entsprechenden Anzahlsummenkurven Q_0 aufgetragen. Es wird deutlich, dass bis zu 90 % der Anzahl der Tropfen auf den Größenbereich von etwa $d_p \leq 100 \mu\text{m}$ entfallen. Diese spielen jedoch bei der Darstellung der Volumensummenkurven in Abb. 2 praktisch keine Rolle. Hier sind die restlichen ca. 10 % mit $d_p > 100 \mu\text{m}$ entscheidend, da der Durchmesser mit der dritten Potenz in das Volumen eingeht. Überraschend ist, dass die Q_0 -Verteilung für $\bar{\epsilon}_V = 19,8 \text{ W/m}^3$ zunächst steiler ansteigt und sich demzufolge ein größerer prozentualer Anteil kleiner Tropfen als bei $\bar{\epsilon}_V = 80 \text{ W/m}^3$ ergibt.

Bei $d_p \approx 195 \mu\text{m}$ schneiden sich die beiden Kurven, d. h. die Kurve für $\bar{\epsilon}_V = 19,8 \text{ W/m}^3$ verläuft im Bereich größerer Durchmesser flacher. Hierbei ist zu beachten, dass aufgrund der gemessenen Verteilungen die berechnete Gesamtanzahl der Tropfen bei $\bar{\epsilon}_V = 80 \text{ W/m}^3$ mit 830017 wesentlich größer als bei $\bar{\epsilon}_V = 19,8 \text{ W/m}^3$ mit 493753 ist. Der zunächst geringere Anstieg der Anzahlsummenkurve beim größeren Leistungseintrag ist darauf zurückzuführen, dass die stärkere Zerkleinerung von Tropfen – etwa im Be-

Abbildung 3.
Anzahlsumme Q_0 über dem Tropfendurchmesser d_p bei einem mittleren volumenspezifischen Leistungseintrag $\bar{\epsilon}_V = 19,8 \text{ W/m}^3$ und $\bar{\epsilon}_V = 80 \text{ W/m}^3$ für den 6-Blatt-Scheibenrührer.



reich $d_p > 300 \mu\text{m}$ – vermehrt zur Bildung von Sekundärtropfen im Bereich $100 - 250 \mu\text{m}$ führt. Bei der großen Anzahl sehr kleiner Tropfen, die bei beiden Leistungseinträgen auftritt, dürfte es sich in erster Linie um Splittertropfen (Tertiärtropfen) handeln, die durch den Emulgator gegen Koaleszenz stabilisiert sind.

