Besonderheiten bei der Maßstabsübertragung von Rührprozessen von hochkonzentrierten faserigen Suspensionen

- Scale up von Mischprozessen in Biogasanlagen -

Annett Lomtscher[1], Karin Jobst[1], Anne Deutschmann[1],
Kay Rostalski[2], Matthias Kraume[3]
[1]Fraunhofer IKTS Dresden; [2]KSB AG Halle/Saale; [3]TU Berlin

1 Einleitung

Für die optimale Auslegung von Misch-und Rührprozessen hochkonzentrierter Suspensionen ist die Durchführung experimenteller Untersuchungen aufgrund der komplexen Charakteristika der eingesetzten Substrate zwingend erforderlich. Stoffsysteme, wie sie beispielsweise im Bereich der Biogastechnik eingesetzt werden, sind Mehrphasenstoffsysteme, bestehend aus einer nicht-Newtonschen Grundphase (Gärsubstrat), einer grobdispersen Phase (Silage, Stroh) sowie einem gasförmigen Anteil (Biogas). Die numerische Strömungssimulation (CFD) als Grundlage für die Bemessung von Rührwerken kann derzeit für derartige Stoffsysteme nicht eingesetzt werden. Die unzureichende Berücksichtigung des granulometrischen Zustandes, die schwierige messtechnische Erfassung der rheologischen Eigenschaften sowie die Tatsache, dass numerische Modelle zur Beschreibung von Mehrphasensystemen noch nicht Stand der Technik sind, führen teilweise zu fehlerhaften Auslegungen und erlauben keine gesicherten Aussagen hinsichtlich Dimensionierung und Betrieb solcher Mischprozesse.

Am Fraunhofer IKTS dienen die experimentellen Untersuchungen mittels Prozess-Tomographie als Basis für die Bewertung und Optimierung von Mischprozessen hochkonzentrierter Suspensionen. In Zusammenarbeit mit den Kooperationspartnern KSB AG und TU Berlin werden im Rahmen eines gemeinsamen Forschungsprojektes als ein wesentlicher Schwerpunkt funktionale Zusammenhänge zwischen den Stoffeigenschaften der verwendeten Substrate, dem sich im Reaktor ausbildenden Strömungsprofil sowie den Stoffaustauschprozessen und dem erzielten Biogasertrag abgeleitet. Diese Beziehungen werden im Weiteren genutzt, um ein Steuer- und Regelkonzept zu entwickeln, welches als Werkzeug zur Auslegung und den Betrieb für Rührsysteme in Biogasanlagen dienen soll.

Wesentliche Voraussetzung stellt dabei die Maßstabsübertragung der großtechnischen Misch- und Strömungsprozesse in den Labor- und Technikumsmaßstab unter Anwendung geeigneter Skalierungskriterien dar.

2 Maßstabsübertragung von Rühr- und Mischprozessen

2.1 Skalierungskriterien zur Maßstabsübertragung

Die Zielstellungen der Maßstabsübertragung von Rührprozessen lassen sich folgendermaßen zusammenfassen:

- Nachstellung der Strömungsverhältnisse des großtechnischen Reaktors sowie
- Vergleichbare Geschwindigkeitsverteilungen im Modell (M) und der Hauptausführung (H).

Um eine praxisgerechte Nachbildung der großtechnischen Prozesse zu gewährleisten, müssen die in der Fluiddynamik geltenden Ähnlichkeitsgesetze berücksichtigt werden. Zusätzlich zur geometrischen Ähnlichkeit müssen auch die kinematische und dynamische Ähnlichkeit gegeben sein (AIGNER 2007; HILLEBRAND 2008).

Grundlegende Voraussetzung für eine Skalierung stellt die geometrische Ähnlichkeit zwischen dem Modell und der Hauptausführung dar. Alle Abmessungen sowohl vom Reaktor- als auch dem Rührsystem stehen in einem festen Verhältnis und bilden die konstante Maßstabszahl M_L, auch als Maßstabsübertragungsfaktor μ bekannt.

$$M_L = \frac{L_H}{L_M} = \mu = konst. \qquad \text{Gleichung 1}$$

Des Weiteren ist es erforderlich, dass eine Ähnlichkeit des Strömungsfeldes zwischen den Reaktoren im Modell und Hauptausführung vorliegt. Die Zeitintervalle t, in denen Partikel geometrisch ähnliche Strecken zurücklegen, stehen in einem konstanten Verhältnis M_t.

$$M_t = \frac{t_H}{t_M} = konst. \qquad \text{Gleichung 2}$$

Die dynamische Ähnlichkeit beschreibt die Ähnlichkeit der im System wirkenden Kräfte. Da eine vollständige dynamische Ähnlichkeit nur bei einem Maßstabsübertragungsfaktor von $\mu = 1$ gegeben und damit in der Praxis nur selten realisierbar ist, werden nur die prozessbestimmenden Kräfte betrachtet. Fluidströmungen werden im Wesentlichen durch Trägheitskräfte F_T, Reibungskräfte F_R und die Schwerkraft F_G bestimmt.

Die für Mischprozesse relevanten Skalierungskriterien sind im sogenannten Penney-Diagramm (MÜLLER 2008) zusammengefasst und ist in Abbildung 1 dargestellt. Es zeigt die Vervielfachung der volumenspezifischen Leistung in Abhängigkeit des kubischen Maßstabsübertragungsfaktors für die verschiedenen Scale-up-Kriterien.

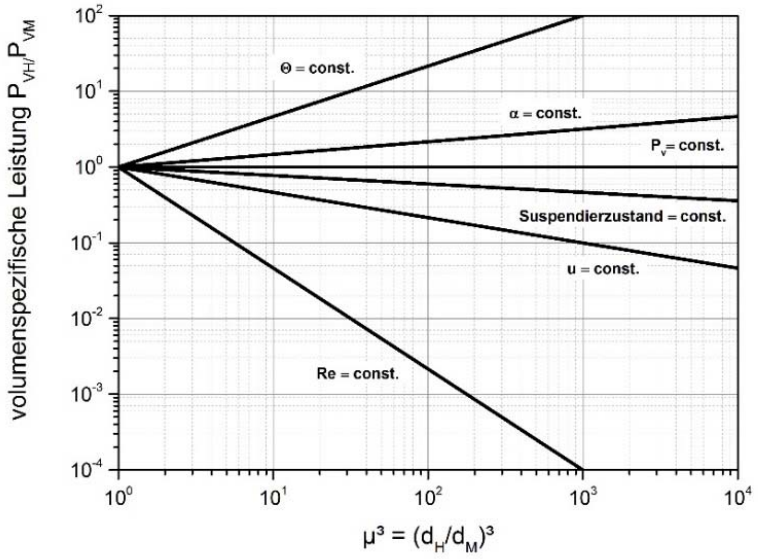


Abbildung 1 Penney-Diagramm nach MÜLLER (2008)

Das Büche-Kriterium (BÜCHE 1937) einer konstanten volumenspezifischen Rührerleistung galt lange Zeit als Grundlage für die Übertragung der Betriebsparameter zwischen Modell und Hauptausführung.

$$P_V = P_M / V_M = P_H / V_H = konst. \qquad \text{Gleichung 3}$$

KNEULE (1983) konnte bei seinen Untersuchungen zur Maßstabsvergrößerung an Suspendierrührwerken eine geringfügige Abnahme der volumenspezifischen Leistung feststellen. Untersuchungen am Fraunhofer IKTS zeigten, dass die Übertragung einer konstanten Rührerleistung aus dem Labor- in den großtechnischen Maßstab eine derart hohe elektrische Leistung der Rührwerke erforderlich macht, welche aus ökologischen Gründen nicht zu rechtfertigen ist. Die Anwendung des Büche-Kriterium für die Skalierung von Mischprozessen im Bereich der Biogaserzeugung ist damit kritisch zu hinterfragen.

