

Möglichkeiten und Grenzen von Modellstoffsystemen zur hydrodynamischen Charakterisierung zentral gerührter Biogasanlagen

vorgelegt von
Dipl.-Ing. (FH)
Sebastian Altwasser
geb. in Köthen (Anhalt)

Von der Fakultät III - Prozesswissenschaften
der Technischen Universität Berlin
zur Erlangung des akademischen Grades

Doktor der Ingenieurwissenschaften
-Dr.-Ing.-

genehmigte Dissertation

Promotionsausschuss:

Vorsitzender: Prof. Dr.-Ing. habil. Rudibert King
Gutachter: Prof. Dr.-Ing. Matthias Kraume
Gutachter: Prof. Dr.-Ing. Reinhard Sperling
Gutachter: Prof. Dr.-Ing. habil. Wolfram Meusel

Tag der wissenschaftlichen Aussprache: 24.10.2018

Berlin 2018

„Per Aspera ad aspera“

„Maskenhaft“

ASP

2013

Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Zeit an der Hochschule Anhalt in Köthen (Anhalt) und wurde im Rahmen des Zentralen Innovationsprojektes Mittelstand mit der Fördernummer KF2080913 SB1 finanziell unterstützt.

An dieser Stelle möchte ich allen danken, die zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen haben. Dies ist zuallererst Prof. Dr.-Ing. Matthias Kraume vom Fachgebiet Verfahrenstechnik der Technischen Universität Berlin für die Übernahme der wissenschaftlichen Betreuung der Arbeit und für das Zeitnehmen, wenn es Fragen oder Probleme gab.

Im Weiteren möchte ich Herrn Prof. Dr.-Ing. Reinhard Sperling für das Vertrauen in mich, die Ermutigung zum Anfertigen der Arbeit und die unzähligen Gespräche danken. Herrn Prof. Dr.-Ing. Stefan Wollny danke ich für die Unterstützung, die ich von Ihm in den letzten Jahren bekommen habe.

Mein Dank geht an Herrn Detlef Klatt und Frau Janin Klatt-Eberle von der Firma *STC Engineering GmbH* für die Bereitschaft, das Thema zu unterstützen und für die vielen Fachgespräche und Anregungen.

Herrn Dr.-Ing. Martin Heiser gilt mein Dank für seine Geduld, wenn es mit der Rechen-technik einmal nicht so lief, wie ich mir das vorgestellt habe.

Den (ehemaligen) Mitarbeitern der Arbeitsgruppe Bioverfahrenstechnik in Köthen, namentlich Herrn M. Sc. Tobias Schwalenberg und M. Sc. Dominik Sauer möchte ich für die ungezählten Fachgespräche mit Anregungen und Ideen (wenn auch nicht immer fachlich) bei den fast allmorgendlichen Runden meinen Dank aussprechen.

Und natürlich Dir, meiner Frau Viven, für die Unterstützung, das Korrekturlesen und dafür, dass Du da bist.

Köthen im Juli 2018

Inhalt

Vorwort.....	III
Inhalt	IV
Abbildungen.....	VIII
Tabellen	XIII
Symbole	XVI
Lateinische Symbole	XVI
Griechische Symbole	XVIII
Dimensionslose Kennzahlen	XIX
sonstige Abkürzungen	XIX
Kurzfassung	XXI
1 Einleitung	1
2 Stand der Technik.....	3
2.1 Der Biogasprozess.....	3
2.1.1 Grundlagen.....	3
2.1.2 Durchmischung in Biogasreaktoren.....	6
2.2 Grundlagen der Rührtechnik	8
2.2.1 Leistungskennzahl	8
2.2.2 Mischkennzahl	11
2.2.3 Axialkraftbeiwert	12
2.2.4 Trombenbeiwert.....	12
2.3 Rheologie	13
2.3.1 Grundlagen der Rheologie	13
2.3.2 Ermittlung der Viskosität.....	17
2.3.3 Rheologie von Gärsubstraten.....	21
Klärschlämme	21
Gülle.....	22

Inhalt

Zellulose.....	23
Silagen	23
2.3.4 Zusammenfassung zur Rheologie von Gärsubstraten.....	24
2.4 Durchmischung in Gärbehältern	30
2.5 Einfluss der Rührtechnik auf den Biogasprozess.....	40
2.6 Ermittlung der Scherrate beziehungsweise der Reynolds-Zahl bei nicht Newton'schen Fluiden	42
2.7 Problematik der Kavernenbildung	44
2.8 Modellstoffsysteme in der Rührtechnik	48
3 Aufgaben- und Zielstellung.....	50
4 Material und Methoden	51
4.1 Versuchsaufbau	51
4.1.1 Behälter.....	51
4.1.2 Antriebe	52
4.1.3 Rührergeometrien	52
4.1.4 Wellen.....	53
4.1.5 Newton'sche Fluide für die Ermittlung der Newton-Zahl.....	53
Stärkehydrolysat	54
Glycerin	54
4.1.6 Nicht Newton'sche Fluide	55
Xanthan.....	55
Carboxymethylcellulose CMC	55
4.2 Bestimmung weiterer Stoffwerte	55
4.2.1 Dichte.....	55
4.2.2 Trockensubstanzgehalt (TS)	56
4.2.3 Rheologie einphasiger Fluide	56
4.2.4 Rheologie mehrphasiger Fluide	56
4.2.5 Partikelgrößenverteilung.....	57

4.3	Bestimmung hydrodynamischer Kennzahlen	57
4.3.1	Dimensionsloser Leistungseintrag.....	57
4.3.2	Mischzeit.....	58
4.3.3	Axialkraftbeiwert	59
4.3.4	Trombenbeiwert.....	59
4.3.5	Kavernendurchmesser und Kavernendrehzahl	59
4.4	Numerik.....	60
5	Experimentelle Ergebnisse	62
5.1	Rheologische Messungen.....	62
5.1.1	Verfahren nach (Metzner & Otto 1957)	62
	Laminare Konstante C_{Lam} für einen dreiflügeligen Blattrührer	62
	Metzner-Otto-Konstante C_{MO} für einen dreiflügeligen Rührer	63
5.1.2	Vergleich zwischen Rheometer und (Metzner & Otto 1957).....	64
5.1.3	Stoffdaten für ein reales Substrat.....	65
5.1.4	Fließkurven für Modellstoffsyste.....	69
	Modellstoffsyste a – Modellstoffsyste für Mischzeitbestimmungen.....	69
	Modellstoffsyste b – Modellstoffsyste für Kavernenbetrachtungen.....	73
	Modellstoffsyste c – Modellstoffsyste für die Ermittlung von Schwimm- und Sinkschichten	73
5.2	Leistungsaufnahme des RUAX-Rührers [®] in verschiedenen Medien.....	75
5.2.1	In Newton'schen Medien.....	75
5.2.2	Im nicht Newton'schen Medium - <i>Modellstoffsyste a</i>	80
5.3	Mischkennzahlen im <i>Modellstoffsyste a</i>	85
5.3.1	Einstufige Konfiguration	85
5.3.2	Mehrstufige Konfigurationen	87
5.4	Kavernengrößen im <i>Modellstoffsyste b</i>	88
5.5	Messungen zum Oberflächenverhalten im <i>Modellstoffsyste c</i>	93
6	Ergebnisse der numerischen Simulationen.....	97

Inhalt

6.1	Labormaßstab	97
6.1.1	Voruntersuchungen	97
6.1.2	Drehzahlstudie	100
6.1.3	Numerisch ermittelte Kavernen	103
6.2	Großtechnische Fermenter	105
7	Anwendung der Ergebnisse auf die Auslegung zentral gerührter Biogasanlagen.	108
8	Zusammenfassung	113
9	Ausblick.....	116
10	Literatur	119
11	Anhang.....	132
11.1	Herleitung von Gleichung (2-27).....	132
11.2	Herleitung der Gleichung (2-42).....	133
11.3	Darstellungen zum <i>Modellstoffsystem a</i>	135
11.4	Abbildungen zum <i>Modellstoffsystem c</i>	136
11.5	Newton-Reynolds-Kurve für einen INTERMIG $d/D = 0,90$	137
11.6	Gleichung für die bewehrte Newton-Reynolds-Kurve	137
11.7	Leistungsbeiwertkurve eines dreistufigen RUAX-Rührer [®] ($d/D = 0,50$)	138
11.8	Vergleich verschiedener Ansätze zur Berechnung der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl.....	139
11.9	Vergleich der nicht Newton'schen mit den Newton'schen Leistungsbeiwerten nach Gleichung (11-27).....	141
11.10	Ringwirbelbildung beim VHFI	142
11.11	Kavernenmodell nach (Elson et al. 1986) für verschiedene Konfigurationen und Annahmen	143
11.12	c_{Ax} -Werte in Abhängigkeit der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl.....	144
11.13	Ne-Werte in Abhängigkeit der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl	145

Abbildungen

Abbildung 1: Durchmischungstechniken in Biogasanlagen nach (Eder 2012)	7
Abbildung 2: Darstellung der Newton-Zahl in Abhängigkeit von der Reynolds-Zahl für einige ausgewählte Rührer nach (Zlokarnik 1999)	10
Abbildung 3: Couette Strömung mit ausgebildetem Geschwindigkeitsgefälle in einem Fluid zwischen einer festen und einer bewegten Wand der Fläche A mit einer Kraft F und der entsprechend resultierenden Geschwindigkeit w_0 . In Abhängigkeit von der Entfernung z von der festen Wand ergibt sich eine Geschwindigkeit $w = f(z)$.	13
Abbildung 4: Schematische Darstellung der Fließ- und Viskositätskurven für die drei Unterscheidungsfälle für den Potenzansatz nach Ostwald und de Waele	14
Abbildung 5: Schematische Darstellung des Maxwell- und des Kelvin-Körpers mit Feder und Dämpfungszyylinder	16
Abbildung 6: Darstellung der optimalen Rührerposition nach Wu für Tauchmotorenrührwerke, $\beta_1 = 15^\circ$; $\beta_2 = 30^\circ$; $\beta_3 = 5^\circ$ (Wu 2011).....	31
Abbildung 7: Ausgangsprofil (links) und optimiertes Profil (rechts) für Rührerflügel nach (Ernesto Casartelli et al. 2006).....	32
Abbildung 8: Konzentrischer Behälter bestehend aus Hauptfermenter und Nachgärer (Maier et al. 2010)	33
Abbildung 9: Darstellung der Strömungslinien dreier in Korrespondenz arbeitender Tauchmotoren einer landwirtschaftlichen Biogasanlage; k- ϵ -Modell nach (Rostalski 2011).....	35
Abbildung 10: Geometrie in der Studie des Fraunhofer Instituts UMSICHT (Deerberg et al. 2009).....	36
Abbildung 11: Darstellung der axialen Geschwindigkeiten in der Behälterachse und des axialen Volumenstroms; N = 12 RPM; laminare Rechnung; Newton'sches Fließverhalten ($\eta = 0,1$ Pas) (Deerberg et al. 2009)	37
Abbildung 12: Darstellung der axialen Geschwindigkeiten in der Behälterachse und des axialen Volumenstroms für eine optimierte Geometrie; N = 12 RPM; laminare Rechnung; Newton'sches Fließverhalten ($\eta = 0,1$ Pas) (Deerberg et al. 2009)	38
Abbildung 13: Schematische Darstellung der Kavernenformen nach dem Kavernenmodell nach (Elson et al. 1986) links und des Kavernenmodell nach (Amanullah et al. 1998) rechts	45

Abbildung 14: Vergleich der Geschwindigkeitsprofile für einen Propeller ($d = 96,52$ mm) bei Newton'schen Fluid (oben: $Re = 35$, Glycerin) und nicht Newton'schen Fluid (unten: $N = 575$ RPM; $K = 1,32$ Pas ⁿ ; $n = 0,4$; $C_{MO} = 11$; Carbopol) nach (Sossa 2012).....	47
Abbildung 15: Schematische Darstellung des Behälters mit Symbollegende	51
Abbildung 16: Schematische und fotografische Darstellung des betrachteten RUAX- Rührers®	53
Abbildung 17: Darstellung der Viskosität des Stärkehydrolysats in Abhängigkeit von der Konzentration in Ma% bei 20 °C	54
Abbildung 18: Darstellung der Newton-Zahlen für einen dreiflügeligen Blattrührer im Bereich $0,1 < Re < 100$, Medium Stärkehydrolysat (Newton'sches Fließverhalten)	62
Abbildung 19: Darstellung der Scherrate $\dot{\gamma}$ gegen die Drehzahl N für einen dreiflügeligen Blattrührer zur Ermittlung der Metzner-Otto-Konstante unter Verwendung zwei verschieden konzentrierter Xanthan-Lösungen (Fehlerbalken entsprechen 10 %)	64
Abbildung 20: Vergleich der mit dem Rheometer Physica MCR 301 (geschlossene Symbole) der Firma <i>Anton Paar</i> ermittelten Viskositäten für Xanthan (Rauten) und CMC (Quadrate) mit dem Verfahren nach (Metzner & Otto 1957) (offene Symbole).....	65
Abbildung 21: Mit Hilfe des Verfahrens nach (Metzner & Otto 1957) ermittelte Viskositätskurven für Silage (Erntejahr 2013) bei unterschiedlichen TS-Gehalten	67
Abbildung 22: Vergleich der Viskositätsdaten von Silage bei TS = 10 % für unterschiedliche Erntejahre (2011 – 2013, 2013 zwei Proben genommen)	68
Abbildung 23: Darstellung des Verlustmoduls G' und des Speichermoduls G'' für verschiedene Xanthan-Konzentrationen im Deformationsbereich $\gamma_A = 0,01 \dots 100$ %	72
Abbildung 24: Seitenansicht des Laborbehälters; TS = 10 % mit RUAX-Rührer®; drei Stufen; $N = 100$ RPM; links gefüllt mit Silage; rechts gefüllt mit gemahlener Silage und einer Ausbildung von drei Zonen	74
Abbildung 25: Vergleich der Viskositätsdaten für <i>Modellstoffsystem c</i> und <i>Modellstoffsystem b</i>	75

- Abbildung 26: Darstellung der Newton-Zahlen für einen einstufigen RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$ in Abhängigkeit von der Reynolds-Zahl für einen bewehrten und unbewehrten Behälter (Fehlerbalken entsprechen $\pm 10 \%$)..... 76
- Abbildung 27: Darstellung des Trombenbeiwertes in Abhängigkeit von der Reynolds-Zahl für einen einstufigen RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$ 77
- Abbildung 28: Vergleich der gemessenen Newton-Zahlen mit den mittels Gleichung (5-14) berechneten Newton-Zahlen für einen einstufigen unbewehrten RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$ 79
- Abbildung 29: Vergleich des Leistungskonzepts nach (Henzler 2007), des Ansatzes nach (Metzner & Otto 1957) (MO) und des Ansatzes nach (Sánchez Pérez et al. 2006) (SP) zur Berechnung der repräsentativen Reynolds-Zahl für verschiedene Xanthan-Konzentrationen für einen einstufigen RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$; unbewehrt; Gleichung (5-14) zur Berechnung des Leistungsbeiwertes für den Newton'schen Fall..... 80
- Abbildung 30: Darstellung der gemessenen Leistungsbeiwerte in Abhängigkeit von der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl unter Verwendung des Ansatzes nach (Sánchez Pérez et al. 2006) zur Berechnung der effektiven Scherrate für einen einstufigen unbewehrten RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$ 82
- Abbildung 31: Darstellung der gemessenen Leistungsbeiwerte in Abhängigkeit von der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl für ein- bis dreistufige RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$; unbewehrt..... 83
- Abbildung 32: Darstellung der gemessenen Leistungsbeiwerte in Abhängigkeit der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl bei Variation des Durchmesserhältnisses d/D für einen einstufigen RUAX-Rührer[®]; unbewehrt, Xanthan $c = 2 \text{ g/kg}$ 84
- Abbildung 33: Vergleich der Mischkennzahl für Xanthan mit einer Konzentration von $c = 2 \text{ g/kg}$ und Glycerin-Wasser-Lösungen mit verschiedenen Konzentrationen... 85
- Abbildung 34: Ringwirbel beim Homogenisieren, links im Versuch, rechts schematisch in der Seitenansicht und Draufsicht; für einen einstufigen RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$; $N = 126 \text{ RPM}$; Xanthan $c = 2 \text{ g/kg}$; unbewehrt 86
- Abbildung 35: Darstellung der Mischkennzahl in Abhängigkeit von der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl für dreistufige Rührerkonfigurationen (RUAX-Rührer[®]) mit verschiedenen Durchmesserhältnissen; Xanthan $c = 2 \text{ g/kg}$ 87
- Abbildung 36: Vergleich des Axialkraftbeiwertes in Abhängigkeit von der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl für verschiedene Stufenabstände einer zweistufigen

Konfiguration und einer dreistufige Konfiguration mit $z/d = 0,75$ für <i>Modellstoffsystem b</i> ; RUAX-Rührer [®] (Fehlerbalken – Standardabweichung der Messwerte)	91
Abbildung 37: Darstellung des Axialkraftbeiwertes in Abhängigkeit von der Drehzahl für zwei dreistufige Konfiguration des RUAX-Rührers [®] bei zwei verschiedenen Durchmesserhältnisse; Silage TS = 10 %.....	92
Abbildung 38: Vergleich der Oberflächenbewegung von drei verschiedenen Konfigurationen bei einem volumenspezifischen Leistungseintrag von $P/V = 5 \text{ W/m}^3$, rot markiert sind die bewegten Zonen; <i>Modellstoffsystem c</i> ; RUAX- Rührer [®]	94
Abbildung 39: Oberflächenverhalten von Silage mit TS = 8 %; RUAX-Rührer [®] ; $d/D = 0,50$; drei Stufen $z/d = 0,75$; $N = 300 \text{ RPM}$	94
Abbildung 40: Darstellung des Geschwindigkeitsfeldes in xz-Ebene für einen RUAX- Rührer [®] ; $d/D = 0,50$; $N = 80 \text{ RPM}$; Fluid: Maissilage für unterschiedliche Gitter; von links nach rechts Gitter 1 bis 3	97
Abbildung 41: Vergleich der Geschwindigkeitsfelder in xz-Ebene für RUAX-Rührer [®] ; eine Stufe; $d/D = 0,50$; $N = 100 \text{ RPM}$; Xanthan unter Verwendung des Ansatzes nach Ostwald und de Waele (links) und des Herschel-Bulkley-Ansatzes (rechts)	100
Abbildung 42: Vergleich der numerischen Scherraten an der Rühreroberfläche mit denen unter Verwendung des Ansatzes von (Sánchez Pérez et al. 2006) und des Ansatzes von (Metzner & Otto 1957), RUAX-Rührer [®] ; eine Stufe; $d/D = 0,50$ (Fehlerbalken 20 %)	101
Abbildung 43: Vergleich Ne-Re-Kurven im Bereich $1.000 < Re^* < 11.000$ unter Verwendung der Gleichung (5-14) und den aus Abbildung 42 entnommenen Gleichungen zur Bestimmung der Scherrate; RUAX-Rührer [®] ; eine Stufe; $d/D = 0,50$ (Fehlerbalken von 20 %)	102
Abbildung 44: Vergleich der experimentellen mit den numerischen Daten für Leistungsbeiwerte (oben) und Axialkraftbeiwerte (unten); RUAX-Rührer [®] ; eine Stufe; $d/D = 0,50$	103
Abbildung 45: Vergleich der Strömungsbilder, der Leistungs- und Axialkraftbeiwerte für einen dreistufigen RUAX-Rührer [®] bei $d/D = 0,25$ (links); $d/D = 0,35$ (Mitte); $d/D = 0,50$ (rechts).....	104

- Abbildung 46: Darstellung der Geschwindigkeitskontur in x-z-Ebene für dreistufige
RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,21$; $N = 25$ RPM; $P/V = 5$ W/m³ links und $d/D = 0,50$;
 $N = 5$ RPM, $P/V = 5$ W/m³ (rechts)..... 106
- Abbildung 47: Möglicher Ablauf zum Auslegen eines Rührwerks für Biogasanlagen . 112

Tabellen

Tabelle 1: Typische Bereiche für die Anteile der Komponenten für die Zusammensetzung von Biogas nach (Wöllauer 2007).....	5
Tabelle 2: Ablaufplan für die Durchführung des Verfahrens nach (Metzner & Otto 1957) zur Ermittlung der Viskositätsfunktion für ein unbekanntes nicht Newton'sches Fluid	18
Tabelle 3: Vor- und Nachteile des Rotationsviskosimeter und des Rohrviskosimeter nach (Slatter 1997)	20
Tabelle 4: Rheologische Daten für verschiedene Substrate nach (Brehmer et al. 2012)	23
Tabelle 5: Zusammenstellung einiger ausgewählter rheologischer Daten von Biogassubstraten (Klärschlamm).....	25
Tabelle 6: Zusammenstellung einiger ausgewählter rheologischer Daten von Biogassubstraten (Gülle)	27
Tabelle 7: Zusammenstellung einiger ausgewählter rheologischer Daten von Substraten (Silagen und andere zellulosehaltige Stoffe).....	29
Tabelle 8: Darstellung der Simulationsergebnisse für die Ursprungsanordnung und der optimierten Rührwerkskonfiguration für die durch das Fraunhofer UMSICHT betrachtete Anlage (Deerberg et al. 2009).....	39
Tabelle 9: Verwendete Axialrührer mit Durchmesser Verhältnis und Flügelanzahl	53
Tabelle 10: Verwendete Siebböden zur Ermittlung der Partikelgrößenverteilung.....	57
Tabelle 11: Darstellung der Dichten von Silage-Wasser-Gemischen bei verschiedenen TS-Gehalten.....	66
Tabelle 12: Zusammenstellung der Konsistenzfaktoren und Fließindices für CMC bei verschiedenen Konzentrationen im Scherratenbereich $\dot{\gamma} = 1 - 100 \text{ 1/s}$	70
Tabelle 13: Zusammenstellung der Fließgrenzen, Konsistenzfaktoren und Fließindices für Xanthan bei verschiedenen Konzentrationen im Scherratenbereich $\dot{\gamma} = 1 - 100 \text{ 1/s}$	71
Tabelle 14: Ermittelte Relaxationszeiten für verschiedene Xanthankonzentrationen ($\omega = 10 \text{ 1/s}$).....	72
Tabelle 15: Darstellung der Medianwerte $X_{50,3}$; der Modalwerte $X_{h,3}$ und der Mittelwerte X_3 der Partikelgrößenverteilungen für gemahlene und ungemahlene Silage; von drei Proben	74

Tabelle 16: Vergleich der gemessenen Fließgrenze mit denen, die mittels des Kavernenmodells nach (Elson et al. 1986) bei unterschiedlichen Kavernenhöhenverhältnissen berechneten Fließgrenzen	89
Tabelle 17: Vergleich der experimentellen Kavernendrehzahlen N_C mit der nach Gleichung (2-46) und der Annahme $\tau_0 = \tau_{0, \text{MSS-a}}$ berechneten.....	90
Tabelle 18: Darstellung der mit der experimentellen Kavernendrehzahl in Tabelle 17 und den Gleichungen (5-19) und (5-20) berechneten Fließgrenze für <i>Modellstoffsystem b</i> unter Verwendung des RUAX-Rührers [®] ; drei Stufen mit verschiedenen d/D	90
Tabelle 19: Darstellung der gemessenen Kavernendrehzahlen und der für die die Kavernenberechnung erforderlichen Werte (Mittelwerte) sowie der daraus mit Hilfe des Modells nach (Amanullah et al. 1998) berechneten Kavernendurchmesser; für verschiedene d/D ; <i>Modellstoffsystem b</i> ; RUAX-Rührer [®] ; drei Stufen; $d_{C, \text{erwartet}} = 0,40$; (* Experiment)	91
Tabelle 20: Vergleich der Drehzahlen und volumenspezifischen Leistungseinträge für verschiedene Rührerdurchmesser zur Erreichung einer vollständigen Oberflächenbewegung; <i>Modellstoffsystem c</i> ; RUAX-Rührer [®] ; drei Stufen	93
Tabelle 21: Vergleich der Archimedes- und nicht Newton'schen Reynolds-Zahl für Silage und <i>Modellstoffsystem c</i> bei den gemessenen Drehzahlen, Scherrate berechnet nach Verfahren von (Metzner & Otto 1957) und Ansatz nach (Sánchez Pérez et al. 2006)	95
Tabelle 22: Betrachtete Gitter für die numerischen Simulationen (RUAX-Rührer [®] ; $d/D = 0,50$; $N = 80$ RPM; Silage: $K = 8 \text{ Pas}^n$; $n = 0,30$; k- ϵ -Modell); prozentuale Abweichung auf den experimentellen Leistungsbeiwert: $Ne = 1,53$ bezogen; $Re^* \approx 50$ (nach (Metzner & Otto 1957)).....	97
Tabelle 23: Darstellung der experimentellen und numerischen Newton-Zahlen und Axialkraftbeiwerte unter Verwendung zweier verschiedener Turbulenzmodelle und ohne Verwendung eines Turbulenzmodells - RUAX-Rührer [®] ; eine Stufe; $d/D = 0,50$; $N = 100$ RPM; $Re^* \approx 1.800$ nach (Sánchez Pérez et al. 2006)	99
Tabelle 24: Darstellung der Newton-Zahlen und Axialkraftbeiwerte unter Verwendung des Ansatzes nach Ostwald und de Waele und des Herschel-Bulkley-Ansatzes - RUAX-Rührer [®] ; eine Stufe; $d/D = 0,50$; $N = 100$ RPM; $Re^* \approx 1.800$ nach (Sánchez Pérez et al. 2006)	100

Tabelle 25: Vergleich der numerischen und der mit den entwickelten Gleichungen bestimmten Werte für die Newton-Zahl und den Axialkraftbeiwert für einen RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$ 107

Symbole

Lateinische Symbole

a	[m]	Abstand Stromstörer zur Behälterwand
A	[m ²]	Fläche
A	[kg/m ³ T ²]	Gerätespezifische Konstante für Biegeschwinger DE 40
B	[kg/m ³]	Gerätespezifische Konstante für Biegeschwinger DE 40
B _S	[m]	Breite Stromstörer
C ₀	[-]	rührerspezifische Konstante im modifizierten Leistungskonzept nach (Reviol 2010)
C _{MO}	[-]	Metzner-Otto-Konstante
C _{Lam}	[-]	laminare Rührkonstante
C _S	[-]	Scherkoeffizient Gleichung (2-40)
C _{SR}	[min/s]	Umrechnungskonstante Gleichung (4-7)
C _{SS}	[Pa/mNm]	Umrechnungskonstante Gleichung (4-8)
C _{Re,T}	[-]	rührerspezifische Konstante zur Berechnung der Newton-Zahl
C _{Turb}	[-]	turbulente Rührkonstante = turbulente Newton-Zahl
C ₁	[-]	Konstante
C ₂	[-]	Konstante
c	[Ma%]	Konzentration in Gewichtsprozent
c _{molar}	[Mol/L]	molare Konzentration
D	[m]	Behälterdurchmesser
d	[m]	Rührerdurchmesser
d _C	[m]	Kavernendurchmesser
d/D	[-]	dimensionsloser Rührerdurchmesser
g	[m/s ²]	Erdbeschleunigung
F	[N]	Kraft
F _A	[N]	Auftriebskraft
F _{Ax}	[N]	Axialkraft

Symbole

F_G	[N]	Gewichtskraft
F_M	[kg]	Festmasse
F_R	[N]	Reibungskraft
G^*	[Pa]	Komplexes Schubmodul
G'	[Pa]	Speichermodul
G''	[Pa]	Verlustmodul
H	[m]	Füllhöhe
H/D	[-]	dimensionslose Rührerblatthöhe
H_S	[m]	Eintauchtiefe Stromstörer
h	[m]	Rührerblatthöhe
h_C	[m]	Kavernenhöhe
h_{rm}	[m]	mittlere Rührereinbauhöhe
h_T	[m]	Trombentiefe
$h_{T, max}$	[m]	maximale Trombentiefe
\dot{i}	[N]	Impulsstrom
i	[-]	Indices für Komponente
K	[Pas ⁿ]	Konsistenzfaktor
K_B	[-]	Bodenfaktor
L	[-]	Konstante aus Leistungskonzept nach (Henzler 2007)
l	[m]	Partikelgröße
m_i	[kg]	Masse einer Partikelfraktion
m_{ges}	[kg]	Gesamtmasse
M	[-]	Mischgüte
M_R	[Nm]	Rührerdrehmoment
N	[RPM]	Drehzahl
N_C	[RPM]	Kavernendrehzahl
N_M	[-]	Anzahl Rührwerke
N_R	[RPM]	Drehzahl Rheometer
N_S	[-]	Anzahl Rührerstufen
N_1	[Pas]	1. Normalspannungsdifferenz
n	[-]	Fließindex
P	[W]	Leistung
P/V	[kg/m ³]	volumenspezifische Leistung

Symbole

pH	[-]	negativer dekadischer Logarithmus der Hydronium-Ionen-Konzentration
r_0	[m]	Radius
r_B	[m]	Blasenradius
s	[m]	Dicke
T	[K]	Temperatur
t	[s]	Zeit
TS	[%]	Trockensubstanzgehalt
t_w	[g]	Teilung
t_H	[s]	Mischzeit
V	[m ³]	Volumen
V_N	[m ³]	Normvolumen
$\dot{V}_{ax,m}$	[m ³ /s]	mittlerer axialer Volumenstrom
v	[m/s]	Beckengeschwindigkeit
w	[m/s]	Geschwindigkeit
w_B	[m/s]	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit
$X_{50,3}$	[mm]	Medianwert der Partikelgrößenverteilung
$X_{h,3}$	[mm]	Modalwert der Partikelgrößenverteilung
\bar{X}_3	[mm]	Mittelwert der Partikelgrößenverteilung
z	[m]	Abstand zwischen zwei Rührerstufen
E, C, a und F	[-]	Konstanten aus Gleichung (2-39)

Griechische Symbole

α	[°]	Rührerblattanstellwinkel
$\beta_1, \beta_2, \beta_3$	[°]	Einbauwinkel Tauchmotor
γ_A	[%]	Deformation
$\dot{\gamma}$	[1/s]	Scherrate
$\dot{\gamma}_{eff}$	[1/s]	effektive Scherrate
$\dot{\gamma}_R$	[1/s]	repräsentative Scherrate
$\dot{\gamma}_P$	[1/s]	repräsentative Scherrate nach Leistungskonzept
δ	[-]	relative Abweichung
$\tan \delta$	[-]	Dämpfungsfaktor
λ	[-]	Druckverlust-Beiwert
λ	[s]	Relaxationszeit

Symbole

η	[Pas]	dynamische Viskosität
η_R	[Pas]	scheinbare oder repräsentative Viskosität
η_{eff}	[Pas]	effektive Viskosität
θ	[°C]	Temperatur
ρ	[kg/m ³]	Dichte
ρ_F	[kg/m ³]	Dichte Flüssigkeit
ρ_L	[kg/m ³]	Dichte Luft
ρ_M	[kg/m ³]	Dichte Silage/Wasser
ρ_S	[kg/m ³]	Dichte Silage
ρ_W	[kg/m ³]	Dichte Wasser
τ	[Pa]	Schubspannung
τ_0	[Pa]	Fließgrenze
τ_W	[Pa]	Wandschubspannung
ν_P	[m/s ²]	repräsentative kinematische Viskosität
ω	[1/s]	Kreisfrequenz

Dimensionslose Kennzahlen

Ar	[-]	Archimedes-Zahl
BW	[-]	Bewehrungskennzahl
BW_{VB}	[-]	erforderliche Bewehrungskennzahl für die Vollbewehrung
c_{Ax}	[-]	Axialkraftbeiwert
c_H	[-]	Mischkennzahl, Homogenisierbeiwert
c_T	[-]	Trombenbeiwert
Ne	[-]	Newton-Zahl oder Leistungsbeiwert
Re	[-]	Reynolds-Zahl
Re^*	[-]	nicht Newton'sche Reynolds-Zahl
Re_p	[-]	Partikel-Reynolds-Zahl
Wi	[-]	Weissenberg-Zahl

sonstige Abkürzungen

BHKW	Blockheizkraftwerke
CMC	Carboxymethylcellulose
EEG	Erneuerbare Energien Gesetz
FM	Feststoffmasse

Symbole

GPS	Getreideganzpflanzensilage
k	Konstante
LVE-Bereich	linear-viskoelastischer Bereich
MO	Ansatz nach (Metzner & Otto 1957)
MSS	Modellstoffsystem
NaWaRo	nachwachsende Rohstoffe
PIV	Particle Image Velocimetry
RUAX-Rührer [®]	RUdislebener-AXialrührer
SP	Ansatz nach (Sánchez Pérez et al. 2006)

Kurzfassung

Aufgrund der gesetzlichen Rahmenbedingungen und des verstärkten Auftreten von Rührwerksausfällen in Biogasanlagen sind viele Firmen, die sich auf den Bau und die Inbetriebnahme von Biogasanlagen spezialisiert haben, gezwungen an den derzeitigen Bestandsanlagen umfangreiche *Repowering*-Maßnahmen durchzuführen. Oftmals gibt es jedoch nur sehr wenige oder gar keine Kenntnisse zur Hydrodynamik in solchen Anlagen, sodass die Auslegung der Rührwerke auf der Basis von Erfahrungswerten durchgeführt wird.

Die in dieser Arbeit beschriebenen Fluide gestatten die Betrachtung von strömungstechnischen Aspekten durch verschiedene Methodiken zur hydrodynamischen Charakterisierung zentral gerührter Biogasanlagen. Drei kritische Aspekte, die beim Betrieb solcher Anlagen auftreten, finden Betrachtung. Diese sind eine schlechte Durchmischung, Kavernenbildung und das Auftreten von Schwimm- und/oder Sinkschichten.

Im ersten Teil der Arbeit sind die Grundlagen des Biogasprozesses und allgemeine Aspekte der Rührtechnik kompakt beschrieben. Anschließend wird auf das angewandte Metzner-Otto-Verfahren zur Ermittlung der Rheologie der Substrate eingegangen. In diesem Zusammenhang erfolgt die Vorstellung des angewandten Modells zur Darstellung der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl. Abschließend werden verschiedene Modelle zur Beschreibung von Kavernenform und -größe vorgestellt. Im experimentellen Teil erfolgen die Vorstellung der gemessenen Ne-Re-Kurven der genutzten Rührer und die daraus abzuleitenden Konstanten. Einen weiteren wichtigen Punkt bilden die Fließkurven des betrachteten Substrates. Es zeigt sich ein strukturviskoser Charakter. Auf der Grundlage der rheologischen Daten wurde eine Xanthan-Lösung als *Modellstoffsystem a* verwendet. Durch die Transparenz dieses Fluids eignet es sich für die Durchführung von Mischzeitversuchen. *Modellstoffsystem b* entsteht durch die Zugabe von Silage-Partikel zum *Modellstoffsystem a*. Dieses zweiphasige Fluid diente der Bestimmung von Kavernengrößen. Das *Modellstoffsystem c* besteht aus getrockneter und gemahlener Maissilage. Die Skalierung der Partikel ermöglicht die Bestimmung von Schwimm- und Sinkschichten. Neben der Beschreibung der mit den Modellstoffsystemen erzielten Ergebnisse bilden numerische Simulationen für den Labormaßstab (50 L) und einer Anlage mit einem Volumen von 1.000 m³ einen letzten Schwerpunkt.

Die experimentellen und numerischen Untersuchungen zeigen für die derzeit vorhandenen Rührsysteme in zentral gerührten Anlagen die Neigung zur Schwimmschichtbil-

dung und es kommt zu einer Ausbildung von Kavernen, diese sind mit den in der Literatur vorhandenen Modellen zu beschreiben. Aus den gesamten Betrachtungen ergeben sich Empfehlungen für das *Repowering* von zentral gerührten Anlagen. Demnach ist eine solche Rührergeometrie auszuwählen, die bei der eingetragenen Leistung den größten Axial Schub erzeugt.

1 Einleitung

Im Rahmen der Energiewende hin zu einer nachhaltigen Nutzung nachwachsender Rohstoffe (NaWaRo) spielt für die Energiegewinnung neben der Wind-, Solar und Wasserenergie die Gewinnung von Energie aus Biomasse eine tragende Rolle. Im Jahr 2017 waren in Deutschland insgesamt 9.331 Anlagen mit einer installierten elektrischen Leistung von 4.550 MW vorhanden (Fachverband Biogas e. V. 2018).

Die erneuerbaren Energien machten 2017 bereits 36,2 % am gesamten Bruttoenergiestromverbrauch aus. Davon wurde ein Anteil von 14,9 % durch Biogasanlagen bereitgestellt (Umweltbundesamt 2018).

Problematisch für die Zukunft der Energiegewinnung durch Biomasse ist die Novellierung des erneuerbaren Energien Gesetzes (EEG) im April 2014. Es entstand ein starker Kostendruck für die Betreiber und Planer von Biogasanlagen (Internationales Wirtschaftsforum regenerative Energien (IWR) 2014), da im Rahmen dieser Novellierung die Subventionen für die Biomasseenergie stark gekürzt wurden.

Im Zuge der Erneuerung des EEGs steht neben den stark gekürzten Subventionen für Biogasanlagenbetreiber die Forderung nach einer verstärkten Flexibilisierung und verbesserten Substratausnutzung im Raum. Diesen beiden Forderungen stehen eine zum Teil erhebliche Schwimmschichtbildung und eine schlechte Durchmischung in bestehenden Anlagen entgegen.

Neben den Veränderungen durch die gesetzlichen Vorgaben treten verstärkt Schäden durch verschiedene Ursachen an den Rührern und den Antrieben in Biogasanlagen auf. Hauptsächlich sind dies der mangelnde Kenntnisstand der Planer zur Hydrodynamik in den Anlagen und fahrlässiges Verhalten der Betreiber. Zu diesen Fahrlässigkeiten zählen eine ständige Steigerung des TS-Gehaltes oder das Füttern von Substraten, die im ursprünglichen Anforderungskatalog nicht enthalten waren.

Die beiden Faktoren Kostendruck und Schäden an den Rührorganen machen umfangreiche *Repowering*-Maßnahmen erforderlich. Diese Schritte sollen sicherstellen, dass auch ohne die gegenwärtigen Subventionen ein wirtschaftlicher Betrieb der Anlagen gewährleistet werden kann. Eine optimierte Rührtechnik kann ein Baustein zur Erfüllung der gestellten Forderungen darstellen. Die Problematik besteht nun darin, dass trotz der bereits langen Nutzung solcher Anlagen kaum verwertbare Untersuchungen zur Hydrodynamik in gerührten Biogasanlagen verfügbar sind. Ziel dieser Abhandlung ist es, einen Beitrag zur Schaffung von Grundlagen zur hydrodynamischen Auslegung sol-

cher Anlagen zu leisten. Im Rahmen dieser Arbeit erfolgt auf der Grundlage eines realen Stoffsystems die Beschreibung von Modellstoffsystemen für die Betrachtung verschiedener Problemstellungen in Biogasanlagen. Die Nutzung von Modellstoffsystemen reduziert die Schwierigkeiten, die im Umgang mit biologischen Systemen auftreten. Dazu gehören Stabilität des Systems, Reproduzierbarkeit der Ergebnisse, optische Zugänglichkeit und auch arbeitsschutztechnische Betrachtungen.

Innerhalb der Arbeit sind die folgenden Fragen zu beantworten:

- Welche Fließeigenschaften weist ein klassisches Substrat auf?
- Wie gut oder wie schlecht ist die Durchmischung in einer solchen Anlage?
- Gibt es Methoden Schwimm- und/oder Sinkschichten zu erfassen?
- Wenn es Probleme bei der Durchmischung gibt, ist die Homogenisierung zu verbessern?

Der Ausblick enthält auf der Grundlage entsprechender Untersuchungen Lösungsvorschläge, um die technisch und politisch definierten Ziele zu erreichen.

2 Stand der Technik

2.1 Der Biogasprozess

2.1.1 Grundlagen

Der Biogasprozess ist ein Prozess, der überall dort zu finden ist, wo unter Luftabschluss (anaerob) Biomasse abgebaut wird (Deublein & Steinhauser 2011; Eder 2012; Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR) 2013). An erster Stelle ist der Verdauungstrakt von Wiederkäuern zu nennen. Ein weiteres Beispiel für das Vorhandensein eines natürlich vorkommenden Biogasprozesses sind die sogenannten Irrlichter in Mooren (Sumpfgas).

Die an diesem Zersetzungsprozess beteiligten Mikroorganismen gehören den Bakterien und dem Reich der Archaeen (Urbakterien) an. Im Laufe der Vergärung setzen die Organismen das Substrat zur Energiegewinnung um, die jedoch aufgrund der anaeroben Bedingungen gering ist. Zusätzlich entstehen die gasförmigen Hauptprodukte Methan und Kohlendioxid. Je nach Substrat treten Ammoniak und Schwefelwasserstoff als Nebenprodukte auf. Das entstandene Gasgemisch besitzt je nach Ursprung unterschiedliche Namen. Bereits genannt wurden Sumpf- und Biogas, weitere Synonyme sind Klär-, Faul- oder auch Deponiegas. Der nach dem Zersetzen übrig bleibende feste Rückstand wird als Gärrest bezeichnet. Als potentielle Substrate dienen eine Reihe von Stoffgruppen wie Kohlenhydrate, Proteine und Fette. Der Prozess der Vergärung ist dabei in die vier folgenden Abschnitte zu unterteilen (Eder 2012):

- 1 Hydrolyse
- 2 Versäuerung (Acidogenese)
- 3 Essigsäurebildung (Acetogenese)
- 4 Methanbildung (Methanogenese).

Durch die Zerlegung von langkettigen organischen Molekülen in der Hydrolyse entstehen beispielsweise aus Polysacchariden Oligo- beziehungsweise Monosaccharide. Die nachfolgende Versäuerung führt zur Bildung von kurzkettigen Säuren, zum Beispiel Propion-, Butter- oder auch Milchsäure, und Alkoholen aus den zuvor gebildeten Einfachzuckern sowie den langkettigen Fettsäuren. An diesen ersten beiden Stufen sind in der Regel eine Reihe von Organismen beteiligt und eine Trennung dieser ist schwierig. Die Spaltung der vorliegenden Produkte in Essigsäure, Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff findet im Verlauf der Acetogenese statt. Wichtig ist der Abbau dieser Zwischenprodukte, da ein zu hoher Essigsäuregehalt und Wasserstoffpartialdruck die acetogenen

Bakterien hemmen. Geschieht dies nicht, akkumulieren die aus der Versäuerung gebildeten Säuren und der Prozess gelangt zum Erliegen. Verantwortlich für das Entfernen der Essigsäure und des Wasserstoffs sind die Archaeen in der vierten und letzten Stufe der Methanogenese. Es ist zwischen zwei Reaktionswegen zu unterscheiden. Dies sind der hydrogenotrophe:



und der acetoklastische:



Von diesen beiden Reaktionswegen ist der letztere der in Biogasanlagen häufiger Anzutreffende (Schieder et al. 2010). Die einzelnen Prozessschritte finden im Allgemeinen parallel statt. Es ist möglich, die ersten beiden Schritte separat durchzuführen (zweistufige Anlage). Darauf wird in der Regel jedoch aus Kostengründen verzichtet.

Die Organismen der dritten und vierten Stufe sind eng miteinander verknüpft (Synthrophie) (Deublein & Steinhauser 2011).

Das pH-Optimum für die Hydrolyse und die Versäuerung liegt in einem Bereich von $\text{pH} = 4,7 - 6,5$. In den letzten beiden Stufen ist dieser höher und befindet sich im Bereich von $\text{pH} = 7,0 - 8,5$. Für einen optimalen Betrieb in einer einstufigen Anlage ist der pH-Wert der Essigsäure- und Methanbildung anzupassen (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR) 2013). Neben dem pH-Wert hat die Temperatur einen wesentlichen Einfluss auf den Prozess. Drei Temperaturregime sind zu unterscheiden, das Thermophile mit Temperaturen zwischen $\theta = 45 - 55 \text{ °C}$, das Mesophile mit $\theta = 30 - 44 \text{ °C}$ und der Psychrophile Temperaturbereich. Die Temperaturen sind kleiner als $\theta = 30 \text{ °C}$. In der Regel läuft der Prozess bei höheren Temperaturen schneller ab, jedoch ist dann die Diversität der Organismen nicht sehr hoch, dies führt zu einer Anfälligkeit gegenüber Temperaturschwankungen. Um die Forderung nach einer hohen Stabilität zu erfüllen, wird eine mesophile Fahrweise mit einem entsprechend breiten Spektrum an Gattungen angestrebt.

Das entstandene Biogas unterscheidet sich in Abhängigkeit vom gewählten Substrat und Temperaturregime stark in seiner Zusammensetzung (Tabelle 1).

Das produzierte Gemisch wird in der Regel entweder direkt im Blockheizkraftwerk (BHKW) verstromt oder in das Erdgasnetz eingespeist. Beide Fälle erfordern die Entfernung von Ammoniak, Schwefelwasserstoff und Wasserdampf. Die Ansprüche durch das Erdgasnetz machen eine zusätzliche Aufbereitung erforderlich (Urban, W. 2009).

Hierzu gehört insbesondere die Entfernung des Kohlendioxids durch Druckwechseladsorption, Druckwasserwäsche oder Membrantrennverfahren.

Tabelle 1: Typische Bereiche für die Anteile der Komponenten für die Zusammensetzung von Biogas nach (Wöllauer 2007)

Komponente	Anteil [%]
Methan	40 – 75
Kohlenstoffdioxid	25 – 55
Stickstoff	0 – 5
Sauerstoff	0 – 2
Wasserstoff	0 – 1
Ammoniak	0 – 1
Schwefelwasserstoff	0,005 – 0,5
Wasserdampf	0 – 10

Obwohl der Prozess in der Natur weit verbreitet ist, hat der Mensch sich ihn erst relativ spät zunutze gemacht (Deublein & Steinhauser 2011). Der Beginn der Nutzung ist im 19. Jahrhundert mit der Nutzung von Klärgas für Gaslaternen zu finden. Ein erster großer Sprung in der Nutzung von Klärgas ist in den dreißiger Jahren mit den Autarkiebestrebungen des 3. Reiches zu finden. Das Gas wurde vor allem zum Beheizen und als Treibstoffersatz verwendet. Nach dem zweiten Weltkrieg zeigten insbesondere die Versuche von Karl Imhoff, dass Kuhmist bedeutend mehr Methan liefert als Klärgas (Deublein & Steinhauser 2011), sodass es zwar einen weiteren Aufschwung gab, jedoch konnte sich die Biogasanlage in den fünfziger Jahren nicht gegen das relativ billige Erdöl und Erdgas durchsetzen. Mit den Ölkrisen in den siebziger Jahren erlebte der Bau von Biogasanlagen einen erneuten Aufschwung, der jedoch in den achtziger Jahren mit dem Fall der Ölpreise wieder gedämpft wurde. Der nächste große Biogasboom entwickelte sich zum Anfang des 21. Jahrhunderts mit seinem vorläufigen Höhepunkt im Jahre 2013. Dieser wurde mit dem Ausbau der erneuerbaren Energien und der Zielvereinbarung der europäischen Union zur Reduktion der Treibhausgase forciert (Wilke 2013). Insbesondere in dieser Zeit nahm der Bau von Anlagen zu, die mit nachwachsenden Rohstoffen beschickt werden. Als Energiepflanze an erster Stelle ist der Mais zu nennen. Jedoch führte der je nach Region unterschiedlich starke Anbau dieser Pflanzen zu einer gefühlten „Vermaisung“ der Landschaften, wie Zeitungen zu berichten wussten (Daller 2011; Janzing 2012; Schierack 2012; Maurin 2013). Dies und eine Geruchsbelästigung führten zu einer gesunkenen Akzeptanz von Biogasanlagen in der Bevölke-

rung (Ehrenstein et al. 2012). Dennoch ist Mais immer noch ein wichtiges Substrat. Im Jahr 2013 betrug der massenbezogene Anteil der NaWaRo an allen eingesetzten Substraten circa 48 %, davon waren rund 73 % Maissilage (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR) 2015). Der Grund dafür ist darin zu sehen, dass die Maissilage von allen Substraten den höchsten Ertrag mit $V_N = 200 \text{ m}^3/t_{FM}$ liefert (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR) 2015). Je nach eingesetztem Substrat kann in industrielle oder landwirtschaftliche Biogasanlagen unterschieden werden. Landwirtschaftlichen Biogasanlagen werden in erster Linie mit Gülle, Mist, Erntereststoffen oder Energiepflanzen betrieben. Demgegenüber werden in industriellen Anlagen Rückstände der Nahrungsmittelindustrie, Schlachtabfälle, Fette oder Glycerin verwendet.

2.1.2 Durchmischung in Biogasreaktoren

Der Durchmischung in Biogasanlagen kommt eine Reihe von wichtigen Aufgaben zu. Sie soll für den Ausgleich von pH-, Temperatur-, und Substratgradienten sorgen und eine Sedimentation (Sinkschicht) oder ein Aufschwimmen des Substrates (Schwimm-schicht) verhindern (Stafford 1982; Leutner 2013). Die Erfüllung dieser Aufgaben soll mit einem besonders geringen Leistungseintrag von unter $P/V = 10 \text{ W/m}^3$ erfolgen (U. S. Environmental Protection Agency 1987). Somit soll eine Schädigung der Biozönose durch eine zu starke Rührintensität vermieden und der Anteil der Rührwerke am Eigenenergiebedarf gering gehalten werden. Dieser kann nach Anlagentyp zwischen 30 % und bis zu 54 % betragen und ist nach der Peripherie für das BHKW der zweitgrößte Energieverbraucher (Dachs & Rehm 2006).

Im Laufe von Entwicklung, Nutzung und Bau von Biogasanlagen haben sich verschiedene Durchmischungstechniken durchgesetzt. Die wichtigsten Bauformen sind in Abbildung 1 dargestellt. Circa 60 % der deutschen Anlagen sind mit Tauchmotorrührwerke ausgerüstet (Johann Heinrich von Thünen-Institut (vTI) / Institut für Agrartechnologie und Biosystemtechnik 2009). Die flachen Behälter besitzen bei Füllhöhen von bis zu $H = 6 \text{ m}$ einen Durchmesser im Bereich von $D = 10 - 15 \text{ m}$. Die Rührerdurchmesser variieren von $d = 300 - 2100 \text{ mm}$ (Springer 2011). In den meisten Fällen sind innerhalb des Behälters zwei bis drei Motoren angebracht. Insbesondere bei hochfeststoffbeladenen Substraten kommen Paddelrührwerke zum Einsatz. Weitere Verfahren sind die pneumatische Durchmischung, das Umpumpen des Substrates oder eine Durchmischung durch exzentrisch angeordnete Rührer. Zentralgerührte Anlagen sind mit 6 % aller Anlagen selten, obwohl dieser Typ im direkten Vergleich mit den alternativen Modellen einen niedrigen spezifischen Energieverbrauch aufweist (Eder 2012).

Zudem ist nur ein Rührwerksmotor vorhanden, dieser befindet sich außerhalb des Gärbehälters und ist für Wartungsarbeiten leichter zu erreichen und dem aggressivem Medium nicht direkt ausgesetzt (Verringerung des Verschleißes). Durch eine Montage der Tauchmotoren im Behälter können Kühlprobleme entstehen, diese liegen bei einer Montage außerhalb nicht vor. Ein wesentlicher Nachteil sind die hohen Investitionskosten für eine solche Anlage, da eine feste Decke für die Montage des Rührwerks unabdingbar ist. Oftmals wird bei dieser Bauart eine Neigung zur Schwimmschichtbildung in den Randzonen angegeben (Postel et al. 2009). Das Volumen zentral gerührter Gärbehälter kann bis zu $V = 5.000 \text{ m}^3$ betragen. Der Behälterdurchmesser liegt im Bereich von $D = 16 \text{ m}$ bei einer durchmesserbezogenen Füllhöhe von $H/D = 1,00 - 1,30$. Das dimensionslose Rührerdurchmesser Verhältnis beträgt gewöhnlich $d/D = 0,20 - 0,25$. Die eingesetzten zwei- oder dreiflügeligen Rührer besitzen demnach einen Durchmesser von bis zu $d = 4 \text{ m}$. Die Stufenanzahl beträgt üblicherweise zwei bis drei. Die eingestellten Drehzahlen um $N = 20 \text{ RPM}$ führen zu der Bezeichnung Langsamläufer für solche Rührwerke. Im Vergleich dazu können die Drehzahlen für Tauchmotoranlagen bis zu $N = 300 \text{ RPM}$ betragen.

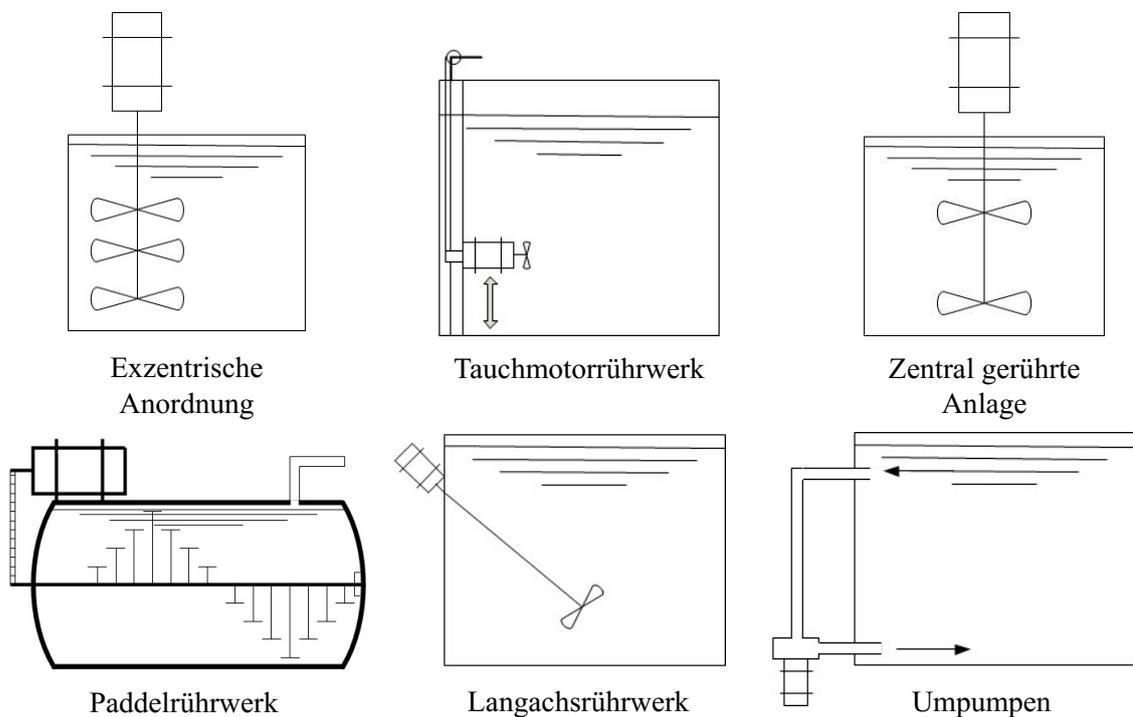


Abbildung 1: Durchmischungs- und Pumpentechniken in Biogasanlagen nach (Eder 2012)

Neben den verschiedenen Durchmischungs- und Pumpentechniken haben sich auch unterschiedliche Betriebsmodi entwickelt. Es gibt kontinuierlich gerührte und intervallartig gerührte Anlagen. Dies geschieht mit dem Ziel der Energieeinsparung. Aus der Literatur lassen sich

anhand der folgenden Einflussfaktoren Empfehlungen für die Auswahl geeigneter Rührwerke ableiten (Deerberg et al. 2009; Kissel et al. 2014):

- Volumen und Art des Gärbehälters
- Eigenschaften, Ort der Substratzugabe und Füllstand
- Einsatzzweck und –ort des Rührwerks
- Jährliche Betriebsstunden
- Anschaffungs-, Instandhaltungs- und Ausfallkosten, Service- und Garantieleistungen des Herstellers
- Montage- und Wartungsfreundlichkeit
- Flexibilität und Umfang der Regelungsmöglichkeiten

2.2 Grundlagen der Rührtechnik

2.2.1 Leistungskennzahl

Der Rührkessel ist einer der wichtigsten und vielseitigsten verfahrenstechnischen Apparate. Er findet Anwendung als Vorlagebehälter, Lagertank oder Reaktor in der chemischen und pharmazeutischen Industrie sowie in der Biotechnologie. Die Aufgabenstellungen, die zu bewältigen sind, lassen sich unter den folgenden Gesichtspunkten zusammenfassen (Liepe et al. 1998):

- Homogenisieren zweier ineinander löslichen Flüssigkeiten
- Dispergieren zweier nicht ineinander löslichen Flüssigkeiten, bzw. das Einbringen von Gas in eine Flüssigkeit (z.B. Sauerstoff in aeroben Prozessen)
- Suspendieren (Aufwirbeln von Partikeln) zum Beispiel bei der Anwesenheit eines festen Katalysators oder bei Kristallisationsprozessen
- Problemstellungen der Wärmezufuhr- und –abfuhr.