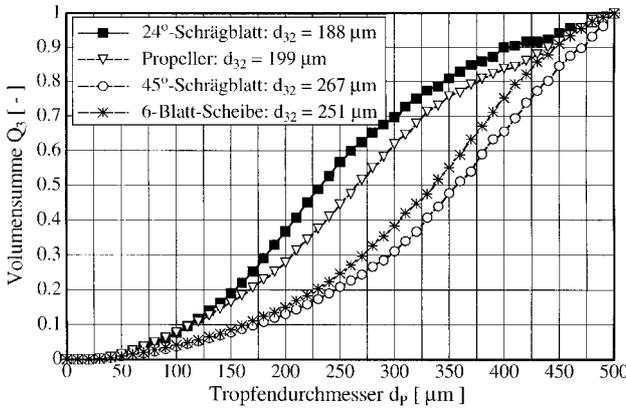
Üblicherweise werden die erhaltenen Tropfen-größenverteilungen durch mittlere Durchmesser als Lageparameter der Verteilungen beschrieben. Der mittlere Durchmesser der Anzahlverteilung Q_0 beträgt in diesem Fall $d_{10} = 45 \mu\text{m}$ für $\bar{\epsilon}_V = 19,8 \text{ W/m}^3$ und $d_{10} = 55 \mu\text{m}$ für $\bar{\epsilon}_V = 80 \text{ W/m}^3$. d_{10} wird in erster Linie durch die große Anzahl der kleinen Tropfen bestimmt, deren prozentualer Anteil bei $\bar{\epsilon}_V = 19,8 \text{ W/m}^3$ größer ist. Der häufig verwendete Sauter-Durchmesser d_{32} wird dagegen betragsmäßig durch die vergleichsweise geringe Anzahl der größeren Tropfen sehr stark beeinflusst. Im vorliegenden Fall nimmt der Sauter-Durchmesser mit steigendem Leistungseintrag vom Wert $d_{32} = 293 \mu\text{m}$ für $\bar{\epsilon}_V = 19,8 \text{ W/m}^3$ auf den Wert $d_{32} = 185 \mu\text{m}$ für $\bar{\epsilon}_V = 80 \text{ W/m}^3$ deutlich ab, da im Bereich der größeren Durchmesser der prozentuale Anteil der Tropfen infolge der Leistungserhöhung abnimmt. Dieser Einfluss der größeren Tropfen wird in der Änderung der Q_3 -Verteilungen in Abb. 2 besonders anschaulich. Der Sauter-Durchmesser ist somit als spezieller Lageparameter zur Beschreibung der Q_3 -Verteilung aufzufassen und als solcher geeignet, den Einfluss der Rührerleistung auf das Dispergierergebnis, nämlich die Erzeugung möglichst großer Phasengrenzflächen, quantitativ zu beschreiben. Ebenso ließe sich dieser Einfluss mit anderen Lageparametern, wie dem mittleren Durchmesser d_{13} oder dem Medianwert $d_{50,3}$ der Q_3 -Verteilung, charakterisieren. Demgegenüber ist der Einfluss der Rührerleistung mit Hilfe von Lageparametern der Anzahlsummenverteilung Q_0 , wie es anhand der für dieses Beispiel berechneten mittleren Durchmesser d_{10} ersichtlich ist, nicht darstellbar.

3.2 Vergleich der Rührer

Abb. 4 zeigt die mit den verschiedenen Rührern bei einem konstanten mittleren volumenspezifischen Leistungseintrag $\bar{\epsilon}_V = 34 \text{ W/m}^3$ und demselben mittleren Energieeintrag erzeugten Q_3 -Verteilungen sowie die dazugehörigen Sauter-Durchmesser. Der 24°-Schragblattrührer erzeugt mit $d_{32} = 188 \mu\text{m}$ die kleinsten Tropfen, während die mit dem Propellerrührer erzielte Verteilung zu etwas größeren Tropfen verschoben ist. Der 6-Blatt-Scheiben- und der 45°-Schragblattrührer erzeugen wesentlich größere Tropfen. Dementsprechend sind die Sauter-Durchmesser gestaffelt.

In Abb. 5 ist der Sauter-Durchmesser d_{32} für alle untersuchten Rührorgane über dem mittleren volumenspezifischen Leistungseintrag $\bar{\epsilon}_V$ doppeltlogarithmisch aufgetragen. Festzustellen ist, dass im untersuchten Bereich der 24°-Schragblatt- und der Propellerrührer bei gleichem mittleren Leistungs- und Energieeintrag die kleinsten Tropfen und somit die größte Phasengrenzfläche pro Volumen erzeugen. Diese Axialrührer sind deshalb für das Flüssig/Flüssig-Dispergieren sehr gut geeignet. Der axialfördernde 45°-Schragblatt- und der radialfördernde 6-Blatt-Scheiben-

Abbildung 4. Volumensumme Q_3 über dem Tropfendurchmesser d_p und Sauter-Durchmesser d_{32} der Rührer bei einem mittleren volumenspezifischen Leistungseintrag $\bar{\epsilon}_V = 34 \text{ W/m}^3$.



rührer leisten demgegenüber die deutlich geringere effektive Tropfenzerkleinerung, die Sauter-Durchmesser liegen erheblich höher. Um beispielsweise einen Sauter-Durchmesser von $d_{32} = 200 \text{ µm}$ zu erhalten, ist beim 6-Blatt-Scheibenrührer ein 2,7 mal und beim 45°-Schrägblattrührer ein 2,9 mal höherer Energiebedarf als beim 24°-Schrägblattrührer erforderlich.