Bei Vorliegen einer geometrischen Ähnlichkeit ist die Strömung eines einphasigen Stoffsystems laut MERSMANN et al. (1975) in Modell- und Hauptausführung ähnlich, wenn die gleiche Reynoldszahl ($Re_M = Re_H$) vorliegt.

$$\frac{n_M d_M^2 \rho_M}{\eta_M} = \frac{n_H d_H^2 \rho_H}{\eta_H} \qquad \text{Gleichung 4}$$

Werden in dem zu betrachteten Mischprozess nicht-Newtonsche Stoffsysteme eingesetzt, können die Viskositäten in Modell- und Hauptausführung nicht ohne weiteres gleichgesetzt werden. Konstante Rührer-Reynoldszahlen führen zu unterschiedlichen Rührerumfangsgeschwindigkeiten. Demzufolge weichen die lokalen Schergeschwindigkeiten im Modellmaßstab und der Hauptausführung voneinander ab, und es treten verschieden hohe lokale Viskositäten auf.

Das Kriterium gleicher Rührer-Froude-Zahlen

$$\frac{n_M^2 d_M}{g} = \frac{n_H^2 d_H}{g}$$ Gleichung 5

erscheint nach STIEß (1995) zum Scale-up nicht geeignet, da es aufgrund der Erhöhung der Rührerumfangsgeschwindigkeit vom Modell in die Hauptausführung zu einem starken Anstieg der erforderlichen Rührerleistung kommt.

Ein weiteres bekanntes Kriterium zur Maßstabsübertragung von Mischprozessen stellt das Kriterium gleicher Rührerumfangsgeschwindigkeiten dar.

$$u = n_M d_M = n_H d_H$$ Gleichung 6

Auch die Annahme, dass die in der Suspension enthaltenen Partikel im Modell und der Hauptausführung bei gleichen Rührerumfangsgeschwindigkeiten der gleichen Scherströmung ausgesetzt sind, macht die Anwendung dieses Kriteriums sinnvoll (FRAUNHOFER IKTS 2014).

Experimentelle Untersuchungen am Fraunhofer IKTS (FOGEL 2014) zur Anwendbarkeit verschiedener Skalierungskriterien konnten nachweisen, dass die Kriterien konstanter Rührer-Reynoldszahlen sowie konstanter Rührer-Froude-Zahlen nicht für eine Maßstabsübertragung von Mischprozessen hochkonzentrierter Suspensionen geeignet sind. Das Kriterium konstanter Rührerumfangsgeschwindigkeiten konnte als ein für derartige Stoffsystem geeignetes Übertragungskriterien anhand vergleichbarer Strömungsprofile und Mischqualitäten identifiziert werden.

2.2 Besonderheiten bei Mischprozessen hochkonzentrierter, faseriger Stoffsysteme

Für hochkonzentrierte, langfaserige Mehrphasenstoffsysteme, wie sie u.a. Gärreste aus Biogasanlagen darstellen, wird es aus Sicht des Fraunhofer IKTS notwendig, die bisher bekannten Maßstabsübertragungskriterien um das Kriterium einer Skalierung der in der Suspension enthaltenen Fasern und Partikel zu erweitern (FRAUNHOFER IKTS 2014).

Die auf ein Partikel innerhalb einer Strömung wirkende Widerstandskraft wird einerseits durch die Strömungsverhältnisse, andererseits durch die Partikelgeometrie bestimmt. Die Widerstandskraft wird durch den Widerstandsbeiwert c_W bestimmt, der durch die Widerstandsfunktion (Gleichung 7) in Abhängigkeit der Partikel-Reynoldszahl Re_P (Gleichung 8) beschrieben wird.

$$c_W = f(Re_P)$$ Gleichung 7

$$Re_P = \frac{d_P v \rho_l}{\eta_l}$$ Gleichung 8

Laut DECKER (2005) bilden sich bei $Re > 1$ beim Umströmen der Partikel Wirbel aus, die zu einer Erhöhung des Strömungswiderstandes und damit zu verringerten Strömungsgeschwindigkeiten führen. Die sich dabei ausbildende Geschwindigkeitsänderung Δv wird wesentlich von der Partikelgröße bestimmt.

Erfolgt nun eine Übertragung der geometrischen Ähnlichkeit mit dem Maßstabsübertragungsfaktor μ nicht nur auf das bestehende Reaktor- und Rührsystem, sondern auch auf die Partikel im Stoffsystem, so ergeben sich nach Gleichung 9 für die resultierende Scherrate, d.h. für die aus der Widerstandskraft des Partikels hervorgerufene Geschwindigkeitsänderung im Modell und der Hauptausführung vergleichbare Verhältnisse.

$$\dot{\gamma} = \frac{\mathrm{d}v_H}{\mathrm{d}y_H} = \frac{\mu \Delta v_M}{\mu \Delta y_M} \quad \rightarrow \quad \frac{\mu \mathrm{d}v_H}{\mu \mathrm{d}y_H} \qquad \text{Gleichung 9}$$

Für Stoffsysteme mit gleichem Fließverhalten stellen sich damit vergleichbare Strömungsverhältnisse in geometrisch ähnlichen Reaktoren ein.

In Kombination mit dem Kriterium gleicher Rührerumfangsgeschwindigkeiten lässt sich somit für hochkonzentrierte Suspensionen eine sinnvolle Maßstabsübertragung vornehmen.

3 Experimentelle Untersuchungen

3.1 Messsystem Prozess-Tomographie

Wie schon in mehreren Veröffentlichungen publiziert (u.a. FRAUNHOFER IKTS 2013) handelt es sich bei der am Fraunhofer IKTS vorhandenen Prozess-Tomographie um ein ERT-System (electrical resistance tomography). Dieses wird genutzt, um Mischprozesse hochkonzentrierter, opaker, faseriger Stoffsysteme zu visualisieren und quantifizieren. Die Messungen basieren auf der Erfassung von Widerstandsänderungen infolge der unterschiedlichen elektrischen Leitfähigkeiten von kontinuierlicher Grundphase und disperser Phase.