Im Biogasprozess spielen insbesondere das Verteilen des Substrates und die Vermeidung von Schwimm- und Sinkschichten eine wichtige Rolle. Daneben ist primär in den Wintermonaten auf eine adäquate Wärmezufuhr zu achten, da insbesondere thermophile Anlagen empfindlich auf Temperaturschwankungen reagieren.

Ein wesentlicher Punkt für die Auslegung des Rührapparates ist die benötigte Rührleistung P . Die Berechnung ist mit Gleichung (2-1) gegeben:

$$P = Ne \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5. \quad (2-1)$$

Die Dichte ρ des Mediums, insbesondere die Drehzahl N und der Durchmesser d besitzen eine entscheidende Rolle. Die Bestimmung der erforderlichen Leistung kann auch aus dem Drehmoment M und der Drehzahl erfolgen:

$$P = 2\pi \cdot N \cdot M. \quad (2-2)$$

Die Newton-Zahl Ne oder auch Leistungsbeiwert (engl.: power number) ist eine dimensionslose Kennzahl, die von der Geometrie des Rührers, der Art der Bewehrung und der Reynolds-Zahl abhängig ist (Liepe et al. 1998). Die Reynolds-Zahl Re ist durch die Gleichung (2-3) definiert:

$$Re = \frac{N \cdot d^2 \cdot \rho}{\eta}. \quad (2-3)$$

Allgemein gibt sie das Verhältnis zwischen Trägheits- und Zähigkeitskräften an. Mit Hilfe der Reynolds-Zahl sind drei Strömungsregime zu unterscheiden:

- a) Im Bereich, in dem $Ne \cdot Re = \text{konstant}$ gilt, liegt eine laminare Strömung vor (in der Regel bei $Re < 10$). Es dominieren die Viskositätskräfte, die Bewehrung hat keinen Einfluss auf die Newton-Zahl (Liepe et al. 1998). Bei sehr wandgängigen Rührern (Wendel, Anker) kann auch noch bis $Re = 1.000$ eine laminare Strömung vorhanden sein.
- b) Im vollturbulenten Bereich, je nach Rührertyp ab $Re = 10.000 \dots 50.000$, handelt es sich bei der Newton-Zahl um eine Konstante. Die Viskosität η verliert ihren Einfluss und es dominieren ausschließlich die Trägheitskräfte (Druckkräfte).
- c) Der Übergangsbereich befindet sich zwischen diesen beiden Abschnitten. Hier sind sowohl die Druckkräfte als auch die Zähigkeitskräfte relevant. Jedoch nimmt der Einfluss letzterer mit steigender Reynolds-Zahl ab.

Der Verlauf der Ne - Re -Kurve lässt sich für viele Rührer durch die folgende Gleichung näherungsweise beschreiben:

$$Ne = \frac{C_{Lam}}{Re} + C_{Turb}. \quad (2-4)$$

Diese vereinfachte Darstellung der Leistungscharakteristik stellt die Realität für ausgewählte Rührer bis auf ein leichtes Unterschwingen beim Scheibenrührer sehr gut dar (Abbildung 2). Die Newton-Zahl eines unbewehrten Systems (ohne Stromstörer) ist unter gleichen Einbaubedingungen kleiner als die eines Systems mit Stromstörern. Durch das Fehlen von Stromstörern wird die Flüssigkeit in Rotation versetzt und die angreifenden Kräfte (Zentrifugalkraft und Gewichtskraft) verformen die Oberfläche, es kommt zur Trombenbildung (Kraume 2012). Diese ist oftmals unerwünscht, da der Lufteintrag aufgrund der fehlenden Wasserlagerung des Rührorgans zu Unwuchten führen kann (Zlokarnik 1999). In diesem Fall ist durch die vorhandene Dichteänderung neben der Reynolds-Zahl auch die Froude-Zahl Fr zu berücksichtigen (Liepe et al. 1998):

$$Fr = \frac{N^2 \cdot d}{g} \quad (2-5)$$

Die Froude-Zahl beschreibt das Verhältnis von Trägheits- zu Scherkräften. Sie ergibt sich aus der Drehzahl N , dem Rührerdurchmesser und der Erdbeschleunigung g . Mit dieser Kennzahl können Oberflächenphänomene beschrieben werden. Ein Beispiel ist die Messung der kritischen Drehzahl, bei der die Trombe den Rührer erreicht. Ein weiterer Punkt ist die Beschreibung der Absaugung einer zweiten leichteren Phase von der Oberfläche (Liepe et al. 1998).

In diesem Fall wird oft eine modifizierte Gleichung genutzt:

$$Fr = \frac{N^2 \cdot d}{g} \cdot \frac{\rho}{\Delta\rho} \quad (2-6)$$

Hierbei gibt $\Delta\rho$ die Dichtedifferenz zwischen den beiden Phasen an.

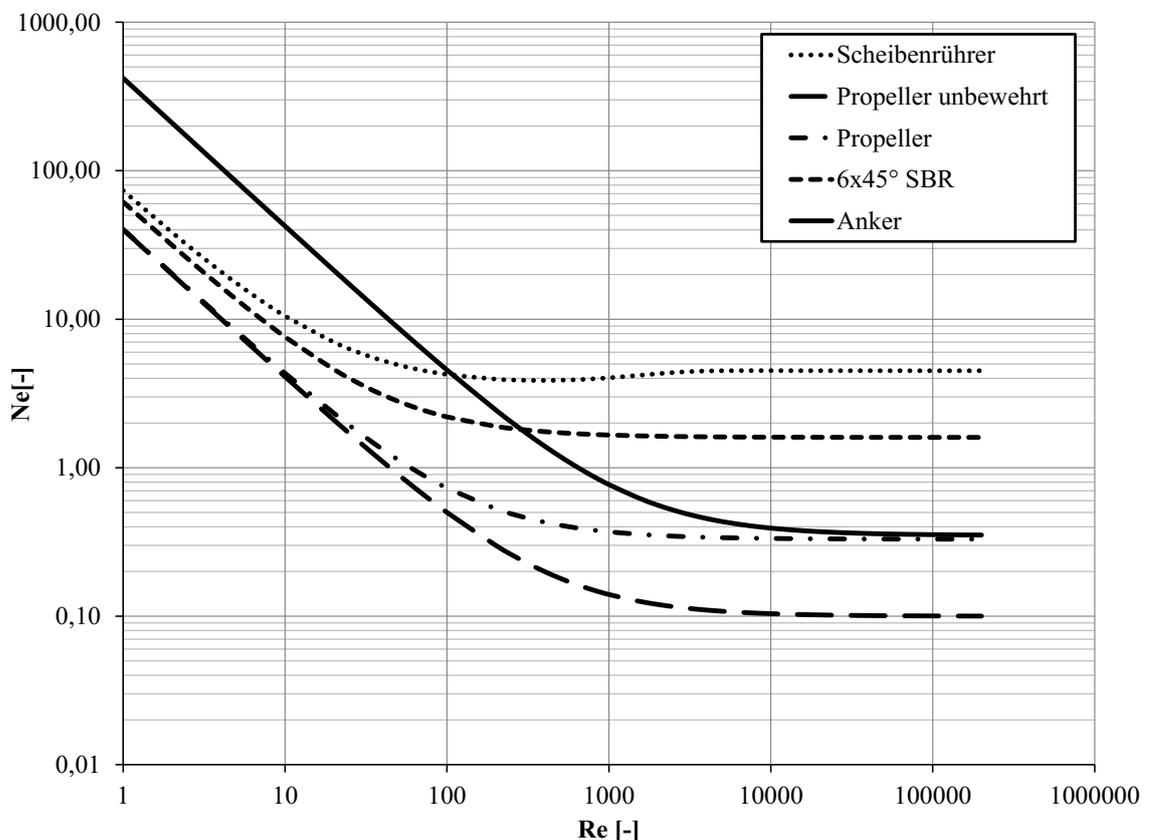


Abbildung 2: Darstellung der Newton-Zahl in Abhängigkeit von der Reynolds-Zahl für einige ausgewählte Rührer nach (Zlokarnik 1999)

Für die Beschreibung der Partikelbewegung ist die Archimedes-Zahl Ar wichtig:

$$Ar = \frac{g \cdot d_p^3}{\nu^2} \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho} \quad (2-7)$$

Eine Interpretation dieser Kennzahl ist das Verhältnis der Änderung der Gewichtskraft (durch die Auftriebskraft) zur Reibungskraft. Je größer die Archimedes-Zahl ist

($Ar \gg 1$), umso schneller sinken die Partikel ab. Je kleiner diese Kennzahl ist ($Ar \ll 1$), desto stärker neigen die Partikel zum Aufsteigen.

2.2.2 Mischkennzahl

Die als Mischen oder Homogenisieren zweier ineinander löslicher Komponenten bezeichnete Operation stellt eine wichtige Aufgabe im Rührapparat dar. Verschiedene Rührorgane haben je nach Strömungsregime ein unterschiedliches Homogenisiervermögen. Mischzeitversuche dienen zur Charakterisierung des Vermischungsverhaltens von Rührern. Es existieren eine Reihe von Methoden zur Ermittlung, häufig finden die Sondenmethode und die Methode des letzten Farbumschlags Verwendung (Hiby 1979). Es ist jedoch zu beachten, dass Sonden immer als Einbauten zu betrachten sind und einen Einfluss auf die Strömung im Rührapparat und somit auf die Leistungsaufnahme und die Durchmischung besitzen (Wollny 2010). Für unbewehrte Behälter ist auf die Methode des letzten Farbumschlags zurückzugreifen, wenn eine optische Zugänglichkeit vorliegt. Zur Messung der Mischzeit wird eine chemische Farbreaktion genutzt. Die beiden am häufigsten angewendeten Farbreaktionen sind (nach GVC-Fachausschuss "Mischvorgänge" 1997; in Kraume 2006):

- die Neutralisation von Natronlauge mit Chlorwasserstoffsäure und Phenolphthalein als Indikator (Säure-Base-Reaktion);
- das Entfärben von Iodkaliumiodidlösung mit einer Thiosulfatlösung (Redoxreaktion).

Anders als Sondenmethoden sind Farbreaktionen in der Lage, Totzonen bezüglich der Durchmischung sichtbar zu machen (Mavros 2001).

Bei der Realisierung solcher Untersuchungen ist die farbige Komponente vorzulegen und anschließend der Behälterinhalt durch die Zugabe der zweiten Komponente zu entfärben. Die Mischzeit t_H ist die Zeit, die zur kompletten Entfärbung des Behälterinhaltes erforderlich ist. Die Multiplikation mit der Drehzahl ergibt die dimensionslose Mischkennzahl c_H :

$$c_H = t_H \cdot N. \quad (2-8)$$

Diese Kennzahl ist für den turbulenten Bereich eine Konstante, unabhängig vom Maßstab und somit gut für die Auslegung eines Rührapparates geeignet. Mischkennzahlen liegen für klassische bewehrte Rührer im turbulenten Strömungsregime im Bereich von 20 bis 50 (Liepe et al. 1998). Für das Vorliegen einer laminaren Strömung steigt sie mit sinkender Reynolds-Zahl an. Bei sehr kleinen Reynolds-Zahlen treten häufig Mischprobleme auf, welche zum Beispiel Totzonen oder Ringwirbelbildung sein können

(Henzler 1978). Die einfache Durchführbarkeit der Versuche liefert schnelle Ergebnisse und Hinweise auf Probleme. Dadurch besitzt diese Kennzahl neben dem Leistungsbeiwert eine große Bedeutung.

Die Mischkennzahl gibt an, wie viele Umdrehungen erforderlich sind, um eine vorgegebene Mischgüte zu erreichen (Kraume 2012):

$$M = 1 - \delta. \quad (2-9)$$

Hierbei ist δ die relative Abweichung von der Endkonzentration. Häufig wird die Mischkennzahl mit einer Mischgüte von 95 % ermittelt. Eine Umrechnung der Mischkennzahlen auf verschiedene Mischgüten ist durch (Henzler 1978) beschrieben:

$$\frac{(N \cdot t_H)_{1-\delta}}{(N \cdot t_H)_{1-0,05}} \approx 1 + 0,56 \cdot \log\left(\frac{0,05}{\delta}\right). \quad (2-10)$$

2.2.3 Axialkraftbeiwert

Die Axialkraft kann mit Hilfe des dimensionslosen Axialschubs c_{Ax} , der Dichte des Fluids, der Drehzahl und des Rührerdurchmessers bestimmt werden:

$$F_{Ax} = c_{Ax} \cdot \rho \cdot N^2 \cdot d^4. \quad (2-11)$$

Diese Axialkraft ist für axial fördernde Rührer in erster Näherung gleich dem eingetragenen Impulsstrom \dot{I}_R (Liepe et al. 1998):

$$F_{Ax} = \dot{I}_R. \quad (2-12)$$

Der Impulsstrom ist entscheidend für den Zirkulationsvolumenstrom und damit für die Stabilität von Mehrphasenströmungen (Liepe et al. 1998). Die Bestimmung der Axialkraft erfolgt über eine Wägemethode. Ausgangspunkt ist die Annahme, dass die Druckunterschiede der Änderung der Gewichtskraft im System gleichsetzbar sind. Der gesamte Behälter ist für eine Messung auf einer Waage positioniert und die Änderung der Gewichtskraft wird bei Änderung der Drehzahl ermittelt. Durch Gleichsetzen der Änderung der Gewichtskraft mit der Axialkraft ist der Axialkraftbeiwert berechenbar (Fořt et al. 2013). Für den RUAX-Rührer[®] gibt (Liepe et al. 1998) einen Wert für den bewehrten Zustand von $c_{Ax} = 0,30$ an.

2.2.4 Trombenbeiwert

Neben dem Axialkraftbeiwert spielt insbesondere für unbewehrte Systeme auch der Trombenbeiwert eine Rolle (Liepe et al. 1998):

$$c_T = \frac{g \cdot h_T}{N^2 \cdot d^2}. \quad (2-13)$$

Bei Kenntnis des Trombenbeiwertes ist mit der Definition die Trombentiefe abschätzbar, sodass ein Durchschlagen der Lufttrombe bis zum Rührer vermeidbar ist. Die Glei-

chung (2-13) leitet sich aus der Froude-Zahl ab. Detaillierte Modelle zur Trombentiefe für verschiedene Rührertypen sind durch (Zlokarnik 1971) gegeben.

2.3 Rheologie

2.3.1 Grundlagen der Rheologie

Die Viskosität η wird im Allgemeinen als das Vermögen interpretiert, einer Formveränderung Widerstand zu leisten. Für die Herleitung der dynamischen Viskosität wird klassischerweise die Couette-Strömung (Abbildung 3) herangezogen.

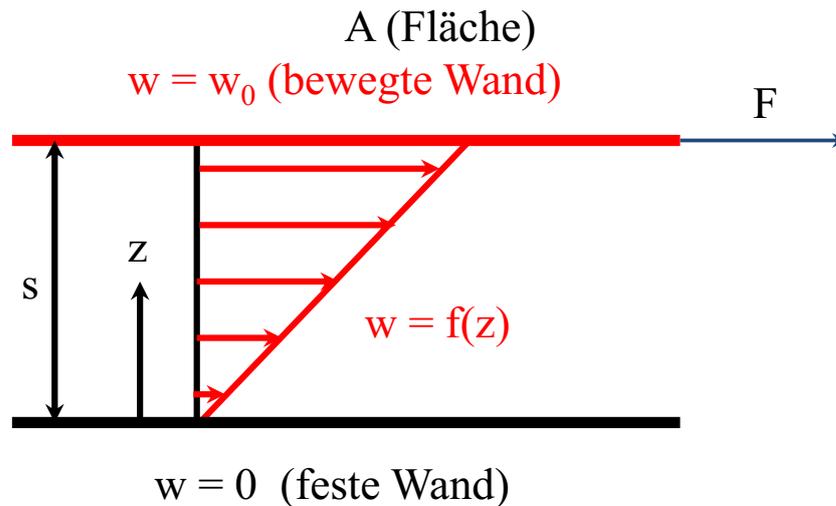


Abbildung 3: Couette Strömung mit ausgebildetem Geschwindigkeitsgefälle in einem Fluid zwischen einer festen und einer bewegten Wand der Fläche A mit einer Kraft F und der entsprechend resultierenden Geschwindigkeit w_0 . In Abhängigkeit von der Entfernung z von der festen Wand ergibt sich eine Geschwindigkeit $w = f(z)$

Bei dieser Strömungsform bildet sich durch die Bewegung einer Wand mit einer konstanten Geschwindigkeit über eine stehende Wand in dem Flüssigkeitsfilm mit der Dicke s zwischen den beiden Platten ein Geschwindigkeitsgefälle aus. Daraus ergibt sich die Schubspannung τ aus der angreifenden Kraft und der Fläche A der Platte:

$$\tau = \frac{F}{A}. \quad (2-14)$$

τ ist proportional zum Geschwindigkeitsgradienten, der allgemein als Scherrate oder auch als Deformation bezeichnet wird:

$$\frac{dw}{dz} = \dot{\gamma} \propto \tau. \quad (2-15)$$

Die Proportionalitätskonstante zwischen diesen beiden Größen ist die dynamische Viskosität η . Daraus ergibt sich das Newton'sche Fließgesetz:

$$\tau = \eta \cdot \dot{\gamma}. \quad (2-16)$$

Diese Gleichung gilt jedoch nur für Fluide, bei denen die Viskosität nur von dem Druck und der Temperatur abhängig ist. In vielen Anwendungsfällen der Lack- und Farbin-

dustrie sowie Lebensmittel- und Biotechnologie ist die Viskosität zusätzlich von der Dauer und der Intensität der Scherung abhängig. Die wichtigsten Ansätze für die Beschreibung dieses Verhaltens sind der Potenzansatz nach Ostwald und de Waele:

$$\tau = K \cdot \dot{\gamma}^n. \quad (2-17)$$

und die Erweiterung, die Herschel-Bulkley-Beziehung:

$$\tau = \tau_0 + K \cdot \dot{\gamma}^n. \quad (2-18)$$

K ist der Konsistenzfaktor und n der Fließindex. Die Fließgrenze τ_0 ist die Mindestschubspannung, die aufzubringen ist, damit der Stoff zu fließen beginnt. Existiert keine Fließgrenze und ist der Fließindex $n = 1$ geht die Gleichung (2-18) in die Gleichung (2-16) über. Der Fließindex n beschreibt das Abweichen vom Newton'schen Verhalten. Demnach ist eine Unterscheidung in drei Fälle (Abbildung 4) notwendig.

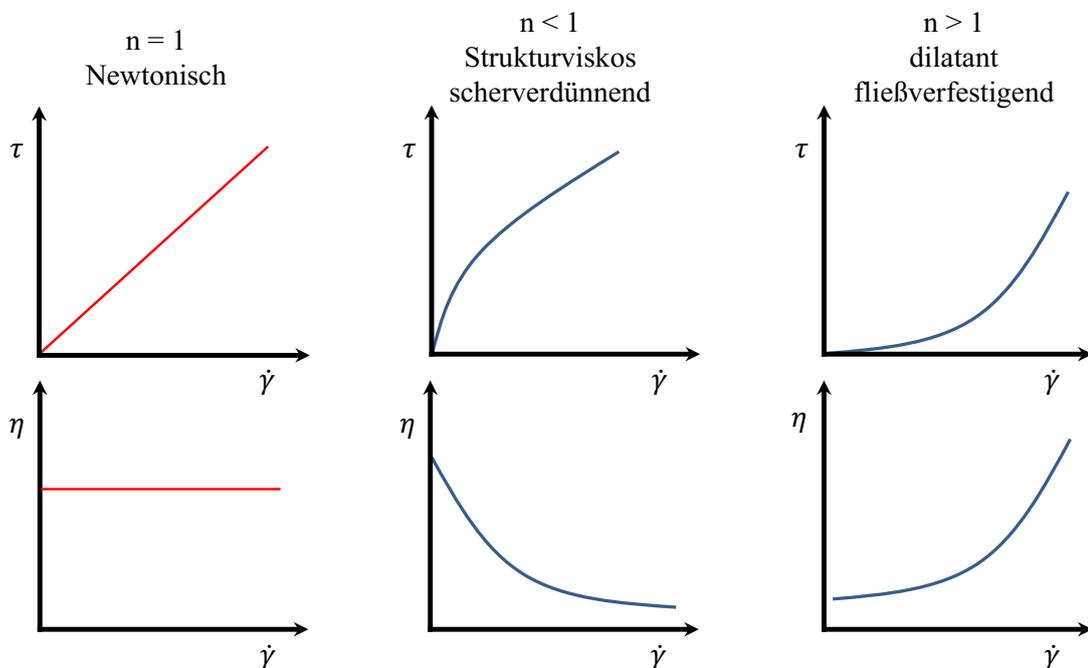


Abbildung 4: Schematische Darstellung der Fließ- und Viskositätskurven für die drei Unterscheidungsfälle für den Potenzansatz nach Ostwald und de Waele

Der beschriebene Fall des Newton'schen Verhaltens ($n = 1$). Der Fall, dass $n < 1$ ist und die Viskosität mit steigender Scherrate abnimmt. Es handelt sich dann um ein strukturviskoses oder scherverdünnendes Fluid. Mit steigender Scherrate richten sich die Moleküle in der Strömung aus (sie ordnen sich) und somit sinkt die Viskosität. Polymerlösungen weisen ein solches Verhalten auf. Im dritten Fall ist der Fließindex größer als eins ($n > 1$). Es wird von einem dilatanten oder auch scherverdickendem Medium gesprochen. Bei Sand-Wasser-Gemischen wird durch eine zunehmende Belastung das Wasser zwischen den Partikeln verdrängt, wodurch sich die Reibung erhöht und somit die Viskosität. Ein weiteres bekanntes dilatantes Gemisch ist eine Stärke-Wasser-

Suspension (Mezger 2012). Im Zusammenhang mit nicht Newton'schen Medien wird von einer scheinbaren oder repräsentativen Viskosität η_R gesprochen:

$$\eta_R = K \cdot \dot{\gamma}_R^{n-1}. \quad (2-19)$$

Die repräsentative Scherrate $\dot{\gamma}_R$ ist bei einem Rheometer mit der Messkörperkonstante nach Gleichung (4-7) zu ermitteln. Ein weiteres häufiges Model für die Beschreibung des Fließverhaltens ist der Ansatz nach Bingham:

$$\tau = \tau_0 + \eta \cdot \dot{\gamma}. \quad (2-20)$$

Nach dem Überschreiten der Fließgrenze nimmt die Schubspannung proportional zur Scherrate zu. Neben diesen existieren für das Beschreiben der Fließeigenschaften eine Reihe weiterer Ansätze z. B. nach Casson oder Carreau (Mezger 2012).

Bei einem zeitabhängigen Verhalten der Viskosität sind zwei Fälle zu unterscheiden, die sogenannte Thixotropie und das rheopexe Verhalten. Im Falle der Thixotropie nimmt die Viskosität bei gleichbleibender Beanspruchung mit zunehmender Dauer der Scherung ab, bei der Rheopexie nimmt sie zu. Nach Wegnahme der Belastung kehren die Fluide in Ihren Ausgangszustand zurück. Ein bekanntes Fluid mit thixotropen Verhalten ist Ketchup (Mezger 2012).

Die bisher vorgestellten Betrachtungen gingen von rein viskosen Fluiden aus, die Problematik besteht jedoch darin, dass insbesondere hochviskose Fluide auch einen elastischen Anteil aufweisen (Mezger 2012). Dieser Effekt kann von der Zeit, der Temperatur und der Frequenz, d. h. von der zeitlichen Änderung der Belastung, abhängig sein. Durch den elastischen Anteil vermag sich das Fluid in Grenzen reversibel zu verformen. Die Kombination der elastischen und viskosen Anteile wird vereinfacht durch die Ersatzkörper Feder und Dämpfungszyylinder dargestellt. Die beiden bekanntesten Ersatzschaltbilder sind die Reihenschaltung (Maxwell-Körper) und die Parallelschaltung (Kelvin-Körper) dieser beiden Körper (Abbildung 5). Wird ein Kelvin-Körper gedehnt, dann begrenzt der Zylinder die Dehnung. Nach der Entlastung des Fluids, erreicht es durch die Feder den Zustand vor der Verformung. Es gibt ein zeitabhängiges Fließen und eine begrenzte, reversible Verformung gemäß dem Hook'schen Gesetz. Beim Maxwell-Körper verformt sich die Feder bei Belastung sofort und anschließend wird der Zylinder bewegt. Bei Wegnahme der Belastung bleibt der Zylinder in seiner Position, die Feder nimmt jedoch ihren Ausgangszustand an. Demzufolge ist eine unbegrenzte, irreversible Verformung, aber auch ein zeitunabhängiger reversibler Anteil vorhanden.

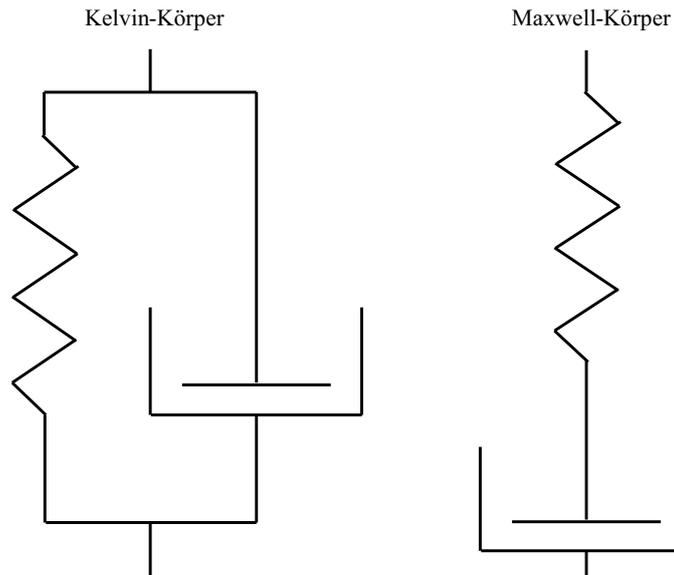


Abbildung 5: Schematische Darstellung des Maxwell- und des Kelvin-Körpers mit Feder und Dämpfungszylinder

Eine wichtige dimensionslose Kennzahl im Zusammenhang mit der Viskoelastizität eines Stoffes ist die Weissenberg-Zahl (Wi):

$$Wi = \frac{N_1}{\tau} \quad (2-21)$$

Sie beschreibt das Verhältnis zwischen den viskoelastischen und den elastischen Anteilen durch das Verhältnis der 1. Normalspannungsdifferenz und der Schubspannung (2-22):

$$N_1 = \tau_{xx} - \tau_{yy} \quad (2-22)$$

Eine weitere Berechnung ist über die Relaxationszeit λ und die Drehzahl des Rheometers N_R vorhanden:

$$Wi = N_R \cdot \lambda \quad (2-23)$$

Für die mathematische Beschreibung des elastischen und viskosen Anteils eines Fluids wird der komplexe Schubmodul G^* verwendet. Dieses Schubmodul setzt sich zusammen aus dem Speichermodul G' und dem Verlustmodul G'' . Der Speichermodul beschreibt die Energie, die nach der Deformation im Körper gespeichert ist und eine vollständige Rückdeformation ermöglicht. Der Verlustmodul ist der Teil der Energie, der benötigt wird, um die Probe zu deformieren, sie ist daher nach dem Entlasten der Probe in Wärme dissipiert. Der Quotient aus G'' und G' wird als Dämpfungsfaktor $\tan\delta$ bezeichnet:

$$\tan\delta = \frac{G''}{G'} \quad (2-24)$$

Ist der Speichermodul im Vergleich zum Verlustmodul sehr klein, handelt es sich um ein klassisches Newton'sches Fluid. Bei den ideal-elastischen Festkörpern ist der Ver-

lustmodul sehr viel kleiner als der Speichermodul. Den Übergang zwischen diesen beiden Gruppen bilden die viskoelastischen Materialien. Diese weisen einen messbaren Speichermodul sowie einen messbaren Verlustmodul auf. Falls in diesem Bereich der Speichermodul größer ist als der Verlustmodul, ist es ein Feststoff, andernfalls handelt es sich um eine Flüssigkeit.

Für die Ermittlung der Module sind Oszillationsmessungen durchzuführen. Sie bestehen aus den zwei Teilmessungen Amplitudentest (oder auch Amplituden-Sweep) und Frequenz-Sweep. Beim Amplitudentest wird die Deformation erhöht, die Frequenz des Auslenkens bleibt jedoch konstant. Eine Umrechnung der Deformation in die Scherrate ist mit Hilfe der Kreisfunktion verfügbar:

$$\dot{\gamma} = \gamma_A \cdot \omega. \quad (2-25)$$

Diese Versuche dienen in erster Linie der Festlegung des linear-viskoelastischen Bereichs (LVE). In diesem Bereich weisen sowohl G' als auch G'' einen konstanten Wert auf. Der anschließende Frequenz-Sweep ist bei einer Amplitude durchzuführen, die im LVE-Bereich liegt.

2.3.2 Ermittlung der Viskosität

Für die Bestimmung der Viskosität gibt es verschiedene Messmethoden. Für einfache Anwendungen in der Prozesskontrolle sind häufig relative Messungen wie der Auslaufbecher oder das Kugelfallviskosimeter im Einsatz. Die jedoch weit wichtigere Gruppe sind die Messgeräte, die absolute Messungen durchführen. Hierzu gehören die Kapillarviskosimeter (Rohrviskosimeter) und die Rheometer (Mezger 2012).

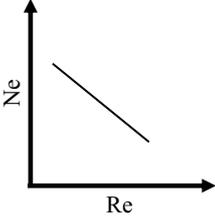
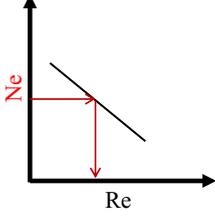
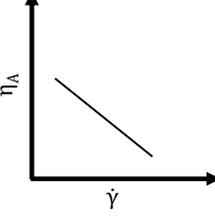
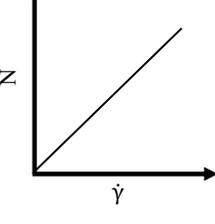
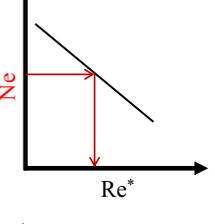
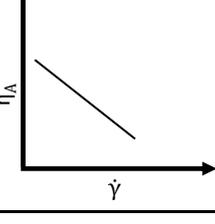
Die Problematik bei Biogassubstraten besteht in der Mehrphasigkeit mit faserigen Bestandteilen. Diese Fasern erreichen Längen von mehreren Zentimetern. Bei Messspalten von wenigen Millimetern ist eine Messung solcher Stoffsysteme nicht gegeben, da die Partikelgröße 1/10 von der Spaltweite betragen soll (Mezger 2012). Messungen mit dem klassischen Rheometer sind nur mit speziellen Messsystemen, wie einem auf 20 mm vergrößerten Ringspalt durchführbar (Türk et al. 1987).

Das Rührerviskosimeter (Jr et al. 1997; Biswas et al. 2002) basiert zumeist auf dem Ansatz von (Metzner & Otto 1957). Die Ermittlung der Scherrate und der Schubspannung erfolgt wie bei allen Rotationsmessungen mit dem gemessenen Drehmoment und der eingestellten Drehzahl. Im laminaren Bereich gilt:

$$\dot{\gamma}_R = C_{Mo} \cdot N. \quad (2-26)$$

Für die Bestimmung rheologischer Daten mit Hilfe dieses Verfahrens sind mehrere Schritte erforderlich (Tabelle 2).

Tabelle 2: Ablaufplan für die Durchführung des Verfahrens nach (Metzner & Otto 1957) zur Ermittlung der Viskositätsfunktion für ein unbekanntes nicht Newton'sches Fluid

Schritt	Schematische Darstellung	Fluid	Relevante Gleichung
Ermittlung der Leistungskurve für den laminaren Bereich		Newton'sches Fluid	$Ne = \frac{C_{lam}}{Re}$
Ermittlung der Leistungsbeiwerte		Bekanntes nicht Newton'sches Fluid A	$Re = \frac{C_{lam}}{Ne}$ $\eta_R = \frac{N \cdot D^2 \cdot \rho}{Re}$
Ermittlung der Viskositätsfunktion		Bekanntes nicht Newton'sches Fluid A	$\eta_R = K \cdot \dot{\gamma}^{n-1}$
Ermittlung der Konstante nach (Metzner & Otto 1957)		Bekanntes nicht Newton'sches Fluid A	$\dot{\gamma} = C_{MO} \cdot N$
Ermittlung der Leistungsbeiwerte		Unbekanntes nicht Newton'sches Fluid B	
Ermittlung der Viskositätskurve		Unbekanntes nicht Newton'sches Fluid B	$\eta_R = K \cdot \dot{\gamma}^{n-1}$

In einem ersten Schritt ist für den gewählten Rührer die Newton-Reynolds-Kurve in einem bekannten Newton'schen Fluid zu ermitteln. Aus dieser Kurve erfolgt die Bestimmung der laminaren Konstante (Abschnitt 2.2.1). Im zweiten Schritt sind die Leistungsmessungen für ein nicht Newton'sches Fluid A durchzuführen.

Die Reynolds-Zahl und somit auch die scheinbare Viskosität kann mit Hilfe der laminaren Konstanten berechnet werden (Herleitung siehe Anhang 11.1):

$$\eta_R = \frac{2\pi \cdot M}{N \cdot C_{LAM} \cdot d^3} \quad (2-27)$$

Parallel dazu ist für dieses nicht Newton'sche Fluid A mit Hilfe eines Rheometers die Fließkurve zu messen (Schritt 3). Im darauf folgenden Arbeitsgang ist die Drehzahl über die Scherrate aufzutragen. Dieser Zusammenhang ergibt sich aus den beiden vorangegangenen Schritten, da zu jeder Drehzahl durch die Reynolds-Zahl eine Viskosität zugeordnet ist und durch die Viskositätsfunktion zu jeder Viskosität eine Scherrate. Die Proportionalitätskonstante zwischen Scherrate und Drehzahl ist die Metzner-Otto-Konstante (Metzner & Otto 1957). Mit diesen Vorarbeiten ist die Viskositätsfunktion für unbekannte nicht Newton'sche Medien bestimmbar. Es ist darauf zu achten, dass die Randbedingungen (Rührerart, Einbaubedingungen) gleich bleiben. Durch die Leistungsmessung im nicht Newton'schen Fluid B kann die Viskosität in Abhängigkeit der Drehzahl (Schritt 5) bestimmt werden und durch die Metzner-Otto-Konstante ist die Scherrate ermittelbar (Schritt 6). Daraus ergibt sich für das unbekannte Fluid die Viskositätsfunktion. Für eine bessere Unterscheidung von der Reynolds-Zahl bei Newton'schen Fluiden wird die nicht Newton'schen Reynolds-Zahl mit einem Stern gekennzeichnet.

Neben diesem Drehzahlansatz gibt es die Leistungsansätze. Die Viskosität wird bei diesen Ansätzen ausschließlich aus der gemessenen Leistung berechnet (Henzler 2007). Der bekannteste Vertreter ist der Ansatz nach Henzler und Kauling (Henzler 2007). Dieser Ansatz erfordert ebenfalls eine experimentelle rührerspezifische Konstante L. Im laminaren Fall geht die Gleichung (2-28) formal in die Gleichung (2-26) über.

Mit Hilfe des Fließgesetzes nach Ostwald und de Waele (2-17) ergibt sich für die repräsentative Scherrate die Gleichung (2-29) und für die kinematische Viskosität die Gleichung (2-30).

$$\dot{\gamma}_P = L \cdot \left[\frac{4}{\pi} \cdot \frac{\left(\frac{d}{D}\right)^3}{\frac{H}{D}} \cdot Ne \cdot Re \right]^{\frac{1}{2}} \cdot N; \quad (2-28)$$

$$\dot{\gamma}_P = L^{\frac{2}{1+n}} \cdot \left(\frac{P}{K}\right)^{\frac{1}{n+1}}; \quad (2-29)$$

$$\nu_P = \left[\frac{1}{L^2} \cdot \frac{\left(\frac{K}{\rho}\right)^{\frac{2}{1+n}}}{\frac{P}{\rho \cdot V}} \right]^{\frac{1-n}{n+1}}. \quad (2-30)$$

Dieser Leistungsansatz wurde in modifizierter Form für die Entwicklung eines Propeller Viskosimeters verwendet (Reviol et al. 2014).

Eine Kräftebilanz am Rührorgan und die Vereinfachung der Betrachtung des Rührers als Zylinder mit dem Radius r_0 und der Höhe H ergibt:

$$\dot{\gamma}_R = \frac{2 \cdot r_0}{\pi^2 \cdot H} \cdot Re \cdot Ne \cdot N. \quad (2-31)$$

Der Quotient wird zu der rührerspezifischen Geometrie konstante C_0 zusammengefasst.

Neben den Rührer viskosimetern finden Rohrviskosimeter Anwendung (Cumby 1980; Brehmer et al. 2014). Das Rohrviskosimeter gehört zu den Kapillarviskosimetern. Die Grundlage bildet das Gesetz nach Hagen-Poiseuille (Hagen 1839; Poiseuille 1840):

$$\dot{V} = \frac{\pi \cdot r^4 \cdot \Delta p}{8 \cdot \eta \cdot L}. \quad (2-32)$$

Das Gesetz nach Hagen Poiseuille gilt nur bei laminarer Durchströmung in der Kapillare. Durch den Volumenstrom können unterschiedliche Geschwindigkeiten und demzufolge auch Schergradienten eingestellt werden. Die Schubspannung wird durch eine Kräftebilanz aus dem vorliegenden Druckverlust berechnet. Vergleiche zwischen dem klassischen Rohr- und dem Rotationsviskosimeter (Tabelle 3) ergaben für beide Systeme Vor- und Nachteile (Slatter 1997; Brehmer & Kraume 2012).

Tabelle 3: Vor- und Nachteile des Rotationsviskosimeter und des Rohrviskosimeter nach (Slatter 1997)

Rotationsviskosimeter		Rohrviskosimeter	
Vorteile	Nachteile	Vorteile	Nachteile
Zeitabhängigkeit messbar	großer Spalt erforderlich	einfacher Aufbau	hohe Probenvolumen
breite Akzeptanz, kommerziell erhältlich	Rotation kann zur Separation von Partikeln führen	hohe Scherraten möglich	Scherrate über Rohrquerschnitt nicht konstant
kompakt, geringer Platzbedarf	Vorkenntnisse für Auswertung und Einstellungen erforderlich	Ermittlung des Übergangsbereichs möglich	Messung zeitabhängiger Effekte nicht möglich
Fließkurve quasi sofort erhältlich		verschiedene Rohrdurchmesser	

So ist das klassische Rotationsviskosimeter für Klärschlämme geeignet, versagt jedoch bei der Messung von stark faserigen Substraten. Rührer viskosimeter sind anwendbar, es

besteht jedoch die Problematik der Verzopfung (Reviol 2010; Lomtscher et al. 2012). Eine Kavernenbildung kann zu einer Verfälschung des Messvolumens führen (Abschnitt 2.7). Beim Rohrviskosimeter gibt es durch Wandgleiten einen nicht quantifizierbaren Fehler.

Eine weitere online Methode zur Bestimmung der Viskosität ist mit Hilfe des Wärmeübergangs erreichbar (Büchs et al. 2014).

2.3.3 Rheologie von Gärsubstraten

Die Rheologie von Gärsubstraten wird durch eine Vielzahl von Faktoren beeinflusst (Langhans 2004). Diese sind unter anderem:

- Struktur der Ausgangskomponenten
- Der mikrobielle Metabolismus
- Verwertung der Ausgangskomponenten
- Erzeugung von Stoffwechselzwischen- oder –endprodukten
- Zerstörung von komplexen molekularen Strukturen oder Zellstrukturen
- Veränderung der Flockenstruktur
- Mineralisierung der Feststofffraktion durch eine Anreicherung inerter Bestandteile
- Bildung neuer Zellmaterialien
- Freisetzung von gebundenem Wasser

Aufgrund dieser vielen Einflussfaktoren ist die Bestimmung von reproduzierbaren rheologischen Kennwerten komplex und schwierig. Die Bedeutung der Rheologie für die Auslegung von Abwasserbehandlungsanlagen, Rohrleitungen, Pumpen und Fermenter hat zu einer Reihe von Abhandlungen zum Fließverhalten von Gärsubstraten geführt.

Klärschlämme

Die ersten Abhandlungen, die sich mit den rheologischen Eigenschaften von Gärsubstraten befassten, setzten ihren Schwerpunkt auf die Abwasserbehandlung und die damit verbundenen Klärschlämme. Diese Betrachtungen wurden insbesondere mit dem Fokus auf die Förderbarkeit des Schlammes durchgeführt. So konnte für Klärschlamm nachgewiesen werden, dass es sich um ein nicht Newton'sches Fluid handelt. Der Fließindex und der Konsistenzfaktor sind nicht konstant (Annen 1963). Diese sind bei dem gewünschten Scherraten (Betriebspunkt) zu bestimmen. Spätere Arbeiten bestätigten ein strukturviskoses Fließverhalten unter der Angabe von konkreten Fließindices und Konsistenzfaktoren (Tabelle 5) in Abhängigkeit vom TS-Gehalt (Bhattacharya 1981; Wach-

sen et al. 1996). Sowohl der Konsistenzfaktor als auch die Fließgrenze nehmen mit steigendem TS-Gehalt zu, der Fließindex sinkt. Eine Temperaturerhöhung bewirkt ein Absinken der Fließgrenze und einen kleineren Konsistenzfaktor. Auf den Fließindex zeigt die Temperatur keinen Einfluss (Bhattacharya 1981).

Eine Beschreibung des Zusammenhangs zwischen TS-Gehalt, Scherrate und Viskosität ist durch die folgende Gleichung gegeben (Brehmer & Kraume 2012):

$$\eta = 0,13 \cdot Pas^n \cdot e^{TS(\%)^{0,85}} \cdot \dot{\gamma}^{(0,31-1)}. \quad (2-33)$$

Gülle

Umfangreiche Arbeiten zu dem Fließverhalten von verschiedenen Gülle sind am Forschungszentrum für Mechanisierung der Landwirtschaft Schlieben/Bornim der AdL der ehemaligen DDR durchgeführt wurden (Türk 1978; Türk 1984; Türk 1986a; Türk 1986b; Türk 1987; Türk et al. 1987; Dähre 1988; Türk & Deckert 1990). Es wurden Methoden vorgeschlagen, die Fließgrenze direkt im Kanal zu messen, um den Messfehler durch eine Probenahme möglichst klein zu halten (Schemel 1976). Für Hühnergülle (Türk 1984) ist bis zu einem Trockensubstanzgehalt von 8 % ein nach dem Ansatz nach Ostwald und de Waele beschreibbares Fließverhalten vorhanden. Höhere Feststoffbelastungen führen zum Ausbilden einer Fließgrenze. Für Hühner-, Schweine- und Rindergülle ist die Bestimmung der Fließgrenze, des Konsistenzfaktors und des Fließindex in Abhängigkeit vom TS-Gehalt möglich (Türk 1984; Türk 1986b; Türk 1987; Dähre 1988). Der Einfluss der Temperatur auf das Fließverhalten ist bei hohen TS-Gehalten zu vernachlässigen (Türk 1986a). Feststoffgehalte unter 3,5 % führen bei allen Systemen zu einem Newton'schen Fließverhalten. Bei der Vergärung sind substratspezifische Unterschiede festzustellen (Türk & Deckert 1990). Problematisch sind insbesondere hochkonzentrierte (bis TS = 20 %) und mit sehr groben Partikeln beladene Gülle (Chen 1986a; Chen 1986b). In diesem Fall sind eine differentielle Viskosität:

$$d\eta = \frac{d\tau}{d\dot{\gamma}} \quad (2-34)$$

sowie zusätzliche rheologische Parameter zu definieren. Mit diesen Größen wird ein modifizierter Fließindex und Konsistenzfaktor ermittelt.

Viskositätsmessungen von Rindergülle aus dem nordafrikanischen Raum bestätigten die Beschreibung des rheologischen Verhalten durch den Ansatz nach Ostwald und de Waele (Achhari-Begdouri & Goodrich 1992).

Zellulose

Rheologische Untersuchungen zu Fluiden mit faserigen Partikeln sind verstärkt in der Zellulose- und Baumwollindustrie zu finden. Für Pinien- und Eukalyptus-Schnitzel sinkt die scheinbare Viskosität mit der Drehfrequenz des verwendeten Viskosimeters der Firma *Brookfield*. Demzufolge ist von einem strukturviskosen Fließverhalten auszugehen. Für solche Stoffsysteme nimmt die Viskosität mit der Konzentration und der Faserlänge der Partikel zu und mit steigender Temperatur ab (Silveira et al. 2002; Ferreira et al. 2003).

Silagen

Mit dem verstärkten Bau von NaWaRo-Biogasanlagen rückten neben den Klärschlämmen und GülLEN vermehrt Substrate mit einem hohen faserigen Anteil, ähnlich den Systemen aus der Papier-/Zellstoffindustrie, in den Fokus der rheologischen Betrachtungen. Hierunter sind in erster Linie Gras- und Maissilagen zu verstehen.

Ganzpflanzensilage besitzt einen strukturviskosen Charakter (Reviol 2010). Eine Beschreibung ist sowohl mit dem Ansatz nach Ostwald und de Waele:

$$\frac{\eta}{\eta_{max}} = 0,371 \cdot \dot{\gamma}^{0,224-1}, \quad (2-35)$$

als auch mit dem Herschel-Bulkley-Ansatz vorhanden:

$$\frac{\eta}{\eta_{max}} = -0,7 + 0,371 \cdot \dot{\gamma}^{0,200-1}. \quad (2-36)$$

Maissilage zeigt ebenfalls einen stark strukturviskosen Charakter (Tabelle 4) (Brehmer et al. 2012).

Tabelle 4: Rheologische Daten für verschiedene Substrate nach (Brehmer et al. 2012)

Substrat	TS [%]	K [Pas ⁿ]	n [-]
Maissilage	8,5	59,90	0,13
	8,5	131,20	-0,01
	8,5	80,50	0,12
	11,8	151,60	0,11
	15,1	464,10	0,04
	8,0	18,50	0,27
biogene Reststoffe	2,9	0,46	0,37

Erschwerend für die Auslegung sind über das Jahr stark schwankende Konsistenzwerte von $K = 16,3 \dots 86,64$ sowie die Tatsache, dass ein Zusammenhang zwischen K und dem TS-Gehalt nur bei kleinen Anteilen ($< 5\%$) vorliegt. Für eine Abschätzung der Fließkurve ist es daher unabdingbar die genaue Substratzusammensetzung zu kennen.

Die Versuche, den TS-Gehalt mit der Auslaufzeit zu korrelieren, führten zu einem proportionalen Zusammenhang, der jedoch nicht statistisch abgesichert ist (Wiertzema & Weiland 2007). Messungen der Fließkurven von insgesamt fünf verschiedenen Biogasanlagen ergeben bei gleichem TS-Gehalt unterschiedliche Konsistenzfaktoren (Koll 2012).

Für ein Stoffsystem bestehend aus Gärrest und Weizenschrot wird die folgende Fließkurve angegeben (Jobst et al. 2013):

$$\tau = 5,2 \cdot Pa s^n \cdot \dot{\gamma}^{0,448}. \quad (2-37)$$

Auch bei der Herstellung von Bioethanol treten faserige Substrate auf. Das Kochen der Substratschnitzel mit Säure setzt die Zellulose frei. Diese wird in einem weiteren Schritt enzymatisch aufgespalten. Diese faserigen Gemische sind in guter Näherung durch den Modelansatz eines Bingham Fluids mit einer thixotropen Komponente darstellbar (Ehrhardt et al. 2010). Die Faserlänge besitzt einen starken Einfluss auf die Rheologie. Durch längere Bestandteile erhöhen sich die scheinbare Viskosität sowie die Fließgrenze.

2.3.4 Zusammenfassung zur Rheologie von Gärsubstraten

Zusammenfassend ist zu bemerken, dass zur Problematik von Klärschlämmen und Gül- len die meisten Werte in der Literatur zu finden sind. Die Autoren sind sich im Wesentlichen einig darüber, dass die rheologische Beschreibung der Fluide mit Hilfe des Potenzgesetzes erfolgen kann und ab höheren Feststoffbeladungen > 5 % eine Fließgrenze auftritt.

Für die Substrate, die den NaWaRos zuzuordnen sind, ist die Quellenlage überschaubar. Die Substrate werden als stark strukturviskos bezeichnet und sind über den Ansatz nach Ostwald und de Waele zu beschreiben. Die Fließindices liegen teilweise bei $n < 0,5$ und die Konsistenzfaktoren erreichen Werte bis zu $K = 400$. Die nachfolgenden Tabelle 5, Tabelle 6 und Tabelle 7 enthalten Zusammenstellungen ausgewählter Literaturwerte für verschiedene Substrate.

Tabelle 5: Zusammenstellung einiger ausgewählter rheologischer Daten von Biogassubstraten (Klärschlamm)

Autor	Substrat	Methode	TS [%]	τ_0 [Pas]	K [Pas ⁿ]	n [-]
(Annen 1963)	Klärschlamm	Rotations- Viskosimeter		-	6,50 – 7,60	0,42 – 0,38
(Bhattacharya 1981)	Klärschlamm (aktiviert)	Rohrviskosimeter	7,48 (20 °C)	8,20	0,070	0,78
			3,70 (27 °C)	2,80	0,014	0,94
(Wachsen et al. 1996) ¹	Klärschlamm	Rührerviskosimeter	3,2 – 4,4	-	5,800	0,24
(Lotito et al. 1997) ²	Klärschlamm (nach Vergä- rung)	Rotations- Viskosimeter	< 8	-	$0,086 \cdot TS^{2,399}$	$0,787 \cdot TS^{-0,483}$
(Moeller & Torres 1997) ³	Klärschlamm (vor und nach der Vergä- rung)	Rotations- Viskosimeter		-	0 Tage ⁴ : 0,249	0 Tage ⁴ : 0,42
				-	5 Tage: 0,077	5 Tage: 0,65
				-	10 Tage: 0,034	10 Tage: 0,69
				-	17 Tage: 0,049	17 Tage: 0,52

¹ Werte für K und n aus dem enthaltenen Diagramm η_A über den TS-Gehalt bei verschiedenen Scherraten für 4,4 % abgelesen

² Weitere Werte für aktivierten und mechanisch behandelten Schlamm und alternative Korrelation für Bingham Fluid vorhanden

³ Werte für K und n für den Schlamm einer weiteren Anlage angegeben, in gleicher Größenordnung

⁴ Verweilzeit

Tabelle 5: Fortsetzung

Autor	Substrat	Methode	TS [%]	τ_0 [Pas]	K [Pas ⁿ]	n [-]
(Slatter 1997)	Klärschlamm	Rotations- Viskosimeter und Rohrviskosimeter	3,17	1,04	0,024	0,83
			4,64	3,13	0,240	0,63
			6,62	12,00	0,366	0,66
(Rosenberger et al. 2002)	Belebtschlamm	Rotations- Viskosimeter mit Doppelspalt			$\eta_A = e^{(2 \cdot TS^{0,41})} \cdot \dot{\gamma}_S^{(-0,23 \cdot TS^{0,37})}$	
(Sanin 2004)	Belebtschlamm		3,68	-	0,040	0,77
			10,76	-	0,209	0,60
(Mori et al. 2006)	Klärschlamm	Rotationsviskosimeter mit Zylinder und Doppelspalt	bis 6 ⁵	$0,49 \cdot e^{(0,085 \cdot TS)}$	$0,025 \cdot e^{(0,11 \cdot TS)}$	$1 - (0,014 \cdot TS)$
(Terashima et al. 2009)	Klärschlamm	Rohrviskosimeter	1,9	-	0,09	0,58
			6,3	-	1,80	0,43
			7,2	-	3,00	0,41
(Brehmer & Kraume 2012)	Klärschlamm	Rohrviskosimeter			$\eta = 0,13 Pas^n \cdot e^{TS(\%)^{0,85}} \cdot \dot{\gamma}^{(0,31-1)}$	

⁵ Angabe des TS-Gehaltes in g/l, entsprechend auch im Modell so einzusetzen

Tabelle 6: Zusammenstellung einiger ausgewählter rheologischer Daten von Biogassubstraten (Gülle)

Autor	Substrat	Methode	TS [%]	τ_0 [Pas]	K [Pas ⁿ]	n [-]
(Türk 1984)	Hühnergülle	Rotationsviskosimeter mit vergrößertem Spalt	9 - 20	$\tau_0 = 0,03061 \cdot e^{0,4107 \cdot TS}$	$K = 0,001312 \cdot e^{0,5612 \cdot TS}$	$n = 1,6543 \cdot e^{-0,0753 \cdot TS}$
(Türk 1984)	Hühnergülle	Rotationsviskosimeter mit vergrößertem Spalt	5 - 8		$K = 0,05769 \cdot e^{0,0305 \cdot TS}$	$n = 0,6794 \cdot e^{-0,0472 \cdot TS}$
(Türk 1986b) ⁶	Schweinegülle	Rotationsviskosimeter mit vergrößertem Spalt	8 - 25	$\tau_0 = 0,0374 \cdot e^{0,2735 \cdot TS}$	$K = 0,1294 \cdot e^{0,2383 \cdot TS}$	$n = 0,7397 \cdot e^{-0,0292 \cdot TS}$
(Chen 1986a) ⁷	gesiebte Gülle aus Mastbetrieben	Rotationsviskosimeter und Rohrviskosimeter	2,62 (20 °C)	-	0,061	0,45
(Dähre 1988)	Rindergülle	Rotationsviskosimeter mit vergrößertem Spalt	Beschreibung mit Hilfe von Ostwald und de Waele oder Herschel-Bulkley nicht möglich, da Vorliegen eines thixotropen Verhaltens			
(Türk & Deckert 1990) ⁸	Schweinegülle nach Vergärung	Rotationsviskosimeter mit vergrößertem Spalt	< 3 %	Newton'sches Verhalten: $\eta = \eta_{Wasser} + 1,55 \cdot TS$ (bei Vorhandensein von Grobstoffen)		

⁶ Ausgewählte Daten für Fütterung mit Getreide, Arbeit enthält weitere rheologische Daten in Abhängigkeit von der Fütterung

⁷ Auf die Angabe der Werte bei höheren TS-Gehalten wurde verzichtet, da die dort angegebenen K und n Werte nicht der verwendeten Definition entsprechen

⁸ Auswahl auf Schweinegülle beschränkt, in der Quelle sind weiterhin zu finden Rindergülle und Hühnergülle

Tabelle 6: Fortsetzung

Autor	Substrat	Methode	TS [%]	τ_0 [Pas]	K [Pas ⁿ]	n [-]
(Türk & Deckert 1990) ⁹	Schweinegülle nach Vergärung	Rotationsviskosimeter mit vergrößertem Spalt	8		0,998	0,44
			15		60,695	0,27
(Achkari-Begdouri & Goodrich 1992)	Rindergülle (Nordafrika)	Rotationsviskosimeter	12,1 ¹⁰		9,952	0,32
			9,1		2,005	0,42
			7,5		0,859	0,48
			5,4		0,281	0,56
			2,5		0,060	0,66
(El-Mashad et al. 2005)	Rindergülle	Rotationsviskosimeter	10,7 (30°C)		21,3 ¹¹	0,21
			10,7 (50°C)		13,0	0,33
			10,7 (60°C)		10,5	0,34

⁹ Auswahl auf Schweingülle beschränkt, in der Quelle sind weiterhin zu finden Rindergülle und Hühnergülle

¹⁰ TS-Werte bei 20 °C, weitere Werte bis 60 °C vorhanden

¹¹ Werte bei 30 °C, 50 °C und 60 °C

Tabelle 7: Zusammenstellung einiger ausgewählter rheologischer Daten von Substraten (Silagen und andere zellulosehaltige Stoffe)

Autor	Substrat	Methode	TS [%]	τ_0 [Pas]	K [Pas ⁿ]	n [-]
(Wiertzema & Weiland 2007)	Gemisch aus Rindergülle, Mais-, Gras-, GPS ¹² , Rinderfestmist und Getreideschrot	Rohrviskosimeter	10,0		9,67	0,44
			8,2		3,75	0,46
			7,3		1,54	0,53
			8,3		4,48	0,45
(Ehrhardt et al. 2010)	Zellulose Ethanolgewinnung	Momentenrheometer	20 - 35	$= 5,5 \cdot 10^6 \cdot TS^{4,2513}$		
(Reviol 2010)	Ganzpflanzensilage	Propellerviskosimeter		$\frac{\eta}{\eta_{max}} = -0,7 + 0,371 \cdot \dot{\gamma}^{0,20-1}$ ¹⁴		
(Rostalski 2011)	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.	16,33 – 86,64	k. A.
(Koll 2012)	Keine genauen Angaben	Rohrviskosimeter	7,64		16,77	0,20
			10,03		22,90	0,31
(Reinecke et al. 2012)	Stroh	k. A.	5,50		4,34	0,29
(Jobst et al. 2013)	Gärrest + Weizenschrot	Rührerviskosimeter	k. A.		5,20	0,45

¹² GPS: Getreideganzpflanzensilage

¹³ Bei 159 °C Korrelationen für Temperaturen bis 194 °C

¹⁴ Werte mit unbewehrten Propellerviskosimeter

2.4 Durchmischung in Gärbehältern

Die theoretische Energieproduktion im Fermenter beträgt $P/V = 350 \text{ W/m}^3$ (Mills 1979). Für den reibungslosen Betrieb der Anlage ist Energie für das Heizen, das Mischen sowie für das Regeln und Steuern erforderlich. Optimierungspotentiale sind beim Heizen und Rühren vorhanden, da die Energie für das Regeln und Steuern vergleichsweise gering ist. Ein Homogenisieren des Fermenterinhalt ist aus den folgenden Gründen erforderlich:

- 1 Einhaltung des effizienten Temperaturbereichs
- 2 permanente lokal unabhängige Versorgung der Organismen mit Substraten
- 3 Vermeiden von Schwimm- und Sinkschichten

Für den Punkt 1 würde eine einfache externe Zirkulation mit einer Pumpe genügen (Mills 1979). Eine optimierte Durchmischung des Fermenters hinsichtlich des Punkts 2 bedeutet einen großflächigen Langsamläufer. Zum optimalen Erfüllen von Punkt 3 ist ein kleiner schnellaufender Rührer erforderlich. Die Verwendung einer pneumatischen Durchmischung bei höher beladenen Substraten ist fragwürdig (Mills 1979).