Diese Ergebnisse bestätigen tendenziell die Untersuchungen von HENZLER und BIEDERMANN [1], die eine ähnliche Staffelung in der Wirkungsweise dieser Rührertypen erhalten. Die Tropfengrößenverteilungen unterscheiden sich allerdings deutlich, was höchstwahrscheinlich auf die in [1] verwendete Messtechnik (Probenahme und Auszählung unter dem Mikroskop) zurückzuführen ist.

Die Messpunkte der einzelnen Rührer in Abb. 5 lassen sich jeweils durch eine Gerade approximieren, wobei, abgesehen vom 45°-Schrägblattrührer, die Steigung der Ausgleichsgeraden wie in [1] bei $a \approx -1/3$ liegt. HENZLER und BIEDERMANN geben auf Basis ihrer Messergebnisse eine Anpassungsfunktion der Form

Abbildung 5. Sauter-Durchmesser d_{32} in Abhängigkeit vom mittleren volumenspezifischen Leistungseintrag $\bar{\epsilon}_V$ für alle Rührertypen.

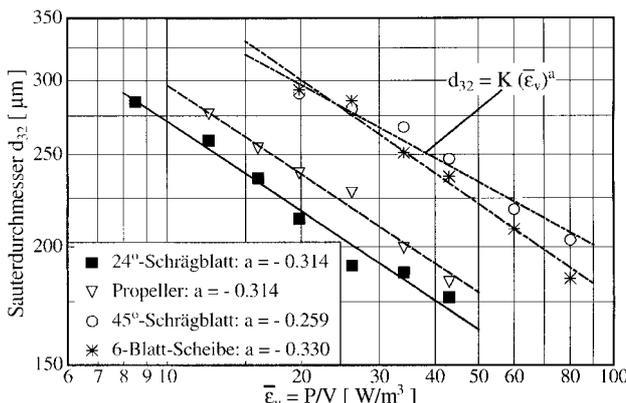
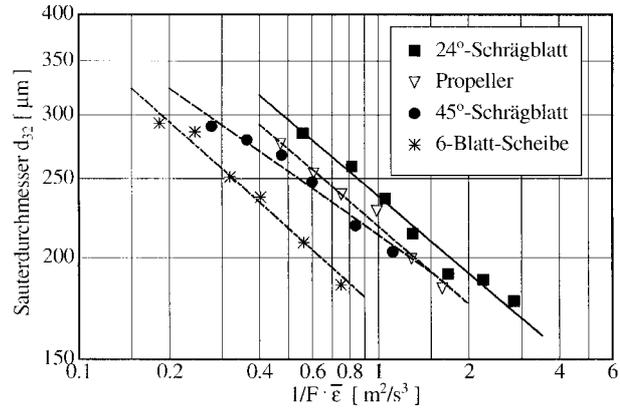


Abbildung 6. Sauter-Durchmesser d_{32} in Abhängigkeit von $1/F \bar{\epsilon}$ für alle Rührertypen, Geometriefunktion F nach Gl. (1).



$$\bar{d}_p = \left(\left[\left(\frac{D}{T} \right)^2 \left(\frac{h_1}{D} \right)^{2/3} z^{0.6} (\sin \alpha)^{1.15} z_1^{2/3} \right]^{-1} \bar{\epsilon} \right)^{-1/3} \approx \left(\frac{1}{F} \bar{\epsilon} \right)^{-1/3} \quad (1)$$

an, mit der in guter Näherung eine Bündelung der Messdaten aller Rührer gelingt. Hierbei ist \bar{d}_p der mittlere Tropfendurchmesser, z_1 die Anzahl der Rührerstufen und $\bar{\epsilon}$ der mittlere massenspezifische Leistungseintrag (Energiedissipationsrate). F ist die dem Klammerausdruck in Gl. (1) entsprechende Geometriefunktion. Der Versuch, die eigenen mit der PDA-Methode erhaltenen Messdaten mit dieser Korrelation zu bündeln, führt, wie aus Abb. 6 hervorgeht, zu keinem befriedigenden Ergebnis.