Als Ergebnis der prozesstomographischen Untersuchungen wird die Verteilung der dispersen Phase als Leitfähigkeitsverteilung bzw. Verteilung der Volumenkonzentration im Reaktorsystem ermittelt. Die graphische Darstellung erfolgt als 2-D- bzw. 3-D-Tomogramme (Abbildung 2). Die Sensorebene P1 kennzeichnet dabei die oberste und P8 die unterste Messebene im ausgewählten Reaktorsystem.

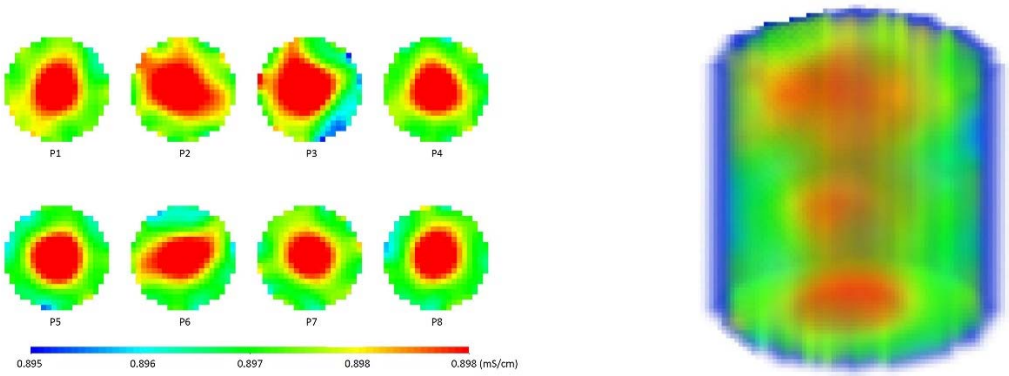


Abbildung 2 Graphische Darstellung der Verteilung der elektrischen Leitfähigkeiten am Beispiel des Reaktorsystems mit acht Messebenen – links: zweidimensionale Abbildung; rechts: dreidimensionale Darstellung des Reaktors

Neben der Berechnung der Mischgüte ist es möglich mit Hilfe der Kreuzkorrelation zwischen zwei Messebenen und entsprechender Software das axiale Geschwindigkeitsfeld im Reaktor zu ermitteln.

Die Prozess-Tomographie kann für Reaktordurchmesser von bis zu 5 m eingesetzt werden (Herstellerangabe).

3.2 Technische Realisierung der Maßstabsübertragung – Reaktor- und Rührtechnik

Zur Bewertung der Mischprozesse wurde jeweils ein zylindrischer Reaktor im Labormaßstab mit einem Volumen von 100 L und im Technikumsmaßstab mit einem Volumen von 1 m³ eingesetzt (Abbildung 3). Beide Behälter weisen einen Reaktorschlankheitsgrad von *H/D* = 0,46 und entsprechen damit dem Größenverhältnis großtechnischer landwirtschaftlicher Biogasanlagen.

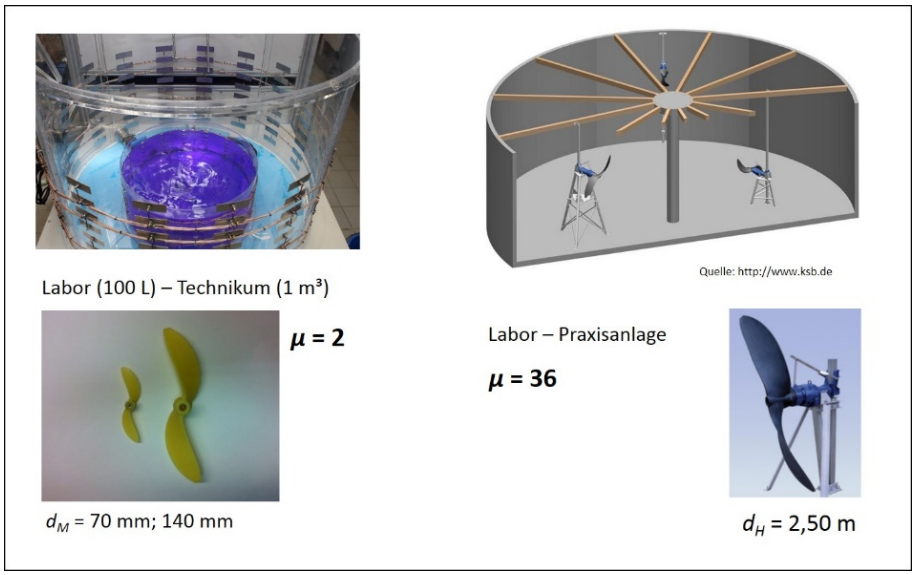


Abbildung 3 Eingesetzte Reaktor- und Rührtechnik im Labor- und Technikumsmaßstab der Maßstabsübertragungsuntersuchungen

Der Projektpartner KSB AG stattet großtechnische Biogasanlagen überwiegend mit langsam laufenden Tauchmotorrührwerken vom Typ Amaprop 2500 mit einem Propellerdurchmesser von d_H = 2,5 m aus (Abbildung 3, rechts unten). In allen durchgeführten experimentellen Untersuchungen wurden maßstabsgerechte Nachbildungen dieses Rührsystems im Labor- und Technikumsmaßstab eingesetzt. Der zusätzliche Vorteil ist somit auch in der hohen Praxisrelevanz der Versuche zu sehen. Die Skalierung der Rührtechnik mit dem ermittelten Maßstabsübertragungsfaktor ergab einen Propellerdurchmesser von d_M = 70 mm für den Laborreaktor und d_M = 140 mm für den Technikumreaktor.

Analog der Biogasanlage erfolgte der Einbau der Tauchmotorpropellerrührwerke horizontal in den Reaktoren. Sowohl der Abstand der Propellernabe zum Reaktorboden als auch der Abstand zur Reaktorwand entsprechen den Abmessungen in einem großtechnischen Fermenter.

Die Rührerumfangsgeschwindigkeit wurde entsprechend dem Kriterium gleicher Rührerumfangsgeschwindigkeit für alle Maßstäbe konstant gehalten und betrug $u_H = u_M = 5{,}5\ m \cdot s^{-1}$.

3.3 Technische Realisierung der Maßstabsübertragung – Skalierung der Stoffeigenschaften

Für die experimentellen Versuche mittels Prozess-Tomographie sind Modellsubstrate auf Basis von Xanthan zum Einsatz gekommen.

Für die Vergleichsuntersuchungen mit der numerischen Strömungssimulation diente eine partikelfreie Xanthanlösung mit einer Konzentration von 5 g/kg.