Die Turbulenzmodellierung bei der numerischen Betrachtung pneumatisch durchmischter Biogasanlagen und nicht Newton'scher Strömung besitzt eine große Bedeutung (Wu 2010a; Wu 2010b; Wu 2011). Ein Vergleich von 12 Modellen, unter anderem des Standard-k- ϵ -Modell und sechs weiterer k- ϵ -Modelle¹⁵ für den Bereich niedriger Reynolds-Zahlen zeigt, dass die sogenannten Low-Re-k- ϵ -Modelle die besten Ergebnisse für die Ermittlung des Druckverlustes und des Geschwindigkeitsprofils bei höheren TS-Gehalten liefern (Wu 2010b). Diese Modelle sind mit hohem Rechenaufwand verbunden. Einen Kompromiss zwischen Rechenzeit und Genauigkeit liefert das SST-Modell. Bei bestehenden pneumatisch durchmischten Anlagen erweist sich eine eierförmige Geometrie des Reaktors als günstiger, da bei gleichen mittleren Geschwindigkeiten ein geringerer Energiebetrag eingetragen werden muss. Für das Maßstabsübertragungskriterium wird bei geometrischer Ähnlichkeit der gleiche volumenspezifische Leistungseintrag ($P/V = \text{idem}$) vorgeschlagen (Wu 2010a). Ein mit einem Rührer durchmischtes System zeigt bei gleichem Leistungseintrag die besseren Durchmischungsergebnisse. Für einen mit zwei Seitenrührwerken ausgerüsteten Fermenter wird das k- ω -Modell oder

¹⁵ Beim k- ϵ und dem k- ω -Modell handelt es sich um zweiparametrische Turbulenzmodelle, die auf der Wirbelviskositätshypothese beruhen, demnach wird der turbulente Transport ähnlich dem laminaren Transport betrachtet.

das realizable k- ϵ -Modell empfohlen (Wu 2011). Das sliding Mesh¹⁶ Verfahren erhöht zwar die Genauigkeit, jedoch ist ein multiple reference frame für ingenieurtechnische Betrachtungen ausreichend, da die Rechenzeiten bedeutend geringer sind. Es ergibt sich ein maximal durchmischtes Volumen, wenn die Rührwerke (mindestens zwei, Abbildung 6) auf einer Kreisbahn einen Abstand von 15 ° zueinander besitzen, die Abweichung vom Radius 30 ° nach links und die horizontale Neigung zum Behälterboden 5 ° beträgt (Wu 2011).

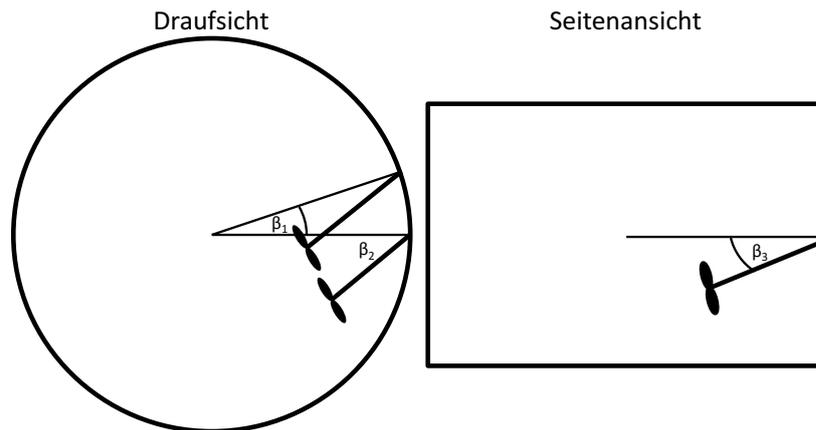


Abbildung 6: Darstellung der optimalen Rührerposition nach Wu für Tauchmotorenrührwerke, $\beta_1 = 15^\circ$; $\beta_2 = 30^\circ$; $\beta_3 = 5^\circ$ (Wu 2011)

Auf der Grundlage von Fluorid-Ionen als Tracer können sich in Reaktoren zur Abwasserbehandlung Totzonen mit einer Größe von bis zu 77 % des Arbeitsvolumens ergeben (Monteith & Stephenson 1981).

Mit dem Biogasboom in den 2000er Jahren rückte auch in Deutschland die Durchmischung im Biogasfermenter in den Mittelpunkt von wissenschaftlichen Betrachtungen. In einer Studie von (Faulstich & Prectl 2005) wurden mittels Experimenten (Lithiumchlorid als Tracer) und Simulationen (stationär, k- ϵ -Modells, Newton'schen Fluids $\eta = 0,1$ Pas) fünf verschiedene Anlagen betrachtet:

1. Rundbehälter mit Gaseinpressung zur Durchmischung
2. Zweibehältersystem mit Umwälzung und Gaseinpressung
3. Rundbehälter mit zwei Tauchmotorrührwerken
4. Rundbehälter mit seitlichem Paddelrührwerk
5. Rechteckkanal mit horizontalem Paddelrührwerk

¹⁶ Das Sliding Mesh Verfahren ist ein Verfahren, bei dem der Behälterraum in einen rotierenden und in einen stehenden Raum eingeteilt wird und beide Netze an der Grenze aneinander vorbei gleiten. Beim multiple reference frame Verfahren ist die Grenze zwischen beiden Räumen fest und der Wert in der äußersten Zelle des Rotorraumes wird auf die benachbarte Zelle im Stator übergeben.

Die untersuchte Anlage mit Tauchmotorrührwerken besitzt keine Schwimmdecken. Es sind Totzonen mit einem Volumen von circa 5 % des Fermenterinhalt und Kurzschlussströmungen vorhanden. Die Homogenisierzeit beträgt $t_H = 86$ h. Zur Vermeidung der Kurzschlussströmung ist ein Drehen der Rührwerke erforderlich, da die Rührer eine Strömung in Richtung des Behälterablaufs erzeugen. Durch ein geringes Totraumvolumen mit Schwimmdeckenbildung zeichnet sich die ausgewählte Anlage mit Paddelrührwerk aus. Die Minimierung der Schwimmschichtbildung ist in diesem Fall durch eine Verlängerung der Paddelarme realisierbar. Der Rechteckkanal mit Paddelrührwerk hat keine Kurzschlussströmung, jedoch ist hier eine substratabhängige Schichtung vorliegend, die zur Schwimmschichtbildung führen kann. Die Anlage weist bei einem niedrigen TS-Gehalt (TS = 5 %) eine gute Durchmischung auf (Faulstich & Prechtl 2005). Nach der Ansicht von (Nizami & Murphy 2010) ist für die Vergärung von Grassilage der gerührte Reaktor die beste Lösung, da dieser das Aufschwimmen von Partikeln am besten unterbindet. Es besteht jedoch noch einiges an Forschungsbedarf.

(Ernesto Casartelli et al. 2006) erreichten durch numerische und experimentelle Betrachtungen eines Fermenters mit schräg eingebauten Langachsührwerken eine Verbesserung der Energieeffizienz durch die Veränderung des Blattprofils.

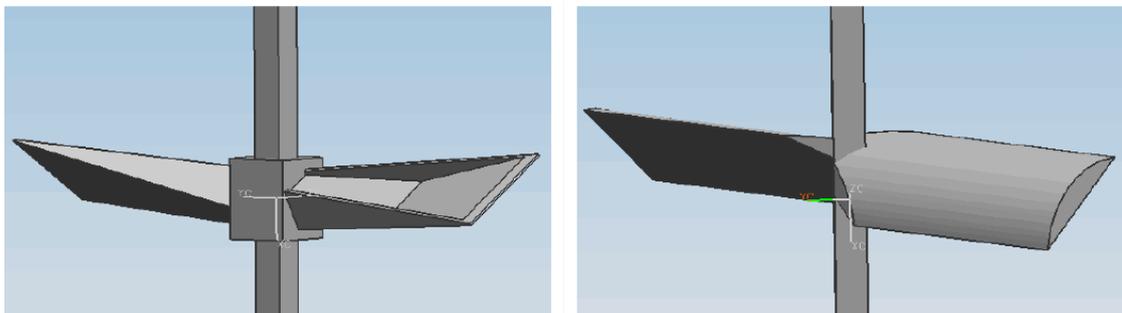


Abbildung 7: Ausgangsprofil (links) und optimiertes Profil (rechts) für Rührerflügel nach (Ernesto Casartelli et al. 2006)

Ein Halbmondprofil benötigt weniger Leistung als ein kantiges (Abbildung 7). Der als Verhältnis von kinetischer Energie zu der durch den Propeller aufgenommenen Energie definierten Wirkungsgrads steigt von 2,5 auf 5,0 %. Ein größerer Rührerdurchmesser (von $d = 2$ m auf $d = 3$ m) steigert den Wirkungsgrad ebenfalls und verbessert die großräumige Zirkulationsströmung im Behälter. Eine Begründung ist in der durch CFD-Simulationen ermittelten Kavernenbildung (siehe Abschnitt 2.7) für die kleinere Rührerkonfiguration zu finden (Ernesto Casartelli et al. 2006).

In konzentrischen Ringbehältern (Abbildung 8) ist nach (Christian Maier et al. 2010) bei einer Vergrößerung der Fermenter mit der Bildung von Kavernen zu rechnen. Basis

für diese Feststellung bilden zweiphasige Simulationen mit dem Euler-Euler-Ansatz ohne Turbulenzmodellierung sowie Literaturwerte für ein nicht Newton'sches Fluid nach dem Potenzansatz für das Substrat. Die zu erwartende Reynolds-Zahl im Übergangsbereich rechtfertigt einen Verzicht auf die Turbulenzmodellierung. Der Ringbehälter wird als der Hauptfermenter genutzt und der innere Behälter fungiert als Nachgärer.

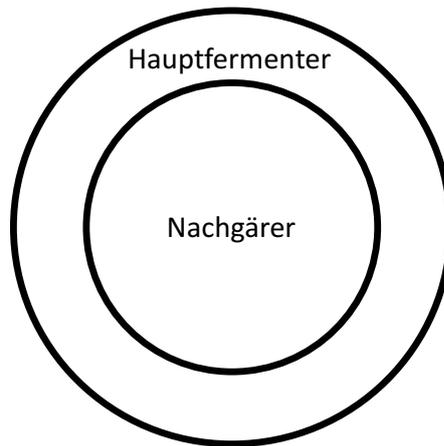


Abbildung 8: Konzentrischer Behälter bestehend aus Hauptfermenter und Nachgärer (Maier et al. 2010)

Beide Fermenter sind mit Langachsrührwerken ausgestattet. Im Nachgärer sind sie vertikal und im Hauptfermenter für ein Zuschieben des Substrats von einem zum nächsten Rührwerk (Korrespondenz) schräg angeordnet. Ein Optimum für die Breite des Ringes besteht bei 4,8 m. Eine Vergrößerung führt zu einer schlechten Durchmischung. Aus diesem Grund ist die Anzahl der Rührwerke von drei auf sechs zu erhöhen (Christian Maier et al. 2010).

Für die Strömung in einem rechteckigen Behälter ist nach (Gómez et al. 2010) bei niedrigen Reynolds-Zahlen ($Re = 18 - 120$) für ein Newton'sches Fluid eine gute Übereinstimmung zwischen Simulationen und der *Particle Image Velocimetry* (PIV)¹⁷ erzielbar. Numerische Betrachtungen von (Rahimi & Parvareh 2007) unter Verwendung des k- ϵ -Modells für einen Rohöl-Lagertank mit einem Volumen von $V = 19.000 \text{ m}^3$ zeigen, dass in Abhängigkeit von der Rührwerksanzahl ein Einfluss der Positionierung auf die Mischzeit existiert. Bei einer gleichmäßigen Verteilung um den gesamten Behälterum-

¹⁷ Die PIV-Messung ist ein berührungsloses optisches Verfahren mit dem es möglich ist, Geschwindigkeitsfelder zu bestimmen. Bei diesem Verfahren werden in einem kurzem zeitlichen Abstand Partikel im Fluid fotografiert. Aus den Aufnahmen sind aus den Partikelpositionen näherungsweise Rückschlüsse auf die Bewegungsrichtung und -geschwindigkeit gegeben (Dantec Dynamics 2014).

fang sind höhere Mischzeiten zu erwarten, als bei einer konzentrierten Aufstellung (Abstand $22,5^\circ$). Dieser Einfluss geht bei einer hohen Anzahl $N_M = 5$ verloren.

In der landwirtschaftlichen Biogasanlage der Universität Hohenheim hat das Rührerregime einen Einfluss auf die Konzentration der niedermolekularen Fettsäuren (Lemmer et al. 2013). Die Anlage besteht aus zwei Hauptfermentern ($D = 14$ m, $H = 6$ m) und einem Nachgärer. Die beiden Hauptfermenter sind mit Tauchmotorrührwerke und schräg eingebauten Langachsührwerke ausgerüstet. Beim Einschalten der Rührer im Abstand von $t = 30$ min ist kein Einfluss der verschiedenen Rührer auf die Substratverteilung vorliegend. Die Konzentrationen der niedermolekularen Säuren (Propan- und Essigsäure) unterscheiden sich bei verschiedenen Rührermodi im Fermenter. Die niedrigste Konzentration ist vorhanden, wenn sowohl das Tauchmotorrührwerk als auch das Langachsührwerk in Betrieb sind. Die Konzentrationen steigen, wenn jeweils nur eines der beiden Rührwerke läuft. Dies lässt auf einen besseren Substratabbau schließen. Jedoch ist die verwendete Gasmessstechnik noch nicht ausgereift genug, um die Gasproduktion hinreichend genau zu messen. Im Fermenter gibt es keine Totzonen. Für eine ausreichende Durchmischung ist der Betrieb eines einzelnen Rührwerkes ausreichend, sodass ein Energieeinsparpotential von bis zu 70 % existiert.

In einer Studie von (Kamarád et al. 2013) zum Verweilzeitspektrum des Tracers am Ablauf von zwei verschiedenen Anlagen zeigt sich an einem Fermenter mit einem Paddelrührwerk und einem Tauchmotorrührwerk (Anlage A) der Verlauf eines ideal durchmischten Behälters. Bei einer Anlage mit zwei gegenläufigen Paddeln und einem Rührwerk (Anlage B) nähert sich das Verweilzeitspektrum dem Verlauf einer Rührkeselkaskade an. Die Tracerkonzentration erreicht am Ablauf nicht die hohen Werte der Anlage A. Nach jeweils einmal der durchschnittlichen Verweilzeit wird in Biogasanlage A 67 % des Tracers ausgespült in Anlage B nur 51 %. Daher ist bei Fermenter-A von einer besseren Durchmischung auszugehen.

Für eine Reduzierung des Risikos einer Kavernenbildung in Biogasanlagen mit Tauchmotoren empfiehlt (Brehmer et al. 2012) die Aufstellung der Rührwerke mit einem größeren Abstand zur Wand. Im Falle einer Kavernenbildung kann eine Reduzierung des durchmischten Volumens auf bis zu 10 % des Fermenterinhalt vorliegen.

Eine weitere Möglichkeit zur Reduzierung einer Kavernenbildung ist die Auslegung der Fermenter unter Verwendung eines Modells auf der Basis einer Beckenströmung (Springer 2011). Auf der Geschwindigkeit v der Beckenströmung basiert in diesem Fall die charakteristische Reynolds-Zahl. Für ein maximal durchmischtes Volumen muss im

Behälter eine Zirkulationsströmung mit der Geschwindigkeit v aufrechterhalten werden. Die auftretende Reibungs- und Umlenkungsverluste, welche diese Geschwindigkeit verringern, sind durch den Schubeintrag des Rührwerks zu kompensieren. Der Reibungsbeiwert λ für die Berechnung des Druckverlustes ist eine Funktion der charakteristischen Reynolds-Zahl.

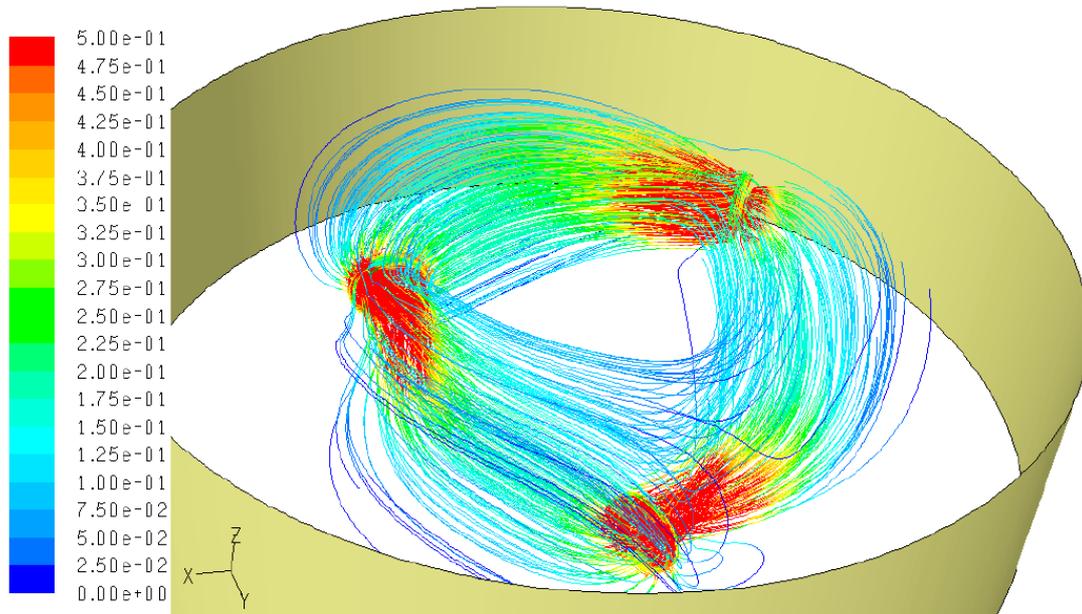


Abbildung 9: Darstellung der Strömungslinien dreier in Korrespondenz arbeitender Tauchmotoren einer landwirtschaftlichen Biogasanlage; k- ϵ -Modell nach (Rostalski 2011).

Durch eine Korrespondenz der Rührwerke (Abbildung 9) ist eine Kavernenbildung aufgrund der nicht Newton'schen Eigenschaften der Substrate vermeidbar. Für das Modell der Beckenströmung ist der Axialschub von großer Bedeutung. Der Wirkungsgrad für ein horizontales Rührwerk ergibt sich nach (Rostalski 2011) aus dem Verhältnis von Axialschub und der Rühreraustrittsgeschwindigkeit zur benötigten elektrischen Leistung.

$$\eta_{Ax} = \frac{F_{ax} \cdot v_{ax}}{P} \quad (2-38)$$

Propeller mit einem großen Durchmesser zeichnen sich durch einen guten Wert für das Verhältnis von Schub zu Leistungseintrag aus. Es ist energetisch günstiger, wenn eine große Fluidmenge weniger beschleunigt wird, als eine geringe Fluidmenge sehr stark. Durch die schwankenden Substrateigenschaften ist eine Auslegung auf einen bestimmten Betriebspunkt sehr schwierig. Die Auslegung unter Berücksichtigung der Rührwerkskorrespondenz führt zur Reduzierung des Eigenenergiebedarfs um bis zu 60 %. Weitere positive Nebeneffekte sind eine Substrateinsparung durch eine bessere Ausfaltung der Substrate (Rostalski 2011).

Zentral gerührte Anlagen können im Labormaßstab bei feststoffbeladenen strukturviskosen Medien Kavernen ausbilden (Bridgeman 2012). Unter Verwendung des Lightnin[®] A310 tritt insbesondere bei einem TS-Gehalt von $TS = 10\%$ eine starke Kavernebildung auf. Innerhalb dieser Kaverne treten hohe Schergradienten auf. Diese können zu einer Schädigung der Biozönose führen (Yu et al. 2011).

In den numerischen Simulationen von (Bridgeman 2012) zeigen sich beim zweistufigen Scheibenrührer Totraumvolumen bei der Verwendung von Abwasser als Substrat. Der Laborversuch bei einem TS-Gehalt von $2,5\%$ zeigt jedoch keinen Einfluss der Rührintensität auf die Biogasmenge (Bridgeman 2012). Die für die Simulationen verwendete Rheologie wurde aus der Literatur entnommen. Es wurden keine Messungen zum Fließverhalten des eingesetzten Substrates vorgenommen.

Mit Hilfe von Simulationen und Geschwindigkeitsmessungen sind Optimierungen für eine großtechnische Biogasanlage möglich (Deerberg et al. 2006; Hennig et al. 2007; Deerberg et al. 2009). Eine Besonderheit der von (Deerberg et al. 2009) untersuchten Anlage ist die Reduzierung des Rührerdurchmessers der zweiten und dritten Stufe (Abbildung 10).

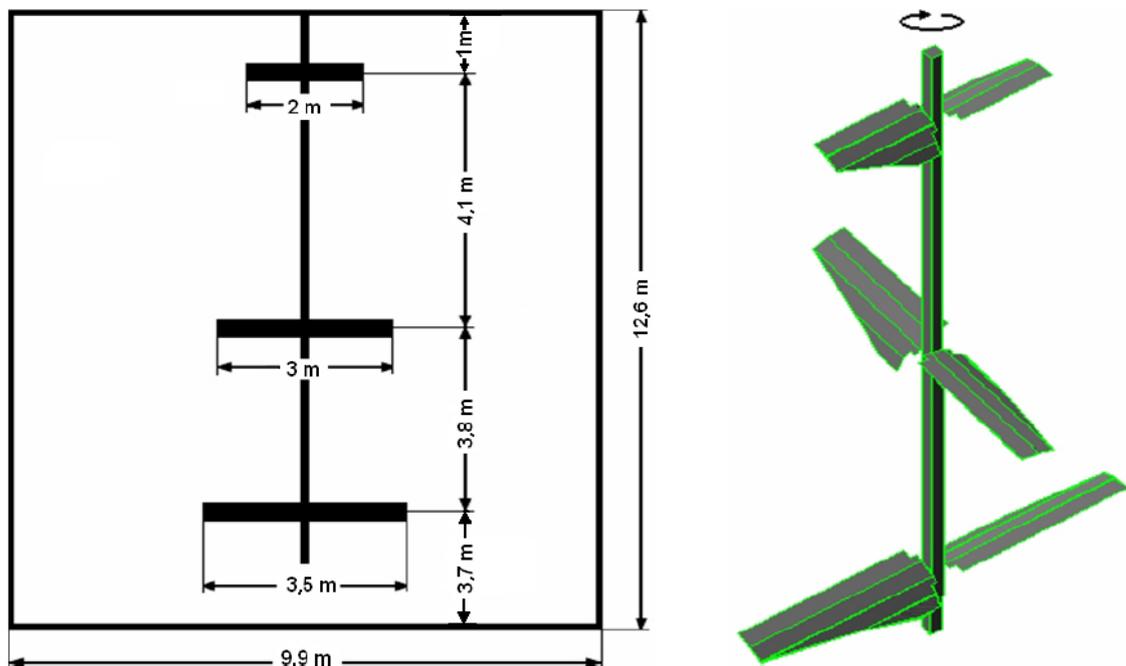


Abbildung 10: Geometrie in der Studie des Fraunhofer Instituts UMSICHT (Deerberg et al. 2009)

Das Substrat, in diesem Fall ein Mix aus Gülle, Abwässern der Lebensmittelindustrie und Maissilage, besitzt nicht Newton'sches Verhalten (mit Rotationsviskosimeter ermittelt). Die Substratzusammensetzung ist sehr inhomogen, daher ist durch die Autoren ein Newton'sches Fließverhalten angenommen worden. Der Gasphasenanteil ist mit

0,6 – 1,2 % sehr klein und somit vernachlässigbar. Die Datenlage ist für eine Anpassung der Modelle auf die unregelmäßigen Substratpartikel nicht ausreichend. Daher ist eine einphasige Rechnung gerechtfertigt. Die erarbeiteten Gitter bestehen aus 1 bis 2 Millionen Elementen. Die Auswertung berücksichtigt folgende Parameter:

- Leistungseintrag
- mittlerer axialer Volumenstrom
- Zeit bis zum Erreichen einer vorgegebenen Mischgüte im gesamten Gärbehälter bzw. an einzelnen repräsentativen Stellen
- Wärmedurchgangskoeffizienten an den Heizungsrohren
- Horizontale Strömungsgeschwindigkeiten in der Nähe des Fermenterbodens (als Indiz für eine Sinkschichtbildung)
- vertikale Strömungsgeschwindigkeiten in der Nähe der Flüssigkeitsoberfläche (als Indiz für eine Schwimmdeckenbildung)

Abbildung 11 zeigt die axialen Geschwindigkeiten als Konturplot und den axialen Volumenstrom für die Referenzrechnung (N = 12 RPM, laminare Rechnung). Es ist die mit schwarzen Pfeilen gekennzeichnete Großraumströmung vorhanden. Mit der Zunahme des Rührerdurchmessers ist eine Zunahme des axialen Volumenstroms verbunden. Geringe Geschwindigkeiten in den Randzonen können bei einem Eintrag von Substrat an diesen Stellen zu Problemen führen (Schwimm-schichtbildung).

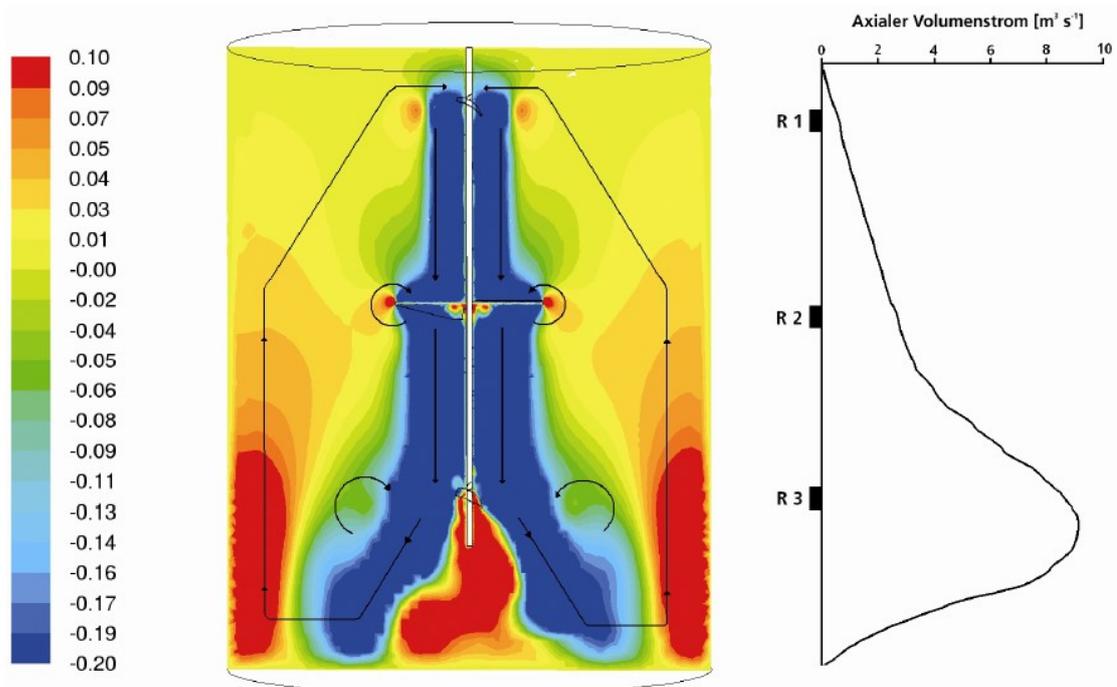


Abbildung 11: Darstellung der axialen Geschwindigkeiten in der Behälterachse und des axialen Volumenstroms; N = 12 RPM; laminare Rechnung; Newton'sches Fließverhalten ($\eta = 0,1$ Pas) (Deerberg et al. 2009)

Der Gesamtleistungseintrag beträgt $P = 1,2 \text{ kW}$, der mittlere axiale Volumenstrom $\dot{V} = 3,66 \text{ m}^3/\text{s}$ und die Mischzeit $t_H = 532 \text{ s}$.

Eine Vergleichsrechnung mit dem k-ε-Modell ergibt geringfügige Unterschiede im axialen Volumenstrom und dem Leistungseintrag ($< 5 \%$). Der untere Behälterteil ist nicht mehr vollständig in die globale Großraumströmung eingebunden. Bei erhöhter Drehzahl wird eine ähnliche Leistungsaufnahme festgestellt. Anzunehmen ist eine steigende Leistung. Für dieses Ergebnis gibt es zwei Begründungen:

- Der Rührer läuft bei höherer Drehzahl verstärkt in feststofffreiem Fluid
- Die Strömung im Bereich der Rührerflügel entspricht der einer starren Wassersäule

Geschwindigkeitsmessungen mit einem Kanalrad ergeben keine Übereinstimmung zwischen den experimentellen Werten und Geschwindigkeiten aus den Simulationen. Für die bessere Einbindung des oberen Behälterteils in die Großraumströmung ist eine Ver einheitlichung des Rührerdurchmessers erforderlich. Der Durchmesser ist mit $d = 3,2 \text{ m}$ festgelegt worden, damit der Leistungseintrag den bisherigen nicht überschreitet. Mit dieser Konfiguration erhöhen sich die Geschwindigkeiten an der Oberfläche leicht und der axiale Volumenstrom im oberen Behälterteil steigt an (Abbildung 12) und die Mischzeit wird deutlich reduziert (Tabelle 8).

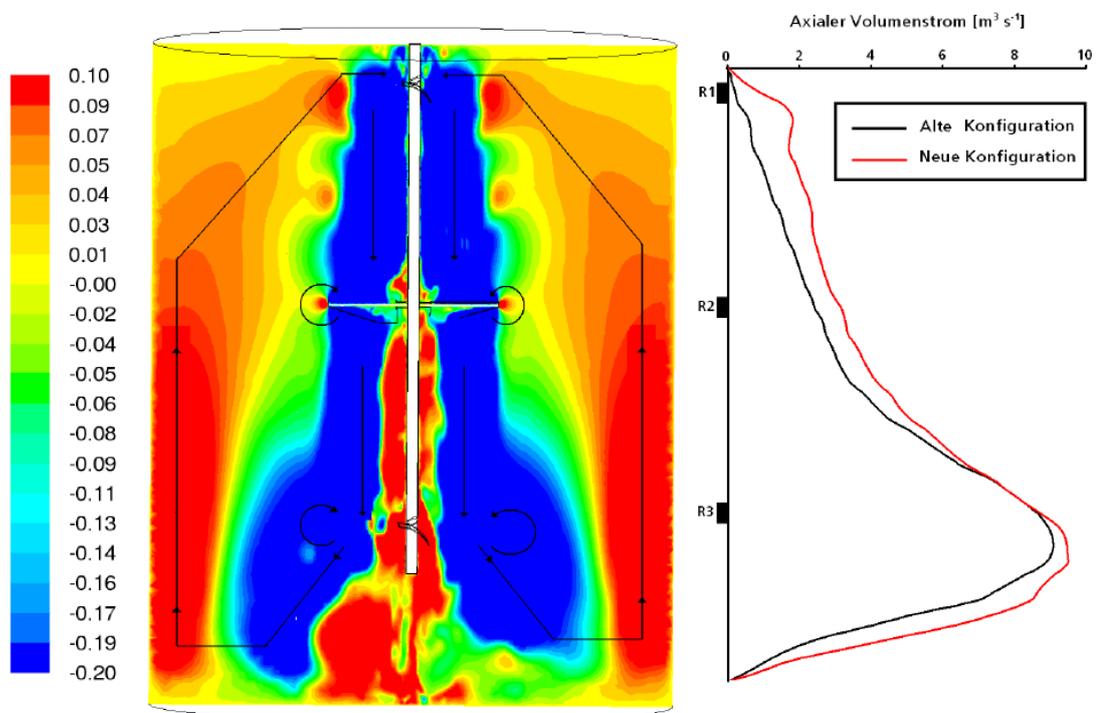


Abbildung 12: Darstellung der axialen Geschwindigkeiten in der Behälterachse und des axialen Volumenstroms für eine optimierte Geometrie; $N = 12 \text{ RPM}$; laminare Rechnung; Newton'sches Fließverhalten ($\eta = 0,1 \text{ Pas}$) (Deerberg et al. 2009)

Tabelle 8: Darstellung der Simulationsergebnisse für die Ursprungsanordnung und der optimierten Rührwerkskonfiguration für die durch das Fraunhofer UMSICHT betrachtete Anlage (Deerberg et al. 2009).

	P [W]	$\dot{V}_{ax,m}$ [m ³ /s]	t _H [s] (M = 0,99)
Alte Konfiguration	1241	3,66	532
Neue Konfiguration	1508	4,43	370

Der Leistungseintrag steigt leicht an. Ein ähnlicher Sachverhalt liegt bei den alternativen Rechnungen mit N = 16 RPM und einer erhöhten Viskosität vor.

Für eine Auswertung hinsichtlich der Ausbildung von Sink- und Schwimmschichten erfolgt eine Kraftbilanz, die zum Ziel hat die jeweils benötigte Geschwindigkeit zu berechnen, um ein Sandpartikel aufzuwirbeln, beziehungsweise um ein Silagepartikel am Aufsteigen zu hindern. Mit der optimierten Konfiguration ist kein Aufwirbeln von Partikeln vorhanden. Die Geschwindigkeiten sind zu gering, um die erforderlichen Werte zum Aufwirbeln zu überschreiten. Die Gefahr der Schwimmschichtbildung ist mit der optimierten Konfiguration reduzierbar, ein Ausschluss ist aber nicht vollständig möglich. Ein zusätzlicher Effekt ist die Verkürzung der Aufheizeiten um bis zu 25 % (Deerberg et al. 2009).

Strömungsfolgende Sensoren sind für die Aufnahme von Mischcharakteristiken in opaken Systemen geeignet. Sie messen die Temperatur, den Druck, die axiale Position und die axiale Geschwindigkeit. Bei Versuchen im Pilotmaßstab (V = 1m³) von (Reinecke et al. 2012) mit einer Strohsuspension (TS = 5,5 %) ist in Abhängigkeit der Rührereinbauhöhe für einen dreiflügeligen Schrägblattrührer (d/D = 0,25) eine Schwimmschichtbildung bei einer sehr geringen Einbauhöhe vorhanden. Größere Rührereinbauhöhen erhöhen die Zirkulationszeit. Dies lässt in dieser Arbeit auf ein weiter reichendes axiales Profil schließen.

Durch PIV-Messungen im Labormaßstab sind unter Verwendung eines Newton'schen Fluids für einen Fermenter mit zentral angeordnetem Axialförderer (d/D = 0,2) große Stagnationszonen (Montante & Paglianti 2015) messbar.

Neben dem klassisch durchmischten Einzelfermenter tauchen auch immer neue Konzepte auf. Ein Beispiel dafür ist ein in einzelne Kompartiments unterteilter Reaktor. In einem solchen Reaktor ist jedes Kompartiment für sich ideal durchmischt. Die Reihenschaltung vieler Elemente führt zu einer Annäherung der Gesamtströmung an das Strö-

mungsbild eines Rohrreaktors. Der maximale Anteil an Totzonen in einer solchen Konfiguration kann 20 % betragen (Grobicki & Stuckey 1992).

Zusammenfassend ist festzustellen, dass eine Reihe von experimentellen und numerischen Betrachtungen zur Durchmischung von Biogasanlagen vorliegt. Obwohl experimentelle Untersuchungen wegen der komplexen Stoffsysteme schwierig sind, lässt sich pauschal eine Schwimmschicht- und Kavernenbildung feststellen. Numerische Simulationen sind mit einem hohen Aufwand verbunden und arbeiten oftmals mit einer Reihe von Vereinfachungen. Aus der Literatur zeigt sich, dass die besten Ergebnisse mit Hilfe des $k-\omega$ -Modells oder einer laminaren Rechnung zu erzielen sind. Insgesamt ist die Anzahl der Quellen bei Tauchmotorrührwerken höher als bei zentral gerührten Anlagen. Ein weiteres Problem ist die Betrachtung des Stoffsystems mit Newton'schen Eigenschaften, wenngleich dieses schon durch die Literatur zur Rheologie widerlegt ist. Ziel dieser Arbeit ist es, die Kenntnisse zur Rheologie in die Untersuchungen einzuarbeiten und die Thematik zentral gerührte Anlagen detaillierter zu betrachten. Ein Teil der Ergebnisse ist auf andere nicht Newton'sche Rührprozesse übertragbar.

2.5 Einfluss der Rührtechnik auf den Biogasprozess

In der Literatur wird kontrovers darüber diskutiert, ob kontinuierliches Rühren oder diskontinuierliches Rühren erforderlich ist. Eine Durchmischung des gesamten Behälters ist für einen optimalen Prozess erforderlich. So spielt die Durchmischung im Zwei-Zonen-Modell von (Keshtkar et al. 2003) zur Vorhersage des Ablaufs der Vergärung von Rindergülle eine wichtige Rolle. Bei einer guten Durchmischung des Fermenters ist der Substratabbau laut den Simulationsergebnissen mit dem Modell schneller und die Werte für den Methanertrag sind etwas höher als für den nicht durchmischten Fall.

Intervallrühren wird in erster Linie durchgeführt, um Energie zu sparen. Das Gas verlässt beim intermittierenden Rühren insbesondere nach dem Einschalten der Rührwerke den Fermenter (Mills 1979).

Zusätzlich wird angeführt, dass bei einer zu starken Rührintensität im Labormaßstab ($N = 1.000$ RPM) die Gasproduktion aufgrund des mechanischen Stresses zurück geht (Stafford 1982). Für die Vergärung von Klärschlamm (Stroot et al. 2001) und der Co-Vergärung von Belebtschlamm mit Obstabfällen (Gómez et al. 2006) ist ebenfalls eine Reduktion der Biogasproduktion zu beobachten. Zwar zeigt sich im ersten Fall bei einer minimalen Durchmischung (1 L-Flasche zweimal am Tag von Hand geschüttelt) eine Schwimmschicht, jedoch sind die Methanerträge höher als mit einem Schüttler ($P/V = 1.500$ W/m³) (Stroot et al. 2001). Die Leistungseinträge mit $P/V = 1.500$ W/m³

(Stroot et al. 2001) und 1.600 W/m^3 bzw. 150 W/m^3 (Gómez et al. 2006) sind bezüglich ihrer praktischen Relevanz kritisch zu hinterfragen.

Ohne die Angabe konkreter rührtechnischer Parameter wird von (Kaparaju et al. 2008; Kowalczyk et al. 2013) für die Vergärung von Silage und Gülle ein Intervall-Rühren empfohlen. Eine Variation erfolgt nur in der Dauer der Rührintervalle, die Leistung bleibt mit 100 W konstant (Kowalczyk et al. 2013). Die eingestellte spezifische Leistung mit circa $P/V = 4.500 \text{ W/m}^3$ ist zu hoch und entspricht nicht dem Leistungseintrag in realen Anlagen.

Im Fall der Anwendung eines in der Praxis relevanten Leistungseintrages ($P/V < 10 \text{ W/m}^3$) ergibt sich bei der Vergärung von Gülle ein anderes Bild. Bei einem Feststoffgehalt von $TS = 5 \%$ ist nach (Karim et al. 2005) kein Einfluss der Mischtechnik (mechanisch und pneumatisch) festzustellen. Ein deutlicher und positiver Einfluss des Mischens auf den Biogasertrag im stationären Betrieb ist bei höheren Feststoffgehalten vorhanden (Karim et al. 2005).

(Hoffmann et al. 2008) stellten im Labormaßstab ($V = 4,5 \text{ L}$) fest, dass die Biozönose fähig ist, sich verändernden Mischintensitäten ($N = 50 - 1.500 \text{ RPM}$) anzupassen. Der Biogasertrag bleibt konstant, es dominiert bei einer höheren Intensität nur ein anderer Mikroorganismus. Zu hohe Mischintensitäten sind in der Startphase zu vermeiden. Ein diskontinuierliches Mischen wird abgelehnt, da dies zu Stofftransportlimitationen und der Bildung von Schwimm- und Sinkschichten führt.

Ein wichtiger Punkt ist die Anfahrphase, in der auf zu starke Mischintensitäten zu verzichten ist (Vavilin & Angelidaki 2005; Karim et al. 2005; Hoffmann et al. 2008). Der komplette Verzicht auf eine Durchmischung in der Startphase kann zu einer Akkumulation des Substrates und der Zwischenprodukte (insbesondere Propionsäure) führen und die Methanogenese unterdrücken (Suwannopadol et al. 2011; Ghanimeh et al. 2013).

Die Rührintensität ist auch vom vorherrschenden Schritt abhängig. Im Falle einer dominierenden Methanogenese ist ein zu starkes Rühren zu vermeiden, um die methanogenen aktiven Zentren nicht zu zerstören. Die Rührintensität ist zu erhöhen, wenn der Prozess durch eine gehemmte Acidogenese oder Hydrolyse gestört ist.

Die Rührintensität besitzt bei niedrigen Temperaturen einen Einfluss auf den Biogasertrag (Halalsheh et al. 2011). Die Erhöhung der Drehzahl kann bei der Vergärung von Belebtschlamm bei niedrigen Temperaturen ($\theta = 15 \text{ }^\circ\text{C}$) zu einer besseren Methanausbeute führen. Durch die erhöhte Drehzahl werden die Flocken stärker zerkleinert und die Oberfläche der Partikel vergrößert (Halalsheh et al. 2011).

Nach einer Studie durch die Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (FAL) ist für einen Großreaktor kein Einfluss auf den Methanertrag durch Nutzung von Tauchmotor- oder Paddelrührwerken vorhanden. Eine energetische Betrachtung ist aufgrund von auftretenden Defekten und Störungen im Verlauf der Arbeiten relativ schwierig (Wiertzema & Weiland 2007).

Zusammenfassend ist zur Problematik des Einflusses des Rührens auf den Biogasprozess festzuhalten, dass sich ein Mischvorgang positiv auf den Biogasertrag auswirkt. Eine zu hohe Intensität führt jedoch zu einem bisher nicht genau erklärbaren Einbruch der Erträge (Ward et al. 2008).

2.6 Ermittlung der Scherrate beziehungsweise der Reynolds-Zahl bei nicht Newton'schen Fluiden

Im Rahmen der Beschreibung der Methoden zur Messung des Fließverhaltens von Gärsubstraten (Abschnitt 2.3.2) wurden mit dem Ansatz nach (Metzner & Otto 1957) und dem Leistungskonzept nach (Henzler 2007) Verfahren vorgestellt, die auch für die repräsentative Reynolds-Zahl von Bedeutung sind. Bei beiden Methodiken gibt es Einschränkungen. Der Ansatz nach (Metzner & Otto 1957) besitzt nur im laminaren Bereich Gültigkeit und die Eigenschaften des nicht Newton'schen Fluids haben einen Einfluss auf die Metzner-Otto-Konstante. Dies gilt insbesondere für elastische Fluide (Böhme & Stenger 1988; Knoch 1996; Pawlowski 2004). Das Leistungskonzept ist mit der rührerspezifischen Konstante nur im turbulenten Bereich gültig (Henzler 2007).

Ein weiteres wichtiges Verfahren ist das Rieger-Novak-Verfahren (Rieger & Novák 1972; Rieger & Novák 1974). Der Vorteil dieser Methode ist die Gültigkeit im Übergangsbereich. Die Leistung wird in Abhängigkeit von der Drehzahl gemessen. Mit Hilfe von Gleichung (2-1) zur Berechnung des Leistungsbedarfs wird die Newton-Zahl berechnet. Die Reynolds-Zahl ist mit Gleichung (2-4) berechenbar, unter der Voraussetzung, dass die Newton-Reynolds-Kurve für den Rührer bekannt ist.

Ein weiterer Ansatz besteht darin, die Mischkennzahlen Newton'scher und nicht Newton'scher Fluide in Abhängigkeit von der Reynolds-Zahl in Übereinstimmung zu bringen (Pörtner 1989). In diesem Falle wurde eine Anpassung mit Hilfe der Weissenberg-Zahl vorgenommen:

$$Re^* = E \cdot \left[\frac{t_{h,98} \cdot \eta_A}{d^2 \cdot \rho} \cdot (1 + C \cdot Wi)^{-a} \right]^{-F} \quad (2-39)$$

Die rührerspezifischen Konstanten E, C, a und F führen zu einem großen Messaufwand bei der Verwendung der Gleichung. Das Modell besitzt nur einen beschränkten Gültigkeitsbereich ($Re^* < 1.000$).

Eine Beschreibung, welche sowohl für den laminaren als auch für den turbulenten Bereich Gültigkeit besitzt, wurde durch (Wassmer & Hungenberg 2005) vorgestellt. Die effektive Scherrate wird mit Hilfe eines sogenannten Scherkoeffizienten berechnet:

$$\dot{\gamma}_{eff} = C_S \cdot \frac{Ne \cdot N^2 \cdot d^5 \cdot \rho}{\eta_{eff} \cdot V}. \quad (2-40)$$

Es ist zwar nur eine rührerspezifische Konstante erforderlich, jedoch handelt es sich um eine implizite Gleichung.

Für ein anderes Modell sind für zwei axialfördernde Rührer die Ne-Re-Kurven sowohl experimentell als auch numerisch im Übergangsbereich bis $Re = 1.000$ ermittelt worden (Kelly & Gigas 2003). Die Abweichung der Newton-Zahlen betrug bei Berechnung der Reynolds-Zahl mit dem Ansatz nach (Metzner & Otto 1957) im Übergangsbereich bis zu 35 %. Das heißt, die Viskosität wird durch das Verfahren zu hoch geschätzt und somit ergibt sich eine zu niedrige Reynolds-Zahl. Auf der Grundlage der durchgeführten Messungen wurde eine Gleichung für die Berechnung der Scherrate auf Grundlage der Drehzahl abgeleitet:

$$\dot{\gamma}_R = 64,3 \cdot N. \quad (2-41)$$

Eine theoretische Betrachtung des Problems durch (Sánchez Pérez et al. 2006) führte zu dem Ergebnis, dass zwischen Scherrate und Drehzahl im Übergangsbereich und turbulenten Bereich der in Gleichung (2-42) dargestellte Zusammenhang vorliegt (Herleitung siehe Anhang 11.2):

$$\dot{\gamma}_R = C_2 \cdot N^{\frac{3}{2}}. \quad (2-42)$$

Allgemein leitet sich für nicht Newton'sche Fluide die folgende Gleichung her:

$$\dot{\gamma} = C_3 \cdot K \cdot N^{\frac{3}{1+n}}. \quad (2-43)$$

Bei der Anwendung des Zusammenhangs auf die Ergebnisse von (Kelly & Gigas 2003) ergibt sich:

$$\dot{\gamma}_R = 33,1 \cdot N^{1,4}. \quad (2-44)$$

Für eine detaillierte Herleitung der Gleichung sei an dieser Stelle auf den Anhang verwiesen.

2.7 Problematik der Kavernenbildung

Ein wichtiger Punkt bei der Durchmischung in Biogasanlagen ist das Auftreten von Kavernen (Rostalski 2011; Brehmer et al. 2012; Lomtscher et al. 2012). Von einer Kaverne kann in dem Fall gesprochen werden, wenn das Behältervolumen durch die rheologischen Eigenschaften des Mediums nicht vollständig erfasst wird. Es gibt Zonen im Fermenter, in denen die Strömungsgeschwindigkeit gleich 0 m/s ist, beziehungsweise ein zuvor definierter Grenzwert für die Geschwindigkeit unterschritten wird. Bei der Verarbeitung von Xanthan ist durch ein strukturviskoses Fließverhalten mit Kavernen zu rechnen (Galindo & Nienow 1992). Ebenso sind in vielen Bereichen der pharmazeutischen und biotechnologischen Industrie strukturviskose Stoffe anzutreffen.

Häufiges Ziel von Kavernenmodellen ist es, die Drehzahl so zu wählen, dass die Kaverne die Behälterwand erreicht oder einen großen Teil des Behältervolumens erfasst. Eine Übersicht über einige Kavernenmodelle wird von (Ein-Mozaffari & Upreti 2010) gegeben. Ein in der Praxis weit verbreitetes Modell ist auf Basis einer Momentenbilanz an der Kavernengrenze und an der Rührerwelle entwickelt worden (Solomon et al. 1981; Elson et al. 1986):

$$\left(\frac{d_C}{d}\right)^3 = \frac{1,36}{\pi^2} \cdot \frac{Ne \cdot \rho \cdot d^2 \cdot N^2}{\tau_0} \quad (2-45)$$

Für die Berechnung der Kavernengröße ist in dieser Gleichung die Fließgrenze τ_0 eine wichtige Einflussgröße. Das in der Gleichung (2-45) dargestellte Modell beinhaltet die Vereinfachung, dass das Verhältnis von der Kavernenhöhe zum Kavernendurchmesser für radiale Rührer $h_C/d_C = 0,4$ beträgt (Galindo & Nienow 1992). Diese Annahme vereinfacht eine Berechnung. Durch das Einsetzen des Behälterdurchmessers D für d_C und das Umstellen nach der Kavernendrehzahl N_C ergibt sich die folgende Gleichung:

$$N_C = \sqrt{\tau_0 \cdot \frac{\pi^2}{1,36} \cdot \frac{D^3}{Ne \cdot \rho \cdot d^5}} \quad (2-46)$$

Beim Einstellen dieser Drehzahl erreicht die Kaverne die Behälterwand. Das Kavernenmodell geht von der These aus, dass die Form der Kaverne durch einen Zylinder (Abbildung 13, links) beschreibbar ist. Die Kaverne ist insbesondere bei Veränderung der Drehrichtung des Rührers nicht durch dieses Modell beschreibbar (Galindo & Nienow 1992). Im Weiteren herrscht Unklarheit darüber, ob die turbulente Newton-Zahl aus der Newton-Reynolds-Kurve oder die zur Drehzahl gemessene Newton-Zahl in der Gleichung zu verwenden ist. In der Theorie ist letztere zu verwenden. In der Kaverne selbst herrscht jedoch eine turbulente Strömung und für eine Auslegung sind in der Literatur häufig nur turbulente Newton-Zahlen zu finden. Ein weiteres Problem besteht da-

rin, dass die Kavernenhöhe nach Erreichen der Wand sehr stark von der Rührergeometrie abhängig ist. Diese Einschränkungen und mangelnde Kenntnisse machen eine Modifikation des Modells erforderlich. Die neue Beschreibung von (Amanullah et al. 1998) berücksichtigt das Drehmoment und die Axialkraft.

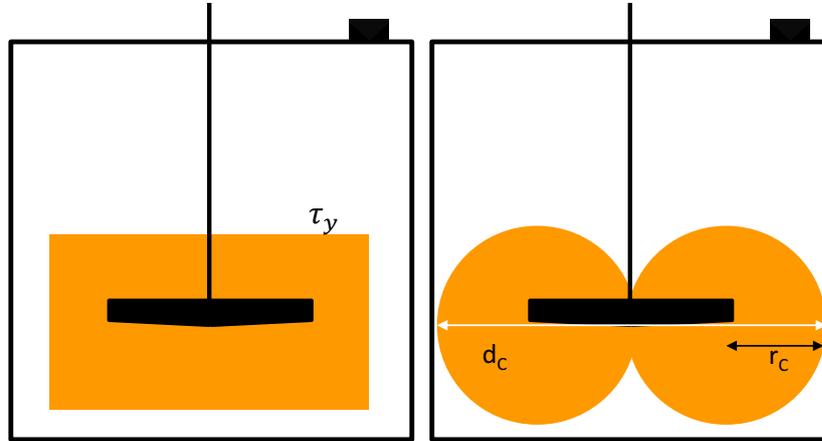


Abbildung 13: Schematische Darstellung der Kavernenformen nach dem Kavernenmodell nach (Elson et al. 1986) links und des Kavernenmodell nach (Amanullah et al. 1998) rechts

Es unterscheidet sich in drei Punkten von dem zuvor beschriebenen Modell:

1. Neben der tangentialen wird auch die axiale Kraftkomponente betrachtet, die speziell bei Axialrührern nicht zu vernachlässigen ist.
2. Die Form der Kaverne wird ringförmig beschrieben (siehe Abbildung 13, rechts).
3. Für die Definition der Kavernengrenze wird nicht die Fließgrenze, sondern eine Kavernengrenzgeschwindigkeit definiert.

Der Kavernenradius kann unter Verwendung dieses Modells durch die Gleichung (2-47) berechnet werden.

$$r_c \left[1 - \left(\frac{2}{n} \right) \right] = w_c \cdot \left[\left(\frac{2}{n} - 1 \right) \cdot \left(\frac{4\pi^2 \cdot K}{F} \right)^{\frac{1}{n}} \right] + \left(\frac{D}{4} \right) \left[1 - \left(\frac{2}{n} \right) \right]. \quad (2-47)$$

Die erforderliche Kraft F ist mit Hilfe der Newton-Zahl und des Axialkraftbeiwertes zu berechnen:

$$F = \rho \cdot N^2 \cdot d^4 \cdot \sqrt{c_{Ax}^2 + \left(\frac{4 \cdot Ne}{3\pi} \right)^2}. \quad (2-48)$$

Der Durchmesser der Kaverne ist auch von der gewählten Kavernengrenzgeschwindigkeit abhängig. Als Wert für w_c wird 1 % der Umfangsgeschwindigkeit angegeben. Die Bestätigung der Gültigkeit des Modells liegt durch Kavernenversuche für axialfördernde Rührer vor (Wilkins et al. 2005). In diesen Versuchen fand man mit Glitterpartikeln versetzter Ketchup Anwendung. Neben der Drehzahl trägt auch der Rührerdurchmesser zur Kavernengröße bei. Der Rührertyp zeigt eine untergeordnete Rolle. Bei der Erhöhung

der Stufenanzahl ist der Behälterinhalt schon bei kleineren Leistungseinträgen voll durchmischt (Galindo et al. 1996).

Auch für andere Geometrien sind gute Übereinstimmungen zwischen durchgeführten Experimenten und den Vorhersagen durch das Modell von (Amanullah et al. 1998) erzielbar (Ein-Mozaffari et al. 2007; Hui et al. 2009). Für einen rechteckigen Tank betragen die Abweichungen zwischen Ultraschall-Doppler-Anemometer Messungen und dem Modell maximal 14 % (Ein-Mozaffari et al. 2007). Für beim Mischen von Zellulosebrei verwendete Side-Entry-Rührwerke (Hui et al. 2009) sind ebenfalls geringe Unterschiede zwischen dem Modell und den Messwerten eines Elektrotomographen zur Kavernengröße festzustellen. Die Vergrößerung der Kaverne mit dem Drehzahlanstieg ist sehr gut durch das Modell von (Amanullah et al. 1998) vorhersagbar. Die Form der Kaverne wird jedoch besser durch das Modell von (Elson et al. 1986) beschrieben. Abweichungen sind bei Side-Entry-Rührwerken durch eine starke Interaktion zwischen der Kaverne und der Behälterwand zu erklären (Hui et al. 2009).

Zwischen den numerisch, den mittels PLIF¹⁸-Messungen bestimmten Kavernengrößen und den durch die Modelle nach (Amanullah et al. 1998) sowie (Elson et al. 1986) berechneten Größen ergeben sich bei geringen Reynolds-Zahlen ($Re < 50$) gute Übereinstimmungen. Dies gilt sowohl für das Auftreten von echten Kavernen bei Fluiden mit Fließgrenze als auch für Pseudokavernen, die aufgrund der Strukturviskosität auftreten (L. W. Adams 2007).