4 Schlussfolgerungen

Der Vergleich der Dispergiereigenschaften der untersuchten Rührorgane bei demselben mittleren Leistungs- und Energieeintrag zeigt, dass axialfördernde 24°-Schrägblatt- und Propellerrührer eine erheblich effektivere Tropfenzerkleinerung bewirken als der 45°-Schrägblatt- und der häufig verwendete radialfördernde 6-Blatt-Scheibenrührer. Die erhaltenen Ergebnisse können auf Basis der bislang üblichen Beschreibungsansätze turbulenter Dispergiervorgänge mittels turbulenter Schubspannungen nicht erklärt werden. Zu dieser Problemstellung in [9, 10] durchgeführte Untersuchungen zeigen andererseits, dass die in der makroskopischen Strömung auftretenden Dehnströmungen einen Erklärungsansatz für die Dispergiereigenschaften liefern. 24°-Schrägblatt- und Propellerrührer erzeugen im Gegensatz zu 45°-Schrägblatt- und 6-Blatt-Scheibenrührern ausgeprägte Dehnströmungen, wobei die Verweilzeit der Tropfen in der beanspruchungsintensiven Zone wesentlich größer ist.

Eingegangen am 17. April 2000 [K 2711]

Formelzeichen

a	[-]	Konstante
b	[m]	Breite der Stromstörer
d_P	[m]	Tropfendurchmesser
d_{10}	[m]	Mittelwert der Anzahlverteilung
d_{13}	[m]	Mittelwert der Volumenverteilung
d_{32}	[m]	Sauter-Durchmesser
$d_{50,3}$	[m]	Medianwert der Volumensummenkurve
D	[m]	Rührerdurchmesser
F	[-]	Geometriefunktion in Gl. (1)
h	[m]	Bodenabstand Rührer
h_1	[m]	Höhe der Rührerblätter
h_2	[m]	Höhe des Meßvolumens PDA
H	[m]	Flüssigkeitshöhe
K	[m]	Konstante
Ne	[-]	Newton-Zahl
P	[W]	Rührerleistung
Q_0	[-]	Anzahlsumme
Q_3	[-]	Volumensumme
r	[m]	Radius
Re	[-]	Rührer-Reynolds-Zahl
s	[m]	Blattdicke
T	[m]	Innendurchmesser des Rührbehälters
V	[m ³]	Flüssigkeitsvolumen im Rührbehälter
z	[-]	Anzahl der Rührerblätter
z_1	[-]	Anzahl der Rührerstufen

griechische Buchstaben

α	[-]	Anstellwinkel der Rührerblätter
$\bar{\epsilon}$	[m ² /s ³]	mittlere Energiedissipationsrate
$\bar{\epsilon}_V$	[W/m ³]	mittlerer volumenspezifischer Leistungseintrag
η	[kg/m s]	dynamische Viskosität
θ	[-]	Strahlschnittwinkel
ρ	[kg/m ³]	Dichte
σ_{LL}	[N/m]	Grenzflächenspannung flüssig/flüssig
φ	[-]	Off-axis-Winkel
ψ	[-]	Elevationswinkel

Indices

C	kontinuierliche Phase
D	disperse Phase

Literatur

- [1] HENZLER, H.-J.; BIEDERMANN, A. Modelluntersuchungen zur Partikelbeanspruchung in Reaktoren, Chem.-Ing.-Tech. 68 (1996) 12, S. 1546/1561.
- [2] LANGER, G.; DEPPE, A. Zum Verständnis der hydrodynamischen Beanspruchung von Partikeln in turbulenten Rührerströmungen, Chem.-Ing.-Tech. 72 (2000) 1 + 2, S. 31/41.
- [3] GEISLER, R. K. Fluidodynamik und Leistungseintrag in turbulent gerührten Suspensionen, Dissertation, Lehrstuhl B für Verfahrenstechnik, München 1991.