Die Versuche zur Überprüfung des Kriteriums der Partikelskalierung wurden mit einer partikelfreien Xanthanlösung als kontinuierliche Phase, in die Weizenstroh mit unterschiedlichem Zerkleinerungsgrad als disperse Phase eingemischt wurde, durchgeführt.

Unter Berücksichtigung der Maßstabsübertragung entspricht Weizenstroh, welches mittels einer Laborschneidmühle bei einer Sieblochweite von 2 mm für den Einsatz im Labormaßstab zerkleinert wurde und eine mittlere Partikelgröße von $x_{m,3}$ = 0,98 mm aufweist (Abbildung 4, links), in großtechnischen Biogasanlagen verwendeter Maissilage.

Der Maßstabsübertragungsfaktor von μ = 2 aus der geometrischen Ähnlichkeit zwischen dem Labor- und Technikumsreaktor entspricht dem Skalierungsfaktor für die Strohpartikel, welche in den Untersuchungen im Technikumsreaktor verwendet wurden (Abbildung 4, rechts). Die mittlere Partikelgröße beträgt $x_{m;3}$ = 1,89 mm.

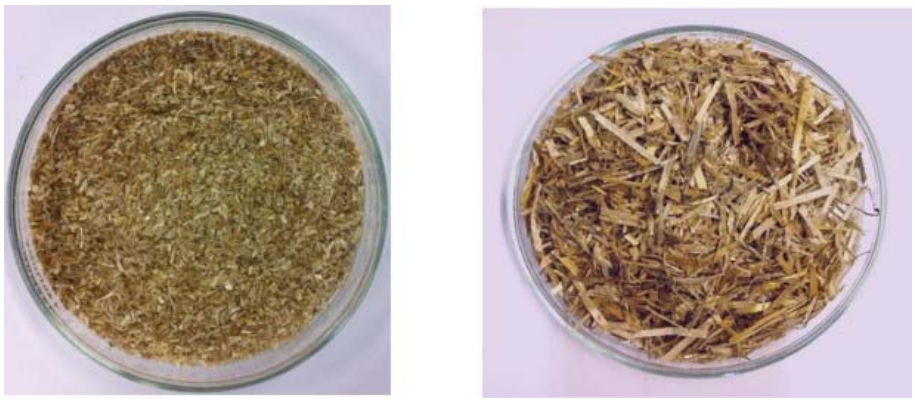


Abbildung 4 Weizenstroh mit unterschiedlichem Zerkleinerungsgrad – links: Einsatz im Labormaßstab, $x_{m;3}$ = 0,98 mm; rechts: Einsatz im Technikumsmaßstab, $x_{m;3}$ = 1,89 mm

Wie in Kapitel 2.2 dargestellt, ist die Konstanz der Viskosität zwischen den Maßstäben ein weiteres wichtiges Kriterium bei der Maßstabsübertragung hochkonzentrierter Stoffsysteme.

Die dynamische Viskosität der verwendeten Stoffsysteme, sowohl von den Suspensionen als auch dem partikelfreien Substrat, kann durch den Potenzansatz nach Ostwald-de-Waele mit *K* als Konsistenzfaktor und *m* als Fließindex beschrieben werden.

$$\eta = K\dot{\gamma}^{m-1} \qquad \text{Gleichung 10}$$

Der Verlauf der Fließkurven der eingesetzten partikelfreien Xanthanlösungen ist in Abbildung 5 dargestellt.

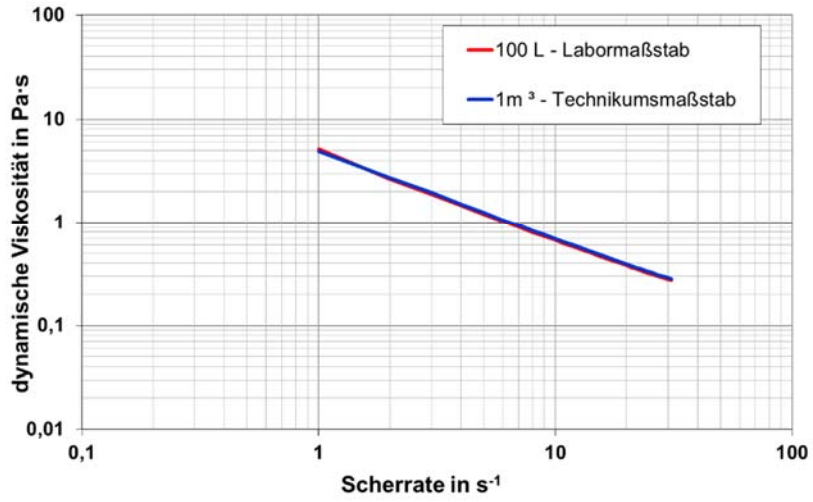


Abbildung 5 Fließkurven von partikelfreier Xanthanlösung mit einer Konzentration von 5 g/kg

Die Herausforderung beim Einsatz der partikelbeladenen Xanthanlösungen bestand darin, ein nahezu gleiches Fließverhalten der Suspensionen für die einzelnen Maßstäbe zu erzeugen. Aufgrund des unterschiedlichen Zerkleinerungsgrades des verwendeten Weizenstrohs kommt es zu einer Änderung der Partikelgrößenverteilung und damit zu einer Änderung der Viskosität. Um die Zielstellung eines vergleichbaren Fließverhaltens zu realisieren, wurde das Stroh für den Labormaßstab in eine Xanthanlösung mit einer Konzentration von 3 g/kg und das Stroh für den Technikumsreaktor in eine Xanthanlösung mit einer Konzentration von 5 g/kg eingemischt (Abbildung 6).

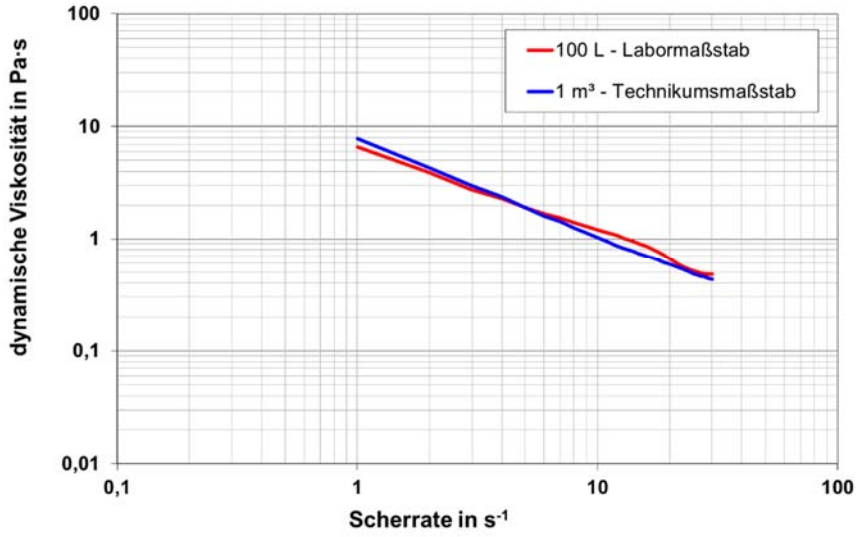


Abbildung 6 Fließkurven der partikelbeladene Xanthanlösungen

Konsistenzfaktor und Fließindex aller eingesetzten Stoffsysteme sind in Tabelle 1 zusammengefasst.