Im Rahmen von experimentellen und numerischen Betrachtungen im laminaren Strömungs- und im Übergangsbereich sind bei Side-Entry-Rührwerken große Differenzen bei einer Newton'schen und nicht Newton'schen Strömung vorhanden (Sossa 2012). Im Falle des Newton'schen Fluids (Abbildung 14, oben) liegt eine radiale Strömung vor. Im Falle des nicht Newton'schen Fluids (Abbildung 14, unten) gibt es im Rührerkernbereich um die Welle und auf der Rührerrückseite eine Ansaugzone. Durch eine halbaxiale Austrittszone an den Blattspitzen zirkuliert das Fluid um den Rührer und es kommt zur Ausbildung einer Kaverne. Eine Erhöhung des Kavernenvolumens ist durch eine Vergrößerung des Abstandes zwischen Rührer und Behälterwand möglich. Eine größere Blattwindung führt zu einer Vergrößerung der Kaverne. Basierend auf der Annahme, dass eine laminare Strömung vorliegt, ist eine gute Übereinstimmung zwischen den

¹⁸ Planar laser-induced fluorescence: Messmethode, bei der dem Fluid ein fluoreszierender Stoff zugesetzt und mit einem Laser bestrahlt wird. Die Reflektionen erlauben Aussagen beispielsweise zur Geschwindigkeit.

Messungen und den Simulationen in Bezug auf Kavernenform und –größe erzielbar (Sossa 2012).

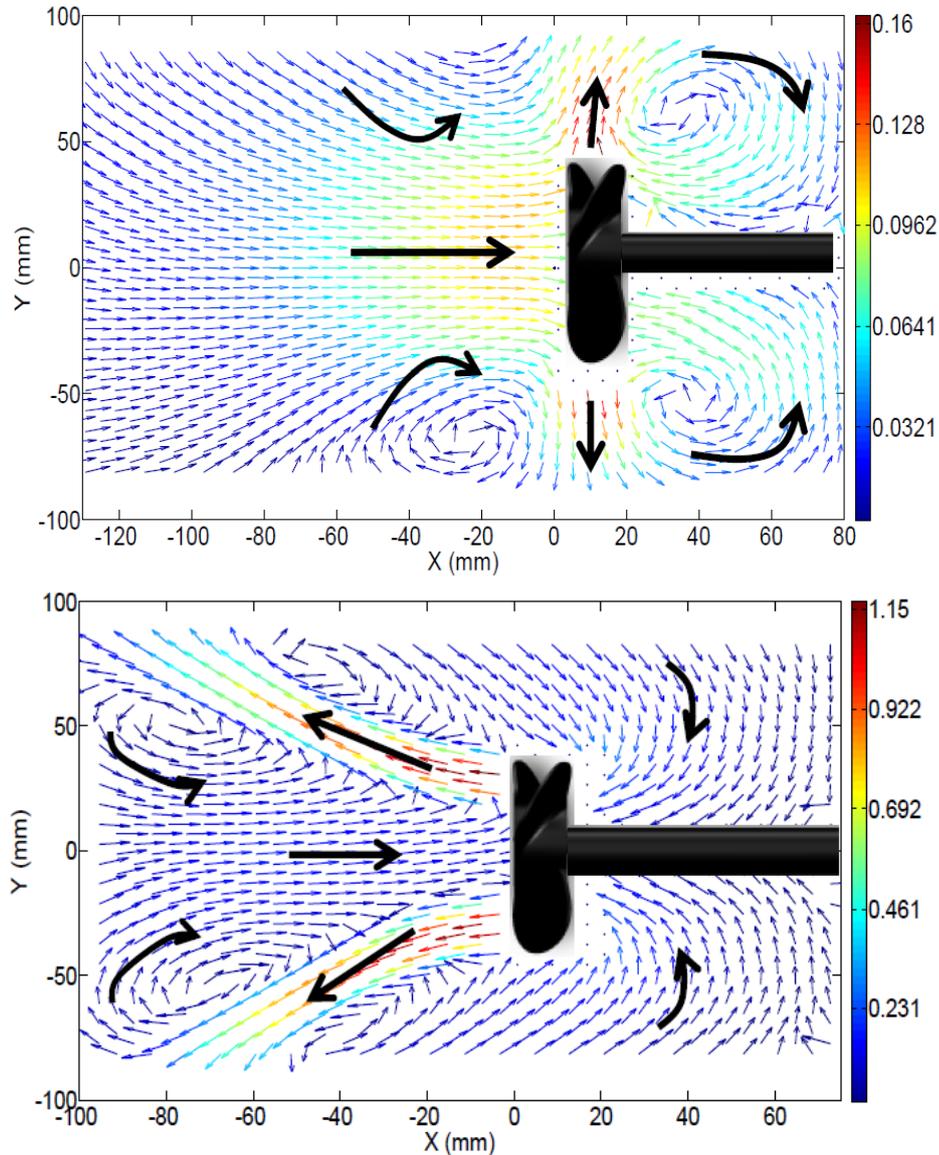


Abbildung 14: Vergleich der Geschwindigkeitsprofile für einen Propeller ($d = 96,52$ mm) bei Newton'schen Fluid (oben: $Re = 35$, Glycerin) und nicht Newton'schen Fluid (unten: $N = 575$ RPM; $K = 1,32$ $\text{Pa}\cdot\text{s}^n$; $n = 0,4$; $C_{MO} = 11$; Carbopol¹⁹) nach (Sossa 2012)

Zusammenfassend stimmen die mit Hilfe des Modells von (Amanullah et al. 1998) berechneten Kavernengrößen besser mit experimentellen Daten überein. Weiterhin besitzt es den Vorteil, dass die Fließgrenze für die Berechnungen nicht erforderlich ist. Nachteilig wirkt sich aus, dass die Kavernengrenze durch eine Kavernengrenzgeschwindigkeit definiert wird, diese ist als willkürlich zu bezeichnen. Zudem ist die Kenntnis des Axialkraftbeiwertes erforderlich.

¹⁹ Polyacrylsäure, auch als Carbopol bezeichnet, wird aufgrund seiner Gelbildungseigenschaften häufig als Dickungsmittel in der pharmazeutischen Industrie und der Kosmetik verwendet.

2.8 Modellstoffsysteme in der Rührtechnik

Modellstoffsysteme sind in der Charakterisierung verfahrenstechnischer Apparate häufig als Ersatzstoffe für sicherheitstechnisch bedenkliche Medien (krebserregend/toxikologisch) im Einsatz. Eine weitere Anwendung ist gegeben, wenn die erforderlichen Bedingungen (Druck, Temperatur) mit den zur Verfügung stehenden Versuchsanlagen nicht einstellbar sind. So sind Mischzeitmessungen in einem opaken Fluid wie den Biogassubstraten mit der Methode des letzten Farbumschlags nicht durchführbar. Es gibt zwar mittlerweile auch Alternativen, wie die Tomografie-Methode, doch sind diese oftmals mit erheblichen Mehrkosten verbunden. Handelt es sich bei dem zu betrachtenden System um ein biologisches System, stellt dieses zusätzlich hohe Anforderungen an die Sterilität. Eine Reproduzierbarkeit der Versuche ist mit diesen Systemen nur bedingt oder gar nicht realisierbar. In diesen Fällen dienen Modellstoffsysteme dazu, ein Grundverständnis für physikalische Aspekte (zum Beispiel zu strömungstechnischen) zu erhalten. Die Schwierigkeit von Modellstoffsystemen besteht darin, ein Fluid zu finden, das im Idealfall dieselben Eigenschaften besitzt wie die Originalsubstanz. Diese Eigenschaften umfassen beispielsweise die Dichte, die Rheologie und die Oberflächenspannung. Da ein Fluid mit gleichen Eigenschaften nicht immer umsetzbar ist, sind teilweise zusätzliche Versuche mit dem Originalsystem unabdingbar. Ein klassisches Beispiel für die modellhafte Beschreibung ist die Verwendung von Glaskugeln bei Versuchen zum Suspendierverhalten (Einenkel 1978; Geisler 1991). Glaskugeln sind in großen Mengen in verschiedenen Größenklassen erhältlich. Ein weiterer Vorteil ist die Tatsache, dass sie kugelförmig sind, wodurch die Beschreibung der angreifenden Widerstandskraft vereinfacht wird.

Ein weiteres Beispiel für ein Modellstoffsystem ist ein Tröpfchen-System zur Charakterisierung der Partikelbeanspruchung von Rührern (Wollny & Sperling 2007). Die Öltröpfchen stellen die Zellen in den realen Fermentationsbrühen dar. Ein großer Vorteil dieses Systems ist die hohe Reproduzierbarkeit der Versuche. Nachteilig ist anzumerken, dass nichts darüber bekannt ist, wie beanspruchungsempfindlich die Tröpfchen im Vergleich zu den Zellen sind.

Der stark wachsende Industriezweig der Biotechnologie macht die Entwicklung neuer Modellstoffsysteme erforderlich, da viele dieser Gemische nicht mehr mit Wasser, Glycerin oder Silikonölen beschreibbar sind. Oftmals finden dann Xanthan- (Galindo & Nienow 1992; Henzler 2007) oder Carboxymethylcellulose (CMC) -Systeme (Kouda et al. 1996) Anwendung. Für diese Fluide ist häufig noch die Erarbeitung von Modellen

für die Beschreibung von Stoffübergangskoeffizienten oder anderer wichtiger Parameter wie Axialkraftbeiwert oder Mischkennzahl erforderlich.

Biogassubstrate sind hochviskose, partikelbeladene nicht Newton'sche Fluide. Dem nicht Newton'schen Verhalten wird Rechnung getragen, indem Xanthan für die Mischzeitversuche verwendet wird (Brehmer et al. 2012).

Ebenso sind Carbopol-Lösungen als Fluide zur Darstellung nicht Newton'scher Gemische geeignet (Gomez et al. 2010). Die Gelbildung ist jedoch vom pH-Wert abhängig. Somit sind Neutralisationsreaktionen zur Bestimmung der Mischzeit nur bedingt anwendbar.

Speziell für die Darstellung von Klärschlämmen kommen drei Fluide in Frage (Eshtiaghi et al. 2012). Es handelt sich um die Lösungen beziehungsweise Suspensionen folgender Stoffe:

- Carboxymethylcellulose (CMC),
- Carbopol
- Laponit

Laponit ist ein synthetisches Natriumsilikat, das in Wasser suspendiert thixotrope Eigenschaften ausbildet. Die Partikel sind nur wenige Nanometer groß. Diese Suspension wird beispielsweise als Kühlflüssigkeit für Bohrköpfe in der Erdölförderung eingesetzt (Phuoc et al. 2009). Klärschlamm und CMC-Lösungen verhalten sich bei höheren Scherraten (> 10 1/s) ähnlich. Als Konsequenz daraus kann dieses Fluid für die Darstellung von Mischvorgängen genutzt werden. Für den Bereich niedriger Scherraten ist durch die Fließgrenze des Klärschlammes Carbopol als Modellfluid zu verwenden. Für die Darstellung der thixotropen Eigenschaften ist Laponit zu nutzen. Schließlich bleibt festzuhalten, dass es sich bei den angesprochenen Fluiden um Einphasensysteme, oder im Fall von Laponit, um sehr kleine Partikel, handelt. Damit bleibt die Frage der Darstellung von Partikeln in Gärsubstraten offen (Eshtiaghi et al. 2012).

Ein weiterer Ansatz zur Darstellung von Klärschlamm ist die Verwendung von synthetischen Flocken aus Alginat, die durch Fällung mit Calcium-Ionen entstehen (Sanin & Vesilind 1996).

3 Aufgaben- und Zielstellung

Diese Arbeit verfolgt das Ziel, biologisch unbedenkliche und optisch zugängliche Modellstoffsysteme für die Messung verfahrenstechnischer Parameter in zentral gerührten Biogasanlagen zu finden. Der Einsatz dieser Systeme soll reproduzierbare Aussagen zum Strömungszustand und zur Durchmischung im relevanten Leistungsbereich

$$P/V = 6 - 10 \text{ W/m}^3$$

(U. S. Environmental Protection Agency 1987) ermöglichen. In einem ersten Schritt ist eine geeignete Methode zu finden, mit der die Rheologie eines klassischen Substrates bestimmt werden kann. Die erhaltenen Daten sind mit Werten aus der Literatur zu vergleichen. Durch den zu erwartenden messtechnischen Aufwand für die Ermittlung der Daten, erfolgt die Beschränkung auf Maissilage als ein weit verbreitetes Substrat oder Substratbestandteil. Die schlechte optische Zugänglichkeit der Substrate erfordert ein transparentes Modellstoffsystem für Mischzeitversuche. Die rheologischen Eigenschaften müssen weitestgehend dem Realsubstrat entsprechen. Weitere Systeme sind für Kavernenversuche und für die Betrachtung von Schwimm- und Sinkschichten erforderlich. Mit den beschriebenen Systemen ist eine Charakterisierung des Ist-Zustandes bestehender Anlagen vorzunehmen und Optimierungsvorschläge zu unterbreiten. Neben dem experimentellen Teil gehören auch Betrachtungen mit Hilfe der numerischen Strömungsmechanik zur Aufgabenstellung. Diese bestehen aus Simulationen im Labormaßstab (50 L) und numerischen Betrachtungen einer großtechnischen Anlage (1.000 m³). Durch den Vergleich der experimentellen und numerischen Ergebnisse mit Modellen aus der Literatur und einer erforderlichen Modifikation der Modelle soll ein Beitrag zur verbesserten Auslegung zentral gerührter Biogasanlagen unter den folgenden Gesichtspunkten erfolgen:

- gute Durchmischung
- Vermeidung von Schwimm- und Sinkschichten
- Maximierung von auftretenden Kavernen
- geringer Leistungseintrag

4 Material und Methoden

4.1 Versuchsaufbau

4.1.1 Behälter

Die Versuche wurden in einem zylindrischen, transparenten Behälter mit Flachboden durchgeführt (Abbildung 15). Dieser Behälter bestand aus Acrylglas (Polymethmethacrylat, PMMA). Die überwiegende Zahl der Versuche wurde im unbewehrten Behälter (I) vorgenommen. Für den Vergleich mit Literaturwerten erfolgten einzelne Messungen im bewehrten Behälter (II). Der Abbildung 15 ist die vorliegende Nomenklatur zu entnehmen. Großbuchstaben beziehen sich auf allgemeine Größen, die zum Behälter gehören. Mit kleinen Buchstaben sind Größen gekennzeichnet, die zur Rührergeometrie gehören. Der Behälter hatte einen Innendurchmesser von $D = 400$ mm. Die Füllhöhe im Behälter ist gleich dem Durchmesser. Mit dem Bodenfaktor $K_B = 0$ für einen Flachboden ergibt sich ein Volumen von $V = 50$ L.

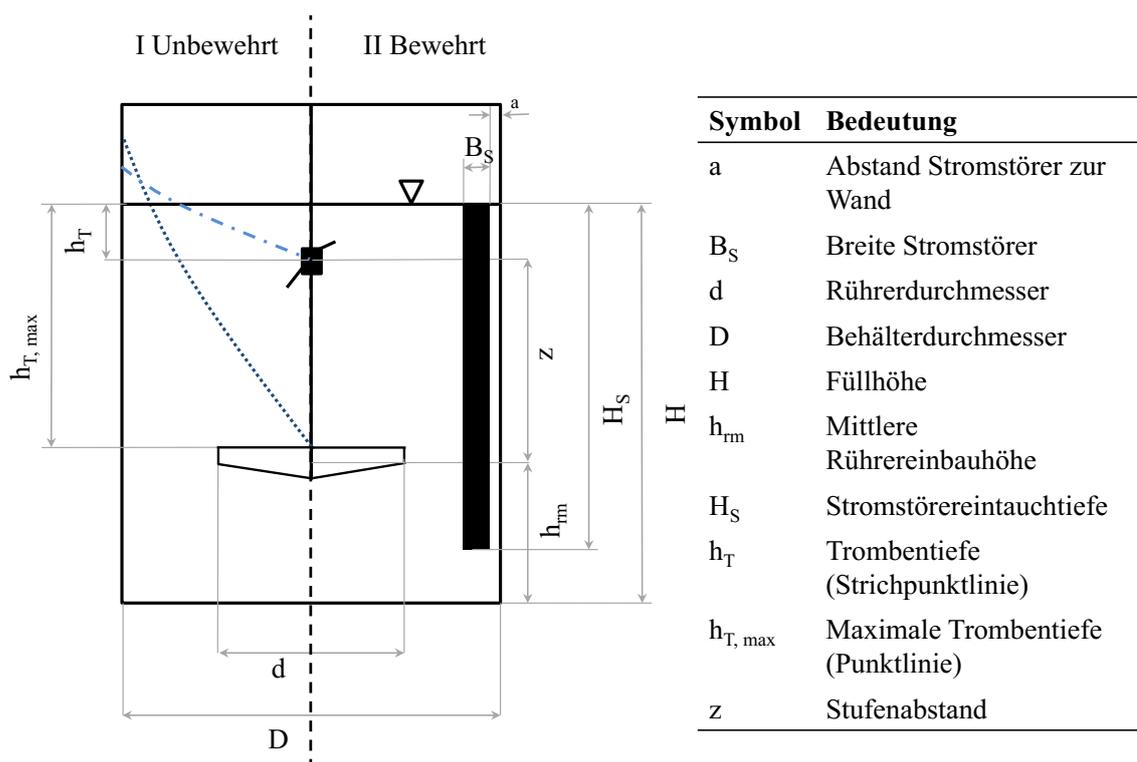


Abbildung 15: Schematische Darstellung des Behälters mit Symbollegende

Für die Versuche mit einer Bewehrung wurden vier Stromstörer mit einer Breite von $B_S = 32$ mm und einer Eintauchtiefe von $H_S = 320$ mm mit einer Arretierung am oberen Flansch des zylindrischen Schusses befestigt.

4.1.2 Antriebe

Für den Antrieb wurde ein Technikumsrührwerk (frequenzgesteuerter Wechselstrommotor), (Engineering durch die Firma *STC-Engineering GmbH*) mit einer maximalen Leistung von $P = 3 \text{ kW}$ verwendet. Durch das Getriebe und den eingebauten Frequenzumrichter (Firma *Danfoss*) sind Drehzahlen im Bereich von $N = 5 \text{ RPM}$ bis $N = 500 \text{ RPM}$ möglich. Die genutzte Momentenmesswelle (Firma *Höttinger Baldwin Messtechnik*, 20 Nm) erlaubt Messungen bis zu einem maximalen Drehmoment von $M = 20 \text{ Nm}$. Das maximale Drehmoment darf bei einer Dauerbelastung den Wert $M = 18 \text{ Nm}$ jedoch nicht überschreiten.

Bei der Leistungsbestimmung in wässrigen Medien war die Auslastung der 20 Nm -Messwelle sehr gering, daher wurden vergleichende Messungen für den turbulenten Bereich mit einem weiteren Rührwerk (Hersteller unbekannt) durchgeführt. Dieses war mit einer Antriebsleistung von 1 kW und einer 5 Nm -Messwelle (Firma *Höttinger Baldwin Messtechnik*, Drehmoment im Dauerbetrieb: $4,5 \text{ Nm}$) ausgestattet. Mit diesem Antrieb sind Drehzahlen im Bereich von $N = 100 \text{ RPM} - 300 \text{ RPM}$ einstellbar.

4.1.3 Rührergeometrien

Im Rahmen der Messungen fanden zwei verschiedene Rührergeometrien Verwendung. Für die rheologischen Untersuchungen kam ein dreiflügeliger Blattrührer mit einem Rührerdurchmesser Verhältnis $d/D = 0,39$ und einem dimensionslosen Blatthöhenverhältnis $h/d = 1,58$ zum Einsatz. Die Stärke der Blätter betrug 2 mm . Die dimensionslose Rührereinbauhöhe ist mit $h_r/D = 0,15$ gewählt worden.

Für die Versuche zur Hydrodynamik wurde der RUAX-Rührer[®] (RUdislebener AXialrührer -Markenname der Firma *CHEMA*) verwendet. Es handelt sich um einen zwei- oder dreiflügeligen Axialrührer, der auch bei zentral gerührten Biogasanlagen in der Praxis Anwendung findet. Die Rührflügel sind längs der Achse geknickt. Das Abknicken des Blattes bewirkt eine erhöhte Stabilität gegen eine Verbiegung (Liepe et al. 1998). Der in diesem Fall betrachtete Rührer besaß zwei Knickstellen. Die Stärke des Materials für die Flügel betrug 2 mm . Abbildung 16 zeigt schematisch den Rührer in einer zweiflügeligen Ausführung. In der Praxis besitzen die Rührer einen auf den Behälterdurchmesser bezogenen Durchmesser von $d/D = 0,25$. Zur Reduzierung des Leistungseintrages wurde bei den Durchmesser Verhältnissen $d/D = 0,50$ und $d/D = 0,60$ eine zweiflügelige Anordnung gewählt (Tabelle 9).

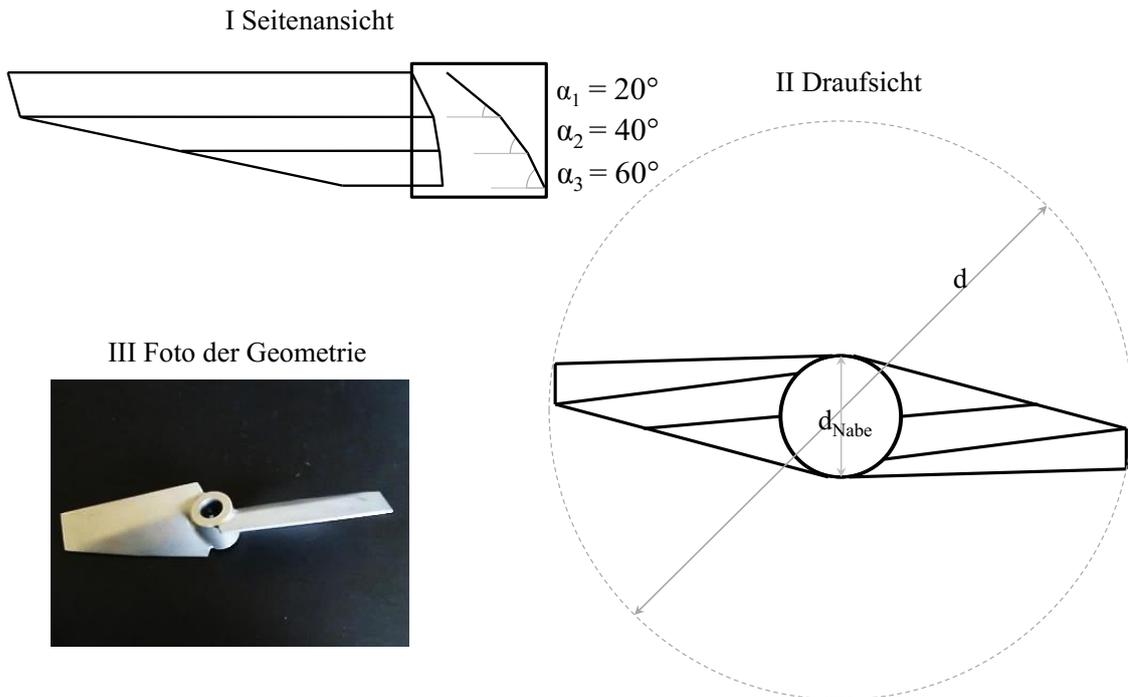


Abbildung 16: Schematische und fotografische Darstellung des betrachteten RUAX-Rührers[®]

Tabelle 9: Verwendete Axialrührer mit Durchmesserverhältnis und Flügelanzahl

d/D [-]	$N_{\text{Flügel}}$ [-]	d_{Nabe} [mm]
0,25	3	17
0,35	3	17
0,50	2	30
0,60	2	30

4.1.4 Wellen

Für den Blattrührer und die RUAX-Rührer[®] mit einem $d/D \geq 0,50$ wurden Wellen aus rostfreiem Edelstahl (Werkstoffnummer 1.4571) mit einem Durchmesser von 16 mm verwendet. Die Montage der Rührer geschah mittels Madenschrauben auf der Welle. Für die Rührer mit einem $d/D = 0,25$ und $d/D = 0,35$ kamen aufgrund der geringen Nabendurchmesser Gewindestäbe aus Stahl (Werkstoffnummer nicht bekannt) mit einem Durchmesser von 10 mm zum Einsatz. Die Befestigung der Rührer erfolgte über eine Verschraubung mit Muttern.

4.1.5 Newton'sche Fluide für die Ermittlung der Newton-Zahl

Für die Bestimmung des Leistungsbeiwertes im vollturbulenten Bereich ist entionisiertes Wasser aus einer Umkehrosmoseanlage genutzt worden. Die Leitfähigkeit dieses Wassers lag unter $0,3 \mu\text{S}$.

Stärkehydrolysat

Das Stärkehydrolysat (*C*Pharm Sweet 01533*, Firma *Cargill*) hat eine Viskosität von $\eta = 110$ Pas bei 20 °C und besitzt Newton'sches Fließverhalten. Durch eine Verdünnung mit entionisiertem Wasser sind verschiedene Viskositäten einstellbar (Abbildung 17 und Gleichung (4-1)):

$$\eta = 2,96 \cdot 10^{-14} \cdot e^{3,57 \cdot 10^{-1} \cdot c} \quad (4-1)$$

Mit diesem Fluid und dem gewählten Antrieb sind Reynolds-Zahlen bis $Re = 200$ realisierbar. Die Dichte des Stärkehydrolyсата beträgt in dem gewählten Konzentrationsbereich ($c = 90 \dots 100$ Ma%) $1.400 = \text{kg/m}^3$.

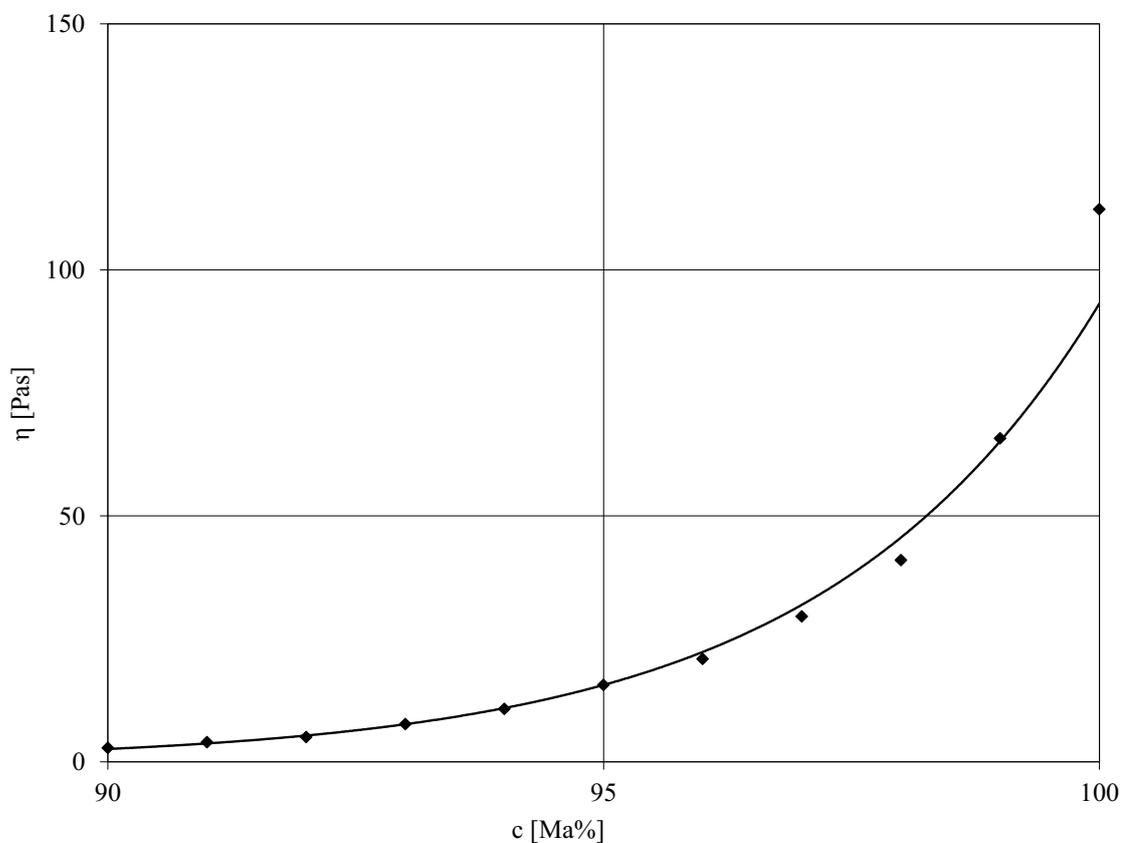


Abbildung 17: Darstellung der Viskosität des Stärkehydrolyсата in Abhängigkeit von der Konzentration in Ma% bei 20 °C

Glycerin

Für Messungen im Übergangsbereich wurde Glycerin (Firma *GlaconChemie*) verwendet. Die Abhängigkeit der Viskosität wässriger Lösungen des Glycerins von der Konzentration ist mit einer Genauigkeit von $\pm 5\%$ durch die folgende Gleichung gegeben:

$$\eta = 2,929 \cdot 10^{-39} \cdot c_{Glycerin}^{19,719} \cdot e^{-[2,25 \cdot 10^{-3} c_{Glycerin} - 0,13132] \cdot \theta} \quad (4-2)$$

Die Dichte des Glycerins ist durch die folgende Gleichung beschreibbar:

$$\rho = 10^3 \cdot (5,098 \cdot 10^{-1} \cdot -2,78 \cdot 10^{-4} \cdot \theta) \cdot c_{Glycerin}^{1,992 \cdot 10^{-1}} \quad (4-3)$$

Für die Einstellung der Viskosität wurde zunächst mit Hilfe der Gleichung (4-2) die zu benutzende Konzentration für den gewünschten Reynolds-Zahl-Bereich abgeschätzt. Von jedem Fluid wurde für die Validierung der Dichte und der Viskosität eine Probe genommen und vermessen (siehe Abschnitt 4.2.1 und Abschnitt 4.2.3).

4.1.6 Nicht Newton'sche Fluide

Xanthan

Xanthan ist ein häufiges Dickungsmittel in der Lebensmittelindustrie (Voragen et al. 2003). Es wurden zwei verschiedene Xanthan genutzt. In den ersten Untersuchungen zum Verfahren nach (Metzner & Otto 1957) wurde ein Xanthan (Hersteller unbekannt) verwendet, das aufgrund der Zellreste im Xanthan zu einer trüben Lösung führte. Das Xanthan für die Modellstoffsysteme von der Firma *Colltec* ist ein speziell gereinigtes Xanthan, wodurch die erzielten Flüssigkeiten bei Blasenfreiheit klar sind.

Carboxymethylcellulose CMC

Carboxymethylcellulose (Hersteller unbekannt) ist ein Makromolekül und ein Derivat der Cellulose. Es wird häufig als Dickungsmittel in der Lebensmittelindustrie eingesetzt (Thielking & Schmidt 2006).

4.2 Bestimmung weiterer Stoffwerte

4.2.1 Dichte

Für die Dichtebestimmung stand ein Biegeschwinger (*Mettler Toledo; DE 40*) zur Verfügung. Das Messprinzip basiert auf der Messung der Schwingungsdauer einer Glaskapillare. Ein U-förmiges Glasrohr wird in Schwingung versetzt. In Abhängigkeit von der Masse des Glasrohres verändert sich die Frequenz. Je höher die Masse ist, umso kleiner ist die Frequenz und umso höher ist die Schwingungsdauer. Die Dichte ergibt sich aus der Schwingungsdauer T und zwei gerätespezifischen Konstanten A und B :

$$\rho = A \cdot T^2 + B. \quad (4-4)$$

Das Stärkehydrolysat und die Maissilage wurden nicht durch die Pumpe in die Kapillare eingesaugt. Die Dichtebestimmung für diese Fluide erfolgte durch die Wägung von einem definierten Volumen (250 ± 2 mL). Die Dichte ergibt sich nach der Definitionsgleichung zu (fünf Replikate):

$$\rho = \frac{m}{V}. \quad (4-5)$$

4.2.2 Trockensubstanzgehalt (TS)

Die Trockensubstanz wurde mit Hilfe eines Trockenschanks bestimmt. Dazu wurden $m = 5$ g der zu untersuchenden Substanz eingewogen (m_{Einwaage}) und anschließend bei $110\text{ }^{\circ}\text{C}$ über Nacht getrocknet. Nach der Trocknung wurden die Proben erneut gewogen (m_{Trocken}). Der TS-Gehalt ergibt sich durch (fünf Replikate):

$$TS[\%] = \frac{m_{\text{Trocken}}}{m_{\text{Einwaage}}}. \quad (4-6)$$

4.2.3 Rheologie einphasiger Fluide

Die Messungen zur Rheologie einphasiger Systeme erfolgten mit dem Rheometer Physica MCR 301 der Firma *Anton Paar*. Dieses Rheometer mit Luftlager erlaubt sowohl Rotations- als auch Oszillationsmessungen. Bei niedrigviskosen Fluiden mit wässriger Konsistenz wurde ein Zylindersystem (CC27) genutzt. Der Messspalt bei dieser Anordnung betrug $1,130$ mm. Bei hochviskosen Fluiden kam eine Kegel-Platte-Anordnung (CP50) zur Anwendung. Der Messkegel hatte einen Durchmesser von $49,975$ mm, bei einem Kegelwinkel von $0,99\text{ }^{\circ}$. Der Messspalt dieser Anordnung betrug $0,055$ mm. Durch die Vorgabe der Drehzahl und der Messung des Drehmoments können mit Hilfe der folgenden Gleichungen die Scherrate und die Schubspannung berechnet werden:

Scherrate:

$$\dot{\gamma} = C_{SR} \cdot N; \quad (4-7)$$

Schubspannung:

$$\tau = C_{SS} \cdot M. \quad (4-8)$$

C_{SS} und C_{SR} sind messkörperspezifische Konstanten und in dem jeweiligen Messsystem-Datenblatt dokumentiert. Für die Amplituden-Sweeps wurde eine Kreisfrequenz von $\omega = 10$ 1/s bei einer Deformationsvorgabe im Bereich von $\gamma_A = 0,01 - 100\%$ gewählt. Für die Ermittlung der Relaxationszeiten wurde eine Deformation von $\gamma_A = 5\%$ eingestellt. Die Auswertung der Messergebnisse erfolgte mit der Software RheoPlus V2.32 der Firma *Anton Paar*.

4.2.4 Rheologie mehrphasiger Fluide

Für die Bestimmung der Fließkurven mehrphasiger Fluide wurde das Verfahren nach (Metzner & Otto 1957) angewendet (Abschnitt 2.3.2). Das Probenvolumen betrug circa $V = 40$ L. Hierfür wurde der in dem Abschnitt 4.1 beschriebene Blattrührer und der bereits erwähnte unbewehrte DN 400 Plexiglasbehälter verwendet. Die dimensionslose Füllhöhe H/D wurde jedoch auf $H/D = 0,75$ reduziert.

4.2.5 Partikelgrößenverteilung

Für die Messung der Partikelgrößenverteilung der Silage-Partikel wurde eine Siebung mit einer Siebmaschine der Firma *Retsch* und verschiedenen Sieben (Tabelle 10) vorgenommen.

Tabelle 10: Verwendete Siebböden zur Ermittlung der Partikelgrößenverteilung

Siebböden	Maschenweite [mm]
1	6,30
2	5,00
3	4,00
4	3,15
5	2,60
6	1,60
7	0,32

Vor der Siebung sind die Partikel bei 105 °C getrocknet worden. Berechnet wurden der Medianwert der Partikelgrößenverteilung $X_{50,3}$, der Modalwert der Partikelgrößenverteilung $X_{h,3}$ und der Mittelwert der Partikelgrößenverteilung \bar{X}_3 . Dieser ergibt sich aus der Summe der Massen Δm_i auf den Siebböden bezogen auf die Einwaage m_{ges} und der jeweiligen mittleren Korngröße $x_{i,m}$ der Fraktionen von i bis n (Stieß 1995):

$$\bar{X}_3 = \sum_{i=1}^n x_{i,m} \cdot \frac{\Delta m_i}{m_{ges}}. \quad (4-9)$$

4.3 Bestimmung hydrodynamischer Kennzahlen

4.3.1 Dimensionsloser Leistungseintrag

Für die Leistungsermittlung im Rührbehälter gibt es eine Reihe von Möglichkeiten (Ascanio et al. 2004). Die Bestimmung des Leistungseintrages geschah mit Hilfe von Drehmomentenmesswellen der Firma *Höttinger-Baldwin-Messtechnik*. Es wurden zwei verschiedene Messwellen für die Bereiche bis 5 Nm und bis 20 Nm eingesetzt.

Für die Datenerfassung wurde ein Messverstärker (Firma *Höttinger-Baldwin-Messtechnik*) verwendet. Die Messwerte für eine Drehzahl sind für 60 s mit einer Frequenz von $f = 1$ Hz aufgezeichnet worden. Aus den 60 Messwerten erfolgte die Mittel-

wertbildung. Von den Bruttomesswerten für das Drehmoment wurden die Leerlaufdrehmomente subtrahiert. Nach jeder Leistungsmessung ist das Rührwerk aus der Flüssigkeit herausgefahren und das Leerlaufdrehmoment in Abhängigkeit der Drehzahl N ermittelt worden. Für diese Kurve wurden 15 Messpunkte im Drehzahlbereich der Leistungsmessung gewählt und eine Regression mit einem Polynom 2. Grades durchgeführt. Das Nettodrehmoment $M_{T, Netto}$ ergab sich aus dem Bruttodrehmoment $M_{t, Brutto}$ und der Regression:

$$M_{T, Netto} = M_{t, Brutto} - (a \cdot N^2 + b \cdot N + c). \quad (4-10)$$

Mit diesem Nettodrehmoment war die Newton-Zahl durch Gleichsetzen und Umstellen der Gleichung (2-1) und Gleichung (2-2) berechenbar:

$$Ne = \frac{2\pi \cdot M}{\rho \cdot N^2 \cdot d^5}. \quad (4-11)$$

Zusätzlich fand eine Bestimmung der Drehzahlmessung mit einem Lasermessgerät (*Voltcraft*[®] *DT-1L*) statt. Die Welle wurde mit einer Reflexionsmarke versehen, auf diese war der Laserstrahl zu richten. Aus der Anzahl der Reflexionen in einer definierten Zeit wird die Drehzahl berechnet.

4.3.2 Mischzeit

Für die Ermittlung der Mischkennzahl wurde die Methode des letzten Farbumschlages verwendet. Dazu wurde der Behälterinhalt zunächst mit entionisiertem Wasser befüllt. Durch die Zugabe von $V = 10$ ml einer 1%igen Phenolphthaleinlösung ist eine Konzentration des Indikators im Bereich von 2 - 3 mg/L eingestellt worden (Kraume 2006). Bevor die erforderliche Menge an Xanthan für eine Konzentration von $c = 2$ g/kg in den Behälter gegeben wurde, ist diese mit $V = 200$ ml Ethanol (vergällt) versetzt worden. Das Ethanol bewirkt durch die geringe Oberflächenspannung eine vollständige Benetzung der Xanthanmoleküle, wodurch die Luft in den Zwischenräumen verdrängt wird. Diese Benetzung reduziert die Gefahr von Blasenbildung. Das Ethanol-Xanthan-Gemisch wurde unter Rühren langsam in den Behälter gefüllt. Nach vollständigem Aufklaren des Inhalts waren Mischzeitbestimmungen durchführbar.

Für eine Mischzeitbestimmung wurde der pH-Wert zunächst mit Hilfe einer tropfenweisen Zugabe von Natronlauge auf $\text{pH} = 8,0 - 8,5$ eingestellt. In diesem pH-Wert-Bereich schlägt Phenolphthalein von farblos zu rosa-violett um. Anschließend ist die Zugabe von $V = 5$ ml Natronlauge ($c_{\text{molar}} = 2$ Mol/L) vorgenommen worden. Nach einem Zeitraum $t = 2 \dots 3 \cdot t_H$ konnte Salzsäure ($c_{\text{molar}} = 2$ Mol/L) mit einem Überschuss von 5 % hinzugegeben werden. Die Messgröße war die Zeit von der Zugabe der Salzsäure bis zum

Verschwinden der letzten Farbschlieren. Nach jedem Versuch erfolgte eine Rücktitration mit Natronlauge, um wieder den Umschlagspunkt des Indikators einzustellen. Mit einer Behälterfüllung waren maximal zwanzig Mischzeitmessungen möglich, bevor sich die steigende Salzkonzentration negativ auf die Messgenauigkeit auswirkte. Aufgrund der Säurelabilität von Xanthan wurde eine zunehmende Verdünnung durch die Zugabe von Säure und Lauge in Kauf genommen. Die relative Abweichung der eingestellten Xanthankonzentration betrug maximal $\pm 0,5\%$. Es fand eine dreifache Bestimmung der Mischzeit statt. Die Berechnung der Mischkennzahl ist nach Gleichung (2-8) gegeben.

4.3.3 Axialkraftbeiwert

Für die Ermittlung des Axialkraftbeiwertes ist der gesamte Behälter auf eine Industriewaage der Firma *Kern Industriewaagen* positioniert worden (Messgenauigkeit ± 5 g). Die digital aufgezeichneten Werte wurden nach Gleichung (4-12) für die Berechnung des Axialkraftbeiwertes herangezogen:

$$c_{AX} = \frac{\Delta m \cdot g}{\rho \cdot N^2 \cdot d^4} \quad (4-12)$$

Die Datenaufzeichnung für die Masse erfolgte für 60 Sekunden mit einer Frequenz von $f = 1$ Hz. Für die Berechnung des Axialkraftbeiwertes wurde der Mittelwert der 60 Werte gebildet. Vor jedem Versuch wurde die Waage tariert, sodass nur die Änderung der Gewichtskraft durch die Änderung der Masse ermittelt wurde.

4.3.4 Trombenbeiwert

Für die Berechnung des Trombenbeiwertes ermöglichte eine Skalierung der Welle und der Behälterwand (Genauigkeit 5 mm) die Messung der Trombentiefe. Gemessen wurde die Absenkung des Flüssigkeitsspiegels um die Welle. Die Berechnung des Trombenbeiwertes ist nach Gleichung (2-13) vorgenommen worden.

4.3.5 Kavernendurchmesser und Kavernendrehzahl

Für die Ermittlung des Kavernendurchmessers wurde ein mit Silagepartikeln beladenes Stoffsystem (Abschnitt 5.1.4) genutzt. Zielgröße war die Drehzahl, bei der eine Bewegung der Partikel an der Behälterwand vorhanden ist. Die gewählten Messgrößen an diesem Punkt waren die Drehzahl, das Drehmoment sowie die Axialkraft nach den zuvor beschriebenen Methoden. Jede Konfiguration wurde bei einem Messdurchlauf mit demselben Fluid ausgeführt. Es wurden insgesamt 3 Messdurchläufe vorgenommen, wobei jede Kavernendrehzahl dreimal bestimmt wurde.

4.4 Numerik

Simulationen im Labormaßstab (50 L Maßstab) dienten der Ermittlung eines geeigneten Turbulenzmodells für die Simulationen einer Anlage mit einem Volumen von $V = 1000 \text{ m}^3$ und einer Nachstellung der Kavernenergebnisse.

In den Simulationen zur 1.000 m^3 -Anlage sind hydrodynamische Kennzahlen und Aussagen zur Kavernenbildung in diesem Maßstab abgeleitet worden. Die Ausführung aller Simulationen geschah auf einem linuxbasierten Cluster mit 32 Kernen (jeweils 2 GHz, 1 GB RAM). Es wurde auf Ansys[®] CFX in den Versionen 12.0 bis 14.5 zurückgegriffen. Alle Gitter bestanden aus unstrukturierten Tetraeder-Netzen. Die Simulationen waren einphasig und stationär unter Nutzung des Multiple Reference Frame Model (ANSYS Inc. 2015). Bei dieser Simulation wird der Reaktor in einen stehenden und in einen rotierenden Bereich eingeteilt. Der rotierende Bereich umfasst den Rührer, der stehende Bereich den Großteil des Reaktors.

Für die Oberfläche ist die Annahme getroffen worden, dass es sich hierbei um eine reibungsfreie Wand handelt. Dies gilt nur bei kleinen Drehzahlen, da es bei höheren zur Trombenbildung und damit zur Veränderung der Wand kommt. Bei hohen Drehzahlen ist mit einer freien Oberfläche zu rechnen (Ciofalo et al. 1996). Eine solche Rechnung erhöht jedoch den Aufwand und ist mit der genutzten Technik für die zu betrachtende Anlage nicht in einem vertretbaren Zeitrahmen zu realisieren. Für die Turbulenzmodellierung wurden drei Ansätze betrachtet:

- k- ϵ -Modell
- SST-Modell
- ohne Turbulenzmodellierung (laminare Rechnung)

Bei den Turbulenzmodellen handelt es sich in beiden Fällen um Zweigleichungsmodelle, wobei das SST-Modell eine Kombination aus dem k- ϵ und dem k- ω -Modell darstellt (Menter et al. 2003).

Im Labormaßstab wurden Simulationen mit den Rheologien der *Modellstoffsysteme a* und *b* sowie mit ungemahlener Silage als Fluid durchgeführt. Für alle drei Stoffsysteme wurde die Annahme getroffen, dass es sich um einphasige Fluide handelt.

Für die Beschreibung der Rheologie sind verschiedene Ansätze getestet worden:

- Herschel-Bulkley
- Ostwald und de Waele

Die Verwendung des Herschel-Bulkley-Ansatzes war nur bei Simulationen mit *Modellstoffsystem a* gerechtfertigt, da nur für dieses Fluid eine Fließgrenze aus Experimenten

vorlag. Die Veränderung der Grenzen für die Scherrate im Bereich von $0,001 < \dot{\gamma} < 1.000$ 1/s besaß keinen Einfluss, sodass als Standardeinstellung der Bereich $0,01 < \dot{\gamma} < 1.000$ 1/s verwendet wurde. Die Berechnung der Kavernengröße aus den Simulationen erfolgte durch die Bestimmung der Volumina, in denen die vorliegenden Geschwindigkeiten größer als 1 % der vorgegebenen Umfangsgeschwindigkeit waren.

5 Experimentelle Ergebnisse

5.1 Rheologische Messungen

5.1.1 Verfahren nach (Metzner & Otto 1957)

Laminare Konstante C_{Lam} für einen dreiflügeligen Blattrührer

Für die Bestimmung der Metzner-Otto-Konstante ist zunächst die Abhängigkeit des Leistungsbeiwertes von der Reynolds-Zahl im laminaren Bereich gemessen worden. Die im Stärkehydrolysat (*C*Pharm Sweet 01533*) für den Dreiblattrührer (Bereich $0,1 < Re < 100$, Abbildung 18) vorliegenden Newton-Zahlen können mit der laminaren Konstanten $C_{LAM} = 156,5 \pm 7,8$ durch die folgende Funktion dargestellt werden:

$$Ne = \frac{156,5}{Re}. \quad (5-1)$$

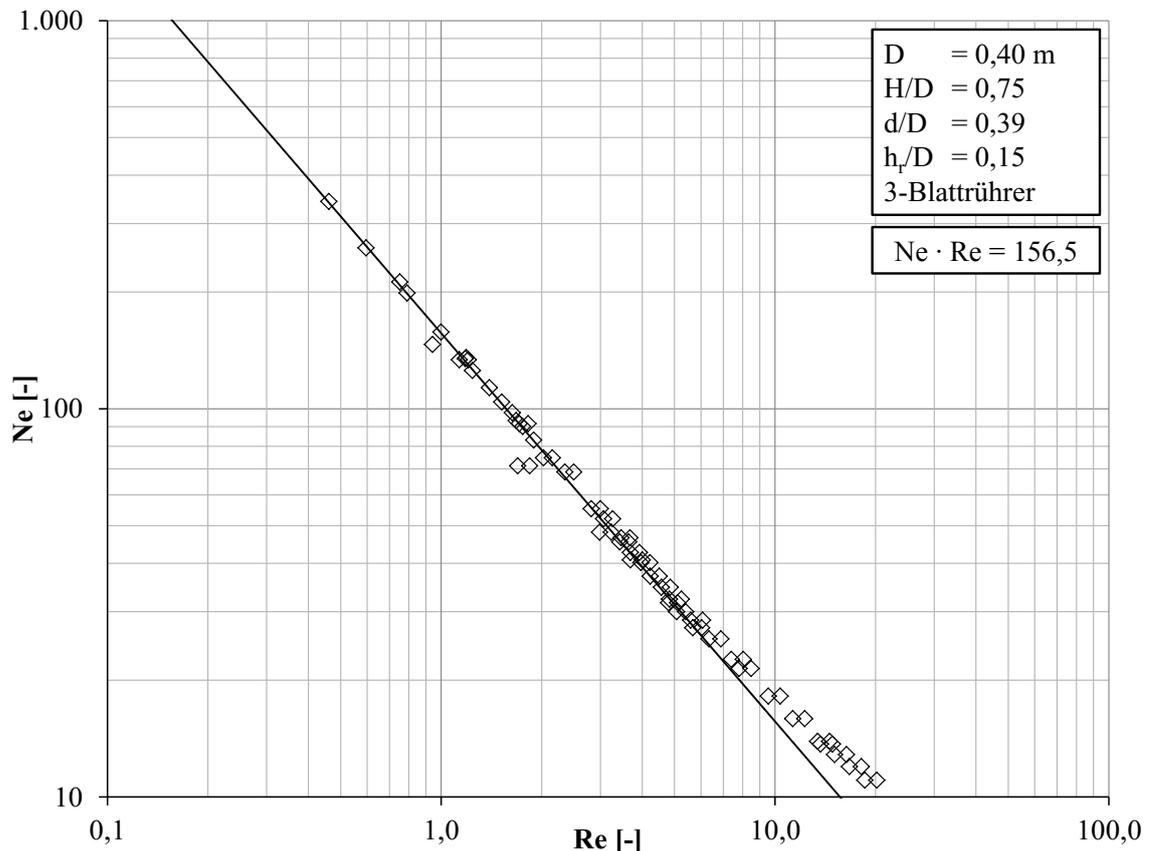


Abbildung 18: Darstellung der Newton-Zahlen für einen dreiflügeligen Blattrührer im Bereich $0,1 < Re < 100$, Medium Stärkehydrolysat (Newton'sches Fließverhalten)

In der Literatur sind für zweiflügelige Rührer Werte im Bereich $C_{LAM} = 100 - 110$ (Kraume 2006; Ameer & Bouzit 2013) und für einen vierflügeligen Blattrührer eine laminare Konstante von $C_{LAM} = 189,6$ zu finden (Brehmer et al. 2012). Der eigene Wert liegt zwischen dem für einen zwei- und vierflügeligen Rührer. Der Wert wird als bestä-

tigt angenommen und ist somit für weitere Betrachtungen zu verwenden. Die aus der Literatur häufig genannte Grenze von $Re = 10$ für eine laminare Strömung ist als oberer Gültigkeitsgrenzwert zu berücksichtigen. Für die betrachtete Rührergeometrie ist der Zusammenhang nur bis $Re = 8$ gegeben (Abbildung 18).

Bei der Durchführung dieser Messung gilt es folgendes zu beachten:

Ein Eintrag von Blasen ist während der Messung nicht vermeidbar. Dies führt zu einem Absinken der Viskosität im Behälter. Durch den geringen Messspalt des Rheometers findet ein Ausgasen unverzüglich statt, sodass nur die Viskosität des reinen Stärkehydrolysats gemessen wird. In der Folge finden für die Berechnung der Reynolds-Zahl die höheren Viskositäten des reinen Hydrolysats Anwendung. Die daraus resultierende Diskrepanz führt zu einer zu kleinen laminaren Konstante. Daher ist nach einer Messreihe mit 15 Messungen von jeweils 60 Sekunden eine Pause einzulegen. Die Dauer der Messpause ist abhängig von der Viskosität des Stärkehydrolysats. Innerhalb dieser Zeit kann das Hydrolysat ausgasen. Bei einer Viskosität von $\eta = 10$ Pas beträgt diese Messpause mindestens 24 h, bei einer Viskosität von 40 Pas mindestens 48 h. Diese Zeiträume ergeben sich mit einer groben Abschätzung über die Blasenauftiegs geschwindigkeit. Ausgangspunkt ist ein Kräftegleichgewicht:

$$F_A = F_G + F_R. \quad (5-2)$$

Aus dieser Bilanz resultiert die Gleichung (Kraume 2012):

$$w_B = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{(\rho_F - \rho_L)}{\rho_F} \cdot g \cdot d_B \cdot \frac{1}{\zeta}}. \quad (5-3)$$

Der Widerstandsbeiwert ζ ist abhängig von der Reynolds-Zahl:

$$\zeta = \frac{24}{Re}. \quad (5-4)$$

Diese Gleichung ist nur bei sehr kleinen Reynolds-Zahlen ($Re < 1$) gültig. Durch die geringen Blasendurchmesser (Annahme $r_B = 1$ mm) und die hohe Viskosität ($\eta = 10 - 40$ Pas) ergeben sich Reynolds-Zahlen kleiner als eins, sodass die Annahme einer schleichenden Strömung gerechtfertigt ist.

Metzner-Otto-Konstante C_{MO} für einen dreiflügeligen Rührer

Für die Bestimmung dieser Konstante sind zwei Xanthan-Lösungen in verschiedenen Konzentrationen verwendet worden. In der Abbildung 19 ist der aus den Messungen vorliegende Zusammenhang zwischen der repräsentativen Scherrate und der Drehzahl dargestellt. Der Anstieg beträgt für die betrachtete Rühreranordnung $C_{MO} = 10,0$. Die Metzner-Otto-Konstante liegt im Bereich der in der Literatur beschriebenen Werte $C_{MO} = 10 - 12$ (Langer & Deppe 2000) für wandferne Rührer.

Der lineare Zusammenhang ist nur in einem engen Messbereich anzuwenden. Limitiert wird dieser Bereich durch die Reynolds-Zahl. Die geringere Viskosität bei der Xanthan-Lösung mit einer Konzentration von 5 g/kg führt bereits bei kleinen Drehzahlen zum Verlassen des für den linearen Zusammenhang gültigen Bereiches. Eine Erhöhung der Fluidviskosität erhöht einerseits die Belastung der Messwelle und andererseits sind auch bei höheren Drehzahlen Reynolds-Zahlen kleiner als 10 einstellbar, sodass bei einer Konzentration von 20 g/kg auch bei $N = 60$ RPM noch der lineare Zusammenhang vorhanden ist. Eine Limitierung liegt auch bei zu kleinen Drehzahlen vor, da in diesem Bereich das Gesamtdrehmoment nicht sehr viel höher als das Lastmoment ist.

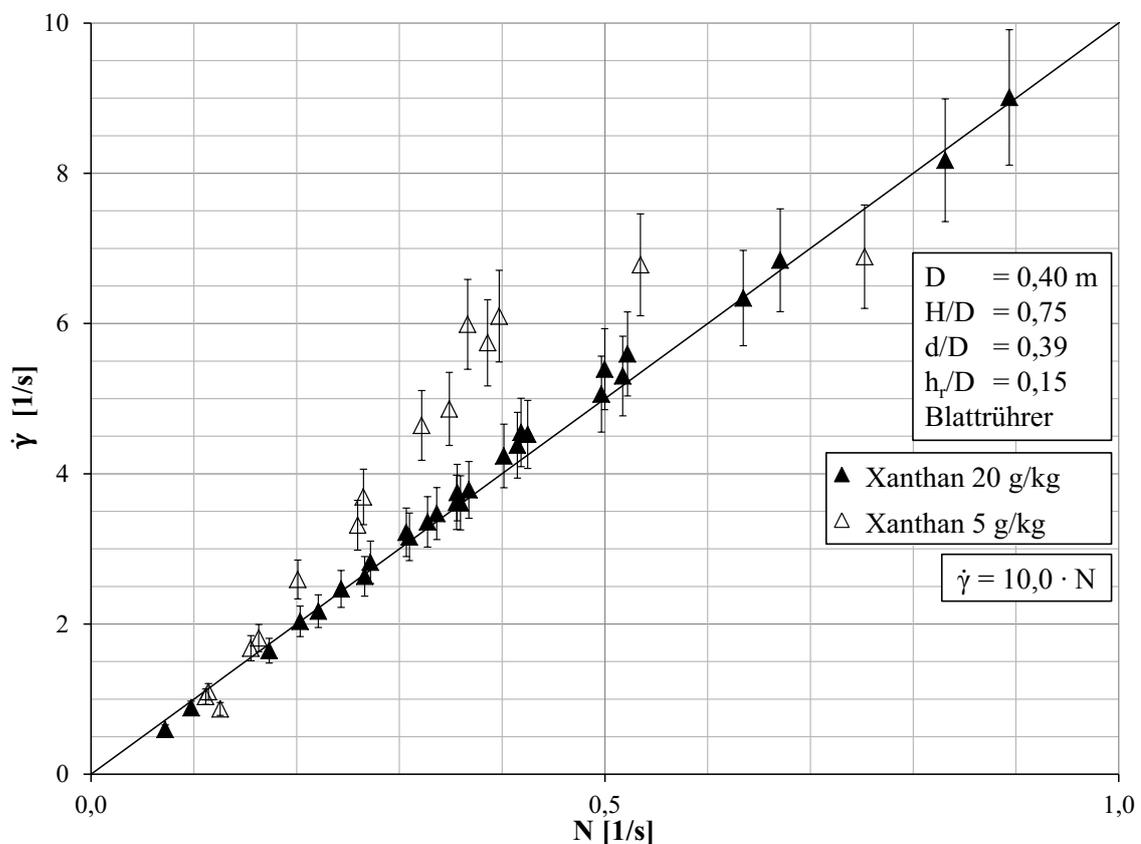


Abbildung 19: Darstellung der Scherrate $\dot{\gamma}$ gegen die Drehzahl N für einen dreiflügeligen Blattrührer zur Ermittlung der Metzner-Otto-Konstante unter Verwendung zwei verschieden konzentrierter Xanthan-Lösungen (Fehlerbalken entsprechen 10 %)

5.1.2 Vergleich zwischen Rheometer und (Metzner & Otto 1957)

Für die eingesetzte Carboxymethylcellulose-Lösung (CMC) und die Xanthan-Lösung ist eine Übereinstimmung bezüglich der mittels Methode nach (Metzner & Otto 1957) und der mit dem Rheometer Physica MCR 301 aufgenommenen Fließkurve ersichtlich (Abbildung 20). Für die Xanthan-Lösung sind größere Schwankungen der Messwerte festzustellen. Die geringeren Viskositäten führen zu einer niedrigeren Auslastung der Messwelle. Der maximale Messbereich für das Verfahren nach (Metzner & Otto 1957)

ist bereits bei Scherraten von $\dot{\gamma} < 10$ 1/s erreicht. Das Verlassen des laminaren Strömungsregimes erklärt den Anstieg der Messwerte für die Viskosität in diesem Abschnitt.