- [4] VAN DEN TEMPEL, M. The Effect of Elongational Flow During Processing on Product Rheology, Chem. Eng. 317 (1977) S. 95/97.
- [5] GRACE, H. Dispersion Phenomena in High Viscosity Immiscible Fluid Systems and Application of Static Mixers as Dispersion Devices in Such Systems, Chem. Eng. Commun. 14 (1982) S. 225/277.
- [6] ZHOU, G.; KRESTA, S. M. Evolution of Drop Size Distribution in Liquid-Liquid Dispersions for Various Impellers, Chem. Eng. Sci. 53 (1998) 11, S. 2099/2113.
- [7] WILLE, M.; WINDMANN, J.; LANGER, G.; WERNER, U. Messung der Tropfengrößenverteilung beim Emulgierprozess in Rührbehältern mittels Phasen-Doppler-Anemometrie, in: Proceedings der 6. GALA-Fachtagung Lasermethoden in der Strömungsmesstechnik (Hrsg.: MERZKIRCH, W.; PETERS, F.; RUCK, B.; DOPPEL, D.; LEDER, A.), Shaker-Verlag, Aachen 1998.
- [8] DAHL, H. Konzeptentwicklung zum Umgang mit Mehrfachstreuungseffekten in der Phasen-Doppler-Anemometrie, Dissertation, Fachbereich Produktionstechnik, Universität Bremen 2000.
- [9] WILLE, M.; LANGER, G.; WERNER, U. Einfluss makroskopischer Dehnströmungen auf Dispergiervorgänge in Rührbehältern, Chem.-Ing.-Tech. 71 (1999) 9, S. 1039/1040.
- [10] WILLE, M.; LANGER, G.; WERNER, U. The Influence of Macroscopic Elongational Flow on Dispersion Processes in Agitated Tanks, submitted to Chem. Eng. Technol.

Akustischer Rohrlevitator zur Bestimmung der Trocknungskinetik von Einzeltropfen

OLIVER KASTNER*, GÜNTER BRENN, DIRK RENSINK UND CAMERON TROPEA

1 Problemstellung

Die Sprühtrocknung ist in der chemischen Industrie und in der Lebensmittelindustrie ein wichtiges Verfahren zur Herstellung von Granulaten und Pulvern. Die genaue Kenntnis der Trocknungskinetik der zerstäubten Suspensionen ist von großer Bedeutung. Bisher ist keine experimentelle Methode bekannt, die es erlaubt, das Trocknungsverhalten einzelner Suspensionstropfen als Funktion der Trocknungszeit zu bestimmen. Weiterhin sind nur einfache Modelle in der Literatur zu finden, die den Trocknungsvorgang eines einzelnen Suspensionstropfens unzureichend beschreiben.

* Dipl.-Ing. O. KASTNER, Priv.-Doz. Dr.-Ing. G. BRENN, Dipl.-Phys. D. RENSINK, Universität Erlangen-Nürnberg, Lehrstuhl für Strömungsmechanik, Cauerstraße 4, D-91058 Erlangen, E-mail: brenn@lstm.uni-erlangen.de; Prof. Dr.-Ing. habil. C. TROPEA, TU Darmstadt, Fachgebiet Strömungslehre und Aerodynamik, Petersenstraße 30, D-64287 Darmstadt, E-mail: ctropea@sla.tu-darmstadt.de