Tabelle 1 Charakteristik der Fließkurven der verwendeten Substrate

Stoffsystem		Konsistenzfaktor *K*	Fließindex *m*
Partikelfreies Fluid (Xanthanlösung 5 g/kg)	Labormaßstab	4,67 Pa·s^m	0,16
	Technikumsmaßstab	4,80 Pa·s^m	0,17
Suspension (Xanthanlösung + zerkleinertes Weizenstroh)	Labormaßstab	6,93 Pa·s^m	0,22
	Technikumsmaßstab	7,55 Pa·s^m	0,15

4 Ergebnisse

4.1 Partikelfreies Fluid

Aus der Vielzahl der am Fraunhofer IKTS durchgeführten experimentellen Untersuchungen mittels der Prozess-Tomographie werden im Folgenden die Versuche für die partikelfreie Xanthanlösung präsentiert, in denen nur ein Tauchmotorpropellerrührwerk eingesetzt wurde.

Die sich in den Reaktoren ausbildenden vertikalen Strömungsgeschwindigkeiten zeigt Abbildung 7. Negative Werte stellen dabei zur Oberfläche gerichtete Geschwindigkeiten (aufwärts - auf), Werte mit einem positiven Vorzeichen zum Reaktorboden gerichtete Geschwindigkeiten (abwärts – ab) dar.

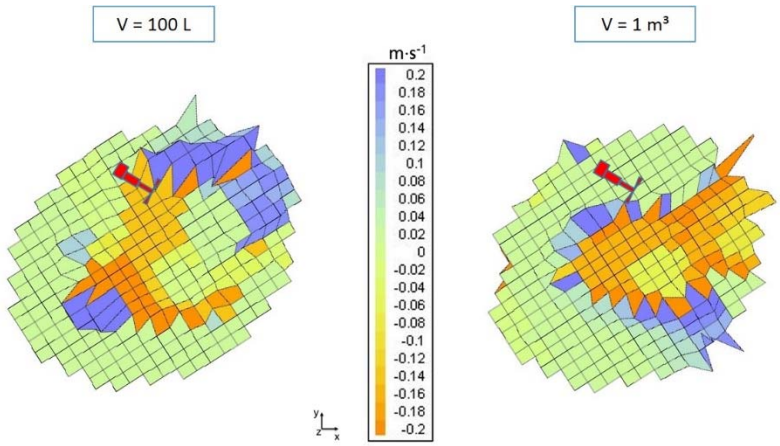


Abbildung 7 Strömungsprofil im Labor- (links) und Technikumsmaßstab (rechts) in partikelfreier Xanthanlösung mit einer Konzentration von 5 g/kg und bei Einsatz von einem Tauchmotorpropellerrührwerk

Die Strömungsprofile von Labor- und Technikumsmaßstab zeigen eine gute qualitative Übereinstimmung. In vergleichbaren Bereichen der Reaktoren ergeben sich Geschwindigkeiten mit gleichem Richtungssinn.

Zum quantitativen Vergleich werden die Summenverteilungen der vertikalen Strömungsgeschwindigkeiten herangezogen (Abbildung 8).

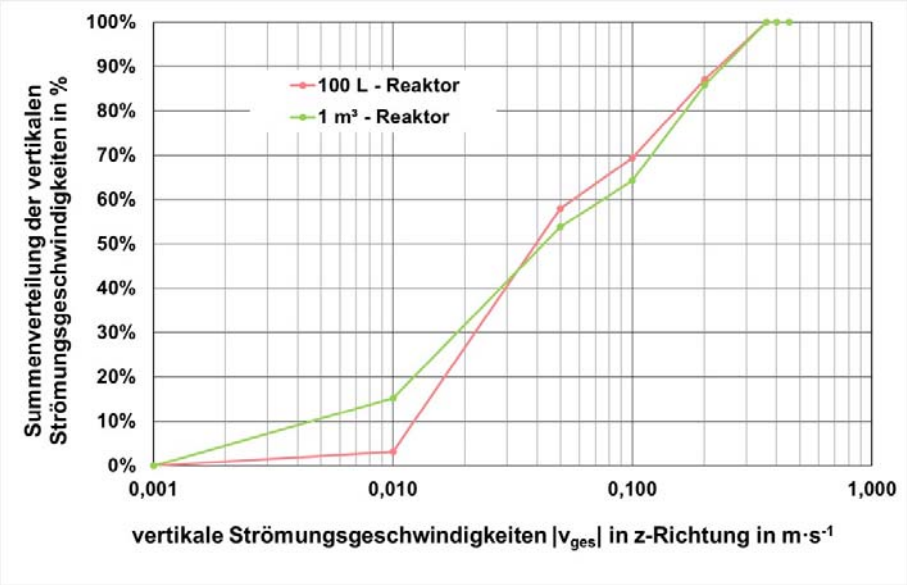


Abbildung 8 Summenverteilung der vertikalen Strömungsgeschwindigkeiten für partikelfreie Xanthanlösung mit einer Konzentration von 5 g/kg und bei Einsatz von einem Tauchmotorpropellerrührwerk

Der prozentuale Anteil an auf- und abwärtsgerichteten Strömungsgeschwindigkeiten ist für den Labor- und Technikumsmaßstab nahezu gleich und auch die mittleren und maximal im Reaktor auftretenden Geschwindigkeiten sind gut vergleichbar (Abbildung 9). Die mittleren aufwärtsgerichteten Strömungsgeschwindigkeiten betragen ca. |0,12| m·s^{-1} bis |0,15| m·s^{-1}, die aufwärtsgerichteten ca. |0,05| m·s^{-1} bis |0,06| m·s^{-1}. Die höchsten Geschwindigkeiten, die sich in den Reaktoren ausbilden, liegen zwischen |0,3| m·s^{-1} und |0,37| m·s^{-1}.