Es kann geschlussfolgert werden, dass die Methode für einphasige Fluide in gewissen Konzentrationsgrenzen praktikabel ist. Möglichkeiten den Messbereich zu erweitern, sind die Verwendung eines kleineren Rührers, um auch bei höheren Drehzahlen zu messen, dies führt jedoch zu kleineren Drehmomenten. Die Nutzung eines Rührers mit einem kleineren Durchmesser Verhältnis ist nur in der Kombination mit einer Messwelle zu empfehlen, deren Messbereich kleiner ist.

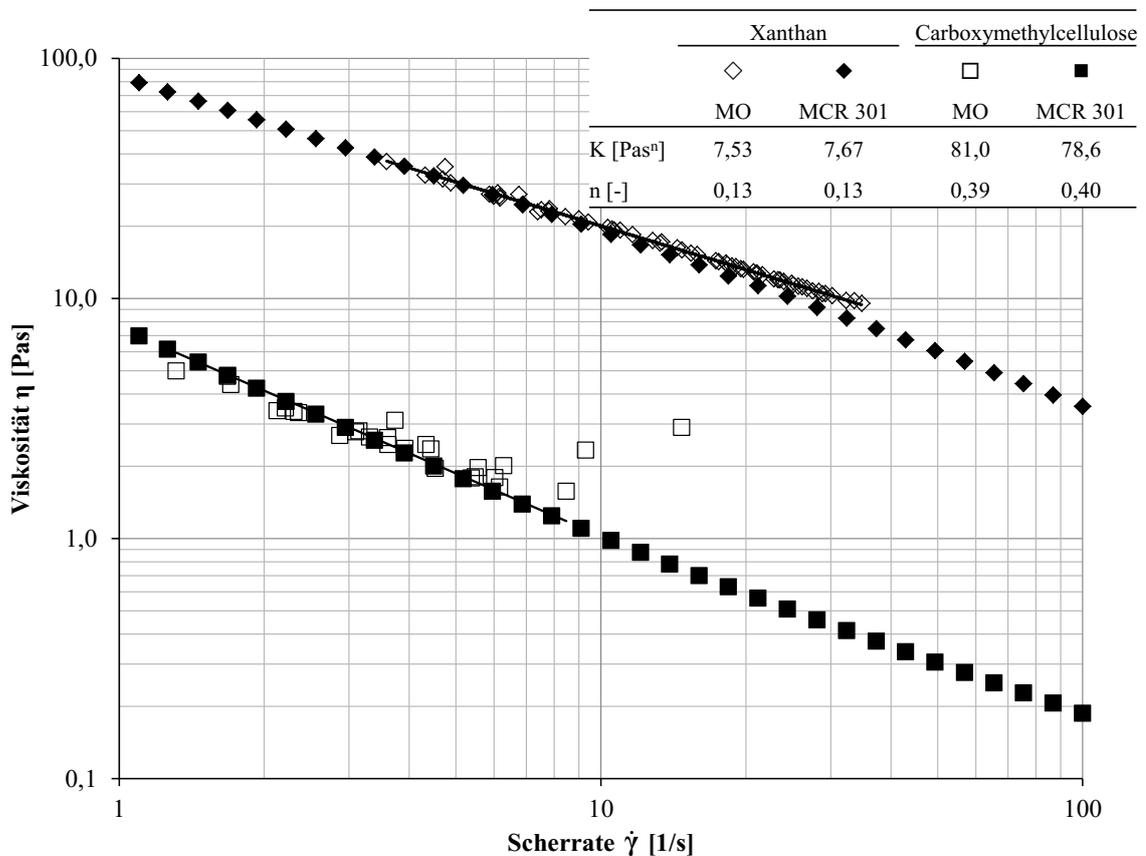


Abbildung 20: Vergleich der mit dem Rheometer Physica MCR 301 (geschlossene Symbole) der Firma *Anton Paar* ermittelten Viskositäten für Xanthan (Rauten) und CMC (Quadrate) mit dem Verfahren nach (Metzner & Otto 1957) (offene Symbole)

5.1.3 Stoffdaten für ein reales Substrat

Für die Bestimmung der Rheologie ist die Dichte (Tabelle 11) und der TS-Gehalt der Maissilage erforderlich. Der TS-Gehalt schwankt zwischen 28 % und 40 %. Diese Schwankungen haben auch einen Einfluss auf die Rheologie. Durch einen geringeren TS-Gehalt ist bereits viel Wasser in den Fasern vorhanden. Bei einem geringeren TS-Gehalt der Ausgangssilage müssen beim Ansetzen mehr Partikel verwendet werden, um den gewünschten TS-Gehalt im Behälter zu erzielen. Dies resultiert zu höheren Viskosi-

täten. Bei einem TS-Gehalt von 15 % ist eine sehr starke Streuung der Dichtewerte vorhanden, da das Erkennen eines ebenen Flüssigkeitsspiegels durch die hohe Partikeldichte erschwert worden ist.

Tabelle 11: Darstellung der Dichten von Silage-Wasser-Gemischen bei verschiedenen TS-Gehalten

TS-Gehalt [%]	Dichte [kg/m ³]
7,5	966 ± 5,2
10,0	957 ± 7,9
12,5	952 ± 13,3
15,0	943 ± 43,3

Die Dichte der reinen Maissilage (TS ≈ 33 %) kann zwischen $\rho = 560 - 720 \text{ kg/m}^3$ liegen und nimmt mit steigendem TS-Gehalt ab (Mack 2010). Die Berechnung der Dichte der Silage mit Hilfe der folgenden Gleichung:

$$\rho_M = \left(1 - \frac{TS [\%]}{100 \%}\right) \cdot \rho_W + \frac{TS [\%]}{100 \%} \cdot \rho_S, \quad (5-5)$$

ergibt mit einer Silage-Dichte von $\rho_{\text{Silage}} = 600 \text{ kg/m}^3$ einen Wert von $\rho_M = 958 \text{ kg/m}^3$ bei einem TS-Gehalt von TS = 10 %.

Vor der Messung partikelbeladener Fluide, erfolgte unter Nutzung des Physica MCR 301 und eines koaxialen Zylindersystems, die Bestimmung der Rheologie von einem Rezirkulat aus einer Biogasanlage. Beim Rezirkulat handelt es sich um den Ablauf der Anlage, der weitestgehend von groben Partikeln befreit ist und zum Einstellen des TS-Gehalts in den Fermenter zurückgeführt wird. Es besteht aus Wasser, Biomasse und kleineren Partikeln. Die Fließkurve für dieses Stoffsystem lautet:

$$\tau = 0,036 \text{ Pas}^n \cdot \dot{\gamma}^{0,73}. \quad (5-6)$$

Das Rezirkulat zeigt einen strukturviskosen Charakter. Der Konsistenzfaktor ist um ein Vielfaches kleiner als der für Substrate in der Literatur (siehe Tabelle 7) angegebene. Der hohe Konsistenzfaktor muss somit durch die Fasern mit mehreren Millimetern Länge beeinflusst werden.

Die für Silage mit vier verschiedenen TS-Gehalten vorhandenen Viskositätsdaten zeigen, dass der Konsistenzfaktor mit steigendem Silagegehalt steigt und der Fließindex fällt (Abbildung 21). Die Literatur bestätigt den strukturviskosen Charakter und die Fließindices ($n = 0,2 - 0,4$) liegen in einem ähnlichen Bereich (Tabelle 7). Die Daten zeigen nur die Messwerte bis zu einer Scherrate von circa $\dot{\gamma} = 10 \text{ 1/s}$, da bei dieser

Scherrate eine Reynolds-Zahl von $Re = 10$ erreicht wird. Bei TS-Gehalten von $TS = 7,5\%$ und $TS = 10\%$ wurde der gleiche K-Faktor bestimmt. Es ist entweder kein Unterschied vorhanden oder das Resultat ist auf die Messgenauigkeit in diesem Bereich zurückzuführen. Die Messwerte bei einem TS-Gehalt von $TS = 7,5\%$ zeigen eine starke Schwankung. Die Auslastung der Momentenmesswelle beträgt in diesem Bereich unter 1% des maximal messbaren Drehmomentes. Wie bei den Messungen mit Xanthan/CMC beschrieben, ist die Auflösung der Messwelle zu gering.

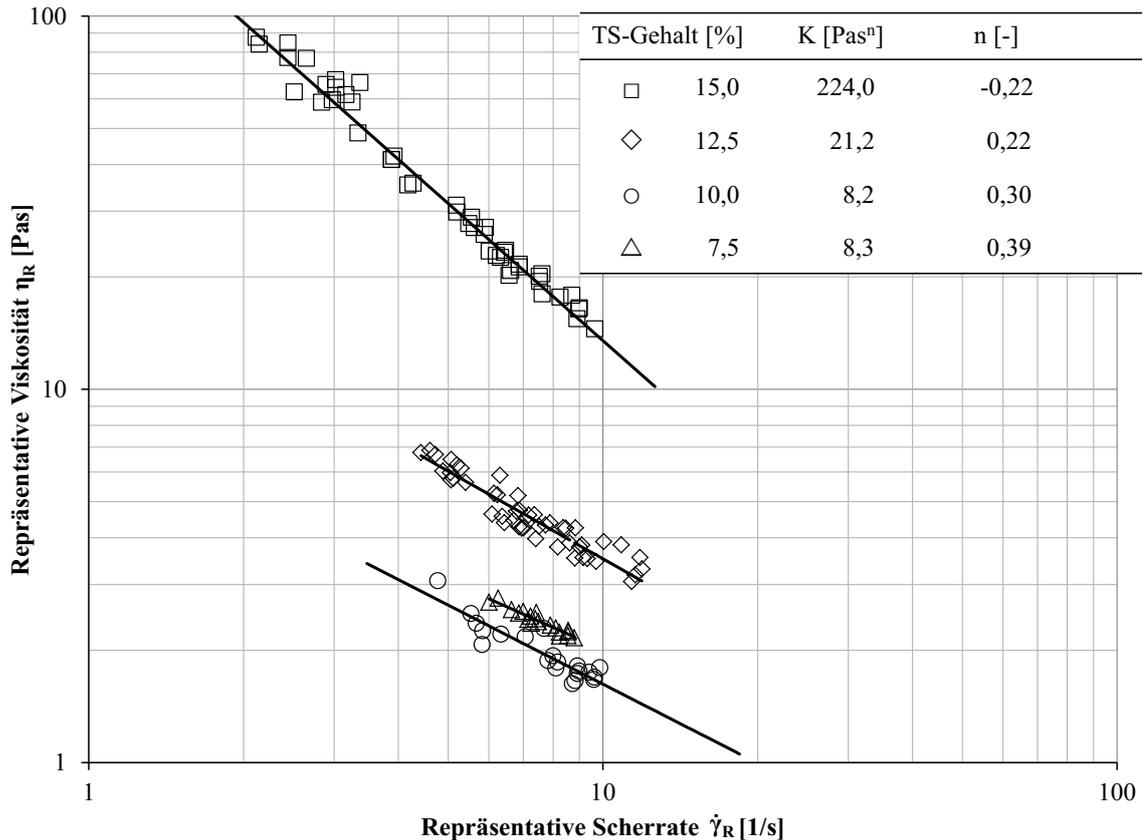


Abbildung 21: Mit Hilfe des Verfahrens nach (Metzner & Otto 1957) ermittelte Viskositätskurven für Silage (Erntejahr 2013) bei unterschiedlichen TS-Gehalten

Der Fließindex bei einem TS-Gehalt von $TS = 15\%$ ist negativ. Es tritt der im Folgenden beschriebene Effekt bei der Anwendung des Verfahrens nach (Metzner & Otto 1957) auf. Bei kleinen Umfangsgeschwindigkeiten ($< 0,2\text{ m/s}$) bewegt sich der Rührer im feststoffbeladenen Raum. Bei der Erhöhung der Drehzahl gräbt sich der Rührer in das Gemisch und drückt die Feststoffpartikel zunehmend nach außen, sodass der Rührer selbst nur noch in reiner Flüssigkeit rotiert. Das gemessene Drehmoment ist in diesem separierten Gemisch kleiner als im homogenen. Daher fällt die Viskosität stärker ab als durch das strukturviskose Verhalten allein zu erklären ist. Neben der unteren Messgrenze ist in diesem Fall noch eine obere Messgrenze auszuweisen. Bei einem TS-Gehalt von 15% ist das Gemisch nicht mehr pump- oder fließfähig und es wird von der Fest-

stofffermentation gesprochen (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR) 2013).

Im Gegensatz zu (Rostalski 2011) lag auch bei TS-Gehalten $> 10\%$ ein Anstieg des Konsistenzfaktors mit dem Anstieg des TS-Gehaltes vor, jedoch ist zu betonen, dass nur eine Substratart betrachtet wurde. Die Viskositätsdaten von Substraten mit einem TS-Gehalt von $TS = 10\%$ Maissilage aus verschiedenen Erntejahren weichen bei gleicher Scherrate um bis zu 40% voneinander ab. Unterschiede von bis zu 60% treten beim Fließindex auf (Abbildung 22).

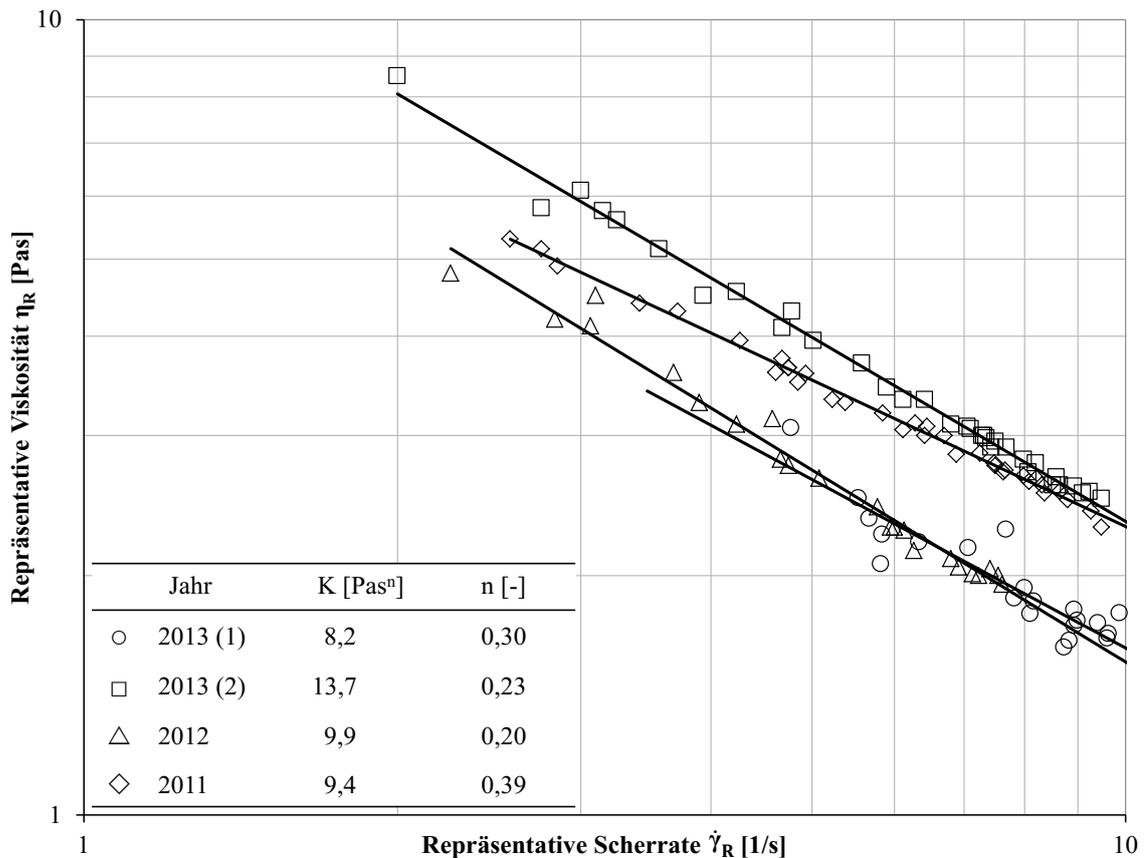


Abbildung 22: Vergleich der Viskositätsdaten von Silage bei $TS = 10\%$ für unterschiedliche Erntejahre (2011 – 2013, 2013 zwei Proben genommen)

Diese Unterschiede entstehen durch die Messungenauigkeit und durch die Abweichungen in den Eigenschaften der Silage. Unterschiedliche Feuchten der Rohsilage führen beim Einstellen des TS-Gehalts zur Verwendung verschiedener Mengen an Silage. Beispielsweise beträgt der TS-Gehalt der Silage zum Erstellen der Probe 2013 (1) $TS = 35\%$, die der Probe 2013 (2) nur $TS = 28\%$. Für Probe 1 ist somit circa 20% weniger Frischmasse zu verwenden. Die beschriebenen Unterschiede im TS-Gehalt und der Rheologie sind auf verschiedene Ursachen zurückzuführen (Rostalski 2011):

- Erntezeitpunkt
- eingestellte Häcksellänge/verwendete Häckselmaschine

- Probenentnahme (angestochener Bunker, noch abgedeckter Bunker)
- Sonneneinstrahlung
- Lagerung

5.1.4 Fließkurven für Modellstoffsysteme

Modellstoffsystem a – Modellstoffsystem für Mischzeitbestimmungen

Im Rahmen von Leistungsmessungen mit Silage waren die gemessenen Leistungseinträge um ein Vielfaches höher als die in einer realen Anlage vorhandenen. Für einen dreistufigen RUAX-Rührer[®] mit einem $d/D = 0,25$ wurden volumenbezogene Leistungseinträge von $P/V = 10 - 1.000 \text{ W/m}^3$ bei Umfangsgeschwindigkeiten von $w_{\text{Tip}} = 0,5 - 3 \text{ m/s}$ gemessen. Die Leistungseinträge im Großmaßstab liegen im Bereich $P/V < 10 \text{ W/m}^3$ (U. S. Environmental Protection Agency 1987). Ein Vergleich ist somit nur bei geringen Umfangsgeschwindigkeiten möglich. Diese geringen Werte ($< 1 \text{ m/s}$) liegen jedoch nicht bei großtechnischen Anlagen vor.

Neben dem Leistungseintrag ist das Strömungsregime zu beachten. Mit Hilfe des Ansatzes nach (Metzner & Otto 1957) ist eine grobe Abschätzung durchführbar. Für eine großtechnische Anlage mit Drehzahlen im Bereich von $N = 18 - 25 \text{ RPM}$ und einem $d/D = 0,20 - 0,25$ ergibt sich unter Verwendung der gemessenen Rheologie für einem TS-Gehalt von $TS = 10 \%$ eine Reynolds-Zahl von $Re^* \approx 1.000$. Im Labormaßstab lagen die Reynolds-Zahlen bei $Re^* \leq 100$. Für die Einstellung gleicher Reynolds-Zahlen sowie gleicher Umfangsgeschwindigkeiten und ähnlicher Leistungseinträge im Labor- und großtechnischen Maßstab ist ein Fluid zu wählen, welches einem Konsistenzfaktor von $K = 0,5 - 2 \text{ Pas}^n$ und einem Fließindex im Bereich von $n = 0,2 - 0,4$ besitzt.

Als Grundlage für ein Modellstoffsystem bietet sich Carboxymethylcellulose (CMC) an. Dieses Polymer bildet in Verbindung mit Wasser eine nicht Newton'sche Flüssigkeit mit Fließgrenze aus (Tabelle 12), sodass mit dem Herschel-Bulkley-Ansatz zu arbeiten ist. Eine Abschätzung der Scherrate mit Hilfe des Ansatzes nach (Metzner & Otto 1957) ergibt für den zu betrachtenden Drehzahlbereich von $N = 60 - 500 \text{ RPM}$ Scherraten im Bereich von $\dot{\gamma} = 10 - 100 \text{ 1/s}$, sodass die Beschränkung auf den Messbereich und die gewählte Vereinfachung auf den Ansatz nach Ostwald und de Waele an dieser Stelle gerechtfertigt ist. Der gemessene Fließindex kann durch ähnliche Werte ($n = 0,70 - 0,81$) aus der Literatur bestätigt werden (Toğrul & Arslan 2003; Biswal & Singh 2004; Cancela et al. 2005). Unterschiede, beispielsweise im Konsistenzfaktor, sind durch unterschiedliche Molmassen und Vernetzungsgrade erklärbar. Aus den dar-

gestellten Messwerten ist zu erkennen, dass der Konsistenzfaktor mit der Konzentration steigt und der Fließindex fällt. Der Fließindex ist im Bereich von $c < 15$ g/kg zu hoch. Erst ab Konzentrationen $c > 20$ g/kg liegen die Werte im gewünschten Bereich. Jedoch ist dann der Konsistenzfaktor zu hoch. CMC scheidet für die weiteren Betrachtungen als ein Modellstoffsystem aus.

Tabelle 12: Zusammenstellung der Konsistenzfaktoren und Fließindices für CMC bei verschiedenen Konzentrationen im Scherratenbereich $\dot{\gamma} = 1 - 100$ 1/s

c [g/kg]	K [Pas ⁿ]	n [-]
1	0,02	0,81
2	0,04	0,82
3	0,07	0,81
4	0,13	0,77
5	0,19	0,83
10	2,20	0,62
15	7,68	0,67
20	27,88	0,39
25	57,20	0,34

Für Xanthan-Konzentrationen im Bereich von $c = 1 - 40$ g/kg steigt der Konsistenzfaktor mit zunehmendem Anteil des Dickungsmittels an. Der Fließindex sinkt bei zunehmender Zugabe von Xanthan, bis er sich auf einen annähernd konstanten Wert von circa $n = 0,22$ einstellt (Tabelle 13). Die Werte sind mit den Literaturwerten vergleichbar (Speers & Tung 1986; Galindo & Nienow 1992; Sánchez et al. 1992). Abweichungen sind durch die Herstellung auf fermentativem Weg erklärbar, dadurch ergeben sich Unterschiede in der Anzahl der Moleküle, der Anzahl und Länge der Seitenketten und somit in der Rheologie. Bei Verwendung unterschiedlicher Chargen liegen Abweichungen im Fließindex vor.

Xanthan ist ein Fluid, welches schon bei geringen Konzentrationen eine Fließgrenze besitzt (Nussinovitch 1997). Es zeigt sich, dass mit steigender Konzentration die Fließgrenze des Fluids ebenfalls stark ansteigt (Tabelle 13). Xanthan-Lösungen weisen ab bestimmten Konzentrationen ein elastisches Verhalten auf (Song et al. 2006), daher sind neben den Rotationsversuchen auch Oszillationsmessungen durchgeführt worden. Für

Experimentelle Ergebnisse

Xanthan-Lösungen zeigt sich in den Amplituden-Tests, dass das Speichermodul größer als das Verlustmodul ist. Besonders ausgeprägt ist dies bei Konzentrationen $c > 6$ g/kg (Abbildung 23). Bei einer Konzentration von 2 g/kg geht die Flüssigkeit zu einem Gel über, da beide Module annähernd gleich groß sind.

Tabelle 13: Zusammenstellung der Fließgrenzen, Konsistenzfaktoren und Fließindices für Xanthan bei verschiedenen Konzentrationen im Scherratenbereich $\dot{\gamma} = 1 - 100$ 1/s

c [g/kg]	τ_0 [Pa]	K [Pas ⁿ]	n [-]
1	0,48	0,29	0,44
2	2,18	0,52	0,37
3	3,47	2,49	0,24
4	5,17	3,95	0,21
5	8,14	4,37	0,20
6	nicht ermittelt	6,60	0,21
10	23,61	8,05	0,24
15	38,89	12,90	0,23
20	42,69	16,88	0,23
25	46,26	23,08	0,22
30	nicht ermittelt	31,55	0,23
35	nicht ermittelt	31,62	0,22
40	nicht ermittelt	43,22	0,22

Die einzustellende Deformation für die nachfolgenden Frequenztests ergibt sich aus Abbildung 23 und unter Verwendung der Software Rheoplus. Durch die Vorgabe eines Schwankungsintervalls von 5 % liegt die Grenze des LVE-Bereichs für 2 g/kg bei $\gamma_A = 0,1$ % sowie für 6 g/kg bei $\gamma_A = 10$ %. Die bei diesen Deformationen vorhandenen Relaxationszeiten zeigen einen deutlichen Anstieg bei der Erhöhung der Xanthan-konzentrationen von $c = 2$ g/kg auf $c = 4$ g/kg (Tabelle 14). Es ist mit dem Auftreten von elastischen Effekten zu rechnen. Der Wert für $c = 6$ g/kg wurde durch Extrapolation aus den Messwerten bestimmt. Auf Basis dieser Ergebnisse wurde für die Durchführung von Mischzeitenmessungen eine Xanthan-Lösung mit einer Konzentration von $c = 2$ g/kg als *Modellstoffsystem a* gewählt. Da Biogassubstrate elastische Anteile besit-

Experimentelle Ergebnisse

zen können, diese jedoch nicht genau quantifiziert werden konnten, ist die gewählte Konzentration ein Kompromiss zwischen geringen elastischen Effekten und einem hohem Konsistenzfaktor. Mit dem Ansatz nach Ostwald und de Waele ist das Fließverhalten mit Hilfe der Gleichung (5-7) zu beschreiben:

$$\tau = 0,52 \text{ Pas}^n \cdot \dot{\gamma}^{0,37}. \quad (5-7)$$

Mit Hilfe des Herschel-Bulkley-Ansatzes ist die Rheologie durch die folgende Gleichung beschreibbar:

$$\tau = 2,18 \text{ Pa} + 0,52 \text{ Pas}^n \cdot \dot{\gamma}^{0,37}. \quad (5-8)$$

Die Grafische Darstellung der Fließkurven kann dem Anhang 11.3 entnommen werden.

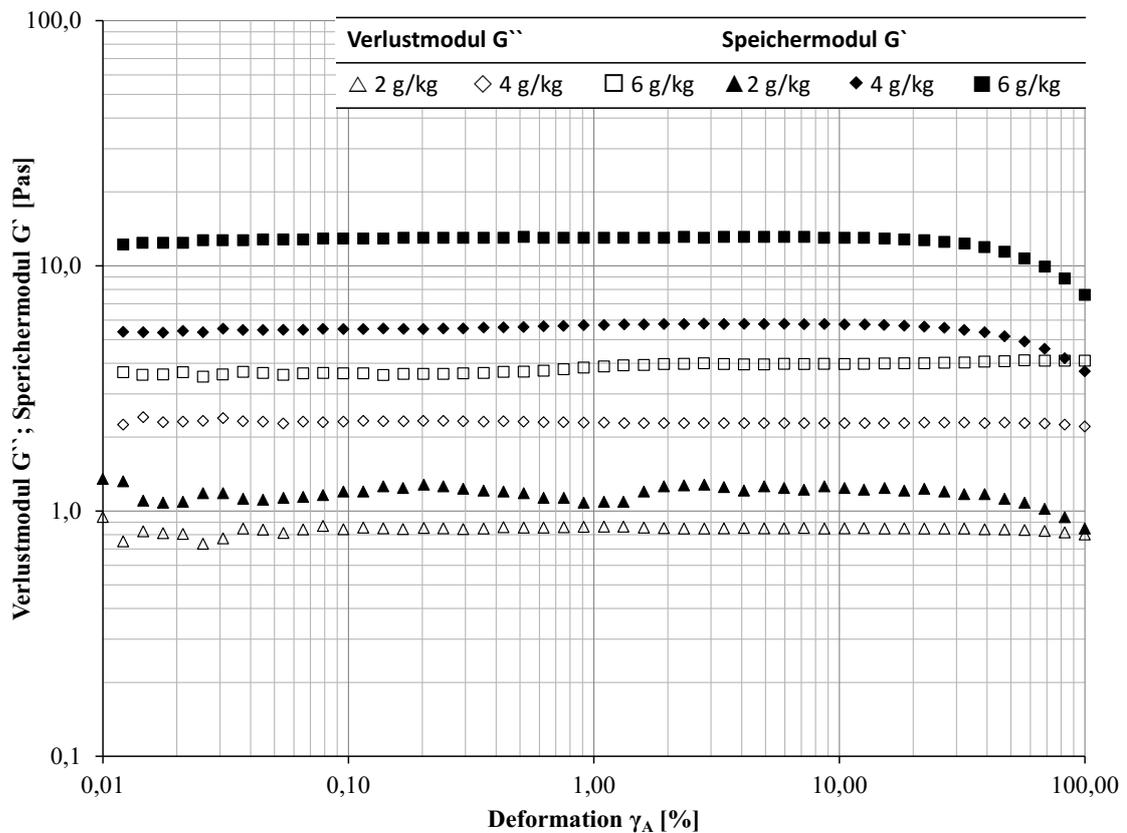


Abbildung 23: Darstellung des Verlustmoduls G' und des Speichermoduls G'' für verschiedene Xanthan-Konzentrationen im Deformationsbereich $\gamma_A = 0,01 \dots 100 \%$

Tabelle 14: Ermittelte Relaxationszeiten für verschiedene Xanthankonzentrationen ($\omega = 10 \text{ 1/s}$)

c [g/kg]	λ [s]
2	1,8
4	298
6	4.000

Modellstoffsystem b – Modellstoffsystem für Kavernenbetrachtungen

Das *Modellstoffsystem a* ist ein einphasiges Fluid. Bei Biogassubstraten handelt es sich jedoch um mehrphasige Systeme. Neben der flüssigen Phase liegen eine partikuläre Phase sowie eine Gasphase vor. Die produzierte Gasmenge in einer Biogasanlage ist so gering (Deerberg et al. 2009), dass eine Vernachlässigung der Gasphase zu rechtfertigen ist. Die weiteren Untersuchungen wurden auf die Nutzung von Zweiphasensystemen beschränkt.

Durch die Zugabe von Silage-Partikel zum *Modellstoffsystem a* wurde das Zweiphasensystem *Modellstoffsystem b* realisiert. Dieses Systems dient durch die Ermittlung von Partikelbewegungen dazu, die Drehzahl festzulegen, bei der eine sich ausbildende Kaverne die Behälterwand erreicht. Diese Kavernendrehzahlen wurden mit Modellen verglichen.

Der TS-Gehalt betrug $TS = 1\%$. Dieser Wert ist untypisch für Biogasanlagen, jedoch wurde bei höheren TS-Gehalten der angestrebte Leistungsbereich verlassen. Kleinere Konzentrationen erschwerten die Beobachtung der Partikel an der Behälterwand durch eine zu geringe Partikelanzahl. Die Ermittlung der Viskositätsfunktion wurde wie für die reinen Substrate unter Verwendung des Ansatzes nach (Metzner & Otto 1957) vorgenommen. Die bestimmte Fließkurve nach Gleichung (5-9) zeigt, wie zu erwarten, einen deutlich niedrigeren Konsistenzfaktor als die reinen Substrate:

$$\tau = 1,91 \text{ Pas}^n \cdot \dot{\gamma}^{0,28}. \quad (5-9)$$

Jedoch lag ein Schwanken des Konsistenzfaktors für verschiedene Ansätze vor. Der maximal gemessene Wert betrug $K = 8 \text{ Pas}^n$.

Modellstoffsystem c – Modellstoffsystem für die Ermittlung von Schwimm- und Sink-schichten

Eine ausgeprägte Schichtenbildung war bei ungemahlener Silage nicht zu beobachten (Abbildung 24, links). Aufgrund der Größe und Anzahl der Partikel waren sie im gesamten Behälter gleichmäßig verteilt. Weiterhin war eine Absaugung der Silage mit den in Frage kommenden Rührern im technisch relevanten Bereich nicht erreichbar.

Um zu Aussagen zum Absaugen von Silage bei verschiedenen Rührern zu gelangen, fand eine Methodik Anwendung, die der des Fraunhofer-Institut IKTS in Dresden ähnelt (Lomtscher et al. 2012). Neben der Skalierung der Rührer und des Behälters wurde auch eine Skalierung der Partikel vorgenommen. Dieses Vorgehen wurde von (Lomtscher et al. 2015) damit begründet, dass klassische Maßstabsübertragungskriterien nicht oder nur eingeschränkt nutzbar sind. Das einzig sinnvolle Kriterium ist demnach eine

Konstanz der Rührerumfangsgeschwindigkeit. Durch die Skalierung der Partikelgröße stellen sich an den Partikeln ähnliche Schergradienten wie in einer großtechnischen Anlage ein. Für das weitere Vorgehen wurde nach der Trocknung der Maissilage die mittlere Partikelgröße mit Hilfe einer Siebung bestimmt. Dem Mahlen mit einer Labormühle folgte eine erneute Bestimmung der Partikelgrößenverteilung mittels Siebung. Das Mahlen bedingt eine Reduktion der mittleren Partikelgröße um den Faktor 4 - 5 (Tabelle 15). Weitere Daten können dem Anhang 11.4 entnommen werden.



Abbildung 24: Seitenansicht des Laborbehälters; TS = 10 % mit RUAX-Rührer[®]; drei Stufen; N = 100 RPM; links gefüllt mit Silage; rechts gefüllt mit gemahlener Silage und einer Ausbildung von drei Zonen

Tabelle 15: Darstellung der Medianwerte $X_{50,3}$; der Modalwerte $X_{h,3}$ und der Mittelwerte \bar{X}_3 der Partikelgrößenverteilungen für gemahlene und ungemahlene Silage; von drei Proben

	$X_{50,3}$ [mm]	$X_{h,3}$ [mm]	\bar{X}_3 [mm]
Getrocknet	$4,63 \pm 0,32$	$5,86 \pm 0,38$	$5,87 \pm 0,40$
Getrocknet & Gemahlen	$1,16 \pm 0,29$	$0,96 \pm 0,00$	$1,53 \pm 0,40$

Eine weitere Skalierung war nicht möglich, da bei Verwendung von Silage mit einer Partikelgröße unterhalb von $l = 1$ mm ein dilatantes Fließverhalten auftrat. Bei einem System mit einem TS-Gehalt von 8 % bei einer Partikelgröße von 300 – 800 μm ergab sich die dargestellte Fließfunktion:

$$\tau = 15 \text{Pas}^n \cdot \dot{\gamma}^{1,25}. \quad (5-10)$$

Auch die Rheologie des *Modellstoffsystems c* sollte mit Hilfe des Ansatzes nach (Metzner & Otto 1957) bestimmt werden. Es zeigte sich jedoch eine deutliche Separation des

Fluids bei kleineren Drehzahlen, wodurch drei Zonen im Behälter zu beobachten waren (Abbildung 24, rechts). Dieses Separationsverhalten gestattete Messungen nur bei höheren Drehzahlen. Die Werte lagen im Bereich von *Modellstoffsystem b*, sodass ähnliche rheologische Eigenschaften vorliegen (Abbildung 25). In den Messpunkten ist ein deutliches Schwanken ersichtlich. Daher sind detaillierte Angaben zum Konsistenzfaktor und Fließindex, insbesondere für *Modellstoffsystem c*, in diesem Fall nicht gerechtfertigt. Diese Schwankungen sind möglicherweise auf die Sedimentationseffekte zurückzuführen. Ebenso kann eine auftretende Kavernenbildung Einfluss auf die Messung haben. Durch die niedrigen Viskositäten wird bereits bei kleinen Drehzahlen eine Reynoldszahl von $Re = 10$ überschritten.

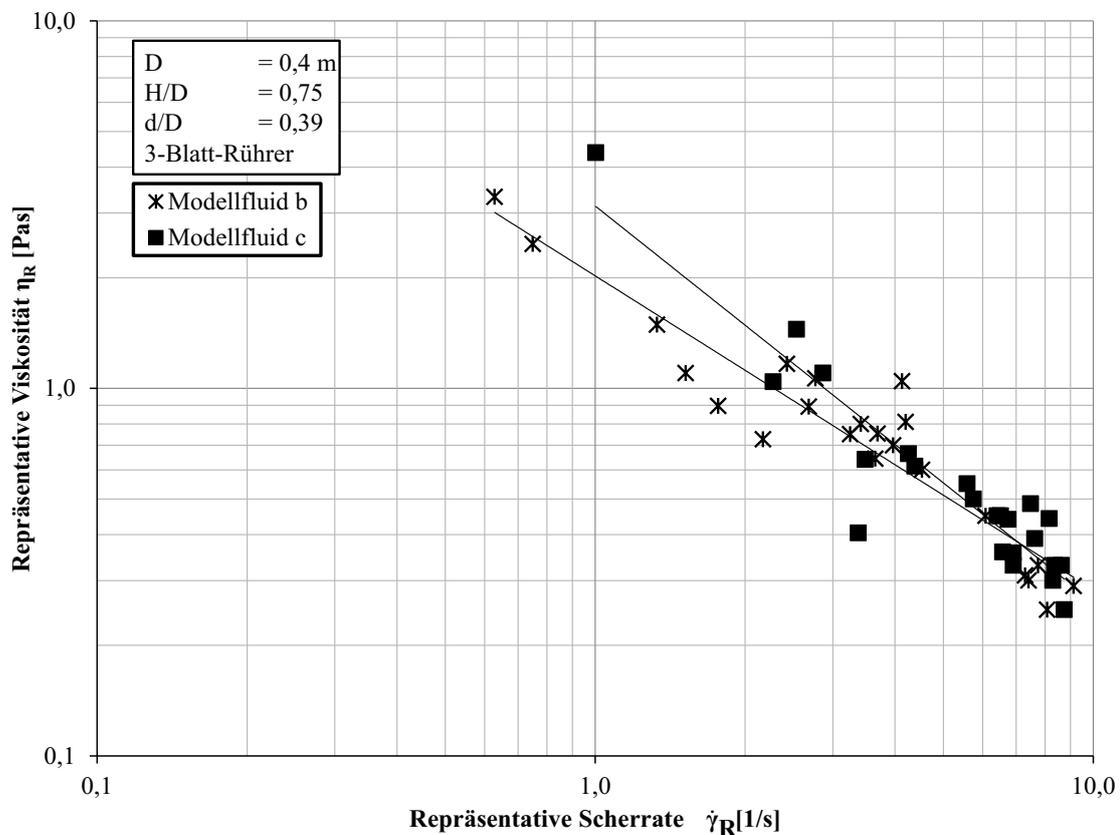


Abbildung 25: Vergleich der Viskositätsdaten für *Modellstoffsystem c* und *Modellstoffsystem b*

5.2 Leistungsaufnahme des RUAX-Rührers® in verschiedenen Medien

5.2.1 In Newton'schen Medien

Zur Überprüfung der Messtechnik ist zunächst eine Leistungsbeiwertbestimmung des RUAX-Rührers® im turbulenten Strömungsbereich erfolgt. Der bestimmte Wert von $Ne_{\text{turb}} = 0,32 \pm 0,01$ ist mit dem in der Literatur bei geometrisch ähnlichen Bedingungen

(vier Stromstörer, Klöpperboden, $h_r/D = 0,30$) zu findenden Wert von $Ne_{turb} = 0,30$ (Liepe et al. 1998) vergleichbar.

Die Newton-Zahlen für einen einstufigen bewehrten und unbewehrten RUAX-Rührer[®], in der Abbildung 26, zeigen prinzipiell den Verlauf aus der Literatur (Zlokarnik 1999). Die laminare Konstante beträgt im bewehrten und unbewehrten Fall $C_{lam} = 29$. Die turbulente Newton-Zahl ist für den bewehrten Fall ($Ne_{turb} = 0,42$) circa 3,5 Mal höher als im unbewehrten Fall ($Ne_{turb} = 0,14$). Der Anstieg um circa 40 % gegenüber dem Leistungsbeiwert aus der Literatur von $Ne_{turb} = 0,32$ ist durch den geringeren Bodenabstand $h_r/D = 0,15$ zu begründen. Die Verringerung des Bodenabstandes führt zu der Erhöhung der Newton-Zahl (Liepe et al. 1998). Die Verringerung des Bodenabstandes wurde vorgenommen, da in Biogasanlagen häufig geringe Bodenabstände verwendet werden.

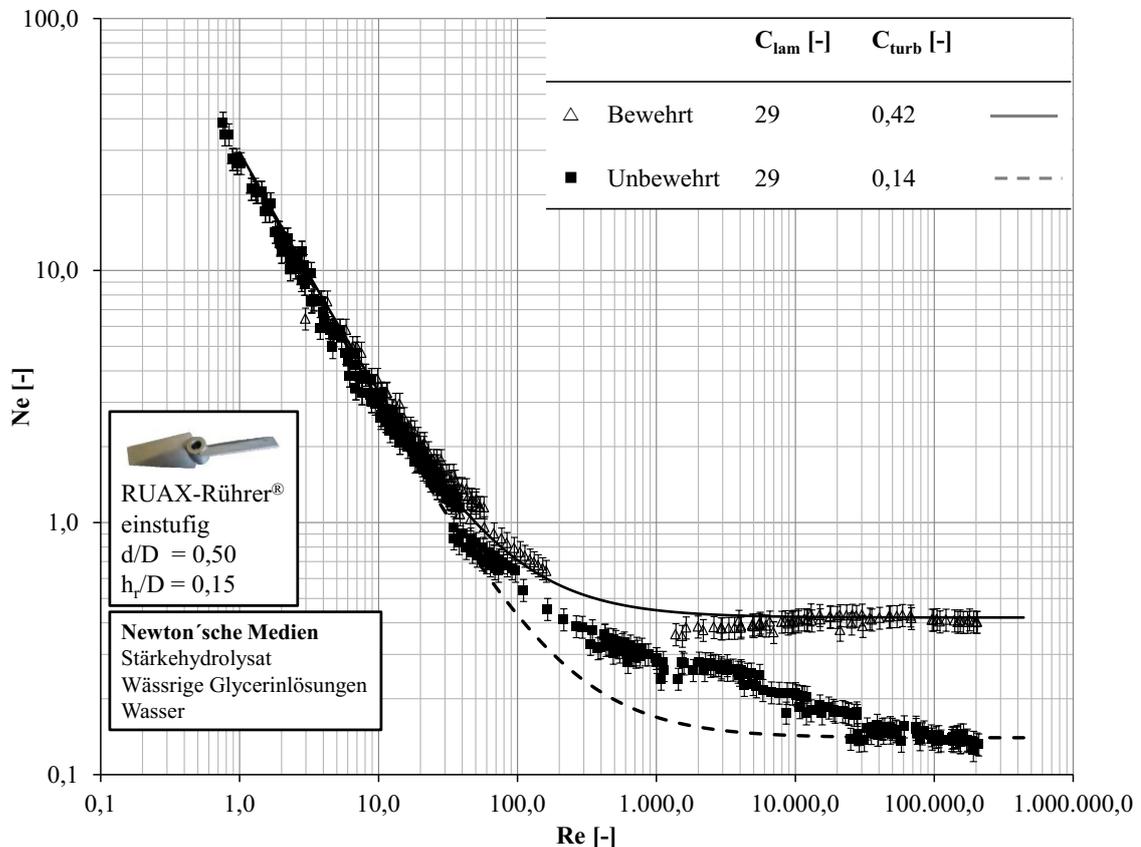


Abbildung 26: Darstellung der Newton-Zahlen für einen einstufigen RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$ in Abhängigkeit von der Reynoldszahl für einen bewehrten und unbewehrten Behälter (Fehlerbalken entsprechen $\pm 10\%$)

Die Newton-Zahlen zeigen auch, dass die vereinfachte Betrachtung der Newton-Reynolds-Kurve mit Hilfe der Gleichung (2-4) nicht zu empfehlen ist. Die Kurven für die bewehrte und unbewehrte Konfiguration folgen nur bis $Re = 100$ der modellhaften Beschreibung nach Gleichung (2-4). Im Bereich von $Re = 100$ bis $Re = 30.000$ besteht eine Diskrepanz zwischen dem Modell und den Messwerten. Für den bewehrten Fall

erreicht der Leistungsbeiwert erst ab Werten der Reynolds-Zahl von $Re = 10.000$ den zu erwartenden vollturbulenten Wert. Zuvor ist ein Unterschwingen von 15 bis 25 % zu beobachten. Ein solches Unterschwingen wurde auch schon beim Scheibenrührer beobachtet (Mezaki et al. 2000). In diesem Bereich zeigen die Stromstörer noch nicht die volle Wirksamkeit, sodass es noch eine Trombenbildung gibt und die Leistung geringer ist. Für eine Abschätzung der montierten Bewehrung gibt (Liepe et al. 1998) mit der Bewehrungskennzahl eine Berechnungsvorschrift an:

$$BW = N_S^{0,8} \cdot \frac{B_S}{D} \cdot \frac{H_S}{D}. \quad (5-11)$$

Ist die Bewehrung ausreichend, dann ist die Bewehrungskennzahl größer als die der Vollbewehrung (Liepe et al. 1998):

$$BW_{VB} = 0,36 \cdot \frac{d}{D} \cdot Ne^{\frac{1}{3}}. \quad (5-12)$$

In dem vorliegenden Fall ergab sich mit der eingebauten Bewehrung eine Kennzahl von $BW = 0,19$. Der erforderliche Wert für eine Vollbewehrung beträgt $BW_{VB} = 0,13$. Demnach war die eingebaute Bewehrung laut der Literatur ausreichend. Durch die vorhandene Trombenbildung, war die Vollbewehrung jedoch nicht erreicht, sodass die Gleichung (5-12) den untersuchten Fall nicht widerspiegelt.

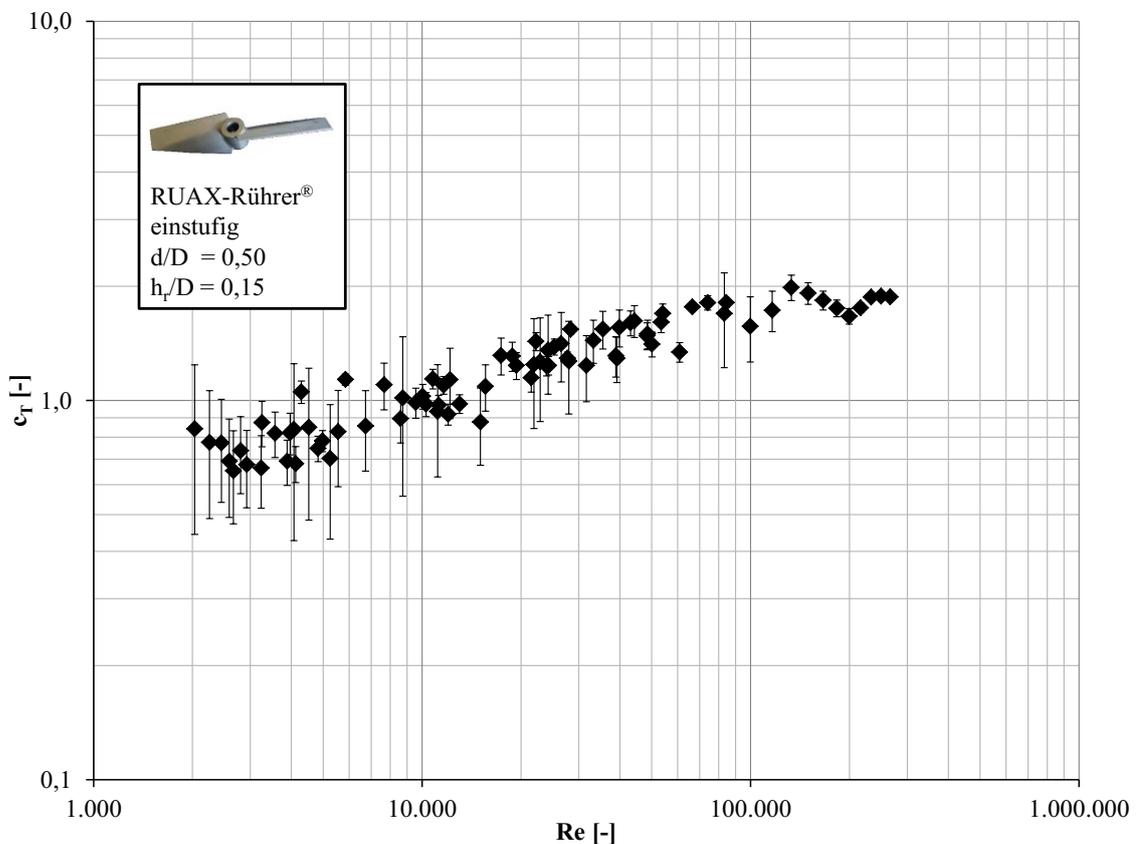


Abbildung 27: Darstellung des Trombenbeiwertes in Abhängigkeit von der Reynolds-Zahl für einen einstufigen RUAX-Rührer®; $d/D = 0,50$

Für den unbewehrten Rührer ist die Abweichung von der Modellkurve mit bis zu 75 % noch größer. An dieser Stelle hat die Trombenbildung Einfluss auf dem Leistungsbeiwert. Der Trombenbeiwert steigt bis zu einer Reynolds-Zahl von $Re \approx 100.000$ kontinuierlich an, anschließend bleibt er annähernd konstant (Abbildung 27). Die Schwankungen in den Werten waren durch die Messtechnik bedingt. Die Genauigkeit für die Ermittlung der Trombentiefe betrug nur ± 5 mm. Die ansteigende Trombe bewirkt zunächst ein Anheben des Flüssigkeitsspiegels durch die Zentrifugalkräfte an der Behälterwand. Hierdurch vergrößert sich die Reibungsfläche zwischen Fluid und Behälterwand. Die erforderliche Energie ist zusätzlich vom Rührer einzutragen. Bei der Erhöhung der Drehzahl wird das Fluid stärker in Rotation versetzt und die Trombe tiefer. Durch die starke Rotation strömt die Flüssigkeit bereits mit Drall zum Rührorgan und bewirkt ein Absinken der Rührerleistung. Die Messwerte für den Leistungsbeiwert entsprechen beim Erreichen eines konstanten Trombenbeiwertes den zu erwarteten Modellwerten.

Für eine bessere Beschreibung des Übergangsbereichs wurde anhand der Messwerte eine modifizierte Gleichung zur Beschreibung der Newton-Reynolds-Kurve für den bewehrten und den unbewehrten Fall gefunden. Dieses Modell verwendet die aus Gleichung (2-4) bekannten Konstanten, jedoch wurde ein zusätzlicher Term in Form einer Sigmuidalfunktion eingeführt und lautet für den unbewehrten Fall:

$$Ne = \frac{C_{LAM}}{Re} + C_{Turb, BW} - \frac{C_{Turb, BW} - C_{Turb, UW}}{1 + e^{-\frac{Re}{C_{Re, T}}}} \quad (5-13)$$

Mit den eingesetzten experimentellen Parametern ergibt sich:

$$Ne = \frac{29}{Re} + 0,42 - \frac{0,42 - 0,14}{1 + e^{-\frac{Re}{10.000}}} \quad (5-14)$$

In diesem Modell wird ausgehend von der Newton-Reynolds-Kurve des bewehrten Rührers die Newton-Zahl um einen Term vermindert, der von der Differenz des bewehrten und unbewehrten Leistungsbeiwertes sowie der Reynolds-Zahl abhängig ist. Dazu ist die Einführung einer zusätzlichen vom Rührer abhängigen Konstante $C_{Re, T}$ notwendig. Diese beträgt für den betrachteten einstufigen RUAX-Rührer®: $C_{Re, T} = 10.000$. Strebt das Verhältnis von dieser Konstante zur Rührer-Reynolds-Zahl gegen eins, dann erreicht die bewehrte Newton-Zahl den turbulenten konstanten Wert. Bei einer Betrachtung für $Re \rightarrow 0$ ergibt sich:

$$\lim_{Re \rightarrow 0} Ne = \frac{C_{LAM}}{Re \rightarrow 0} + C_{Turb, BW} - \frac{C_{Turb, BW} - C_{Turb, UW}}{2} \quad (5-15)$$

Da der erste Term $\left(\frac{C_{LAM}}{Re \rightarrow 0}\right)$ für sehr kleine Reynolds-Zahlen gegen unendlich strebt, ist in diesem Bereich (laminare Strömung) der Einfluss auf die laminare Newton-Zahl vernachlässigbar. Für Reynolds-Zahlen $Re \rightarrow \infty$ ergibt sich:

$$\lim_{Re \rightarrow \infty} Ne = 0 + C_{Turb,BW} - C_{Turb,BW} + C_{Turb,UW} = C_{Turb,UW}. \quad (5-16)$$

Die Betrachtung für den bewehrten Fall ergibt die Gleichung (11-27) im Anhang 11.6. Der Vergleich zwischen den gemessenen und den berechneten Werten für den Leistungsbeiwert ergibt trotz Messwertschwankungen eine gute Übereinstimmung (Abbildung 28). Die maximale Abweichung beträgt unter Verwendung von Gleichung (5-14) 20 %. Auch bei anderen Rührern war ein Unterschwingen in der unbewehrten Konfiguration vorhanden (Anhang 11.5).

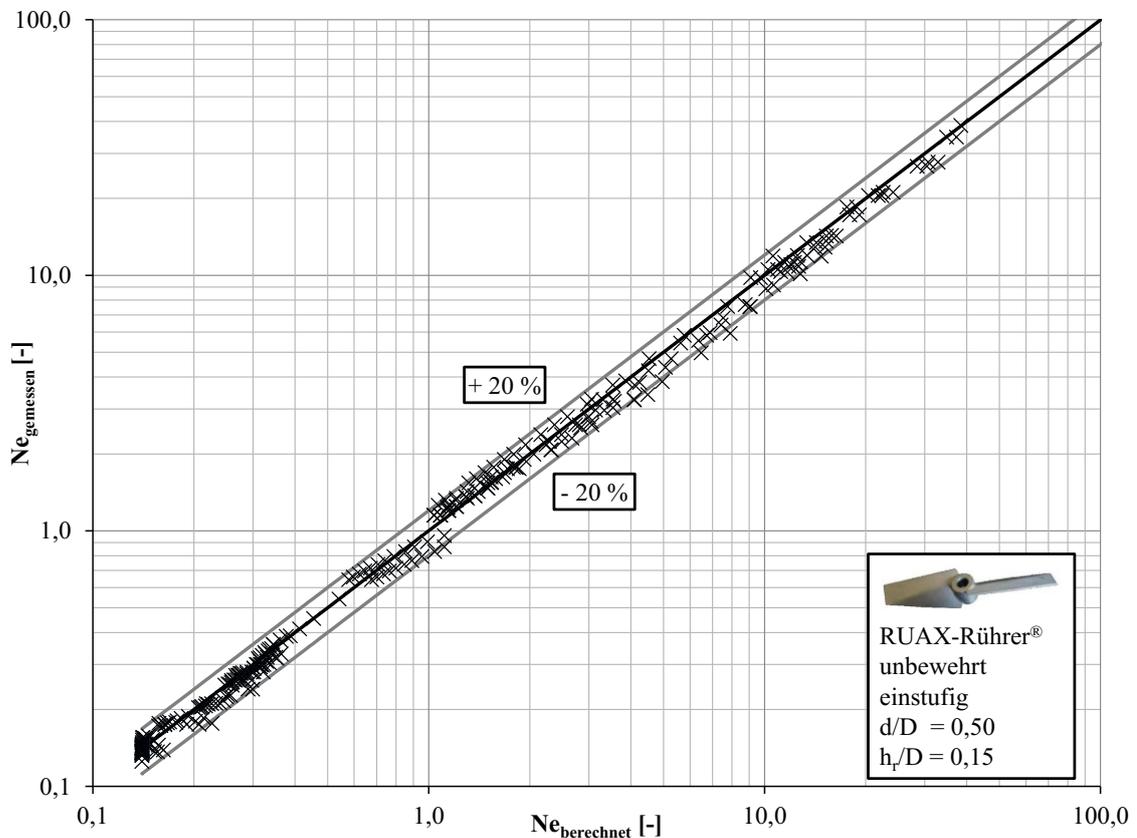


Abbildung 28: Vergleich der gemessenen Newton-Zahlen mit den mittels Gleichung (5-14) berechneten Newton-Zahlen für einen einstufigen unbewehrten RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$

Auf der Basis von Gleichung (5-13) ergibt sich für eine dreistufige Konfiguration, mit unabhängig voneinander arbeitenden Rührern, die Gleichung (5-17) zur Beschreibung des Leistungsbeiwertes (Grafische Darstellung im Anhang 11.7):

$$Ne = \frac{120}{Re} + 1,26 - \frac{1,26 - 0,42}{1 + e^{-\frac{Re}{5.000}}} \quad (5-17)$$

Die Konstante $C_{Re, T}$ ist in diesem Fall kleiner, da die Trombe bei einer mehrstufigen Konfiguration bei geringeren Reynolds-Zahlen an Bedeutung gewinnt.

5.2.2 Im nicht Newton'schen Medium - *Modellstoffsystem a*

Nachdem eine Möglichkeit gegeben war, den Leistungsbeiwert in Abhängigkeit von der Reynolds-Zahl hinreichend genau zu beschreiben, musste ein Weg gefunden werden, die Reynolds-Zahl für nicht Newton'sche Fluide zu bestimmen. Die Abbildung 29 zeigt die im *Modellstoffsystem a* gemessenen Leistungsbeiwerte in Abhängigkeit von der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl für Xanthan mit einer Konzentration von $c = 2$ g/kg. Der Anhang 11.8 zeigt die Leistungsbeiwerte in Abhängigkeit von der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl für Xanthan mit einer Konzentration von $c = 4$ g/kg und $c = 6$ g/kg.

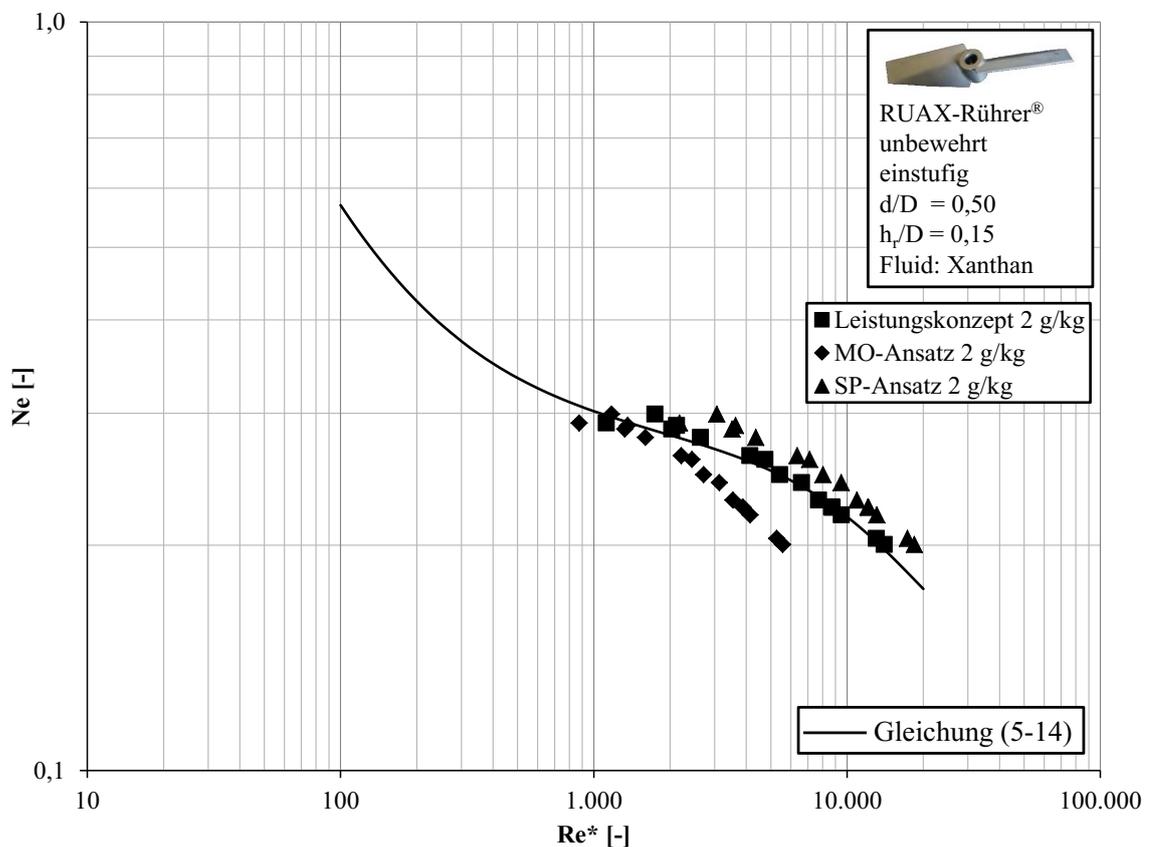


Abbildung 29: Vergleich des Leistungskonzepts nach (Henzler 2007), des Ansatzes nach (Metzner & Otto 1957) (MO) und des Ansatzes nach (Sánchez Pérez et al. 2006) (SP) zur Berechnung der repräsentativen Reynolds-Zahl für verschiedene Xanthan-Konzentrationen für einen einstufigen RUAX-Rührer®; $d/D = 0,50$; unbewehrt; Gleichung (5-14) zur Berechnung des Leistungsbeiwertes für den Newton'schen Fall

Die nicht Newton'sche Reynolds-Zahl wurde mit drei Modellen zur Berechnung der Scherrate berechnet:

1. Mit dem Leistungskonzept nach der Gleichung (2-29) und der rührerabhängigen Konstante $L = 2,05$.
2. Die Berechnung erfolgte unter Verwendung des Ansatzes nach (Metzner & Otto 1957) (MO-Ansatz) nach Gleichung (2-26). Die Metzner-Otto-Konstante für den RUAX-Rührer[®] beträgt $C_{MO} = 10$.
3. Der Ansatz von (Sánchez Pérez et al. 2006) (2-44) erfordert keine zusätzliche experimentell zu bestimmende Konstante.

Mit den Gleichungen sind zunächst die repräsentativen Scherraten zu berechnen, woraus sich, unter Verwendung der Viskositätsfunktion von *Modellstoffsystem a*, die effektiven Viskositäten und damit die Reynolds-Zahlen ergeben. Referenz ist die mit Hilfe von Newton'sche Fluiden vorliegende Leistungskurve.

Aus dem Diagramm in Abbildung 29 ergeben sich die folgenden Schlussfolgerungen:

1. Der Ansatz nach (Metzner & Otto 1957) verliert die Gültigkeit im Übergangsbereich. Durch das Modell wird die Scherrate zu niedrig abgeschätzt und die Viskosität wird zu hoch berechnet. Die daraus berechnete Reynolds-Zahl ist zu klein. Die gemessene Newton-Zahl wird somit einer kleineren Reynolds-Zahl zugeordnet. Im Umkehrschluss führt dies dazu, dass die Newton-Zahl bei einer Auslegung auf Basis dieses Ansatzes bei der Vorgabe einer Drehzahl zu hoch angenommen wird.
2. Der Ansatz nach (Sánchez Pérez et al. 2006) resultiert in um circa 30 % zu hohen Werten für die nicht Newton'schen Reynolds-Zahl. Der Ansatz ist ursprünglich auf der Basis von Simulationen mit einem Rührer ermittelt worden, sodass die Konstante $k = 33,1$ eine rührerspezifische Konstante darstellt. Bei anderen Rührorganen sind Anpassungen erforderlich. Reynolds-Zahlen $Re < 1.500$ führen zu steigenden Abweichungen. Der Ansatz verliert bei zu geringen Reynolds-Zahlen seine Gültigkeit. Unter Verwendung dieses Ansatzes zur Berechnung der Reynolds-Zahl für die Leistungsbeiwertberechnung sind die berechneten Werte für die zu erwartenden Newton-Zahlen circa 15 – 20 % niedriger. In diesem Bereich sollte weiterhin der Ansatz von (Metzner & Otto 1957) Anwendung finden.
3. Das Leistungskonzept nach (Henzler 2007) zeigt über $Re = 1.000$ die besten Übereinstimmungen. Jedoch auch Reynolds-Zahlen $Re < 2.000$ führen zu steigenden Abweichungen. Der Leistungsbeiwert wird größer abgeschätzt.

Experimentelle Ergebnisse

Das Modell von (Sánchez Pérez et al. 2006) ist ein Leistungsansatz, der jedoch soweit vereinfacht wurde, dass nur die Drehzahl als relevante Variable für die Berechnung der Scherrate bleibt. Im Weiteren hat sich gezeigt, dass unter Verwendung des Ansatzes nach Herschel-Bulkley statt des Ansatzes nach Ostwald und de Waele, eine Übereinstimmung zwischen den Newton'schen und nicht Newton'schen Werten ergab (Abbildung 30). Insbesondere für *Modellstoffsystem a* mit einer Xanthankonzentration von $c = 2 \text{ g/kg}$ ist eine Deckungsgleichheit zwischen den Messwerten und der Modellbeschreibung zu verzeichnen. Für weitere Betrachtungen wurde jedoch der Ansatz nach Ostwald und de Waele verwendet, da eine Bestimmung der Fließgrenze nicht für alle weiteren Stoffsysteme realisierbar war. Für einen Vergleich bei einem bewehrten System wird an dieser Stelle auf den Anhang 11.9 verwiesen.

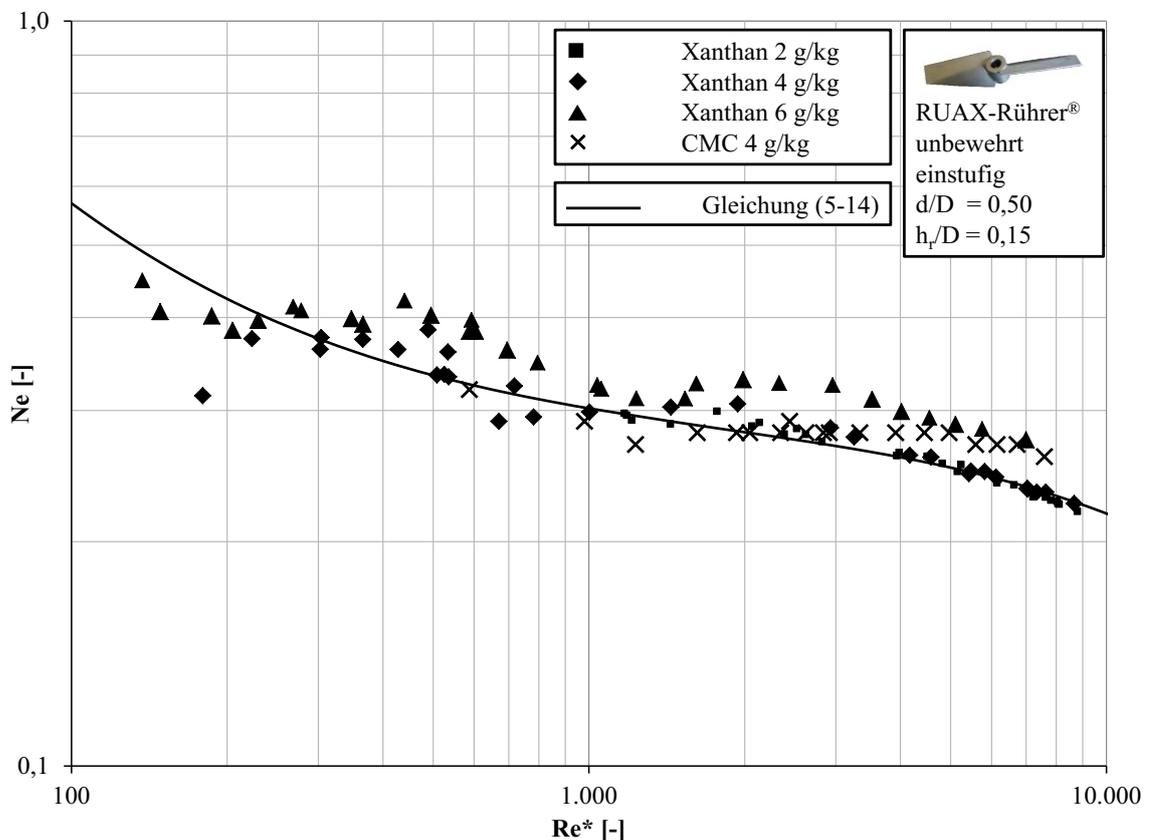


Abbildung 30: Darstellung der gemessenen Leistungsbeiwerte in Abhängigkeit von der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl unter Verwendung des Ansatzes nach (Sánchez Pérez et al. 2006) zur Berechnung der effektiven Scherrate für einen einstufigen unbewehrten RUAX-Rührer®; $d/D = 0,50$

Die Abweichungen bei höheren Xanthan-Konzentrationen sind auf Kavernenbildung zurückzuführen. Durch diesen Effekt wird das effektive Behältervolumen verkleinert. Dies führt zu einer Veränderung des Durchmesserhältnisses. Die geänderten geometrischen Parameter lassen einen Vergleich mit der Newton'schen Leistungskurve nicht mehr zu.

Durch die gute Übereinstimmung mit Hilfe des Ansatzes von (Sánchez Pérez et al. 2006) und des einfachen Aufbaus wurde dieser für die weiteren Betrachtungen genutzt. Somit kann die Berechnung der nicht Newton'sche Reynolds-Zahl Re^* unter Verwendung von Gleichung (5-18) erfolgen:

$$Re^* = \frac{N \cdot D^2 \cdot \rho}{K \cdot (33,1 \cdot N^{1,4})^{n-1}} \quad (5-18)$$

Derzeitiger Stand der Technik sind zwei oder dreistufige Konfigurationen. Somit ist der Einfluss der Stufenanzahl auf den Leistungsbeiwert unter Verwendung des *Modellstoffsystem a* näher zu betrachten. Mit der Erhöhung der Stufenanzahl geht ein Anstieg des Leistungsbeiwertes einher (Abbildung 31).

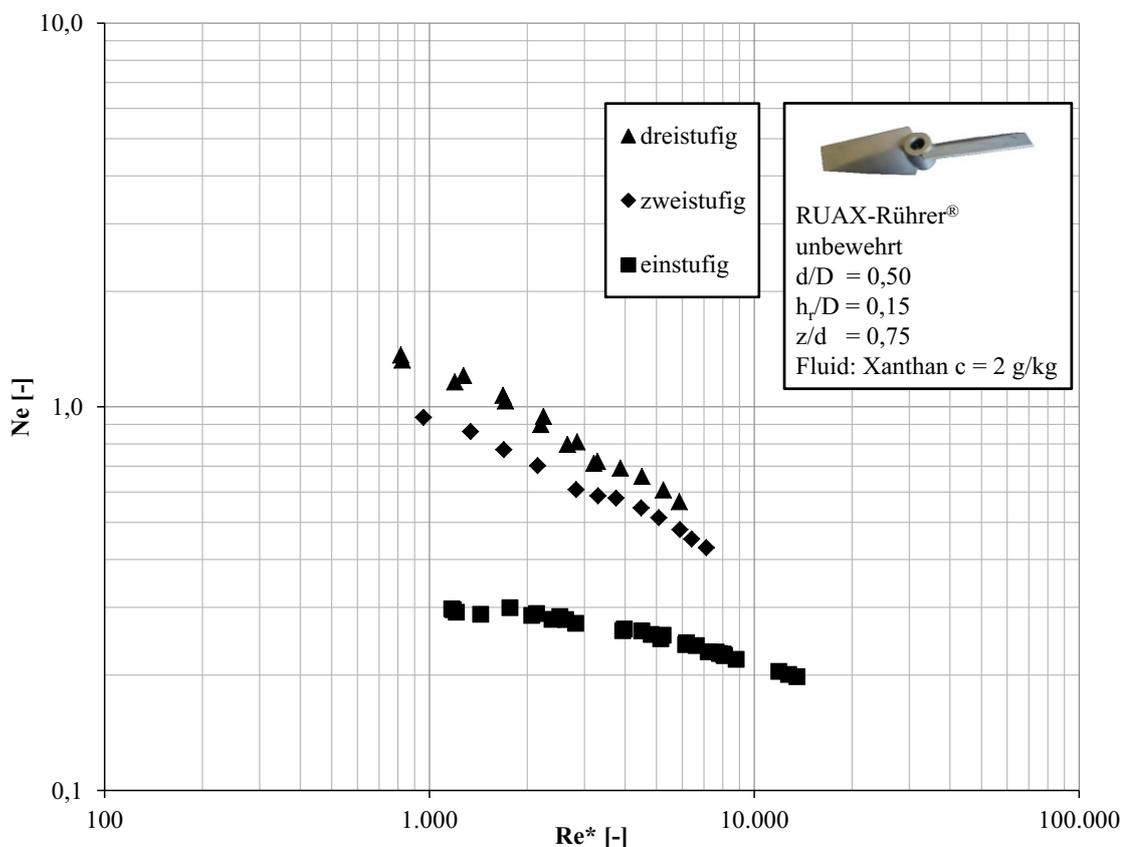


Abbildung 31: Darstellung der gemessenen Leistungsbeiwerte in Abhängigkeit von der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl für ein- bis dreistufige RUAX-Rührer®; $d/D = 0,50$; unbewehrt

Der Unterschied in der Leistungskennzahl zwischen einer zwei- und dreistufigen Konfiguration ist geringer als zwischen einer einstufigen und zweistufigen Anordnung. Dies ist auf eine bessere Interaktion zwischen den Rührern bei der dreistufigen Anordnung zurückzuführen. Der Stufenabstand beträgt für die zwei- und dreistufige Anordnung $z/d = 0,75$. Eine Addition der Leistungsbeiwerte der einzelnen Stufen ist nur bei Abständen $z/d > 1$ gegeben (Henzler 1978). Das Absinken der Newton-Zahl in Abhängigkeit von der Reynolds-Zahl ist bei der zwei- und dreistufigen Konfiguration stärker als

bei der einstufigen. Dies ist durch die größere tangential Komponente einer mehrstufigen unbewehrten Konfiguration erklärbar. Bedingt durch diese Verstärkung tritt eine stärkere Trombenbildung auf. In den Versuchen wurde darauf geachtet, dass die Trombe den Rührer nicht durchschlägt, deswegen wurde in diesem Fall auch der geringe Stufenabstand gewählt. Das Absinken des Leistungsbeiwerts mit steigender nicht Newton'schen Reynolds-Zahl durch die zunehmende Trombenbildung kann auch bei verschiedenen Durchmesserhältnissen festgestellt werden (Abbildung 32).

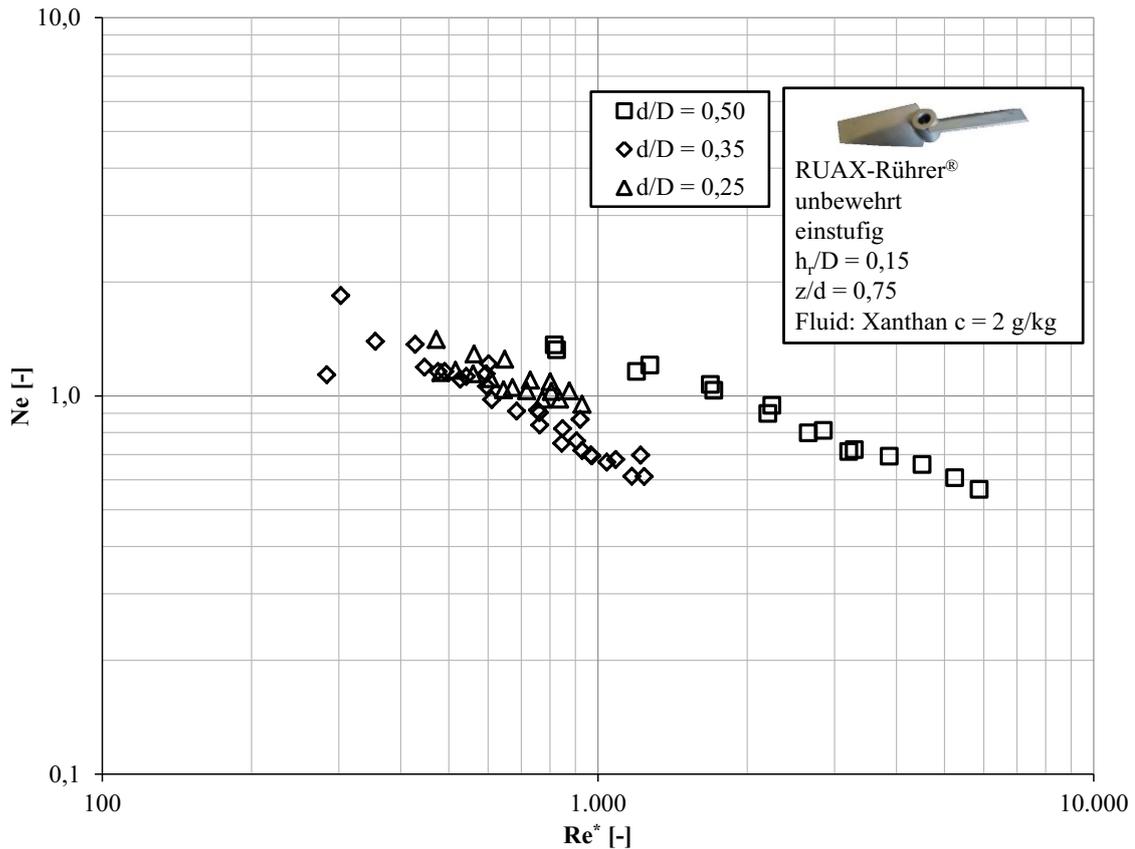


Abbildung 32: Darstellung der gemessenen Leistungsbeiwerte in Abhängigkeit der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl bei Variation des Durchmesserhältnisses d/D für einen einstufigen RUAX-Rührer®; unbewehrt, Xanthan $c = 2$ g/kg

Die Leistungsbeiwerte bei einem Durchmesserhältnis von $d/D = 0,35$ sind circa 25 % kleiner als bei einem Verhältnis von $d/D = 0,25$. Diese Abhängigkeit des Leistungsbeiwertes vom Durchmesserhältnis wurde auch im vollturbulenten Bereich festgestellt (Liepe et al. 1998).

Der Leistungsbeiwert für ein Durchmesserhältnis von $d/D = 0,50$ ist um circa 40 % höher als bei einem Durchmesserhältnis von $d/D = 0,35$. (Liepe et al. 1998) gibt bis zu einem $d/D = 0,50$ einen in Abhängigkeit vom Durchmesser abfallenden Leistungsbeiwert (circa 30 %) an. Eine mögliche Erklärung ist der gering gewählte Bodenabstand von $h_r/D = 0,15$. (Liepe et al. 1998) verwendeten $h_r/D = 0,30$. Eine weitere Erklärung ist

eine zu ungenaue Berechnung der Reynold-Zahl für die kleineren Durchmesserhältnisse, da die Ungenauigkeit des gewählten Modells ab $Re^* < 1.000$ steigt.

5.3 Mischkennzahlen im *Modellstoffsystem a*

5.3.1 Einstufige Konfiguration

Zunächst galt es zu klären, wie sich die Mischzeiten in nicht Newton'schen Fluiden im Vergleich zu denen in Newton'schen Fluiden verhalten. Dies diente einerseits der Überprüfung des gewählten Ansatzes zur Berechnung der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl und andererseits dem Vergleich mit Literaturwerten. Der in Abbildung 33 dargestellte Verlauf für die Mischkennzahl über der Reynolds-Zahl deckt sich mit dem im Allgemeinen für andere unbewehrte Rührorgane in der Literatur beschriebenen Verlauf (Zlokarnik 1967; Henzler 1978).

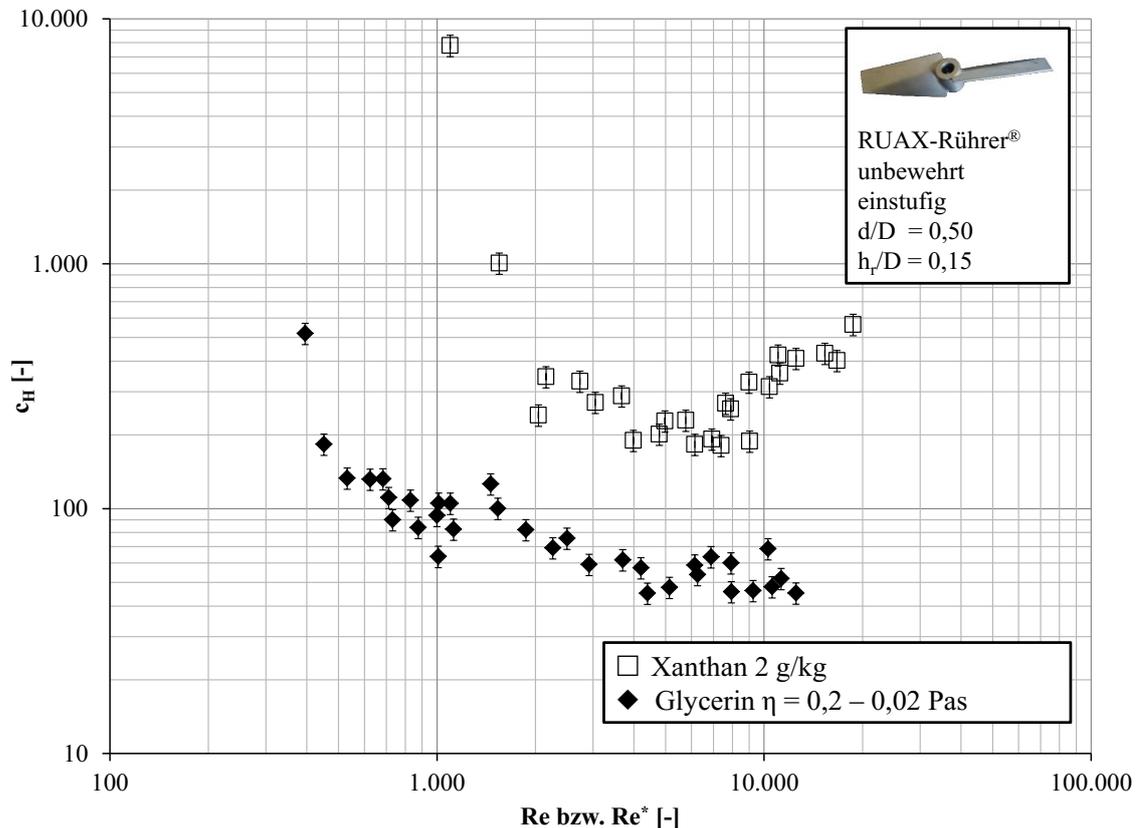


Abbildung 33: Vergleich der Mischkennzahl für Xanthan mit einer Konzentration von $c = 2$ g/kg und Glycerin-Wasser-Lösungen mit verschiedenen Konzentrationen

Gekennzeichnet ist der Verlauf durch einen starken Abfall der Mischkennzahl bei steigender Reynolds-Zahlen im Bereich von $Re < 1.000$. Dies hat insbesondere beim nicht Newton'schen Fluid mit der Ausbildung eines Ringwirbels (Abbildung 34) zu tun. Der in der Literatur beschriebene Vortex (Henzler 1978) wird auch als Donut bezeichnet (Galindo & Nienow 1992). Der Rührer saugt das Fluid von oben an und pumpt es radial

nach außen. An der Behälterwand strömt es aufwärts, wird jedoch dort aufgrund der höheren lokalen Viskositäten abgebremst und vom Rührer wieder angesaugt. Diese Zirkulation rotiert aufgrund der Bewegung des Rührers tangential im Behälter (Abbildung 34, schematische Darstellung rechts). Die Stabilität über Stunden und die Reproduzierbarkeit des beobachteten Wirbels waren nachweisbar. Dieser Wirbel konnte auch bei anderen Rührern beobachtet werden (Anhang 11.10).

Neben diesem Wirbel bestand bei geringen Reynolds-Zahlen eine schlechte Durchmischung in der Nähe der Oberfläche (Abbildung 34, links). Diese kritische Zone ist auch bei zweistufigen Systemen im turbulenten Bereich festzustellen (Hiraoka et al. 2001).

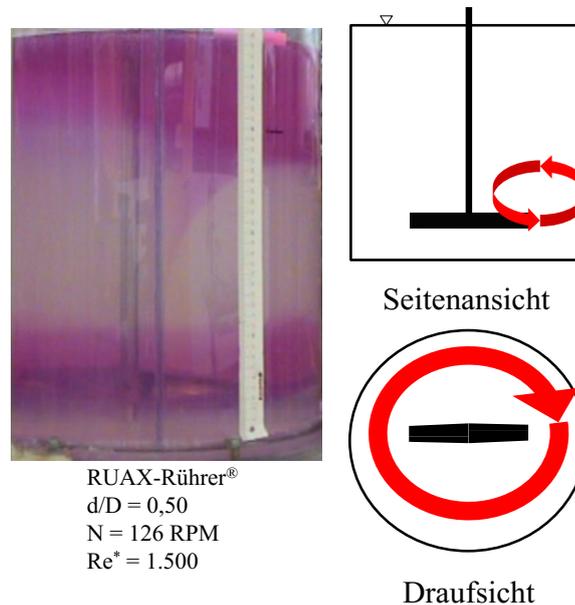


Abbildung 34: Ringwirbel beim Homogenisieren, links im Versuch, rechts schematisch in der Seitenansicht und Draufsicht; für einen einstufigen RUAX-Rührer®; $d/D = 0,50$; $N = 126 \text{ RPM}$; Xanthan $c = 2 \text{ g/kg}$; unbewehrt

Bei höheren Reynolds-Zahlen ($Re^* > 10.000$) ist ein Anstieg der Mischkennzahl zu verzeichnen (Abbildung 33). Dies ist auf die verstärkte Ausbildung der Trombe zurückzuführen, wodurch die Durchmischung verschlechtert wird. Ein solcher Verlauf der Mischkennzahl ist auch für andere Radialrührer bei Newton'schen Fluiden ermittelbar (Henzler 1978). Die Mischzeiten sind in diesem Bereich noch lang (circa 60 s) genug, dass die Geschwindigkeit der Säurezugabe nur einen geringen Einfluss auf den Anstieg der Mischkennzahl um den Faktor drei bis vier hat.

Beim Glycerin tritt ebenfalls eine Trombe auf, jedoch ist der Effekt auf die Mischkennzahl bei $Re = 10.000$ nicht so deutlich ausgeprägt. Die Viskosität für Glycerin beträgt $\eta = 20 \text{ mPas}$. Die Abschätzung der repräsentativen Viskosität ergibt für das Xanthan bei

$Re^* = 10.000$ Werte, die kleiner als $\eta_R = 10$ mPas sind. Dieser Unterschied in den Viskositäten ist eine Erklärung für den unterschiedlichen Einfluss der Trombe.

Die Mischkennzahl liegt für das nicht Newton'sche Fluid höher als für das Newton'sche Fluid. Dieses bereits in der Literatur beschriebene Verhalten (Tebel & Zehner 1985; Zehner 2003) ist auf die elastischen Eigenschaften des Xanthans zurückzuführen (Knoch 1996).

Die starke Schwankung der Messwerte im Bereich hoher Reynolds-Zahlen ist durch die Methodik bedingt. Zwar wurde versucht die Salzsäure durch ein am Behälter angebrachtes Stativ immer an der gleichen Stelle einzuspritzen, jedoch sind leichte Abweichungen nicht auszuschließen. Eine nicht genau quantifizierte Messabweichung wird daher durch die Geschwindigkeit der Eingabe verursacht.

5.3.2 Mehrstufige Konfigurationen

Für $Re^* > 2.000$ ist die Mischkennzahl für einen dreistufigen RUAX-Rührer[®] im Vergleich zu einer einstufigen Konfiguration mit einem $d/D = 0,50$ nur noch halb so groß (Abbildung 35).

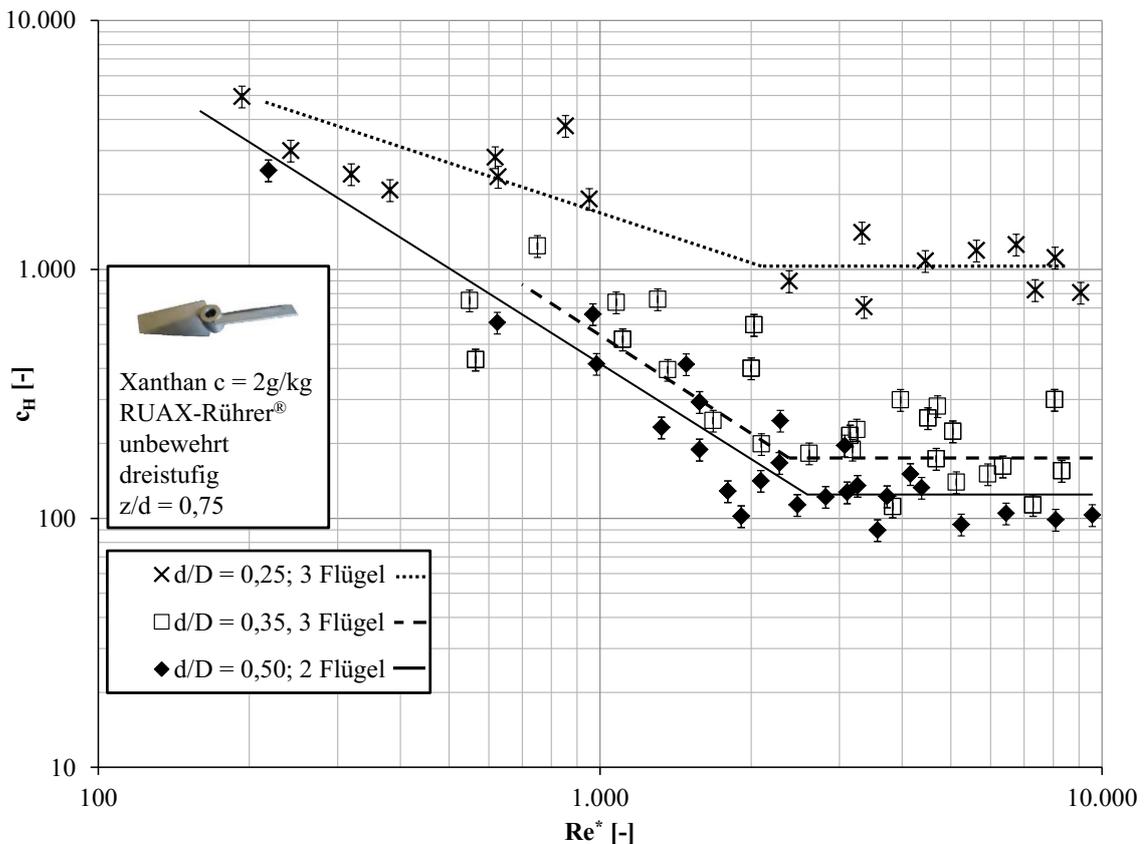


Abbildung 35: Darstellung der Mischkennzahl in Abhängigkeit von der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl für dreistufige Rührerkonfigurationen (RUAX-Rührer[®]) mit verschiedenen Durchmesserhältnissen; Xanthan $c = 2$ g/kg

Die Problematik der schlechten Durchmischung in Oberflächennähe besitzt, entgegen der Literatur (Hiraoka et al. 2001), in dem betrachteten Bereich keine Bedeutung, jedoch ist auch für eine dreistufige Konfiguration die Ausbildung eines Ringwirbels zu beobachten. Für derzeit in den Anlagen vorhandene Durchmesserhältnisse von $d/D = 0,25$ liegt die Mischkennzahl um den Faktor 10 höher als bei einem Verhältnis von $d/D = 0,50$. Eine Konfiguration mit einem $d/D = 0,35$ stellt bereits eine deutliche Verbesserung zum Stand der Technik dar. Bei Gleicher Drehzahl ist eine Erhöhung der Umfangsgeschwindigkeit verbunden.

5.4 Kavernengrößen im *Modellstoffsystem b*

Das Kavernenmodell von (Elson et al. 1986) ist trotz seiner Einschränkungen ein weit verbreitetes Modell. Es ist in seinem Aufbau einfach und in der in Gleichung (2-46) gezeigten Darstellung für die Berechnung der Drehzahl, bei der die Kaverne die Wand erreicht, verwendbar. Erforderlich sind der Leistungsbeiwert des Rührers, die Fließgrenze sowie die Dichte des Fluids. Diese Stoffwerte stellen für einphasige nicht Newton'sche Fluide (Xanthan- oder CMC-Lösungen) kein Problem dar, da der am schwierigsten zu bestimmende Wert -die Fließgrenze-, den rheologischen Messungen zu entnehmen ist. Die Bestimmung der Fließgrenze für das *Modellstoffsystem b* ist mit der gewählten Messeinrichtung nicht durchführbar. Das Modell ermöglicht jedoch nach dem Umstellen und bei Kenntnis der Kavernendrehzahl die Fließgrenze eines Fluides zu bestimmen:

$$\tau_0 = \frac{1,36}{\pi^2} \cdot Ne \cdot \rho \cdot d^2 \cdot N^2 \cdot \left(\frac{d}{d_c}\right)^3 \quad (5-19)$$

Für eine erste Überprüfung dieser These wurde für das *Modellstoffsystem a* (Xanthan, $c = 2$ g/kg) mit Hilfe der Mischzeitmessungen eine Kavernenbetrachtung durchgeführt. So tritt der Torus, der ein Indiz für eine Kavernenbildung ist, beim RUAX-Rührer[®] mit einem $d/D = 0,50$ bis zu einer Drehzahl von $N = 120$ RPM auf. Mit Hilfe eines Flügelradanemometers konnten ab Drehzahlen von 130 RPM messbare Geschwindigkeiten an der Behälterwand bestimmt werden. Sodass oberhalb dieser Drehzahl davon auszugehen ist, dass die Kaverne die Wand erreicht hat. Für eine dreistufige Konfiguration der RUAX-Rührer[®] mit einem Durchmesserhältnis von $d/D = 0,50$ trat der Torus bei einer Drehzahl von $N = 128$ RPM nicht mehr auf. Bei dieser Drehzahl liegt ein Leistungsbeiwert von $Ne = 1,03$ vor. Mit den genannten Werten ergibt sich eine Fließgrenze von $\tau_0 = 3,18$ Pa. Aus den rheologischen Messungen war die Fließgrenze mit $\tau_0 = 2,18$ Pa bekannt (Tabelle 16). Eine Ursache für die Abweichungen besteht in der

Annahme, dass das Verhältnis von Kavernenhöhe zu Durchmesser 0,40 beträgt. Für einen Schrägblattrührer wird dieses Verhältnis von mit (Adams & Barigou 2007) $h_C/d_C = 0,55$ angegeben. Für einen mehrstufigen Intermig ist für ein ähnliches Durchmesser Verhältnis ($d/D = 0,53$) ein Wert von $h_C/d_C = 0,70$ bei (Galindo et al. 1996) zu finden. Beim Einsetzen eines Wertes von $h_C/d_C = 0,55$ ergibt sich eine Fließgrenze von $\tau_0 = 2,28$ Pa und eine Abweichung von 5 % zum gemessenen Wert (Tabelle 16).

Tabelle 16: Vergleich der gemessenen Fließgrenze mit denen, die mittels des Kavernenmodells nach (Elson et al. 1986) bei unterschiedlichen Kavernenhöhenverhältnissen berechneten Fließgrenzen

	τ_0 [Pa]
Fließgrenze aus den rheologischen Messungen	2,18
Fließgrenze mit dem Kavernenmodell nach (Elson et al. 1986) $h_C/d_C = 0,40$	3,18
Fließgrenze mit dem Kavernenmodell nach (Elson et al. 1986) $h_C/d_C = 0,55$	2,18

Für eine detaillierte Betrachtung der Fließgrenze und um eine generelle Verwendbarkeit des Modells zu prüfen, wurden zwei Annahmen betrachtet:

Annahme 1: Gleichsetzen der Fließgrenze mit der Wandschubspannung

Beim Erreichen der Behälterwand durch die Kaverne muss die Schubspannung an der Wand gleich/größer als die Fließgrenze des betrachteten Fluids sein. Die Kaverne erreicht bei der Drehzahl die Behälterwand, wenn sich die Silage-Partikel des *Modellstoffsystems b* zu bewegen beginnen. Eine Berechnung der Wandschubspannung ist mit der Gleichung (5-20) vorhanden (Bird et al. 1960):

$$\tau_W = \tau_0 = \frac{1}{1,622} \cdot \frac{M_R}{D^3} \quad (5-20)$$

Für das Drehmoment M_R wird der Wert eingesetzt, der beim Einstellen der Kavernendrehzahl gemessen wird.

Annahme 2: Einsetzen der Fließgrenze des *Modellstoffsystems a* ($\tau_{0,MSS-a}$).

Der Vergleich zeigt, dass die 1. Hypothese nicht gerechtfertigt ist, da die Werte für die Kavernendrehzahl mit dieser um bis zu 70 - 85 % zu hoch sind (Tabelle 17). Es ist jedoch ersichtlich, dass die unter Nutzung von These 2 ermittelte Fließgrenze für alle drei Konfigurationen ähnlich ist (Tabelle 18). Es ist somit ein Weg gegeben, die Fließgrenze eines Stoffsystems abzuschätzen. Für einen einstufigen Rührer waren diese Betrachtun-

gen nicht möglich. Die Fließgrenze für *Modellstoffsystem b* betrug in diesem Fall $\tau_0 = 1,35$ Pa.

Die mangelnde Beschreibung der Kavernenform ist eine Ursache für die Abweichung zwischen dem Erwartungswert und der vorliegenden Drehzahl. Weitere Vergleiche sind im Anhang 11.11 gegeben.

Tabelle 17: Vergleich der experimentellen Kavernendrehzahlen N_C mit der nach Gleichung (2-46) und der Annahme $\tau_0 = \tau_{0, \text{MSS-a}}$ berechneten

d/D [-]	N_C [RPM] Experiment	N_C [RPM] Berechnung
0,25	186	371,5
0,35	70	155,1
0,50	57	121,9

Tabelle 18: Darstellung der mit der experimentellen Kavernendrehzahl in Tabelle 17 und den Gleichungen (5-19) und (5-20) berechneten Fließgrenze für *Modellstoffsystem b* unter Verwendung des RUAX-Rührers[®]; drei Stufen mit verschiedenen d/D

d/D [-]	τ_0 [Pa] mit N_C , Experiment
0,25	0,54
0,35	0,44
0,50	0,47

Die Beobachtungen zur Kavernenform deckten sich eher mit der von (Amanullah et al. 1998) beschriebenen Kavernenform. Für eine mehrstufige Konfiguration nähert sich die Kaverne durch die hohe tangentielle Komponente der Zylinderform an. Die mit dem Modell von (Amanullah et al. 1998), aus den experimentellen Kavernendrehzahlen berechneten, Kavernendurchmesser zeigen eine gute Übereinstimmung mit dem Erwartungswert von $d_{C, \text{erwartet}} = 0,40$ (Tabelle 19). Dieser ergibt sich aus dem Behälterdurchmesser von $D = 0,40$ und der Definition, dass die Kaverne die Behälterwand erreichen soll. Dem Modell nach vergrößert sich die Kaverne, wenn der Leistungsbeiwert und der Axialkraftbeiwert steigen. Durch den Rührerdurchmesser, die Stufenanzahl und den Stufenabstand sind beide Größen beeinflussbar. Der Einfluss des Stufenabstandes auf den Axialkraftbeiwert ist bei einer zweistufigen Anordnung gering (Abbildung 36). Stufenabstände zwischen $z/d = 0,75 - 1,25$ verändern den Wert praktisch nicht. Bei einem

Experimentelle Ergebnisse

$z/d = 1,50$ ist der größte Axialkraftbeiwert erreicht. Eine dreistufige Anordnung führt zu keinem weiteren Anstieg. Eine Variation des Stufenabstandes für ein dreistufiges System war nicht möglich, da $z/d = 0,75$ der maximal einstellbare Stufenabstand war. Innerhalb der Messreihen sind Schwankungen des Axialkraftbeiwertes zu beobachten, da eine Schwankung der Verteilung der Partikel im Behälter vorhanden ist. Für *Modellstoffsystem a* konnte praktisch kein Einfluss des Stufenabstandes festgestellt werden (Anhang 11.12).

Tabelle 19: Darstellung der gemessenen Kavernendrehzahlen und der für die die Kavernenberechnung erforderlichen Werte (Mittelwerte) sowie der daraus mit Hilfe des Modells nach (Amanullah et al. 1998) berechneten Kavernendurchmesser; für verschiedene d/D ; *Modellstoffsystem b*; RUAX-Rührer®; drei Stufen; $d_{C, \text{erwartet}} = 0,40$; (*Experiment)

d/D	N_C^*	c_{Ax}	Ne	w_{Tip}	w_C	d_C	τ_0
[-]	[RPM]	[-]	[-]	[m/s]	[m/s]	[m]	[Pa]
0,25	153,0	1,08	2,24	0,801	0,008	0,386	0,220
0,35	71,8	0,20	3,96	0,526	0,005	0,391	0,463
0,50	39,9	0,39	2,95	0,418	0,004	0,392	0,633

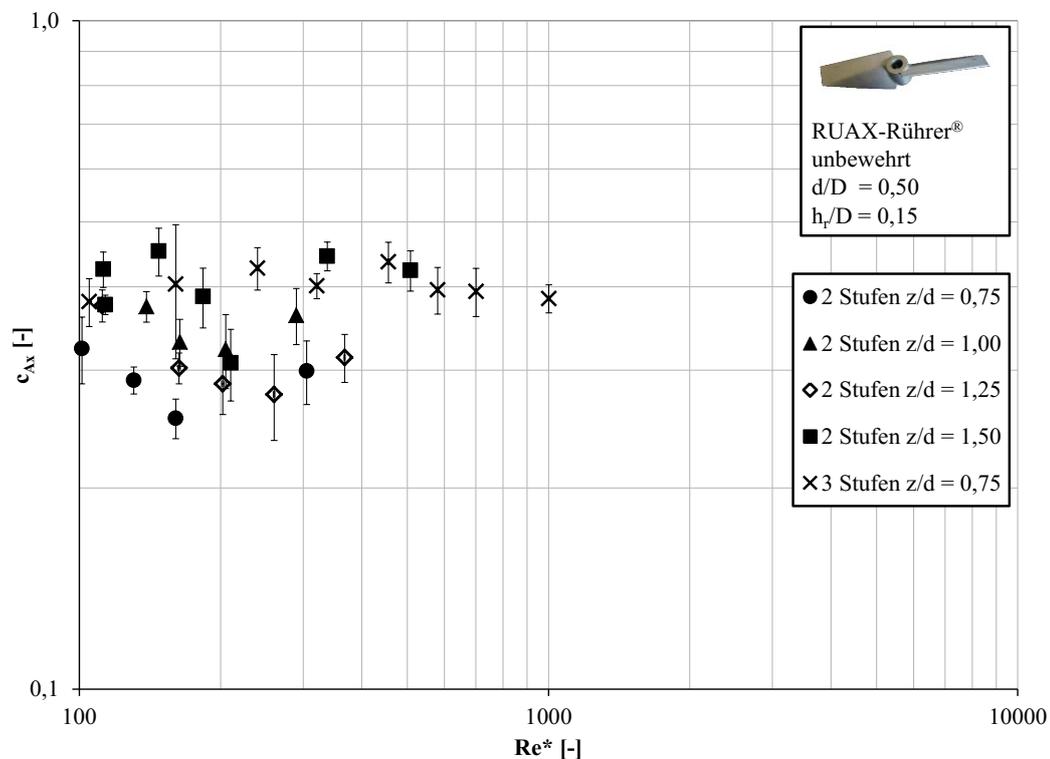


Abbildung 36: Vergleich des Axialkraftbeiwertes in Abhängigkeit von der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl für verschiedene Stufenabstände einer zweistufigen Konfiguration und einer dreistufigen Konfiguration mit $z/d = 0,75$ für *Modellstoffsystem b*; RUAX-Rührer® (Fehlerbalken – Standardabweichung der Messwerte)

Experimentelle Ergebnisse

Im Gegensatz zu dem gemessenen Verlauf des Axialkraftbeiwertes stellten (Bhole & Ford 2009) eine starke Abhängigkeit des Axialkraftbeiwertes von der Drehzahl in faserigen Systemen fest. Bei einer Erhöhung des TS-Gehalt auf TS = 10 % lag ein starkes Absinken des Axialkraftbeiwerts mit steigender Drehzahl vor (Abbildung 37).

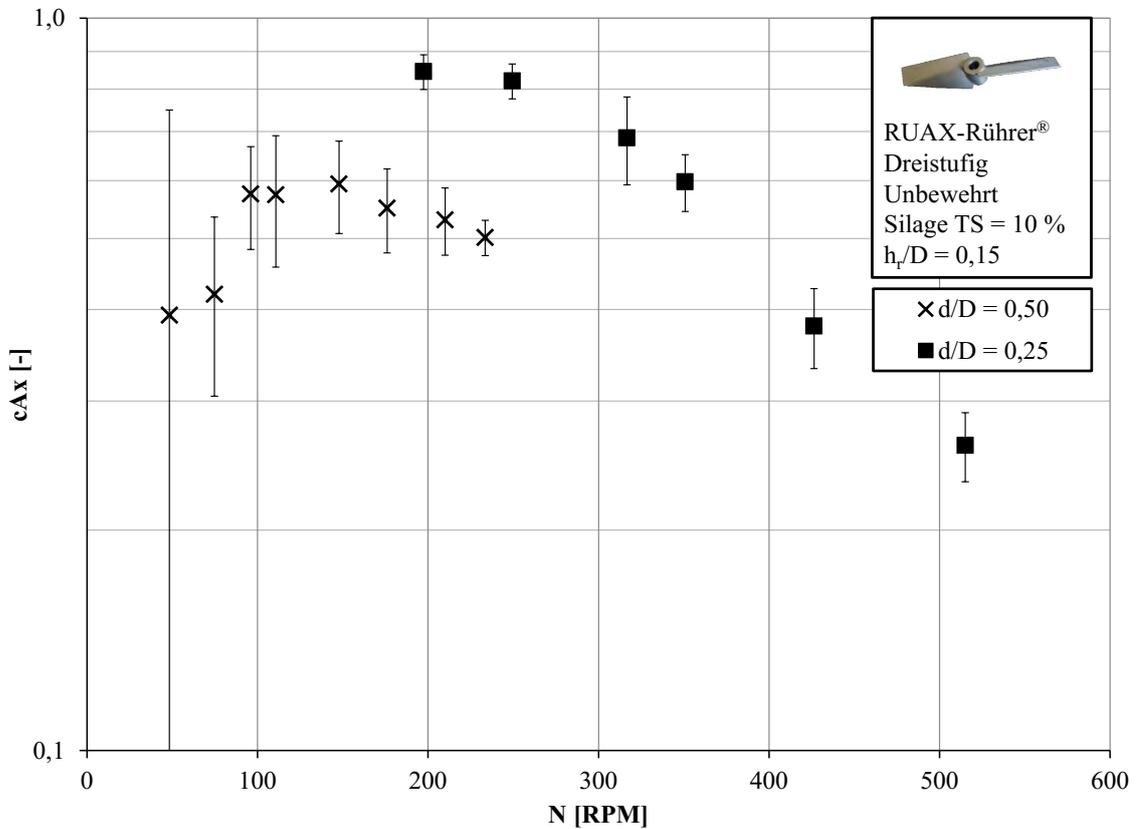


Abbildung 37: Darstellung des Axialkraftbeiwertes in Abhängigkeit von der Drehzahl für zwei dreistufige Konfiguration des RUAX-Rührers[®] bei zwei verschiedenen Durchmesser-Verhältnissen; Silage TS = 10 %

Durch den höheren Konsistenzfaktor und damit der höheren scheinbaren Viskosität wird die Reynolds-Zahl kleiner. Der Axialkraftbeiwert zeigt ein ähnliches Verhalten wie die Newton-Zahl (Liepe et al. 1998; M. Bhole 2009). Somit fällt der Axialkraftbeiwert analog zum Leistungsbeiwert mit steigender Reynolds-Zahl. Der Abfall ist bei einem Durchmesser-Verhältnis von $d/D = 0,25$ ausgeprägter als bei einem größeren Durchmesser-Verhältnis, da trotz höherer Drehzahlen bei einem kleinerem Durchmesser geringere Reynolds-Zahlen vorliegen. Zusammenfassend ist die Betrachtung von (Elson et al. 1986) für mehrstufige Anordnungen durchaus anwendbar, jedoch nicht für eine einstufige Konfiguration. Es bietet die Möglichkeit bei Kenntnis der Kavernendrehzahl eine Abschätzung der Fließgrenze vorzunehmen. Das Modell von (Amanullah et al. 1998) lässt sich sehr gut anwenden, jedoch erfordert die Gleichung die Kenntnis des

Axialkraftbeiwertes und des Leistungsbeiwertes (ausgewählte zweistufige Konfigurationen Anhang 11.13).

5.5 Messungen zum Oberflächenverhalten im *Modellstoffsystem c*

Das *Modellstoffsystem c* (gemahlene Silage) diente der Bestimmung der Drehzahl bzw. des Leistungseintrages, bei dem eine vollständige Bewegung der Oberfläche gewährleistet und eine beginnende Absaugung der Silage von der Oberfläche vorliegt. Für die Auswertung dieser Betrachtung sind neben dem Leistungseintrag, die Umfangsgeschwindigkeit und die Froude-Zahl nach Gleichung (2-6) für Aussagen zur Maßstabsübertragung herangezogen worden. Eine Maßstabsübertragung nur mit der Froude-Zahl als Parameter ist durch den stark ansteigenden Leistungseintrag bei der Vergrößerung des Modellmaßstabes nicht ratsam (Stieß 1995).

Die erforderlichen Leistungseinträge für eine vollständige Oberflächenbewegung sinken mit steigendem Durchmesser des Rührers (Tabelle 20). Insbesondere bei einem $d/D = 0,50$ ist bereits bei einem volumenspezifischen Leistungseintrag von unter 10 W/m^3 eine Bewegung an der Oberfläche zu beobachten.

Die Umfangsgeschwindigkeiten liegen in allen Fällen unterhalb der zu erwartenden Werte von circa $w_{\text{Tip}} = 2,5 - 3,0 \text{ m/s}$. Dies ist damit zu begründen, dass der Konsistenzfaktor geringer ist als bei einer vergleichbaren Silage mit größeren Partikeln. Somit erlauben diese Versuche nur einen qualitativen Vergleich möglicher Rührergeometrien untereinander. Eine Erhöhung der Partikelanzahl zur Vergrößerung des Konsistenzfaktors ist eine Strategie dies zu kompensieren.

Tabelle 20: Vergleich der Drehzahlen und volumenspezifischen Leistungseinträge für verschiedene Rührerdurchmesser zur Erreichung einer vollständigen Oberflächenbewegung; *Modellstoffsystem c*; RUAX-Rührer®; drei Stufen

d/D [-]	N [RPM]	P/V [W/m^3]	Fr [-]	w_{Tip} [m/s]
0,25	224	21	0,29	1,17
0,35	125	12	0,12	0,92
0,50	57	5	0,04	0,60

Ein Vergleich der drei Konfigurationen bei einem in der Praxis verwendeten Leistungseintrag zeigt eine Problematik in einer großtechnischen Anlage (Abbildung 38). Die rot markierten Bereiche zeigen die Stellen, bei denen eine Bewegung erkennbar ist. Bei

Experimentelle Ergebnisse

einem Durchmesser Verhältnis von $d/D = 0,50$ ist die gesamte Oberfläche in Bewegung. Ein Durchmesser Verhältnis von $d/D = 0,25$ führt nur zu einer kleinen bewegten Zone um die Welle. Dieses Oberflächenverhalten resultiert in einem schlechten Einzug von frischem, an den Randzonen zugegebenem Substrat.



d/D [-]	0,25	0,35	0,50
N [RPM]	102	90	57
Ne [-]	5,24	1,32	0,92
w_{Tip} [m/s]	0,53	0,66	0,60
N_s [-]	3	3	3
z/d	1,50	1,00	1,25

Abbildung 38: Vergleich der Oberflächenbewegung von drei verschiedenen Konfigurationen bei einem volumenspezifischen Leistungseintrag von $P/V = 5 \text{ W/m}^3$, rot markiert sind die bewegten Zonen; *Modellstoffsystem c*; RUAX-Rührer®

Versuche mit nicht vorbehandelter (Mahlen) Maissilage führten bei einem Durchmesser Verhältnis von $d/D = 0,50$ erst bei $N = 400 \text{ RPM}$ ($w_{\text{Tip}} = 4,18 \text{ m/s}$) zu Bewegungen an der Oberfläche. Bei $N = 300 \text{ RPM}$ war an der Behälterwandung ein Ring von 5 cm Höhe vorhanden, der nicht bewegt worden ist (Abbildung 39).