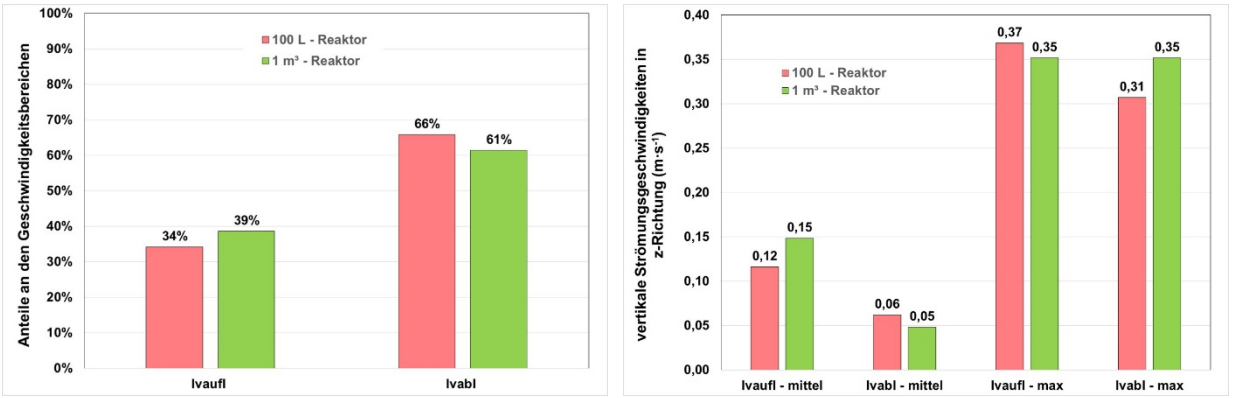


Abbildung 9 Prozentualer Anteil an auf- und abwärtsgerichter Geschwindigkeiten (links) - Überblick über die mittleren sowie die sich in den Reaktoren ausbildenden maximalen vertikalen Geschwindigkeiten (rechts) für partikelfreie Xanthanlösung mit einer Konzentration von 5 g/kg und bei Einsatz von einem Tauchmotorpropellerrührwerk

Die Kriterien gleicher Rührerumfangsgeschwindigkeiten sowie konstanter Fließeigenschaften der eingesetzten Stoffsysteme konnten damit als geeignete Skalierungskriterien identifiziert werden.

Beim Vergleich der mittels Prozess-Tomographie ermittelten Strömungsgeschwindigkeiten mit den aus der numerischen Strömungssimulation berechneten vertikalen Geschwindigkeiten (Abbildung 10) ist die entgegengesetzte Vorzeichenvergabe zu beachten. In der CFD erhalten abwärtsgerichtete Geschwindigkeiten ein negatives

Vorzeichen, aufwärtsgerichtete Geschwindigkeiten weisen ein positives Vorzeichen auf. Die farbliche Kennzeichnung (rot = aufwärts; blau = abwärts) ist aber identisch.

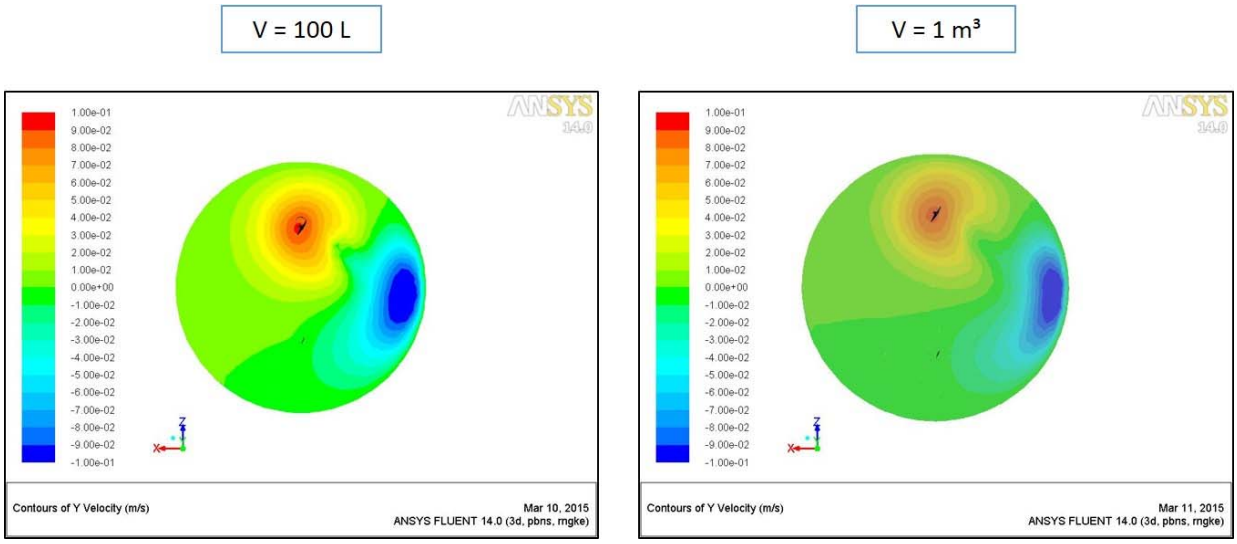


Abbildung 10 Berechnung mittels CFD der sich ausbildenden vertikalen Strömungsgeschwindigkeiten im Labor- (links) und Technikumsmaßstab (rechts) in partikelfreier Xanthanlösung mit einer Konzentration von 5 g/kg und bei Einsatz von einem Tauchmotorpropellerrührwerk (Quelle: S. Stempin, KSB AG)

Unter Anwendung der oben genannten Skalierungskriterien ergeben sich als Ergebnis der numerischen Strömungssimulation gleiche Strömungsbilder für den Labor- und Technikumsmaßstab (Abbildung 10).

Die vergleichbare Übereinstimmung der tomographischen Untersuchungen (Abbildung 7) mit den CFD-Berechnungen zeigt, dass die Prozess-Tomographie geeignet ist, vertikale Strömungsfelder hochviskoser Stoffsysteme zu ermitteln und damit für die Bewertung von Misch- und Strömungsprozessen in hochkonzentrierten Suspensionen eingesetzt werden kann.

4.2 Suspension

Zum Nachweis des Kriteriums der Partikelskalierung wurden, wie in Kapitel 3.3 beschrieben, Xanthanlösungen mit entsprechend dem Maßstabsfaktor zerkleinertem Weizenstroh im Labor- und Technikumsreaktor untersucht.

Bei diesen Versuchen wurden analog der großtechnischen Biogasanlage jeweils zwei Tauchmotorpropellerrührwerke horizontal betrieben.

Die sich in den Reaktoren bei einer Rührerumfangsgeschwindigkeit von 5,5 $m \cdot s^{-1}$ ausbildenden vertikalen Strömungsgeschwindigkeiten zeigt Abbildung 11. Qualitativ ergeben sich vergleichbare Geschwindigkeitsprofile im Labor- und Technikumsreaktor, was auch die Darstellung der Summenverteilungen der vertikalen Strömungsgeschwindigkeiten (Abbildung 12) zeigt.

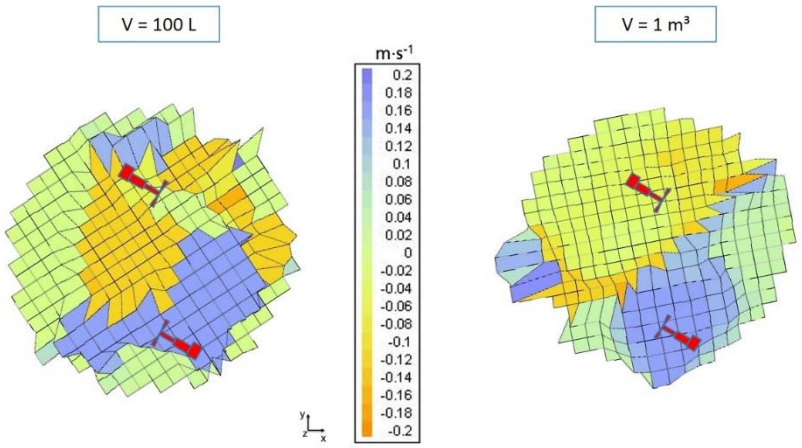


Abbildung 11 Strömungsprofil im Labor- (links) und Technikumsmaßstab (rechts) in einer hochkonzentrierten Suspension (Xanthanlösung mit zerkleinertem Weizenstroh) und bei Einsatz von zwei Tauchmotorpropellerrührwerken

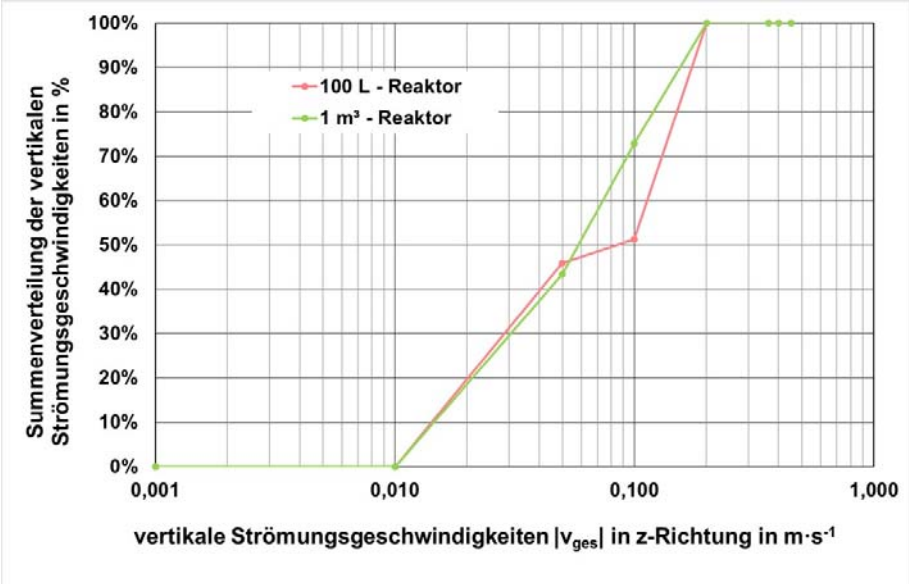


Abbildung 12 Summenverteilung der vertikalen Strömungsgeschwindigkeiten in einer hochkonzentrierten Suspension (Xanthanlösung mit zerkleinertem Weizenstroh) und bei Einsatz von zwei Tauchmotorpropellerrührwerken

Der prozentuale Anteil der aufwärtsgerichteten Geschwindigkeiten liegt sowohl im Labor- als auch im Technikumsmaßstab bei etwa 60 %, der Anteil der abwärtsgerichteten Geschwindigkeiten bei ca. 40 %. Im Mittel bilden sich aufwärtsgerichtete Strömungsgeschwindigkeiten von |0,07| $m \cdot s^{-1}$ im Labor- und |0,06| $m \cdot s^{-1}$ im Technikumsreaktor aus, die abwärtsgerichteten Geschwindigkeiten liegen bei |0,09| $m \cdot s^{-1}$ bzw. |0,08| $m \cdot s^{-1}$. Maximal treten vertikale Geschwindigkeiten im Bereich von ca. |0,17| $m \cdot s^{-1}$ auf.

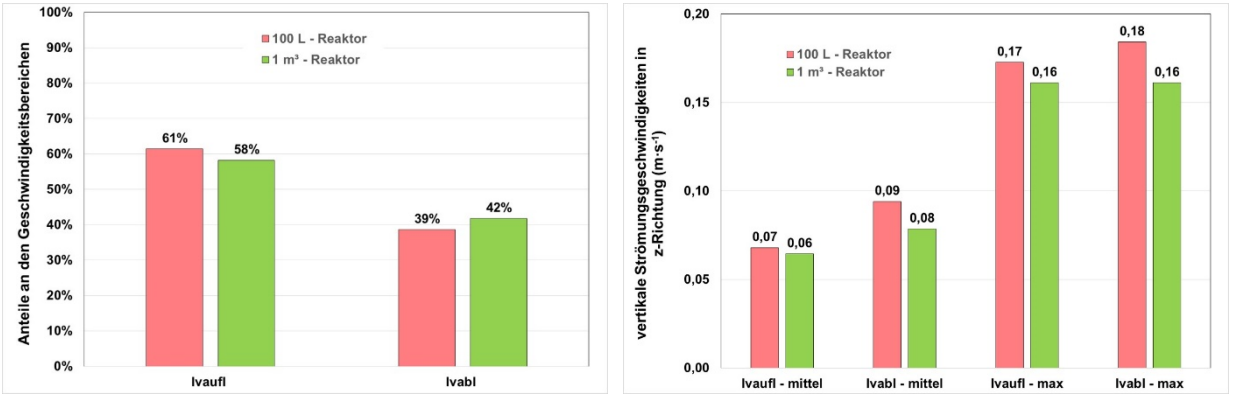


Abbildung 13 Prozentualer Anteil an auf- und abwärtsgerichter Geschwindigkeiten (links) - Überblick über die mittleren sowie die sich in den Reaktoren ausbildenden maximalen vertikalen Geschwindigkeiten (rechts) in einer hochkonzentrierten Suspension (Xanthanlösung mit zerkleinertem Weizenstroh) und bei Einsatz von zwei Tauchmotorpropellerrührwerken

Die durchgeführten prozesstomographischen Untersuchungen unter Verwendung einer hochkonzentrierten Suspension mit entsprechend dem Maßstsabsfaktor skalierten Fasern konnten zeigen, dass das erweiterte Kriterium der Partikelskalierung eine notwendige Voraussetzung ist, um eine Maßstabsübertragung für Mischprozesse derartiger Stoffsysteme vorzunehmen.

5 Zusammenfassung

Die am Fraunhofer IKTS durchführten experimentellen Untersuchungen mittels Prozess-Tomographie stellen eine Methode dar, um Mischprozesse hochkonzentrierter, faseriger Stoffsysteme zu qualifizieren und quantifizieren.

Die vergleichbaren Ergebnisse der prozesstomographischen Experimente mit den Berechnungen der numerischen Strömungssimulation am Beispiel von partikelfreien Fluiden zeigen, dass die Prozess-Tomographie ein geeignetes Messsystem ist und als Ergänzung zur CFD eingesetzt werden kann, insbesondere bei Stoffsystemen, bei denen der CFD Grenzen gesetzt sind.