Abbildung 39: Oberflächenverhalten von Silage mit $TS = 8 \%$; RUAX-Rührer®; $d/D = 0,50$; drei Stufen $z/d = 0,75$; $N = 300 \text{ RPM}$

Da beim Biogasprozess nicht nur Schwimmschichten, sondern auch Sinkschichten auftreten, muss an dieser Stelle eine Betrachtung zum Einfluss des Mahlens vorgenommen

Experimentelle Ergebnisse

werden. Das Mahlen und die damit verbundene Partikelgrößenveränderungen verändern die für das Sedimentieren relevanten Kennzahlen:

- Partikel-Reynolds-Zahl
- Rührer-Reynolds-Zahl
- Archimedes-Zahl

Durch die Verwendung der kleineren Partikel wird der Konsistenzfaktor verringert und somit die Viskosität, dies führt zu einer Erhöhung der Reynolds-Zahl. Die Verringerung der Viskosität hat auch einen Einfluss auf die *Archimedes*- und Partikel-Reynolds-Zahl. Der Vergleich der Archimedes-Zahlen und der nicht Newton'schen Reynolds-Zahlen für Silage mit einem TS-Gehalt von TS = 10 % und *Modellstoffsystem c* zeigt, dass die Werte für die nicht Newton'schen Reynolds-Zahlen beim *Modellstoffsystem c* um den Faktor 4 kleiner sind (Tabelle 21). Dies gilt sowohl für die Verwendung des Ansatzes von (Metzner & Otto 1957) und des Ansatzes nach (Sánchez Pérez et al. 2006). Die Archimedes-Zahlen liegen bei der Verwendung des Ansatzes von (Metzner & Otto 1957) in einem ähnlichen Bereich. Bei Verwendung des Ansatzes nach (Sánchez Pérez et al. 2006) ist ein Unterschied vorhanden, somit kann ein Einfluss durch das Mahlen nicht ausgeschlossen werden.

Tabelle 21: Vergleich der Archimedes- und nicht Newton'schen Reynolds-Zahl für Silage und *Modellstoffsystem c* bei den gemessenen Drehzahlen, Scherrate berechnet nach Verfahren von (Metzner & Otto 1957) und Ansatz nach (Sánchez Pérez et al. 2006)

		<i>Modellstoffsystem c</i>				Silage 10 % TS			
		Rheologie Gleichung (5-9)				Rheologie Abbildung 21			
		$\dot{\gamma}_R$ mittels (Metzner & Otto 1957)		$\dot{\gamma}_R$ mittels (Sánchez Pérez et al. 2006)		$\dot{\gamma}_R$ mittels (Metzner & Otto 1957)		$\dot{\gamma}_R$ mittels (Sánchez Pérez et al. 2006)	
d/D	N	Ar _P	Re*	Ar _P	Re*	Ar _P	Re*	Ar _P	Re*
[-]	[RPM]	[-]	[-]	[-]	[-]	[-]	[-]	[-]	[-]
0,25	102	0,34	66	0,04	183	0,47	15	3,3	39
0,35	90	0,30	104	0,04	276	0,51	23	3,4	59
0,50	57	0,17	96	0,03	223	0,33	21	1,7	48

Bei der Verwendung des dreistufigen ($z/d = 0,75$) RUAX-Rührers[®] mit einem $d/D = 0,50$ im 50 L-Labormaßstab und einer Drehzahl von $N = 300$ RPM ergeben sich

mit der Rheologie nach Abbildung 21 nicht Newton'sche Reynolds-Zahlen im Bereich $Re^* \approx 1.500 \dots 2.000$, Archimedes-Zahlen im Bereich $Ar = 4 - 6$ und volumenspezifische Leistungseinträge von $P/V = 1.000 - 1500 \text{ W/m}^3$. Diese sehr hohen Leistungseinträge sind bezüglich einer technischen Relevanz kritisch zu hinterfragen.

Eine genaue Angabe der Drehzahl für das Absaugen von Silage ist nicht sinnvoll, da in der Behältermitte eine deutliche Absaugung zu verzeichnen ist, jedoch nicht an der Behälterwand (Abbildung 39).

Schlussfolgernd hat sich gezeigt, dass das Mahlen einen Einfluss auf die Kennzahlen hat, jedoch besitzen die vorkommenden Substrate eine Bandbreite von verschiedenen Partikelgrößen. Das *Modellstoffsystem c* kann somit auch ein Gärsubstrat mit kleinen Partikeln kennzeichnen.

Es konnte gezeigt werden, dass durch dieses Fluid ein qualitativer Vergleich verschiedener Rührergeometrien erfolgen kann. Für eine detaillierte Betrachtung der Maßstabsübertragung sind diese Versuche nicht ausreichend.

6 Ergebnisse der numerischen Simulationen

6.1 Labormaßstab

6.1.1 Voruntersuchungen

Für die Festlegung der Gitterunabhängigkeit der Lösung erfolgten Simulationen mit drei verschiedenen Gittern. Validierungsparameter waren der Leistungsbeiwert und der Axialkraftbeiwert. Die Kantenlänge der Volumenzellen an der Behälterwand und damit die Gitterfeinheit wurde im Bereich von 0,15 – 1,00 mm beziehungsweise von 5 - 6 mm verändert (Tabelle 22).

Tabelle 22: Betrachtete Gitter für die numerischen Simulationen (RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$; $N = 80$ RPM; Silage: $K = 8 \text{ Pas}^n$; $n = 0,30$; k - ϵ -Modell); prozentuale Abweichung auf den experimentellen Leistungsbeiwert: $Ne = 1,53$ bezogen; $Re^* \approx 50$ (nach (Metzner & Otto 1957))

Gitter	Größe Hauptelemente [mm]	Größe erste Prismenschicht an der Wand [mm]	Anzahl Volumen- elemente [Millionen]	Ne [-]	Abweichung [%]
1	6	1,00	3,78	5,34	249
2	5	0,50	17,67	1,84	27
3	5	0,15	57,89	8,28	441

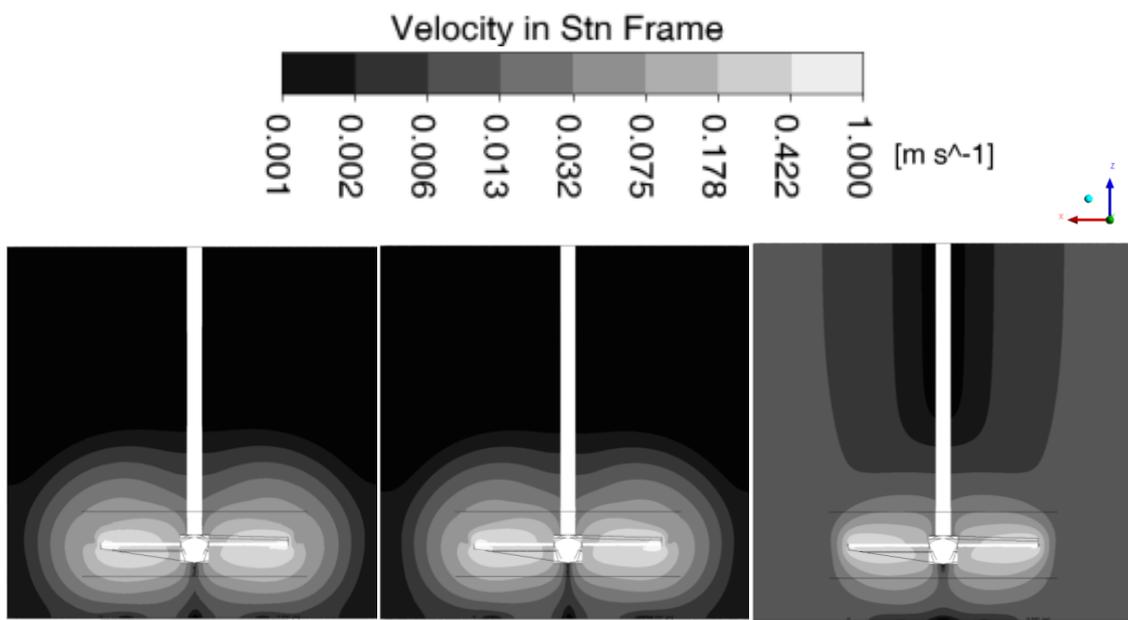


Abbildung 40: Darstellung des Geschwindigkeitsfeldes in xz -Ebene für einen RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$; $N = 80$ RPM; Fluid: Maissilage für unterschiedliche Gitter; von links nach rechts Gitter 1 bis 3

An der Behälterwand ist eine inflated boundary (ANSYS Inc. 2015) eingeführt worden. Der Vergrößerungsfaktor für Elementschichten an der Wand wurde mit 1,5 gewählt. Für diese Simulationen fand das k- ϵ -Modell Anwendung. Silage (TS = 10 %) mit den in Abbildung 21 dargestellten experimentellen Werten für den Konsistenzfaktor und den Fließindex bildete die Fluidphase. Für diese Konfiguration wurde im Labor ein Leistungsbeiwert von $Ne = 1,53$ ermittelt. Die Abweichung zwischen dem aus den Simulationen ermittelten Leistungsbeiwert und dem experimentellen Wert beträgt beim mittelgroßen Netz 27 % (Tabelle 22). Das mit diesem Gitter berechnete Strömungsbild ist mit den Beobachtungen aus den Versuchen vergleichbar. Unter Verwendung von Gitter eins und zwei ist eine deutliche Kavernenbildung erkennbar (Abbildung 40, Mitte und Links). Eine starke Verfeinerung des Netzes resultiert in einer Vergrößerung der Abweichungen für den Leistungsbeiwert (Tabelle 22) und des Strömungsbilds (Abbildung 40, rechts). Durch das k- ϵ -Modell wird die Turbulenz überbewertet. Dies führt zu den zu hohen Leistungsbeiwerten. Das k- ϵ -Modell ist somit für diesen Anwendungsfall kritisch zu hinterfragen. Diese ersten Ergebnisse und die Arbeiten von (Wu 2011), der das SST-Modell für solche Betrachtungen empfiehlt, führten zur Erweiterung der Betrachtungen um das SST-Turbulenzmodell. Ein weiterer Punkt stellt der Fakt dar, dass zwar die Rheologie eines zweiphasigen Fluids verwendet wurde, die Simulationen selbst jedoch einphasig durchgeführt worden sind.

Eine Reihe von Größen kann die Ergebnisse der Simulationen beeinflussen. Zur Reduzierung der Variablen wurden die weiteren Betrachtungen mit der Fließkurve einer Xanthan-Lösung ($c = 2 \text{ g/kg}$) durchgeführt. Die rheologische Beschreibung erfolgte mit dem Ansatz von Ostwald und de Waele nach Gleichung (5-7).

Wegen der Einphasigkeit des Fluids ist eine partikuläre Phase nicht zu berücksichtigen. Dieses Fluid und Gitter 2 dienten für einen Vergleich der drei Möglichkeiten zur Turbulenzmodellierung (Tabelle 23).

Unter Verwendung des k- ϵ -Modells sind deutliche Abweichungen sowohl für den Leistungsbeiwert als auch für den Axialkraftbeiwert zu verzeichnen. Verschiedene Simulationen unter der Annahme einer laminaren Strömung oder unter Verwendung des SST-Modells liefern gleiche Werte für den Axial- und den Leistungsbeiwert. Der Axialkraftbeiwert stimmt sehr genau mit den experimentellen Daten überein. Der Leistungsbeiwert ist circa 20 % zu hoch. Die Messgenauigkeit für den Leistungsbeiwert liegt bei circa 10 %. Die Gleichung (5-14), welche für die Abschätzung des Leistungsbeiwertes beschrieben wurde, hat eine Abweichung von circa 20 %. Daher ist die Abweichung in

den Simulationen von 20 % akzeptabel. Das SST-Modell benötigt im Vergleich zum $k-\varepsilon$ -Modell längere Rechenzeiten. Ebenso traten bei der Verwendung des SST-Modells Stabilitätsprobleme auf. Die Simulationen brachen nach wenigen Iterationsschritten ab. Eine Lösung dieses Problems stellte die Durchführung der ersten zehn Iterationsschritte ohne Turbulenzmodellierung dar und eine anschließende Umstellung auf das SST-Modell. Trotz des höheren Aufwandes wurde im Weiteren das SST-Modell verwendet, da auch Simulationen bei größeren Drehzahlen durchgeführt worden sind. Dieser Schritt ist auch im Hinblick auf die Simulation einer großtechnischen Anlage gerechtfertigt, da nicht Newton'schen Reynolds-Zahlen größer als 1.000 zu erwarten sind.

Tabelle 23: Darstellung der experimentellen und numerischen Newton-Zahlen und Axialkraftbeiwerte unter Verwendung zweier verschiedener Turbulenzmodelle und ohne Verwendung eines Turbulenzmodells - RUAX-Rührer[®]; eine Stufe; $d/D = 0,50$; $N = 100$ RPM; $Re^* \approx 1.800$ nach (Sánchez Pérez et al. 2006)

Verwendetes Modell	Newton-Zahl [-]	Axialkraftbeiwert [-]
k- ε -Modell	1,92	0,93
SST-Modell	0,34	0,19
Keine Turbulenzmodellierung (laminare Rechnung)	0,33	0,18
Experiment	$0,28 \pm 0,02$	$0,19 \pm 0,05$

Neben den Überlegungen zur Turbulenzmodellierung ist die Betrachtung des Modells zur Beschreibung der Rheologie ein weiterer wichtiger Punkt. Die Verwendung des Ansatzes nach Ostwald und de Waele oder des Herschel-Bulkley-Ansatzes nach Gleichung (5-8) ergibt für die betrachteten Kennzahlen keinen wesentlichen Unterschied (Tabelle 24). Die Abweichung des Leistungsbeiwertes liegt in beiden Fällen im Bereich von 20 %. Im Strömungsbild zeigt sich ein wichtiger Unterschied, da bei der Verwendung der Herschel-Bulkley-Beziehung eine geringere Rührerreichte in Bezug auf die Behälterhöhe vorhanden ist (Abbildung 41). Das im rechten Teil der Abbildung 41 dargestellte Strömungsbild unter Verwendung des Herschel-Bulkley-Ansatzes entspricht dem in den Mischzeitversuchen beobachteten Torus. Durch die Fließgrenze ist eine deutliche geringere Rührerreichte bedingt.

Nach der Festlegung auf das SST-Modell für die Turbulenzmodellierung und der Beschreibung der Rheologie fand eine erneute Gitterstudie statt. Mit den optimierten Ein-

stellungen konnte eine Reduktion der Elementanzahl auf rund 4 Millionen vorgenommen werden.

Als Ergebnis dieser Vorbetrachtungen ist abzuleiten, dass für die Simulation mit dem *Modellstoffsystem a* (siehe Abschnitt 5.1.4) als Fluid die Verwendung des SST-Modells, unter Nutzung des Herschel-Bulkley-Ansatzes zur Beschreibung des Fließverhaltens und einem Gitter von rund 4 Millionen Elementen durchzuführen sind. Dieses Modell erzielte mit den gewählten Parametern die beste Übereinstimmung mit den experimentellen Ergebnissen.

Tabelle 24: Darstellung der Newton-Zahlen und Axialkraftbeiwerte unter Verwendung des Ansatzes nach Ostwald und de Waele und des Herschel-Bulkley-Ansatzes - RUAX-Rührer[®]; eine Stufe; $d/D = 0,50$; $N = 100$ RPM; $Re^* \approx 1.800$ nach (Sánchez Pérez et al. 2006)

Verwendetes Modell	Newton-Zahl [-]	Axialkraftbeiwert [-]
Ansatz nach Ostwald und de Waele	0,33	0,19
Herschel-Bulkley-Ansatz	0,34	0,19
Experiment	$0,28 \pm 0,02$	$0,19 \pm 0,05$

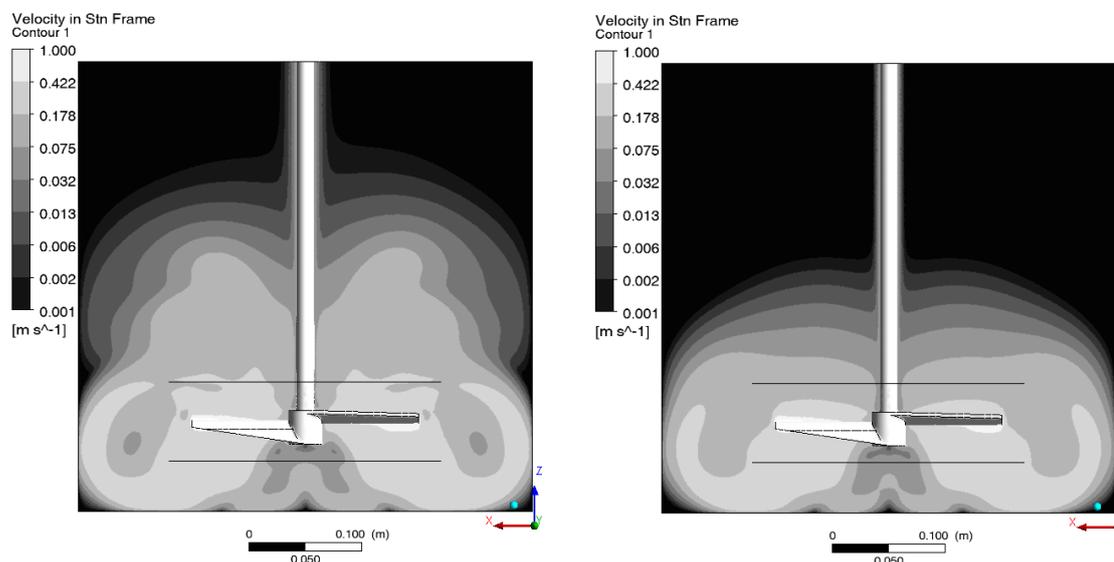


Abbildung 41: Vergleich der Geschwindigkeitsfelder in xz -Ebene für RUAX-Rührer[®]; eine Stufe; $d/D = 0,50$; $N = 100$ RPM; Xanthan unter Verwendung des Ansatzes nach Ostwald und de Waele (links) und des Herschel-Bulkley-Ansatzes (rechts)

6.1.2 Drehzahlstudie

(Sánchez Pérez et al. 2006) stellten die Gleichung für das Modell zur Berechnung der Scherrate aus den Werten der numerischen Arbeiten von (Kelly & Gigas 2003) auf. Sie bestimmten aus den Simulationen die mittleren Scherraten in der Nähe des Rührers und

mittelten diese über die Oberfläche des Rührers. Für einen Vergleich mit dem Modell sind Simulationen bei verschiedenen Drehzahlen durchgeführt und die Scherrate an der Oberfläche der Rührer über die Fläche gemittelt worden. Die so bei Drehzahlen von $N = 60 \text{ RPM}$ bis $N = 360 \text{ RPM}$ mit einem einstufigen RUAX-Rührer[®] bestimmten Scherraten sind über den gesamten Bereich im Vergleich zu den Modellwerten zu hoch (Abbildung 42).

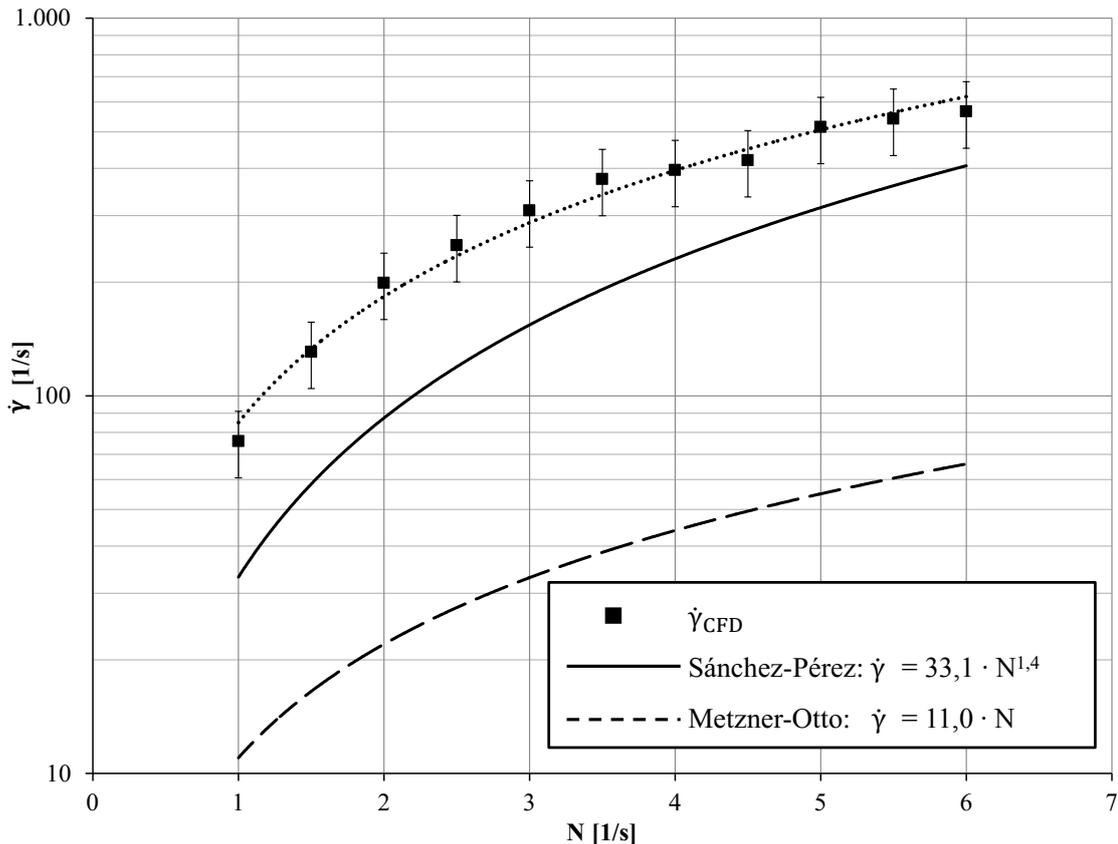


Abbildung 42: Vergleich der numerischen Scherraten an der Rühreroberfläche mit denen unter Verwendung des Ansatzes von (Sánchez Pérez et al. 2006) und des Ansatzes von (Metzner & Otto 1957), RUAX-Rührer[®]; eine Stufe; $d/D = 0,50$ (Fehlerbalken 20 %)

Im Vergleich zum Ansatz von (Sánchez Pérez et al. 2006) sind die Scherraten bei geringen Drehzahlen um den Faktor zwei größer. Der Unterschied nimmt mit steigender Drehzahl ab. Bei den höchsten betrachteten Drehzahlen beträgt der Unterschied nur noch 30 %. Die Scherraten, die mit Hilfe des Verfahrens nach (Metzner & Otto 1957) errechnet wurden, sind im betrachteten Bereich um den Faktor zehn kleiner als die aus den Simulationen. Demzufolge ist der Ansatz von (Metzner & Otto 1957) für diese Betrachtungen auszuschließen. Jedoch lieferte auch das Modell nach (Sánchez Pérez et al. 2006) keine genaue Abbildung der aus den Simulationen ermittelten Scherraten (Abbildung 42). Es war möglich mit Hilfe der numerischen Scherraten zwei verschiedene Modelle für den Zusammenhang zwischen Drehzahl und Scherrate abzuleiten (ge-

punktete Linie Abbildung 42). Dies waren einerseits ein linearer Ansatz und andererseits ein Potenzansatz, ähnlich dem von (Sánchez Pérez et al. 2006):

Linearer Ansatz:

$$\dot{\gamma} = 98 \cdot N, \quad (6-1)$$

Potenzansatz:

$$\dot{\gamma} = 85 \cdot N^{1,1}. \quad (6-2)$$

Bei Verwendung dieser Ansätze zur Berechnung der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl liegen die Leistungsbeiwerte höher als die der Newton'schen Leistungskurve nach Gleichung (5-14) (Abbildung 43).

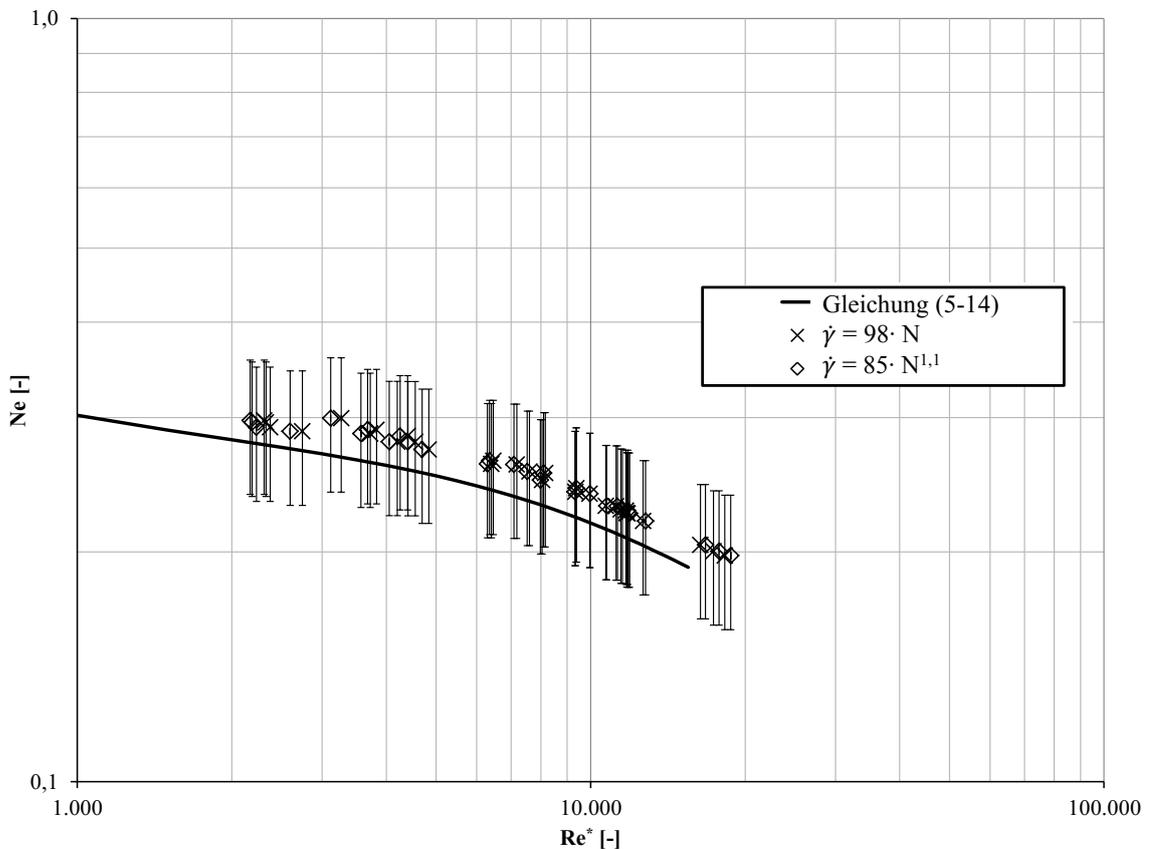


Abbildung 43: Vergleich Ne-Re-Kurven im Bereich $1.000 < Re^* < 11.000$ unter Verwendung der Gleichung (5-14) und den aus Abbildung 42 entnommenen Gleichungen zur Bestimmung der Scherrate; RUAX-Rührer[®]; eine Stufe; $d/D = 0,50$ (Fehlerbalken von 20 %)

Es zeigt sich durch die angenommenen Ansätze eine Überbewertung der Scherrate, dadurch wird die Viskosität zu gering angesetzt und die Reynolds-Zahl ist zu groß. Demzufolge ist der Leistungsbeiwert und somit auch die Leistung bei einer Verwendung dieser Gleichungen zu klein. Einschränkend ist an dieser Stelle anzumerken, dass die Abweichungen im Bereich von circa 20 % liegen, eine höhere Genauigkeit wird auch nicht mit der auf den Experimenten basierenden Gleichung (5-14) für den Leistungsbeiwert erreicht. Die Trombenbildung wurde zwar in den Simulationen nicht be-

rücksichtigt, hat jedoch, wie in den experimentellen Untersuchungen (Abschnitt 5.2.1) dargestellt, einen Einfluss auf den Leistungsbeiwert.

Ein Vergleich der experimentellen und numerischen Werte des Axialkraftbeiwertes und der Newton-Zahl ergibt bei kleinen Drehzahlen eine gute Übereinstimmung der Leistungsbeiwerte (Abbildung 44). Die experimentellen Werte sinken aufgrund der Trombenbildung mit steigender Drehzahl. Ein ähnliches Verhalten ist bei den Axialkraftbeiwerten vorhanden. Für den Leistungsbeiwert führen die gemachten Vereinfachungen in den Simulationen ab einer Drehzahl von $N = 300$ RPM zu einem Fehler von bis zu 50 %. Die Scherrate ist proportional zur eingetragenen Leistung, sodass die Scherrate in diesem Bereich kleiner sein wird, als die berechnete. Insgesamt ist eine Anpassung des Modells nach (Sánchez Pérez et al. 2006) somit nicht gerechtfertigt.

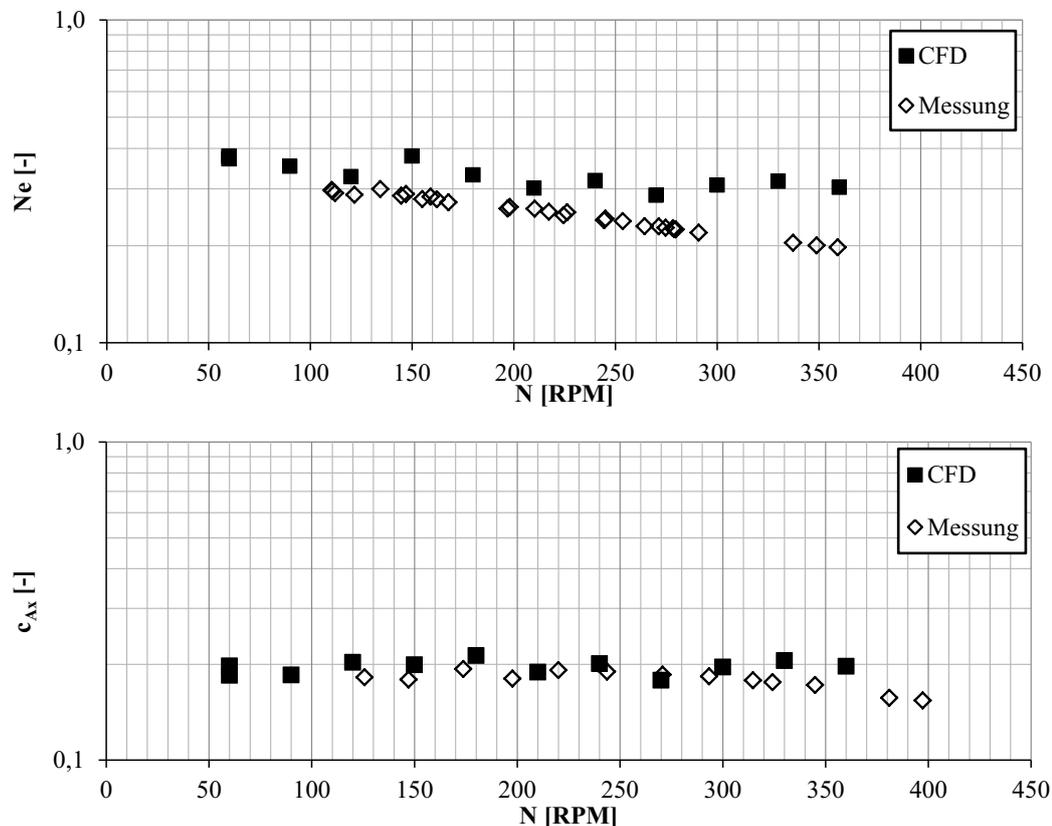


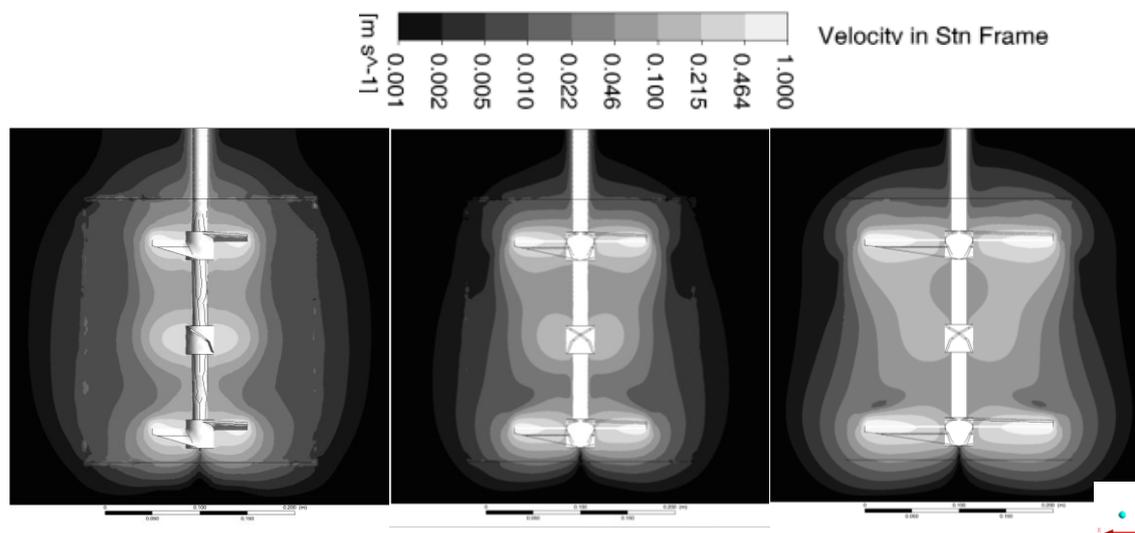
Abbildung 44: Vergleich der experimentellen mit den numerischen Daten für Leistungsbeiwerte (oben) und Axialkraftbeiwerte (unten); RUAX-Rührer®; eine Stufe; $d/D = 0,50$

6.1.3 Numerisch ermittelte Kavernen

Für die Simulationen wurde, um den Aufwand mehrphasiger Rechnungen zu vermeiden, die Fließkurve von *Modellstoffsystem b* nach Gleichung (5-9) genutzt, jedoch ohne die partikuläre Phase zu berücksichtigen. Es wurden die Drehzahlen gewählt, bei denen in den Experimenten die Kaverne die Behälterwand erreicht hatte. Es sind, bis auf die rheologische Beschreibung, die gleichen Randbedingungen gewählt worden, die bei den

Ergebnisse der numerischen Simulationen

Simulationen mit *Modellstoffsystem a* verwendet wurden sind. Es fanden das SST-Modell und ein Gitter mit rund 4 Millionen Elementen Anwendung. In diesem Falle konnte keine genaue Übereinstimmung mit den Ergebnissen aus den Experimenten erzielt werden.



d/D [-]	N [RPM]	Ne [-]		c _{Ax} [-]	
		Simulation	Experiment	Simulation	Experiment
0,25	180	5,70	8,30	1,19	1,02
0,35	60	11,20	3,40	2,51	0,21
0,50	50	2,25	2,26	0,57	0,40

Abbildung 45: Vergleich der Strömungsbilder, der Leistungs- und Axialkraftbeiwerte für einen dreistufigen RUAX-Rührer[®] bei d/D = 0,25 (links); d/D = 0,35 (Mitte); d/D = 0,50 (rechts)

In den Strömungsbildern in Abbildung 45 ist zu erkennen, dass die Kaverne bei keiner Konfiguration die Wand erreicht hat. Dies ist damit zu erklären, dass in der Simulation von einem homogenen Fluid ausgegangen wurde. Im Experiment handelte es sich jedoch um ein zweiphasiges Fluid. Durch die Zugabe der Partikel ergaben sich im Experiment Zonen mit höherer und niedriger Konzentration. Durch die Tangentialkraft werden die Partikel stärker nach außen gedrückt. In der Behältermitte wird durch die nun niedrigere lokale Viskosität der Impuls des Rührers besser transportiert. Die in den Simulationen verwendete Fließkurve stellt ein integrales Mittel dar, jedoch können die Viskositäten lokal sehr stark davon abweichen. Diese Entmischungseffekte im Experiment führen auch zu Abweichungen der Leistungsbeiwerte zu den numerischen Werten für die Konfigurationen mit einem d/D = 0,25 und 0,35.

6.2 Großtechnische Fermenter

Mit Hilfe der Vorbetrachtungen im Labormaßstab erfolgten Rechnungen zu einer Anlage mit einem Volumen von $V = 1.000 \text{ m}^3$. Die Methoden der numerischen Fluiddynamik zeigen gegenüber Versuchen an einer großtechnischen Anlage Kosten- und Zeitvorteile. In diese Betrachtungen sind zwei dreistufige Konfigurationen mit Durchmesser-Verhältnissen von $d/D = 0,21$ und $d/D = 0,50$ eingebunden worden. Die Anordnung der Stufen geschah so, dass sie die komplette Behälterhöhe erfassen. Der Bodenabstand betrug $h_r/D = 0,18$. Der Stufenabstand wurde mit $z/d = 1,5$ ($d/D = 0,21$) und $z/d = 0,62$ ($d/D = 0,50$) gewählt. Damit entsprechen sie nicht exakt den geometrischen Abmessungen der im Labor betrachteten Verhältnisse, jedoch wurden diese Werte für eine Anlage mit einem $d/D = 0,21$ vom industriellen Partner vorgegeben und für die zweite Konfiguration die Stufen durch eine größere Ausführung ausgetauscht. Aus den Betrachtungen zum Gitter resultierte ein Gitter mit circa zehn Millionen Elementen. Die mittlere Kantenlänge betrug 120 mm und die Dicke der ersten Elementschicht an der Wand 12 mm. Die Beschreibung der Turbulenz erfolgte durch das SST-Modell. Für das Substrat wurde die in Abbildung 21 dargestellte Fließkurve für eine Silage mit einem TS-Gehalt von $TS = 10 \%$ verwendet. Der Vergleich der Strömungsbilder bei dem gleichen volumenbezogenen Leistungseintrag zeigt für das Durchmesser-Verhältnis $d/D = 0,21$ eine ausgeprägte Kavernenbildung (Abbildung 46, links). Das durchmischte Volumen beträgt circa 20 %. Im Fall des größeren Durchmesser-Verhältnisses ($d/D = 0,50$) entsteht eine Kaverne, die circa 90 % des Behälters erfasst und die Behälterwand erreicht (Abbildung 46, rechts). Die numerisch ermittelten Reynolds-Zahlen betragen $Re^* = 1.000$ für $d/D = 0,50$ und $Re^* = 6.500$ ($d/D = 0,21$). Mit Hilfe des Ansatzes nach (Sánchez Pérez et al. 2006) ergeben sich $Re^* = 300$ ($d/D = 0,50$) sowie $Re^* = 1.000$ ($d/D = 0,21$). Mit dem Ansatz von (Metzner & Otto 1957) ergeben sich Reynolds-Zahlen von $Re^* = 260$ ($d/D = 0,50$) sowie $Re^* = 600$ ($d/D = 0,21$). In beiden Fällen sind die Abweichungen sehr hoch, da der Ansatz nach (Metzner & Otto 1957) nicht mehr gilt und für den Ansatz nach (Sánchez Pérez et al. 2006) sind die Reynolds-Zahlen zu gering. Mit den numerisch bestimmten Axialkraftbeiwerten und den Newton-Zahlen ist der Kavernendurchmesser mit dem Kavernenmodell nach (Amanullah et al. 1998)/ Gleichung (2-47) berechenbar. Aus dieser Berechnung ergibt sich für das Durchmesser-Verhältnis $d/D = 0,21$ ein Kavernendurchmesser von $d_C = 4,6 \text{ m}$. Daraus berechnet sich ein durchmischtes Volumen von 18 % des Gesamtvolumens. Für die Berechnung sind die Werte der einzelnen Stufe zu verwenden und nicht die Newton-Zahl der Gesamt-

konfiguration. Dies ist damit zu begründen, dass die Rührer nicht in Korrespondenz arbeiten und daher als drei einzelne Rührer zu betrachten sind. Eine Simulation mit einer einstufigen Konfiguration bestätigte diese These. Für das Durchmesser Verhältnis $d/D = 0,50$ ergibt sich Kavernendurchmesser von $d_c = 10,9$ m. Die Kaverne erreicht die Behälterwand.

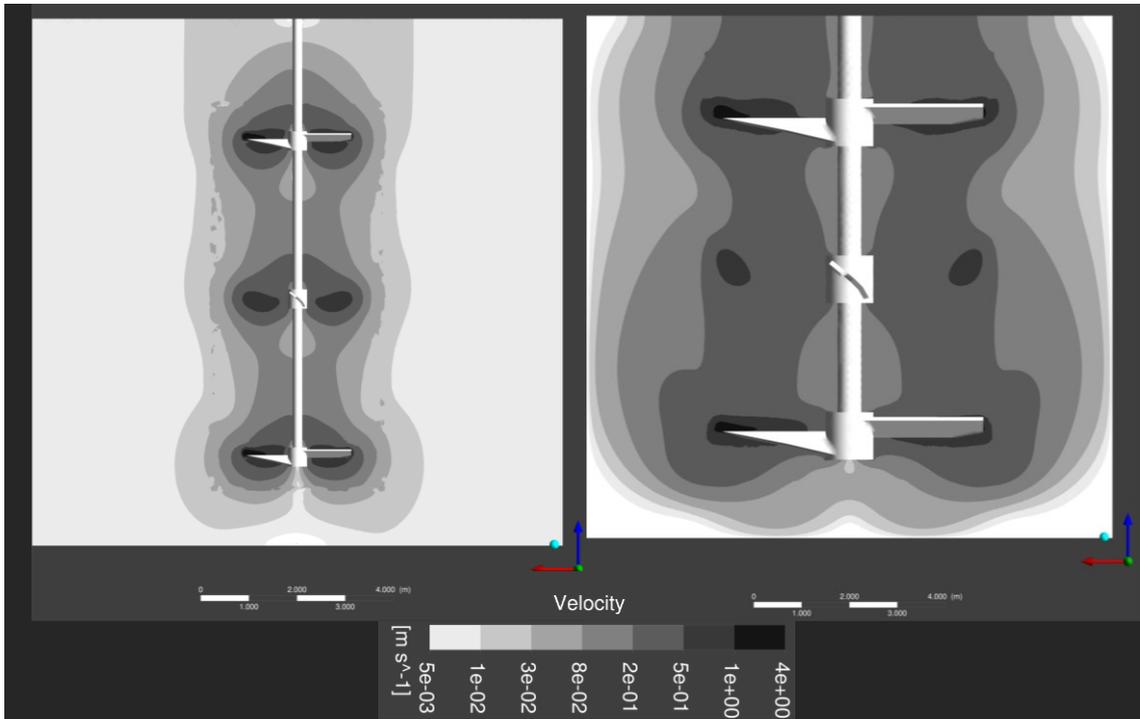


Abbildung 46: Darstellung der Geschwindigkeitskontur in x-z-Ebene für dreistufige RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,21$; $N = 25$ RPM; $P/V = 5$ W/m³ links und $d/D = 0,50$; $N = 5$ RPM, $P/V = 5$ W/m³ (rechts)

Für die dreistufige Konfiguration mit einem $d/D = 0,50$ zeigt der Vergleich zwischen dem numerischen und dem mit Hilfe der Gleichung (5-17):

$$Ne = \frac{120}{Re} + 1,26 - \frac{1,26 - 0,42}{1 + e^{-\frac{Re}{5.000}}} \quad (5-17)$$

ermittelten Leistungsbeiwert eine Abweichung von 25 % (Tabelle 25). Für die Berechnung der Reynolds-Zahl wurde der Ansatz nach (Sánchez Pérez et al. 2006) zugrunde gelegt. Beim Axialkraftbeiwert wurde eine sehr gute Übereinstimmung erzielt. Als experimenteller Wert wurde der mit *Modellstoffsystem a* in dem Bereich der vorliegenden Reynolds-Zahlen gemessene Werte zugrunde gelegt. Die Abweichungen sind zurückzuführen auf die zuvor beschriebenen Abweichungen durch die Modelle zur Berechnung der Scherrate, auf die in den Simulationen die getroffenen Vereinfachungen und in der Gleichung zum Leistungsbeiwert, die aus den Experimenten abgeleitet worden ist. In den Voruntersuchungen ergab sich ebenfalls eine Abweichung von bis zu 20 % von den

experimentellen Daten. Ein weiterer Grund war ein etwas höherer Bodenabstand in den Simulationen. Trotz aller Einschränkungen ist festzuhalten, dass ein Trend erkennbar ist, dass bei der Verwendung eines Durchmesserverhältnisses von $d/D = 0,21$ die Bildung von großen Toträumen auftritt.

Tabelle 25: Vergleich der numerischen und der mit den entwickelten Gleichungen bestimmten Werte für die Newton-Zahl und den Axialkraftbeiwert für einen RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$

<i>Wert</i>	<i>CFD</i>	<i>experimentell</i>
Ne-Zahl [-]	1,01	$1,25 \pm 0,25$
c_{Ax} [-]	0,36	$0,37 \pm 0,08$

7 Anwendung der Ergebnisse auf die Auslegung zentral gerührter Biogasanlagen

Im Rahmen dieser Arbeit wurden die Fließeigenschaften eines Gärsubstrats bestimmt. Auf der Basis der Daten galt es Modellstoffsysteme zu finden, mit denen Methoden gegeben sind, verschiedene Aspekte der Durchmischung in Biogasanlagen zu betrachten. Um unterschiedliche Punkte einer Maßstabsübertragung beleuchten zu können, wurden drei Modellstoffsysteme verwendet. Mit diesen Modellstoffsystemen sind Gleichungen erarbeitet worden, die eine beispielhafte Betrachtung hydrodynamischer Parameter gestatten. Ziel ist der Vergleich zweier Optionen und das Aufzeigen von weiteren Strategien zur Verringerung von Problemen, wie die Ausbildung von Schwimmschichten.

Die Mischzeituntersuchungen mit *Modellstoffsystem a* haben gezeigt, dass es unter $Re^* \approx 1.000$ zu einem starken Anstieg der Mischzeit kommt. Bei Annahme einer mittleren Mischkennzahl von $c_H = 5.000$ in einer großtechnischen Anlage bedeutet dies für eine Drehzahl von $N = 25$ RPM eine Mischzeit von circa $t_H \approx 3,5$ h. Frisches Substrat wird circa einmal am Tag zugegeben. Demzufolge ist das Substrat nach maximal 24 h im Behälter verteilt. Die durchschnittliche Verweilzeit bei Substraten wie Silage beträgt circa 30 Tage. Die Mischzeit stellt in diesem Fall kein Problem dar.

Problematisch wird es, wenn Kavernenbildung auftritt. Aus den numerischen Simulationen konnte ein durchmischtes Volumen von nur 20 % ermittelt werden. Das Durchmesser Verhältnis war mit $d/D = 0,21$ und der volumenspezifischen Leistungseintrag wurde mit $P/V = 6$ W/m³ gewählt. Auch in den Experimenten mit *Modellstoffsystem b* trat das Problem der Kavernenbildung auf. Mit Hilfe des Modells von (Amanullah et al. 1998) ist die Vorhersage von Kavernengrößen gegeben. Verallgemeinert aus diesen Ergebnissen bleibt festzuhalten, dass für die Durchmischung strukturviskoser Medien ein maximaler Axialschub mit einem einhergehenden minimalen Leistungseintrag eine optimale Geometrie auszeichnet. Ein hoher Anteil der eingetragenen Energie ist in Schub umzuwandeln. Bei einem großen Axialschub korrespondieren die Rührerstufen und das Kavernenvolumen wird maximiert.

Ein weiteres Problem stellt die Ausbildung von Sink- und Schwimmschichten dar. Sinkschichten spielen insbesondere dann eine Rolle, wenn mit dem Substrat ein Eintrag von Feststoffen, wie beispielsweise bei Hühnertrockenkot mit viel Sand, vorliegt. Für Substrate wie Ganzpflanzensilage oder Maissilage besitzen die Schwimmschichten eine

große Bedeutung. Die Bildung der Schwimmschicht wird durch verschiedene Effekte bedingt. Einerseits durch die geringe Dichte der Partikel und andererseits durch Flotation, da sich die aufsteigenden Gasblasen an Partikeln anlagern. Die Bildung von Schwimmschichten kann auch die Folge einer auftretenden Kaverne sein, da das auf die Oberfläche gegebene Substrat nicht abgesaugt wird.

In den Versuchen mit gemahlener Silage (*Modellstoffsystem c*) wurde eine vollständige Bewegung der Oberfläche für ein Durchmesser Verhältnis von $d/D = 0,25$ bei einer Froude-Zahl von $Fr = 0,29$ erreicht. Ausgehend von einem Fermenter mit einem Volumen von 1.000 m^3 , bei dem ein Rührer mit einem $d/D = 0,25$ eingebaut wird, ergibt sich mit einer Drehzahl von $N = 25 \text{ RPM}$ eine Froude-Zahl von $Fr = 0,049$. Es ist mit keiner vollständigen Bewegung der Oberfläche und keinem Abbau einer vorliegenden Schichtung zu rechnen. Bei einer weiteren Maßstabsvergrößerung auf einen Behälterdurchmesser mit $D = 20 \text{ m}$ ($V = 6.000 \text{ m}^3$) und einer damit einhergehenden Drehzahlreduzierung auf $N = 18 \text{ RPM}$, zur Beibehaltung des volumetrischen Leistungseintrages im Bereich $P/V \approx 10 \text{ W/m}^3$, ergibt sich eine Froude-Zahl von $Fr = 0,046$, sodass die Probleme bestehen bleiben. Die im Labormaßstab vorhandenen Froude-Zahlen zur Absaugung wurden mit *Modellstoffsystem c* erzielt. Unter Verwendung von ungemahlener Silage waren die Froude-Zahlen zu weit höheren Werten verschoben. Da nicht genau bekannt ist, welchen Einfluss der Partikeldurchmesser auf die Maßstabsübertragung besitzt, ist die Angabe eines quantitativen Wertes nicht gerechtfertigt. Jedoch verstärkt sich das Problem der Schwimmschichtbildung und im großtechnischen Maßstab sind höhere Froude-Zahlen erforderlich, um eine vorhandene Schichtung abzubauen.

Ansätze zur Vermeidung einer Schwimmschichtbildung sind:

- Vergrößerung des Rührerdurchmesser Verhältnisses
- Bau mehrerer kleiner Anlagen, anstatt eines großen Fermenters
- Substratvorbehandlung durch Mahlen/Zerkleinern der Silagepartikel oder durch eine enzymatische Vorbehandlung.

Eine Vergrößerung des Durchmesser Verhältnisses auf $d/D = 0,50$ zeigte in den numerischen Simulationen eine Vergrößerung des durchmischten Volumens.

Die erforderliche Froude-Zahl für eine vollständige Oberflächenbewegung mit diesem Durchmesser Verhältnis betrug bei den Experimenten im Labormaßstab mit *Modellstoffsystem c* $Fr = 0,06$. Für eine 1.000 m^3 -Anlage mit einem Durchmesser Verhältnis von $d/D = 0,50$ und eine Drehzahl von $N = 6 \text{ RPM}$ ergibt sich eine Froude-Zahl von

Anwendung der Ergebnisse auf die Auslegung zentral gerührter Biogasanlagen

$Fr = 0,006$. Beim Vergleich der Froude-Zahlen ergibt sich keine Reduktion des Risikos einer Schwimmschichtbildung.

Der Vergrößerung des Rührerdurchmessers sind durch die mechanische Belastung Grenzen gesetzt. Mit Vergrößerung des Durchmessers steigen die angreifenden Drehmomente. Der Anstieg der Investitionskosten für eine solche Ausführung ist negativ anzumerken. Die massivere Konstruktion führt zu höheren Gewichten, sodass Grenzen bezüglich der Statik durch den Behälter vorliegen.

Der Bau mehrerer kleinerer Anlagen anstelle einer größeren Anlage ist eine weitere Option. Innerhalb dieser Anlagen ist es möglich, das Durchmesser Verhältnis zu vergrößern. Zusätzliche Vorteile sind die erhöhte Flexibilität und Ausfallsicherheit. Die geforderte Flexibilisierung ist durch ein Zu- oder Abschalten einzelner Fermenter ohne Probleme gegeben. Durch Nutzung der Biomasse aus den noch laufenden Fermentern als Startmasse ist ein Anfahren denkbar. Auch in diesem Falle ist vorab eine Abschätzung der Kosten im Vergleich zu einer großen Anlage durchzuführen.

Ein weiterer Punkt neben der Anlagentechnik betrifft die Viskosität der Substrate. Diese hat einen großen Einfluss auf den Leistungseintrag und die Durchmischung. Es sind geeignete Methoden anzuwenden, die die mittlere Substratviskosität senken. Dafür bieten sich enzymatische oder mechanische Vorbehandlungen an. Durch die Verkleinerung der Fasern wird der Aufschluss durch eine Vergrößerung der Oberfläche erleichtert. An dieser Stelle sind die erforderlichen Kosten mit dem erzielten Nutzen abzuwägen, da mechanische Vorbehandlungen den Eigenstrombedarf der Anlage erhöhen. Eine ebenso denkbare Reduzierung des Trockensubstanzgehaltes minimiert jedoch den Gasertrag.

Die aufgenommenen Daten beziehen sich auf ein Substrat, jedoch gibt es eine Vielzahl von Substraten, die sich auf unterschiedlichste Weise zusammensetzen. Diese Zusammensetzung ist durch die Bedingungen vor Ort eingegrenzt:

- Woher bezieht die Anlage das Substrat, von einem Rinder-, Schweine- oder Hühnerzuchtbetrieb?
- Wird Silage als Co-Substrat zugeführt?
- In welchen Mengen wird Co-Substrat zugeführt?
- Werden biologische Abfälle vergoren?
- In welcher Form fallen biologische Abfälle an (Hausabfall, Grünschnitt aus öffentlichen Parkanlagen)?

Anwendung der Ergebnisse auf die Auslegung zentral gerührter Biogasanlagen

Die rheologischen Eigenschaften werden nicht nur durch den TS-Gehalt bestimmt, sondern auch durch die Partikelform und die Faserlänge. Die Fließeigenschaften können sehr stark saisonal abhängig sein (Rostalski 2011). Diese Gründe erschweren eine allgemeingültige Auslegung einer Biogasanlage, da die Beschränkungen vor Ort in die Betrachtung einfließen müssen. Der in Abbildung 47 dargestellte Ablaufplan zur Auslegung eines Biogasrührwerkes stellt eine Empfehlung dar, die den jeweiligen Gegebenheiten angepasst werden muss.

Durch die schwankenden Substrateigenschaften ist die Rührtechnik, in erster Linie der Leistungseintrag, rund um die Uhr zu regeln und den sich ändernden Eigenschaften anzupassen. Dazu muss der Biogasertrag überwacht werden und bei einem sinkenden Ertrag Substrat nachgefüttert werden. Durch das frische Substrat erhöht sich die mittlere Viskosität und die Drehzahl muss während des Fütterns erhöht werden. Viele der landwirtschaftlichen Biogasanlagen sind ein Nebengeschäft, so dass oftmals die Zeit und/oder das Wissen fehlen, um auf auftretende Änderungen im Prozess in ausreichender Form zu reagieren.

Ein weiterer strittiger Punkt ist die Frage nach dem Kriterium für die Maßstabsübertragung:

- $P/V = \text{konstant?}$
- $Re = \text{konstant?}$
- $w_{\text{Tip}} = \text{konstant?}$
- $Fr = \text{konstant?}$

Die Abschätzungen zeigen einen Betrieb der Anlagen im Übergangsbereich zwischen laminarer und turbulenter Strömung. In diesem Strömungsregime ist der Leistungsbeiwert noch abhängig von der Reynolds-Zahl. Die Rheologie bedingt eine starke Abhängigkeit der Viskosität von der Umfangsgeschwindigkeit. Demzufolge führt eine Maßstabsübertragung unter Berücksichtigung von einem der vorgenannten Kriterien zur Veränderung der anderen Kennzahlen. Durch die Forderung nach dem Abbau von Oberflächenschichtungen spielt auch die Froude-Zahl eine Rolle. All diese Randbedingungen führen dazu, dass allgemeine Festlegungen unter dem derzeitigen Kenntnisstand schwierig sind.