Die Maßstabsübertragung großtechnischer Mischprozesse stellt einen wesentlichen Kernpunkt bei der Dimensionierung von Rührwerken sowie bei der Optimierung bestehender Misch- und Rührprozesse dar.

Unter Nachweis vergleichbarer Strömungsverhältnisse und Geschwindigkeitsverteilungen im Labor- und Technikumsmaßstab konnten folgende Skalierungskriterien für Mischprozesse in Biogasanlagen durch das Fraunhofer IKTS abgeleitet werden:

- Geometrische Ähnlichkeit zwischen Reaktorsystem und Rührtechnik,
- Konstante Rührerumfangsgeschwindigkeiten,
- Gleiches Fließverhalten der eingesetzten Stoffsystem sowie
- Skalierung der enthaltenen Partikel und Fasern.

6 Danksagung

Wir bedanken uns für die Unterstützung des Landes Sachsens und der Europäischen Union sowie für die Förderung durch das BMEL und die Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe.

Unser Dank gilt weiterhin unseren Kooperationspartnern, der KSB AG und der TU Berlin.



7 Symbolverzeichnis

Symbol	Einheit	Beschreibung
c_W	-	Widerstandsbeiwert
D	m	Reaktordurchmesser
d_H	m	Propellerdurchmesser in der Hauptausführung
d_M	m	Propellerdurchmesser in der Modellausführung
g	$m \cdot s^{-2}$	Erdbeschleunigung
H	m	Reaktorhöhe
K	$Pa \cdot s^m$	Konsistenzfaktor
L_H	m	Abmessungen in der Hauptausführung
L_M	m	Abmessungen in der Modellausführung
m	-	Fließindex
M_L	-	Maßstab der Länge
M_t	-	Maßstab der Zeit
n_H	s^{-1}	Rührerdrehzahl in der Hauptausführung
n_M	s^{-1}	Rührerdrehzahl in der Modellausführung
P_H	W	Leistungsbedarf in der Hauptausführung
P_M	W	Leistungsbedarf in der Modellausführung
P_V	$W \cdot m^{-2}$	Volumenspezifische Leistungsdichte
Re_P	-	Partikel-Reynoldszahl
t_H	s	Zeitintervall in der Hauptausführung
t_M	s	Zeitintervall in der Modellausführung
u_H	$m \cdot s^{-1}$	Rührerumfangsgeschwindigkeit in der Hauptausführung

u_M	$m \cdot s^{-1}$	Rührerumfangsgeschwindigkeit in der Modellausführung
v	$m \cdot s^{-1}$	Geschwindigkeit
v_{ab}	$m \cdot s^{-1}$	Abwärtsgerichtete Geschwindigkeit
v_{auf}	$m \cdot s^{-1}$	Aufwärtsgerichtete Geschwindigkeit
v_H	$m \cdot s^{-1}$	Geschwindigkeit in der Hauptausführung
v_M	$m \cdot s^{-1}$	Geschwindigkeit in der Modellausführung
V_H	m^3	Reaktorvolumen in der Hauptausführung
V_M	m^3	Reaktorvolumen in der Modellausführung
$\dot{\gamma}$	s^{-1}	Scherrate
η	Pa·s	Dynamische Viskosität
η_H	Pa·s	Dynamische Viskosität in der Hauptausführung
η_L	Pa·s	Dynamische Viskosität der kontinuierlichen Phase
η_M	Pa·s	Dynamische Viskosität in der Modellausführung
μ	-	Maßstabsübertragungsfaktor
ρ_H	$kg \cdot m^{-3}$	Fluiddichte
ρ_l	$kg \cdot m^{-3}$	Dichte in der Hauptausführung
ρ_M	$kg \cdot m^{-3}$	Dichte in der Modellausführung

8 Literaturverzeichnis

AIGNER; DETLEF (2007): Lehrmaterial Hydraulisches Versuchswesen. Technische Universität Dresden, Institut für Wasserbau und Technische Hydromechanik, März 2007.

BÜCHE, W. (1937): Leistungsbedarf von Rührwerken. Zeitschrift Vereinigung deutscher Ingenieure, 81 (1937), S. 1065.

DECKER, S. (2005): Zur Berechnung von gerührten Suspensionen mit dem Euler-Lagrange-Verfahren. Dissertation Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg, Mathematisch-Naturwissenschaftlich-Technische Fakultät, November 2005.

FOGEL, S.: Untersuchung von Scale-up-Kriterien durch Quantifizierung des Mischverhaltens disperser Mehrphasensysteme in Biogasreaktoren mit ovaler Reaktorgeometrie im Labor- und Technikumsmaßstab. Diplomarbeit, TU Dresden, 2014.

FRAUNHOFER INSTITUT FÜR KERAMISCHE TECHNOLOGIEN UND SYSTEME (IKTS 2013): Messmethodensammlung Biogas - Methoden zur Bestimmung von analytischen und prozessbeschreibenden Parametern im Biogasbereich. Kap. 5.6.2, Schriftenreihe des BMU-Förderprogramms „Energetische Biomassenutzung“, Band 7, Deutsches Biomasseforschungs-zentrum gemeinnützige GmbH (Hrsg.), Fischer Druck, Leipzig, November 2013, 2. Auflage (Aktualisierung: 24.02.2015).

FRAUNHOFER INSTITUT FÜR KERAMISCHE TECHNOLOGIEN UND SYSTEME (IKTS) und KSB AG (2014): Untersuchungen von Mischungssystemen in Biogasfermentern unter Einsatz der Prozess-Tomographie zur Entwicklung von Modellen für eine optimierte Systemauslegung. Abschlussbericht FNR-Förderprojekt 22011611, April 2014.

HILLEBRAND, GUDRUN (2008): Transportverhalten kohäsiver Sedimente in turbulenten Strömungen – Untersuchungen im offenen Kreisgerinne. Dissertation Universität Karlsruhe, Dezember 2008.

KNEULE, F.(1983): Zur Maßstabsübertragung beim Suspendieren im Rührgefäß. Chemie Ingenieur Technik 4, 1983.

MERSMANN, A.; EINENKEL, W.-D.; KÄPPEL, M.: Auslegung und Maßstabsvergrößerung in Rührapparaten. Chemie Ingenieur Technik 47 (1975) 23 S. 953-964.

MÜLLER, W. (2008): Mechanische Grundoperationen und ihre Gesetzmäßigkeiten. Oldenburg Verlag, 2008.

STIEß, MATTHIAS (1995): Mechanische Verfahrenstechnik Band 1. Springer Verlag Berlin Heidelberg, 1995; S. 260.

9 Ansprechpartner

Dr. Karin Jobst

Fraunhofer Institut für Keramische Technologien und Systeme

Abteilung Biomassetechnologien und Membranverfahrenstechnik

Winterbergstraße 28

01277 Dresden

Tel.: 0351 2553 7827

E-Mail: karin.jobst@ikts.fraunhofer.de