Anwendung der Ergebnisse auf die Auslegung zentral gerührter Biogasanlagen

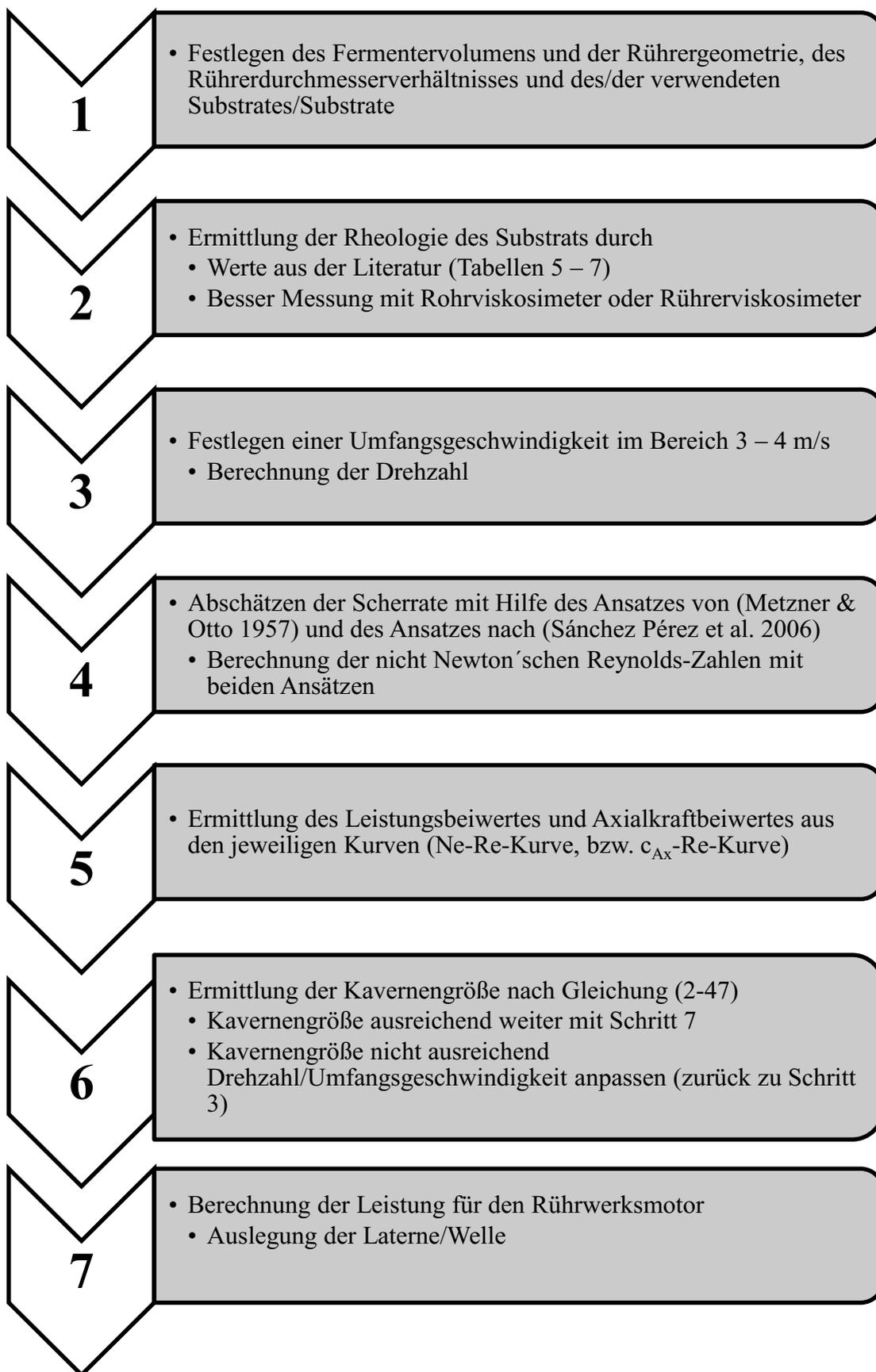


Abbildung 47: Möglicher Ablauf zum Auslegen eines Rührwerks für Biogasanlagen

8 Zusammenfassung

Schwerpunkt dieser Arbeit waren experimentelle und numerische Untersuchungen zur Durchmischung in zentral gerührten Biogasanlagen.

Ausgangspunkt war die Bestimmung von Fließkurven mit Hilfe des Verfahrens von (Metzner & Otto 1957) eines in einer Biogasanlage anzutreffenden Substrats. Dafür wurde zunächst ein Versuchsstand aufgebaut und die Anwendbarkeit des Ansatzes mit nicht Newton'schen Fluiden wie CMC und Xanthan getestet. Anschließend erfolgten die eigentlichen Messungen von Maissilage bei verschiedenen Trockensubstanzgehalten. Es konnte ein stark strukturviskoses Verhalten quantifiziert werden. Die Beschreibung des Verhaltens erfolgte mit dem zweiparametrischen Ansatz nach Ostwald und de Waele.

In der leistungstechnischen Charakterisierung einer eingesetzten Rührergeometrie wurde ein Einfluss der Trombe auf die Leistungskurve festgestellt. In der Folge sind verschiedene Modelle zur Abschätzung der mittleren Scherrate betrachtet worden.

Auf der Grundlage der rheologischen Daten wurden drei Modellstoffsysteme erarbeitet, um verschiedene Aspekte bei der Durchmischung zentral gerührter Biogasanlagen zu beleuchten.

Beim *Modellstoffsystem a* handelte es sich um ein transparentes Fluid auf der Basis von Xanthan zur Untersuchung der Durchmischung. Die Homogenisierung ist relativ langsam und bei kleinen Durchmesserhältnissen treten Totzonen im Behälter auf. Durch die langen Verweilzeiten der Substrate besitzt diese Problematik in der Praxis eine untergeordnete Rolle.

Um der partikulären Phase in Biogassubstraten Rechnung zu tragen, erfolgte bei *Modellstoffsystem b* eine Erweiterung des *Modellstoffsystems a* um Silage-Partikel. Mit diesem Fluid sind Kavernenbetrachtungen ausgeführt worden. Die vorliegenden Kavernendrehzahlen dienten einem Vergleich mit Werten, die auf Literaturmodellen basierten. Es ergeben sich aus diesen Versuchen zwei Thesen:

1. Es ist bei dem derzeitigen Stand der Technik (Axialrührer, $d/D = 0,25$) und den vorhandenen Leistungseinträgen ($P/V < 5 - 10 \text{ W/m}^3$) mit der Ausbildung von Kavernen zu rechnen.
2. Eine Beschreibung der auftretenden Kavernen mit Hilfe von Modellen aus der Literatur ist vorhanden.

Bei der Verwendung von unbehandelter Silage und TS-Gehalten von $TS = 8 \%$ konnte im Labormaßstab erst bei sehr hohen Drehzahlen und hohen volumenbezogenen Leistungseinträgen ($P/V > 1.000 \text{ W/m}^3$) eine Bewegung erreicht werden. Diese sind jedoch nicht mit den technisch relevanten Energieeinträgen ($P/V = 6 \dots 10 \text{ W/m}^3$) vergleichbar. Eine Bewegung ist jedoch entscheidend für eine Absaugung von Oberflächenschichtungen. Aus diesen Ergebnissen resultiert ein Modellsystem, dass bei vergleichbaren TS-Gehalten Versuche bei ähnlichen Leistungseinträgen und Umfangsgeschwindigkeiten erlaubt. Für dieses *Modellstoffsystem c* kam getrocknete und gemahlene Silage für die Versuche zur Oberflächenbewegung zum Einsatz. Dieses System kann auch als ein Substrat mit einem hohen Grad an Vorbehandlung (Vorzerkleinerung) betrachtet werden. Durch die Behandlung wurde die mittlere Partikelgröße um den Faktor 6 reduziert. Dennoch ergaben sich für eine vollständige Bewegung der Oberfläche bei einem $d/D = 0,20 - 0,25$ höhere erforderliche Leistungseinträge als die angestrebten 10 W/m^3 . Das Ergebnis ist ein Hinweis auf eine Schwimmschichtbildung.

An dieser Stelle muss angebracht werden, dass die Modellstoffsysteme auch Grenzen besitzen, da jedes System nur einen spezifischen Punkt betrachten kann. Dies ist der Grund dafür, dass drei verschiedene Systeme verwendet worden sind. Insbesondere weil die Interaktionen zwischen den einzelnen Phasen nicht berücksichtigt werden konnten, ist es auch nicht möglich gewesen, alle Vorgänge genauer zu beleuchten.

Neben den experimentellen Betrachtungen sind numerische Untersuchungen für den 50 L-Labormaßstab und einer 1.000 m^3 -Anlage durchgeführt worden. Das SST-Modell erwies sich als das für diese Betrachtungen geeignetste Modell für die Turbulenzmodellierung. Die Abweichungen zwischen experimentellen und den numerischen Daten betragen bis zu 30% für den Leistungsbeiwert und die Kavernendrehzahl. Der Vergleich zwischen zwei verschiedenen Durchmesserhältnissen bei gleichem volumenspezifischem Leistungseintrag und einem Fermentervolumen von $V = 1.000 \text{ m}^3$ ergab im Falle eines kleinen Durchmesserhältnisses ($d/D = 0,21$) eine deutliche Kavernenbildung. Diese trat bei einem $d/D = 0,50$ nicht auf.

Abschließend wurden auf der Grundlage der experimentellen und numerischen Ergebnisse Ansätze zur Umsetzung der Ergebnisse für zentral gerührte Anlagen vorgestellt. Diese beinhalten unter anderem den Einsatz von Rührern mit größerem Durchmesserhältnissen als die bisher angewendeten. Ein weiterer Ansatzpunkt ist die Reduzierung des Volumens eines Einzelfermenters und den Volumenverlust durch das Aufstellen mehrerer kleiner Behälter zu kompensieren.

Die in der Einleitung gestellten Fragen können wie folgt kurz beantwortet werden:

- Welche Fließeigenschaften weist ein klassisches Substrat auf?
 - Maissilage als ein klassisches Substrat weist ein stark strukturviskoses Verhalten auf.
- Wie gut oder wie schlecht ist die Durchmischung in einer solchen Anlage?
 - Solange die Strömung den gesamten Behälter erfasst ist mit keinen Problemen durch eine schlechte Durchmischung zu rechnen.
- Gibt es Methoden Schwimm- und/oder Sinkschichten zu erfassen?
 - Ein partikuläres System mit gemahlener Silage kann helfen verschiedene Rührergeometrien/-anordnungen hinsichtlich der Schwimmschichtbildung quantitativ im Labormaßstab zu vergleichen
- Wenn es Probleme bei der Durchmischung gibt, ist die Homogenisierung zu verbessern?
 - Die Gefahr einer schlechten Durchmischung besteht, wenn in dem Behälter große Stagnationszonen vorliegen. Eine Reduzierung ist durch eine Rührergeometrie/-anordnung mit einem möglichst hohen Axialschub möglich. (Maximierung der Kavernengröße)

9 Ausblick

Diese Arbeit stellt einen Ansatzpunkt zur hydrodynamischen Beschreibung zentral gerührter Biogasanlagen mit Hilfe von Modellstoffsystemen dar. Mit den beschriebenen Systemen wurden ausgewählte Problemstellungen betrachtet. Es gibt jedoch noch eine Reihe offener Punkte:

Die vorgestellten Werte für ein Substrat werfen die Frage nach den rheologischen Daten anderer Substrate auf. Eine detaillierte Untersuchung von biogenen Reststoffsystemen ist im Rahmen der Erschließung neuer Substratquellen interessant.

Außer Acht gelassen wurden die elastischen Eigenschaften des Substrats und der Einfluss auf die Hydrodynamik.

Es stellt sich die Problematik nach einer Optimierung der genutzten Modelle zur Berechnung der repräsentativen Scherrate.

Der Einfluss der Gasphase wurde bisher völlig außer Acht gelassen, aber hat das freiwerdende Gas einen größeren Einfluss auf die Bildung von Schwimmschichten, als bisher angenommen? Daher die Frage, ist es möglich, die Gasbildung durch ein Modellstoffsystem zu erfassen. Ein solches Modellstoffsystem könnte durch einen einfachen Organismus (z. B. Hefen) dargestellt werden. Ein weiterer Punkt betrifft die Validierung der numerischen Simulationen. So sind detaillierte experimentelle Untersuchungen erforderlich, wie zum Beispiel Geschwindigkeitsmessungen im Labormaßstab und in einer großtechnischen Anlage.

Auch die Berechnung der Reynolds-Zahl für nicht Newton'sche Fluide stellt noch keine befriedigende Lösung dar. Bei der Betrachtung der Leistungsbeiwerte zeigten sich gute Übereinstimmungen mit den Messungen in Newton'schen Fluiden, sodass der Ingenieur/die Ingenieurin mit der vorliegenden Arbeit eine Gleichung erhält, mit der die Reynolds-Zahl im Übergangsbereich besser abzuschätzen ist als unter Verwendung des Ansatzes von (Metzner & Otto 1957). Aber der gewählte Ansatz nach (Sánchez Pérez et al. 2006) enthält empirische Elemente und ist nicht dimensionshomogen, es existieren Abhängigkeiten, die bisher noch nicht erfasst wurden. Diese Abhängigkeiten sind unter anderem in der Elastizität der Fluide zu finden. Ebenso gibt es Unterschiede bei den Mischkennzahlen in Newton'schen und nicht Newton'schen Fluiden. An dieser Stelle ist die Frage aufzuwerfen, ob die Reynolds-Zahl für nicht Newton'sche Fluide geeignet ist. Zukünftig muss auch die Anwendung der Ergebnisse auf das biologische System „Biogasanlage“ im Fokus stehen. An dieser Stelle sind Versuche anzustreben den Einfluss des Rührens auf den Biogasprozess unter technisch relevanten Bedingungen zu

untersuchen. Erste Untersuchungen wurden begonnen, sie sind jedoch noch nicht aussagekräftig.

Auch zu klären bleibt, inwieweit sich die Beschreibung des Leistungsbeiwertes für ein unbewehrtes System mit dem RUAX-Rührer[®] auch auf andere unbewehrte Rührorgane übertragen lässt.

Ein weiterer zentraler Punkt ist die Frage nach der Maßstabsübertragung. Welches Kriterium ist das Beste um eine Übertragung der Ergebnisse vom Labormaßstab in den Großmaßstab zu erzielen?

Wichtig für eine tragende Rolle der Biogasanlagen in der Zukunft ist die Entwicklung eines Verständnisses dafür, dass die Biogasanlage ein komplexer biochemischer Apparat ist, der genau wie eine klassische chemische Anlage oder Kraftwerk nicht nebenbei zu betreiben ist, sondern geschultes Personal erfordert, welches jederzeit auf geänderte Parameter in der Anlage reagieren kann.

10 Literatur

- ACHKARI-BEGDOURI A, GOODRICH PR **1992** Rheological properties of Moroccan dairy cattle manure. *Bioresour Technol* 40:149–156. doi: 10.1016/0960-8524(92)90201-8
- ADAMS LW, BARIGOU M **2007** CFD Analysis of Caverns and Pseudo-Caverns Developed During Mixing of Non-Newtonian Fluids. *Chem Eng Res Des* 85:598–604. doi: 10.1205/cherd06170
- AMANULLAH A, HJORTH SA, NIENOW AW **1998** A new mathematical model to predict cavern diameters in highly shear thinning, power law liquids using axial flow impellers. *Chem Eng Sci* 53:455–469. doi: 10.1016/S0009-2509(97)00200-5
- AMEUR H, BOUZIT M **2013** Power consumption for stirring shear thinning fluids by two-blade impeller. *Energy* 50:326–332. doi: 10.1016/j.energy.2012.11.016
- ANNEN G **1963** Zur Berechnung der Reibungsverluste von Klärschlamm. *Gwf Wasser Abwasser* 104:342–346.
- ANSYS INC. **2015** ANSYS Inc. PDF Documentation for Release 15.0.
- ASCANIO G, CASTRO B, GALINDO E **2004** Measurement of Power Consumption in Stirred Vessels—A Review. *Chem Eng Res Des* 82:1282–1290. doi: 10.1205/cerd.82.9.1282.44164
- BHATTACHARYA SN **1981** Flow characteristics of primary and digested sewage sludge. *Rheol Acta* 20:288–298. doi: 10.1007/BF01678030
- BHOLE M, FORD C **2009** Characterization of axial flow impellers in pulp fibre suspensions. *Chem Eng Res Amp Des - CHEM ENG RES DES* 87:648–653. doi: 10.1016/j.cherd.2008.11.002
- BIRD RB, STEWART WE, LIGHTFOOT EN **1960** Transport phenomena. Wiley, New York
- BISWAL DR, SINGH RP **2004** Characterisation of carboxymethyl cellulose and polyacrylamide graft copolymer. *Carbohydr Polym* 57:379–387. doi: 10.1016/j.carbpol.2004.04.020
- BISWAS PK, GODIWALLA KM, SANYAL D, DEV SC **2002** A simple technique for measurement of apparent viscosity of slurries: sand–water system. *Mater Des* 23:511–519. doi: 10.1016/S0261-3069(01)00030-9
- BÖHME G, STENGER M **1988** Consistent scale-up procedure for the power consumption in agitated non-newtonian fluids. *Chem Eng Technol* 11:199–205. doi: 10.1002/ceat.270110127
- BREHMER M, EPPINGER T, KRAUME M **2012** Einfluss der Rheologie auf das Strömungsregime in gerührten großtechnischen Biogasreaktoren. *Chem Ing Tech* 84:2048–2056. doi: 10.1002/cite.201200062

- BREHMER M, KRAUME M **2012** Rheologische Charakterisierung von Gärsubstraten. Tagungsband 14 Köth. Rührerkolloquium. Eigenverlag Hochschule Anhalt, Köthen (Anhalt), p 122
- BREHMER M, KRAUME M, WUNDERLICH P **2014** Charakterisierung des Geschwindigkeitsfeldes im Technikumsmaßstab mittels Heißfilmanemometrie zur Validierung paralleler CFD-Simulationen. Tagungsband 16 Köth. Rührerkolloquium. Eigenverlag Hochschule Anhalt, Köthen (Anhalt), p 102
- BRIDGEMAN J **2012** Computational fluid dynamics modelling of sewage sludge mixing in an anaerobic digester. *Adv Eng Softw* 44:54–62. doi: 10.1016/j.advengsoft.2011.05.037
- BÜCHS J, WUNDERLICH M, LOPES EF, REGESTEIN L **2014** In-situ-Viskositätsmessung in Rührreaktoren. *Chem Ing Tech* 86:1576–1576. doi: 10.1002/cite.201450637
- CANCELA MA, ÁLVAREZ E, MACEIRAS R **2005** Effects of temperature and concentration on carboxymethylcellulose with sucrose rheology. *J Food Eng* 71:419–424. doi: 10.1016/j.jfoodeng.2004.10.043
- CHEN YR **1986a** Rheological properties of sieved beef-cattle manure slurry: Rheological model and effects of temperature and solids concentration. *Agric Wastes* 15:17–33. doi: 10.1016/0141-4607(86)90123-X
- CHEN YR **1986b** Laminar tube flow of sieved beef-cattle manure slurries. *Agric Wastes* 15:35–49. doi: 10.1016/0141-4607(86)90124-1
- CHRISTIAN MAIER, WOLFGANG WEICHSELBAUM, MARTIN SCHLERKA, MICHAEL HARASEK **2010** Development of Agitation Systems in Biogas Plants: Investigation of Mixing Characteristics, Improvement of Energy Efficiency and Scale-up using CFD. PRES 2010 13th Conf. Process Integr. Model. Optim. Energy Sav. Pollut. Reduct.
- CIOFALO M, BRUCATO A, GRISAFI F, TORRACA N **1996** Turbulent flow in closed and free-surface unbaffled tanks stirred by radial impellers. *Chem Eng Sci* 51:3557–3573. doi: 10.1016/0009-2509(96)00004-8
- CUMBY TR **1980** A capillary viscometer for the study of the rheological properties of slurries. *J Agric Eng Res* 25:221–230. doi: 10.1016/0021-8634(80)90063-3
- DACHS G, REHM W **2006** Der Eigenstromverbrauch von Biogasanlagen und Potenziale zu dessen Reduzierung. Solarenergieförderverein Bayern E V Studien 01:
- DÄHRE D **1988** Das zeitabhängige Fließverhalten trockensubstanzreicher Rindergülle. *Agrartechnik* 38:262–265.
- DALLER T **2011** Subventionen für Biogasanlagen: Stopp der “Vermaisung.” *Süddtsch. Ztg.*
- DANTEC DYNAMICS **2014** Particle Image Velocimetry Measurement | Particle Image Velocimetry Systems for Standard, Stereo, 3D, Time Resolved and Micro PIV Methods - Dantec Dynamics. <http://www.dantecdynamics.com/particle-image-velocimetry>. Accessed 30 Dec 2014

- DEERBERG G, GRÄN-HEEDFELD J, HENNIG T **2006** Strömungs- und Wärmetransportoptimierung in Biogasanlagen. Chem Ing Tech 78:1191–1192. doi: 10.1002/cite.200650092
- DEERBERG G, GRÄN-HEEDFELD J, HENNIG T **2009** Strömungs- und Wärmetransportoptimierung in Biogasanlagen: Abschlussbericht zum Vorhaben; Laufzeit des Vorhabens: 01.12.2005 - 30.11.2008.
- DEUBLEIN D, STEINHAUSER A **2011** Biogas from Waste and Renewable Resources: An Introduction. John Wiley & Sons, Weinheim
- EDER B **2012** Biogaspraxis, 5. ökobuch Verlag, Staufen bei Freiburg
- EHRENSTEIN U, STRAUCH S, HILDEBRAND J **2012** Akzeptanz von Biogasanlagen - Fraunhofer UMSICHT.
- EHRHARDT MR, MONZ TO, ROOT TW, CONNELLY RK, SCOTT CT, KLINGENBERG DJ **2010** Rheology of Dilute Acid Hydrolyzed Corn Stover at High Solids Concentration. Appl Biochem Biotechnol 160:1102–1115. doi: 10.1007/s12010-009-8606-z
- EINENKEL W-D **1978** Beschreibung der fluiddynamischen Vorgänge beim Suspensieren im Rührwerk - Dissertation. Technische Universität München, München
- EIN-MOZAFFARI F, BENNINGTON CPJ, DUMONT GA, BUCKINGHAM D **2007** Measuring Flow Velocity in Pulp Suspension Mixing Using Ultrasonic Doppler Velocimetry. Chem Eng Res Des 85:591–597. doi: 10.1205/cherd06143
- EIN-MOZAFFARI F, UPRETI SR **2010** Computational Fluid Dynamics -Investigation of Mixing in Shear Thinning Fluids Using Computational Fluid Dynamics. InTech, Kroatien
- EL-MASHAD HM, VAN LOON WKP, ZEEMAN G, BOT GPA **2005** Rheological properties of dairy cattle manure. Bioresour Technol 96:531–535. doi: 10.1016/j.biortech.2004.06.020
- ELSON TP, CHEESMAN DJ, NIENOW AW **1986** X-ray studies of cavern sizes and mixing performance with fluids possessing a yield stress. Chem Eng Sci 41:2555–2562. doi: 10.1016/0009-2509(86)80041-0
- ERNESTO CASARTELLI, ROGER WASER, HANS FRANKHAUSER **2006** Strömungstechnische Optimierung eines Biomasse-Rührwerks. Schlussber. Im Auftr. Bundesamt Für Energ. Forschungsprogramm Biomasse
- ESHTIAGHI N, YAP SD, MARKIS F, BAUDEZ J-C, SLATTER P **2012** Clear model fluids to emulate the rheological properties of thickened digested sludge. Water Res 46:3014–3022. doi: 10.1016/j.watres.2012.03.003
- FACHAGENTUR NACHWACHSENDE ROHSTOFFE E. V. (FNR) **2015** Basisdaten Bioenergie, 12. Gülzow
- FACHAGENTUR NACHWACHSENDE ROHSTOFFE E. V. (FNR) **2013** Leitfaden Biogas - Von der Gewinnung zur Nutzung, 6. Gülzow

- FACHVERBAND BIOGAS E. V. **2018** Branchenzahlen 2017 und Prognose der Branchenentwicklung 2018.
https://www.biogas.org/edcom/webfvb.nsf/id/de_branchenzahlen. Accessed 26 Jun 2018
- FAULSTICH M, PRECHTL S **2005** Abschlussbericht "Optimierte Durchmischung von Biogasreaktoren (E126)." o.V., [s.l.]
- FERREIRA AGM, SILVEIRA MT, LOBO LQ **2003** The Viscosity of Aqueous Suspensions of Cellulose Fibres: Part 2. Influence of Temperature and Mix Fibres. *Silva Lusat* 11:61–66.
- FOŘT I, SEICHTER P, PEŠL L **2013** Axial thrust of axial flow impellers. *Chem Eng Res Des* 91:789–794. doi: 10.1016/j.cherd.2012.10.001
- GALINDO E, ARGÜELLO MA, VELASCO D, ALBITER V, MARTÍNEZ A **1996** A comparison of cavern development in mixing a yield stress fluid by rushton and intermig impellers. *Chem Eng Technol* 19:315–323. doi: 10.1002/ceat.270190405
- GALINDO E, NIENOW AW **1992** Mixing of Highly Viscous Simulated Xanthan Fermentation Broths with the Lightnin A-315 Impeller. *Biotechnol Prog* 8:233–239. doi: 10.1021/bp00015a009
- GEISLER RK **1991** Fluidodynamik und Leistungseintrag in turbulent gerührten Suspensionen - Dissertation. Technische Universität München, München
- GHANIMEH SA, SAIKALY PE, LI D, EL-FADEL M **2013** Population dynamics during startup of thermophilic anaerobic digesters: The mixing factor. *Waste Manag* 33:2211–2218. doi: 10.1016/j.wasman.2013.06.011
- GÓMEZ C, BENNINGTON CPJ, TAGHIPOUR F **2010** Investigation of the Flow Field in a Rectangular Vessel Equipped With a Side-Entering Agitator. *J Fluids Eng* 132:051106–051106. doi: 10.1115/1.4001575
- GOMEZ C, DERAKHSHANDEH B, HATZIKIRIAKOS SG, BENNINGTON CPJ **2010** Carbopol as a model fluid for studying mixing of pulp fibre suspensions. *Chem Eng Sci* 65:1288–1295. doi: 10.1016/j.ces.2009.09.085
- GÓMEZ X, CUETOS MJ, CARA J, MORÁN A, GARCÍA AI **2006** Anaerobic co-digestion of primary sludge and the fruit and vegetable fraction of the municipal solid wastes: Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate. *Renew Energy* 31:2017–2024. doi: 10.1016/j.renene.2005.09.029
- GROBICKI A, STUCKEY DC **1992** Hydrodynamic characteristics of the anaerobic baffled reactor. *Water Res* 26:371–378. doi: 10.1016/0043-1354(92)90034-2
- GVC-FACHAUSSCHUSS "MISCHVORGÄNGE" **1997** Anleitung zur Durchführung standardisierter Ringversuche.
- HAGEN G **1839** Ueber die Bewegung des Wassers in engen cylindrischen Röhren. *Ann Phys* 122:423–442. doi: 10.1002/andp.18391220304

- HALALSHEH M, KASSAB G, YAZAJEEN H, QUMSIEH S, FIELD J **2011** Effect of increasing the surface area of primary sludge on anaerobic digestion at low temperature. *Bioresour Technol* 102:748–752. doi: 10.1016/j.biortech.2010.08.075
- HENNIG T, GRÄN-HEEDFELD J, DEERBERG G **2007** Simulation der Strömung in Fermentern von Biogasanlagen. *Chem Ing Tech* 79:643–650. doi: 10.1002/cite.200600159
- HENZLER H-J **1978** Untersuchungen zum Homogenisieren von Flüssigkeiten oder Gasen - Dissertation. VDI-Verlag, Düsseldorf
- HENZLER H-J **2007** Auslegung von Rührfermentern – Berücksichtigung der nicht-Newton'schen Eigenschaften von Fermentationslösungen. *Chem Ing Tech* 79:951–965. doi: 10.1002/cite.200600112
- HIBY JW **1979** Definition und Messung der Mischgüte in flüssigen Gemischen. *Chem Ing Tech* 51:704–709. doi: 10.1002/cite.330510705
- HIRAOKA S, KATO Y, TADA Y, OZAKI N, MURAKAMI Y, LEE YS **2001** Power Consumption and Mixing Time in an Agitated Vessel with Double Impeller. *Chem Eng Res Des* 79:805–810. doi: 10.1205/02638760152721613
- HOFFMANN RA, GARCIA ML, VESKIVAR M, KARIM K, AL-DAHMAN MH, ANGENENT LT **2008** Effect of shear on performance and microbial ecology of continuously stirred anaerobic digesters treating animal manure. *Biotechnol Bioeng* 100:38–48. doi: 10.1002/bit.21730
- HUI LK, BENNINGTON CPJ, DUMONT GA **2009** Cavern formation in pulp suspensions using side-entering axial-flow impellers. *Chem Eng Sci* 64:509–519. doi: 10.1016/j.ces.2008.09.021
- INTERNATIONALES WIRTSCHAFTSFORUM REGENERATIVE ENERGIEN (IWR) **2014** Immer mehr Biogas-Betreiber begraben Investitionspläne. In: IWR. <http://www.iwr.de/news.php?id=26720>. Accessed 18 Nov 2014
- JANZING B **2012** Versuche zur Biogas-Produktion: Vermaisung könnte ein Ende haben. TAZ Verl.- Vertriebs GmbH
- JOBST K, DEUTSCHMANN A, LOMTSCHER A, FRIERICH E **2013** CFD vs. ERT – Der Vergleich zwischen Simulation und Realität. Tagungsband 15 Köth. Rührerkolloquium. Eigenverlag Hochschule Anhalt, Köthen (Anhalt), p 118
- JOHANN HEINRICH VON THÜNEN-INSTITUT (VTI) / INSTITUT FÜR AGRARTECHNOLOGIE UND BIOSYSTEMTECHNIK **2009** Biogas-Messprogramm II, 61 Biogasanlagen im Vergleich, 1. Auflage. Gülzow
- JR B, C A, FACCIOTTI MCR, SCHMIDELL W **1997** Construction and operation of an impeller rheometer for on-line rheological characterization of non-newtonian fermentation broths. *Braz J Chem Eng*. doi: 10.1590/S0104-66321997000400010
- KAMARÁD L, POHN S, BOCHMANN G, HARASEK M **2013** Determination of mixing quality in biogas plant digesters using tracer tests and computational fluid dynamics.

- Acta Univ Agric Silvic Mendel Brun 61:1269–1278. doi: 10.11118/actaun201361051269
- KAPARAJU P, BUENDIA I, ELLEGAARD L, ANGELIDAKIA I **2008** Effects of mixing on methane production during thermophilic anaerobic digestion of manure: Lab-scale and pilot-scale studies. *Bioresour Technol* 99:4919–4928. doi: 10.1016/j.biortech.2007.09.015
- KARIM K, HOFFMANN R, THOMAS KLASSON K, AL-DAHMAN MH **2005** Anaerobic digestion of animal waste: Effect of mode of mixing. *Water Res* 39:3597–3606. doi: 10.1016/j.watres.2005.06.019
- KELLY W, GIGAS B **2003** Using CFD to predict the behavior of power law fluids near axial-flow impellers operating in the transitional flow regime. *Chem Eng Sci* 58:2141–2152. doi: 10.1016/S0009-2509(03)00060-5
- KESHTKAR A, MEYSSAMI B, ABOLHAMD G, GHAFORIAN H, KHALAGI ASADI M **2003** Mathematical modeling of non-ideal mixing continuous flow reactors for anaerobic digestion of cattle manure. *Bioresour Technol* 87:113–124. doi: 10.1016/S0960-8524(02)00104-9
- KISSEL R, Kliche R, STREICHER G, EFFENBERGER M **2014** Empfehlungen für die Auswahl von Rührwerken für Gärbehälter. *Biogas Forum Bayern* 35.
- KNOCH A **1996** Einfluß des nicht-Newtonschen Fließverhaltens auf die charakteristischen Größen eines Rührprozesses. *Chem Ing Tech - CIT* 68:1134–1134. doi: 10.1002/cite.3306809109
- KOLL C **2012** Aufnahme, Auswertung und Beurteilung rheologischer Parameter zur Auslegung und Simulation von Fördereinheiten sowie Rühraggregaten in Biogasanlagen. Masterarbeit Hochschule Hannover:
- KOUDA T, YANO H, YOSHINAGA F, KAMINOYAMA M, KAMIWANO M **1996** Characterization of non-newtonian behavior during mixing of bacterial cellulose in a bioreactor. *J Ferment Bioeng* 82:382–386. doi: 10.1016/0922-338X(96)89155-0
- KOWALCZYK A, HARNISCH E, SCHWEDE S, GERBER M, SPAN R **2013** Different mixing modes for biogas plants using energy crops. *Appl Energy* 112:465–472. doi: 10.1016/j.apenergy.2013.03.065
- KRAUME M **2012** Transportvorgänge in der Verfahrenstechnik: Grundlagen und apparative Umsetzungen. Springer, Berlin, Heidelberg
- KRAUME M **2006** Mischen und Rühren: Grundlagen und Moderne Verfahren. John Wiley & Sons, Weinheim
- L. W. ADAMS MB **2007** CFD Analysis of Caverns and Pseudo-Caverns Developed During Mixing of Non-Newtonian Fluids. *Chem Eng Res Des* 85:598–604. doi: 10.1205/cherd06170
- LANGER G, DEPPE A **2000** Zum Verständnis der hydrodynamischen Beanspruchung von Partikeln in turbulenten Rührerströmungen. *Chem Ing Tech* 72:31–41. doi: 0009-286X/2000/0102-0031

- LANGHANS G **2004** Anaerobe Abfallbehandlung: Einfluss der rheologischen Eigenschaften von Gärsuspensionen. WLB Wasser Luft Boden 2–5.
- LEMMER A, NAEGELE H-J, SONDERMANN J **2013** How Efficient are Agitators in Biogas Digesters? Determination of the Efficiency of Submersible Motor Mixers and Incline Agitators by Measuring Nutrient Distribution in Full-Scale Agricultural Biogas Digesters. *Energies* 6:6255–6273. doi: 10.3390/en6126255
- LEUTNER H **2013** Erneuerbare Energien: Biogasanlagen und die Bedeutung von Biogas. Grin Verlag GmbH, München
- LIEPE F, SPERLING R, JEMBERE S **1998** Rührwerke: theoretische Grundlagen, Auslegung und Bewertung. Eigenverlag Hochschule Anhalt, Köthen (Anhalt)
- LOMTSCHER A, JOBST K, DEUTSCHMANN A, FRIEDRICH E **2012** Bewertung von Mischprozessen mittels Prozess-Tomographie – Ein neuer Weg zur Optimierung von Rührprozessen. Tagungsband 14 Köth. Rührerkolloquium. Eigenverlag Hochschule Anhalt, Köthen (Anhalt), p 122
- LOMTSCHER A, JOBST K, DEUTSCHMANN A, KRAUME M **2015** Besonderheiten bei der Maßstabsübertragung von Rührprozessen von hochkonzentrierten faserigen Suspensionen - Scale up von Mischprozessen in Biogasanlagen -. Vortragsammlung 17 Köth.-Rührer-Kolloqu. 2014. Eigenverlag Hochschule Anhalt, Köthen (Anhalt), p 110
- LOTITO V, SPINOSA L, MININNI G, ANTONACCI R **1997** The rheology of sewage sludge at different steps of treatment. *Water Sci Technol* 36:79–85. doi: 10.1016/S0273-1223(97)00672-0
- M. BHOLE CF **2009** Characterization of axial flow impellers in pulp fibre suspensions. *Chem Eng Res Amp Des - CHEM ENG RES DES* 87:648–653. doi: 10.1016/j.cherd.2008.11.002
- MACK G-C **2010** Untersuchungen zur Lagerungsdichte bei der Futterkonservierung in Folienschläuchen. Dissertation, Rheinische Friedrich-Wilhelms Universität Bonn
- MAURIN J **2013** Große Koalition einigt sich: Kampf gegen die „Vermaisung“. TAZ Verl.- Vertriebs GmbH
- MAVROS P **2001** Flow Visualization in Stirred Vessels: A Review of Experimental Techniques. *Chem Eng Res Des* 79:113–127. doi: 10.1205/02638760151095926
- MENTER F, KUNTZ M, LANGTRY R **2003** Turbulence, Heat and Mass Transfer 4 - Ten Years of Industrial Experience with the SST Turbulence Model. Begell House, Inc., Otterfing
- METZNER AB, OTTO RE **1957** Agitation of non-Newtonian fluids. *AIChE J* 3:3–10. doi: 10.1002/aic.690030103
- MEZAKI R, MOCHIZUKI M, OGAWA K **2000** Engineering Data on Mixing, 1. Elsevier Science B. V., Amsterdam

- MEZGER TG **2012** Das Rheologie Handbuch: Für Anwender von Rotations- und Oszillations-Rheometern, Auflage: 4. Vincentz Network, Hannover
- MILLS PJ **1979** Minimisation of energy input requirements of an anaerobic digester. *Agric Wastes* 1:57–66. doi: 10.1016/0141-4607(79)90007-6
- MOELLER G, TORRES LG **1997** Rheological characterization of primary and secondary sludges treated by both aerobic and anaerobic digestion. *Bioresour Technol* 61:207–211. doi: 10.1016/S0960-8524(97)00061-8
- MONTANTE G, PAGLIANTI A **2015** Fluid dynamics characterization of a stirred model bio-methanation digester. *Chem Eng Res Des* 93:38–47. doi: 10.1016/j.cherd.2014.05.003
- MONTEITH HD, STEPHENSON JP **1981** Mixing Efficiencies in Full-Scale Anaerobic Digesters by Tracer Methods. *J Water Pollut Control Fed* 53:78–84.
- MORI M, SEYSSIECQ I, ROCHE N **2006** Rheological measurements of sewage sludge for various solids concentrations and geometry. *Process Biochem* 41:1656–1662. doi: 10.1016/j.procbio.2006.03.021
- NIZAMI A-S, MURPHY JD **2010** What type of digester configurations should be employed to produce biomethane from grass silage? *Renew Sustain Energy Rev* 14:1558–1568. doi: 10.1016/j.rser.2010.02.006
- NUSSINOVITCH A **1997** Hydrocolloid Applications: Gum technology in the food and other industries, 1. Springer Science & Business Media, Dordrecht
- PAWLOWSKI J **2004** Prozessbeziehungen bei nichtnewtonschen Stoffen – Kritik des Metzner-Otto-Konzeptes. *Chem Ing Tech* 76:910–914. doi: 10.1002/cite.200403388
- PHUOC TX, HOWARD BH, CHYU MK **2009** Synthesis and rheological properties of cation-exchanged Laponite suspensions. *Colloids Surf Physicochem Eng Asp* 351:71–77. doi: 10.1016/j.colsurfa.2009.09.039
- POISEUILLE **1840** Recherches expérimentales sur le mouvement des liquides dans les tubes de très-petits diamètres,. *Comptes Rendus Hebd Séances L'Académie Sci* 11:1041–1048.
- PÖRTNER R **1989** Zur Homogenisierung newtonscher, strukturviskoser und viskoelastischer Flüssigkeiten in Rührbehältern - Dissertation. Universität Dortmund, Dortmund
- POSTEL J, JUNG U, SCHOLWIN F **2009** Stand der Technik beim Bau und Betrieb von Biogasanlagen Bestandsaufnahme 2008. Deutsches Biomasse Forschungs Zentrum gemeinnützige GmbH, Leipzig
- RAHIMI M, PARVAREH A **2007** CFD study on mixing by coupled jet-impeller mixers in a large crude oil storage tank. *Comput Chem Eng* 31:737–744. doi: 10.1016/j.compchemeng.2006.07.009

- REINECKE S, DEUTSCHMANN A, JOBST K, KRYK H, FRIEDRICH E, HAMPEL U **2012** Flow following sensor particles—Validation and macro-mixing analysis in a stirred fermentation vessel with a highly viscous substrate. *Biochem Eng J* 69:159–171. doi: 10.1016/j.bej.2012.09.010
- REVIOL T **2010** Experimentelle und numerische Untersuchungen eines modifizierten Propeller-Viskosimeters zur Bestimmung der Fließeigenschaften nicht-Newtonscher Medien mit inhomogenem Charakter - Dissertation. Technische Universität, Kaiserslautern
- REVIOL T, KLUCK S, BÖHLE M **2014** Erweiterung der Auslegungsverfahren von Rührern und Anwendung an einem Propellerviskosimeter. *Chem Ing Tech* 86:1230–1240. doi: 10.1002/cite.201300100
- RIEGER F, NOVÁK V **1972** Scale-up method for power consumption of agitators in the creeping flow regime. *Chem Eng Sci* 27:39–44. doi: 10.1016/0009-2509(72)80139-8
- RIEGER F, NOVÁK V **1974** Power consumption scale-up in agitating non-newtonian fluids. *Chem Eng Sci* 29:2229–2234. doi: 10.1016/0009-2509(74)80031-X
- ROSENBERGER S, KUBIN K, KRAUME M **2002** Rheologie von Belebtschlamm in Membranbelebungsreaktoren. *Chem Ing Tech* 74:487–494. doi: 10.1002/1522-2640(200204)74:4<487::AID-CITE487>3.0.CO;2-K
- ROSTALSKI K **2011** Einfluss variabler Randbedingungen auf das Mischvolumen und die Effizienz bei der Stoffwandlung in Reaktoren zur Biogaserzeugung am Praxisbeispiel. Tagungsband 13 Köth. Rührerkolloquium. Eigenverlag Hochschule Anhalt, Köthen (Anhalt), p 118
- SÁNCHEZ A, MARTÍNEZ A, TORRES L, GALINDO E **1992** Power consumption of three impeller combinations in mixing Xanthan fermentation broths. *Process Biochem* 27:351–365. doi: 10.1016/0032-9592(92)87014-8
- SÁNCHEZ PÉREZ JA, RODRÍGUEZ PORCEL EM, CASAS LÓPEZ JL, FERNÁNDEZ SEVILLA JM, CHISTI Y **2006** Shear rate in stirred tank and bubble column bioreactors. *Chem Eng J* 124:1–5. doi: 10.1016/j.cej.2006.07.002
- SANIN DF **2004** Effect of solution physical chemistry on the rheological properties of activated sludge. *Water SA* 28:207–212. doi: 10.4314/wsa.v28i2.4886
- SANIN FD, VESILIND PA **1996** Synthetic sludge: A physical/chemical model in understanding bioflocculation. *Water Environ Res* 68:927–933. doi: 10.2175/106143096X127938
- SCHEMEL H **1976** Zur Fließgrenze von Gülle und ihrer Bestimmung. *Agrartechnik* 26:7.
- SCHIEDER D, GRONAUER A, LEBUHN M, BECK J, HIEPP G, BINDER S **2010** Prozessmodell Biogas. *Biogas Forum Bayern, Freising*
- SCHIERACK S **2012** Landkreis Augsburg: Auf jedem fünften Feld wächst Mais - Nachrichten Augsburg-Land, Gersthofen, Neusäß - Augsburg Allgemeine. *Augsbg Allg Ztg Lokales*.

- SILVEIRA MT, FERREIRA AGM, LOBO LQ **2002** The Viscosity of Aqueous Suspensions of Cellulose Fibers: Part 1. Influence of Consistency and Fiber Length. *Silva Lusit* 10:171–178.
- SLATTER PT **1997** The rheological characterisation of sludges. *Water Sci Technol* 36:9–18. doi: 10.1016/S0273-1223(97)00663-X
- SOLOMON J, ELSON TP, NIENOW AW, PACE GW **1981** Cavern Sizes in Agitated Fluids with a Yield Stress. *Chem Eng Commun* 11:143–164. doi: 10.1080/00986448108910992
- SONG K-W, KIM Y-S, CHANG G-S **2006** Rheology of concentrated xanthan gum solutions: Steady shear flow behavior. *Fibers Polym* 7:129–138. doi: 10.1007/BF02908257
- SOSSA JA **2012** Experimental and computational study of mixing behavior in stirred tanks equipped with side entry impellers - Masterarbeit. The University of British Columbia, Vancouver
- SPEERS RA, TUNG MA **1986** Concentration and Temperature Dependence of Flow Behavior of Xanthan Gum Dispersions. *J Food Sci* 51:96–98. doi: 10.1111/j.1365-2621.1986.tb10844.x
- SPRINGER P **2011** Theoretische Ansätze für die Berechnung des Mischvolumens von Biogasreaktoren. Tagungsband 13 Köth. Rührerkolloquium. Eigenverlag Hochschule Anhalt, Köthen (Anhalt), p 118
- STAFFORD DA **1982** The effects of mixing and volatile fatty acid concentrations on anaerobic digester performance. *Biomass* 2:43–55. doi: 10.1016/0144-4565(82)90006-3
- STIEß M **1995** Mechanische Verfahrenstechnik 1, 2. neubearb. Aufl. Springer, Berlin ;Heidelberg ;New York
- STROOT PG, MCMAHON KD, MACKIE RI, RASKIN L **2001** Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions—I. digester performance. *Water Res* 35:1804–1816. doi: 10.1016/S0043-1354(00)00439-5
- SUWANNOPPADOL S, HO G, CORD-RUWISCH R **2011** Rapid start-up of thermophilic anaerobic digestion with the turf fraction of MSW as inoculum. *Bioresour Technol* 102:7762–7767. doi: 10.1016/j.biortech.2011.06.008
- TEBEL KH, ZEHNER P **1985** Ein Konzept der repräsentativen Viskosität für Mischprozesse. *Chem Ing Tech* 57:49–51. doi: 10.1002/cite.330570112
- TERASHIMA M, GOEL R, KOMATSU K, YASUI H, TAKAHASHI H, LI YY, NOIKE T **2009** CFD simulation of mixing in anaerobic digesters. *Bioresour Technol* 100:2228–2233. doi: 10.1016/j.biortech.2008.07.069
- THIELKING H, SCHMIDT M **2006** Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry - Cellulose Ethers. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, Germany

- TOĞRUL H, ARSLAN N **2003** Production of carboxymethyl cellulose from sugar beet pulp cellulose and rheological behaviour of carboxymethyl cellulose. *Carbohydr Polym* 54:73–82. doi: 10.1016/S0144-8617(03)00147-4
- TÜRK M **1978** Fließverhalten von separiertem Bioschlamm aus Schweinegülle. *Agrartechnik* 28:292–295.
- TÜRK M **1984** Fließverhalten von Hühnergülle. *Agrartechnik* 34:361–363.
- TÜRK M **1986a** Temperatureinfluß auf das Fließverhalten von Gülle. *Agrartechnik* 36:558–559.
- TÜRK M **1986b** Das Fließverhalten von trockensubstanzreicher Schweinegülle. *Agrartechnik* 36:31–33.
- TÜRK M **1987** Zum Fließverhalten von Güllemischungen. *Agrartechnik* 37:64–65.
- TÜRK M, DECKERT R **1990** Rheologische Eigenschaften von Faulschlamm nach anaerober Fermentation von Gülle im Biogasreaktor. *Agrartechnik* 40:451–454.
- TÜRK M, SCHMIDT H, DÄHRE D **1987** Rotationsviskosimeter für landwirtschaftliche fluide Fördermedien. *Agrartechnik* 37:568–570.
- U. S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY **1987** Anaerobic Digester Mixing Systems. *J Water Pollut Control Fed* 59:162–170.
- UMWELTBUNDESAMT FI 2. . **2018** Erneuerbare Energien in Deutschland 2017. Umweltbundesamt - Fachgebiet I 2.5, Dessau-Roßlau
- URBAN, W. **2009** Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz. Fraunhofer UMSICHT, Oberhausen
- VAVILIN V A., ANGELIDAKI I **2005** Anaerobic degradation of solid material: Importance of initiation centers for methanogenesis, mixing intensity, and 2D distributed model. *Biotechnol Bioeng* 89:113–122. doi: 10.1002/bit.20323
- VORAGEN ACJ, ROLIN C, MARR BU, CHALLEN I, RIAD A, LEBBAR R, KNUITSEN SH **2003** Polysaccharides. *Ullmanns Encycl. Ind. Chem.*
- WACHSEN O, LANGE C, REICHERT K-H **1996** Zur On-line-Bestimmung der Viskosität von nicht-newtonschen Biosuspensionen in gerührten Fermentern. *Chem Ing Tech* 68:268–272. doi: 10.1002/cite.330680308
- WARD AJ, HOBBS PJ, HOLLIMAN PJ, JONES DL **2008** Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresour Technol* 99:7928–7940. doi: 10.1016/j.biortech.2008.02.044
- WASSMER K-H, HUNGENBERG K-D **2005** A Unified Model for the Mixing of Non-Newtonian Fluids in the Laminar, Transition, and Turbulent Region. *Macromol Mater Eng* 290:294–301. doi: 10.1002/mame.200400328
- WIERTZEMA J, WEILAND P **2007** BIOGAS: Erneuerbare Energien in Nusbaum-Freilingen. In: bueroberg.de. <http://www.bueroberg.de/referenzen/biogas/biogas1/>. Accessed 2 Jan 2015

- WILKE S **2013** Europäische Energie- und Klimaziele. In: Umweltbundesamt. <http://www.umweltbundesamt.de/daten/klimawandel/europaeische-energie-klimaziele>. Accessed 18 Nov 2014
- WILKENS RJ, MILLER JD, PLUMMER JR, DIETZ DC, MYERS KJ **2005** New techniques for measuring and modeling cavern dimensions in a Bingham plastic fluid. *Chem Eng Sci* 60:5269–5275. doi: 10.1016/j.ces.2005.04.058
- WÖLLAUER P **2007** Energie aus Biomasse: Eine Übersicht über Rohstoffe und Verfahren, Auflage: 1., Aufl. Books on Demand, Norderstedt
- WOLLNY S **2010** Experimentelle und numerische Untersuchungen zur Partikelbeanspruchung in gerührten (Bio-)Reaktoren - Dissertation. Technische Universität Berlin, Berlin
- WOLLNY S, SPERLING R **2007** Partikelbeanspruchung in gerührten Behältern. *Chem Ing Tech* 79:199–208. doi: 10.1002/cite.200600129
- WU B **2010a** CFD simulation of mixing in egg-shaped anaerobic digesters. *Water Res* 44:1507–1519. doi: 10.1016/j.watres.2009.10.040
- WU B **2010b** CFD simulation of gas and non-Newtonian fluid two-phase flow in anaerobic digesters. *Water Res* 44:3861–3874. doi: 10.1016/j.watres.2010.04.043
- WU B **2011** CFD investigation of turbulence models for mechanical agitation of non-Newtonian fluids in anaerobic digesters. *Water Res* 45:2082–2094. doi: 10.1016/j.watres.2010.12.020
- YU L, MA J, CHEN S **2011** Numerical simulation of mechanical mixing in high solid anaerobic digester. *Bioresour Technol* 102:1012–1018. doi: 10.1016/j.biortech.2010.09.079
- ZEHNER P **2003** Repräsentative Viskosität beim Hmogenisieren. Tagungsband 6 Köth. Rührerkolloquium. Eigenverlag Hochschule Anhalt, Köthen (Anhalt), pp 1–13
- ZLOKARNIK M **1971** Trombentiefe beim Rühren in unbewehrten Behältern. *Chem Ing Tech* 43:1028–1030. doi: 10.1002/cite.330431807
- ZLOKARNIK M **1967** Eignung von Rührern zum Homogenisieren von Flüssigkeitsgemischen. *Chem Ing Tech* 39:539–548. doi: 10.1002/cite.330390909
- ZLOKARNIK M **1999** Rührtechnik: Theorie und Praxis. Springer Berlin Heidelberg

11 Anhang

11.1 Herleitung von Gleichung (2-27)

Abhängigkeit des Leistungsbeiwertes von der Reynolds-Zahl im laminaren Bereich:

$$Ne = \frac{C_{LAM}}{Re^*} \quad (11-1)$$

Nicht Newton'sche Reynolds-Zahl:

$$Re^* = \frac{N \cdot d^2 \cdot \rho}{\eta^*} \quad (11-2)$$

Leistungsbeiwert:

$$Ne = \frac{2\pi \cdot M}{N^2 \cdot d^5 \cdot \rho} \quad (11-3)$$

Gleichsetzen von Gleichung (11-2) und Gleichung (11-3):

$$\frac{2\pi \cdot M}{N^2 \cdot d^5 \cdot \rho} = \frac{C_{LAM} \cdot \eta^*}{N \cdot d^2 \cdot \rho} \quad (11-4)$$

Umstellen nach η :

$$\frac{2\pi \cdot M}{N \cdot d^3 \cdot C_{LAM}} = \eta^* \quad (11-5)$$

11.2 Herleitung der Gleichung (2-42)

Die spezifische Energiedissipation ist abhängig von der Scherrate und der Schubspannung:

$$\frac{P}{V} = \tau \cdot \dot{\gamma} \quad (11-6)$$

Weiterhin gilt für die Viskosität:

$$\eta = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad (11-7)$$

Daraus ergibt sich mit Gleichung (11-6):

$$\frac{P}{V} = \eta \cdot \dot{\gamma}^2 \quad (11-8)$$

Für nicht Newton'sche Medien kann die Viskosität durch den Ansatz von Ostwald und de Waele nach Gleichung (2-17) ersetzt werden:

$$\frac{P}{V} = K \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \cdot \dot{\gamma}^2 \quad (11-9)$$

Gleichung (11-9) nach der Scherrate umgestellt, ergibt:

$$\dot{\gamma} = \left(\frac{1}{K} \cdot \frac{P}{V} \right)^{\frac{1}{(n+1)}} \quad (11-10)$$

Die Spezifische Rührerleistung ergibt sich durch:

$$\frac{P}{V} = \frac{2 \cdot \pi \cdot N \cdot M}{\frac{\pi}{4} D^3} = \frac{8 \cdot M}{D^3} \cdot N \quad (11-11)$$

Ausgangspunkt ist ein zylindrischer Behälter mit $H = D$.

Zwischen der Newton-Zahl und der Reynolds-Zahl besteht allgemein der in der Gleichung (2-4) dargestellte Zusammenhang:

$$Ne = \frac{C_{Lam}}{Re} + C_{Turb} \quad (2-4)$$

Einsetzen der Definitionsgleichungen für die Reynolds-Zahl nach Gleichung (2-1) und Newton-Zahl nach Gleichung (2-3) in diese Gleichung, ergibt:

$$\frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot d^5} = C_{Lam} \cdot \left(\frac{\eta}{N \cdot d^2 \cdot \rho} \right) + C_{Turb} \quad (11-12)$$

Ersetzen der Rührerleistung durch die Gleichung (2-2):

$$\frac{2\pi \cdot M \cdot N}{\rho \cdot N^3 \cdot d^5} = C_{Lam} \cdot \left(\frac{\eta}{N \cdot d^2 \cdot \rho} \right) + C_{Turb} \quad (11-13)$$

Somit ergibt sich für das Drehmoment:

$$M = \frac{C_{Lam} \cdot \eta \cdot d^3}{2\pi} \cdot N + \frac{C_{Turb} \cdot \rho \cdot d^5}{2\pi} \cdot N^2 \quad (11-14)$$

Wird nun Gleichung (11-14) in Gleichung (11-11) eingesetzt, ergibt sich:

$$\frac{P}{V} = 4 \cdot \frac{C_{Lam} \cdot \eta}{\pi} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot N^2 + 4 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot \frac{C_{Turb} \cdot \rho \cdot d^2}{\pi} \cdot N^3 \quad (11-15)$$

Gleichung (11-15) in Gleichung (11-8) eingesetzt, ergibt:

$$4 \cdot \frac{C_{Lam} \cdot \eta}{\pi} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot N^2 + 4 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot \frac{C_{Turb} \cdot \rho \cdot d^2}{\pi} \cdot N^3 = \eta \cdot \dot{\gamma}^2 \quad (11-16)$$

Dividiert durch η und Einsetzen des Fließgesetzes nach Ostwald und de Waele:

$$4 \cdot \frac{C_{Lam}}{\pi} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot N^2 + 4 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot \frac{C_{Turb} \cdot \rho \cdot d^2}{\pi \cdot K \cdot \dot{\gamma}^{n-1}} \cdot N^3 = \dot{\gamma}^2 \quad (11-17)$$

Für eine laminare Strömung folgt:

$$\frac{C_{Lam}}{\pi} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot N^2 = \dot{\gamma}^2 \quad (11-18)$$

Daraus lässt sich der Ansatz von (Metzner & Otto 1957) ableiten:

$$\dot{\gamma} = C_{MO} \cdot N \quad (11-19)$$

Für die rein turbulente Strömung kann unter der Annahme $n = 1$ und $K = \eta$ folgender Zusammenhang zwischen der Scherrate und der Drehzahl hergeleitet werden:

$$4 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot \frac{C_{Turb} \cdot \rho \cdot d^2}{\pi \cdot \eta} \cdot N^3 = \dot{\gamma}^2 \quad (11-20)$$

$$\dot{\gamma} = C_2 \cdot N^{\frac{3}{2}} \quad (11-21)$$

Beziehungsweise allgemein für ein nicht Newton'sches Fluid ergibt sich:

$$\dot{\gamma} = C_3 \cdot K \cdot N^{\frac{3}{1+n}} \quad (11-22)$$

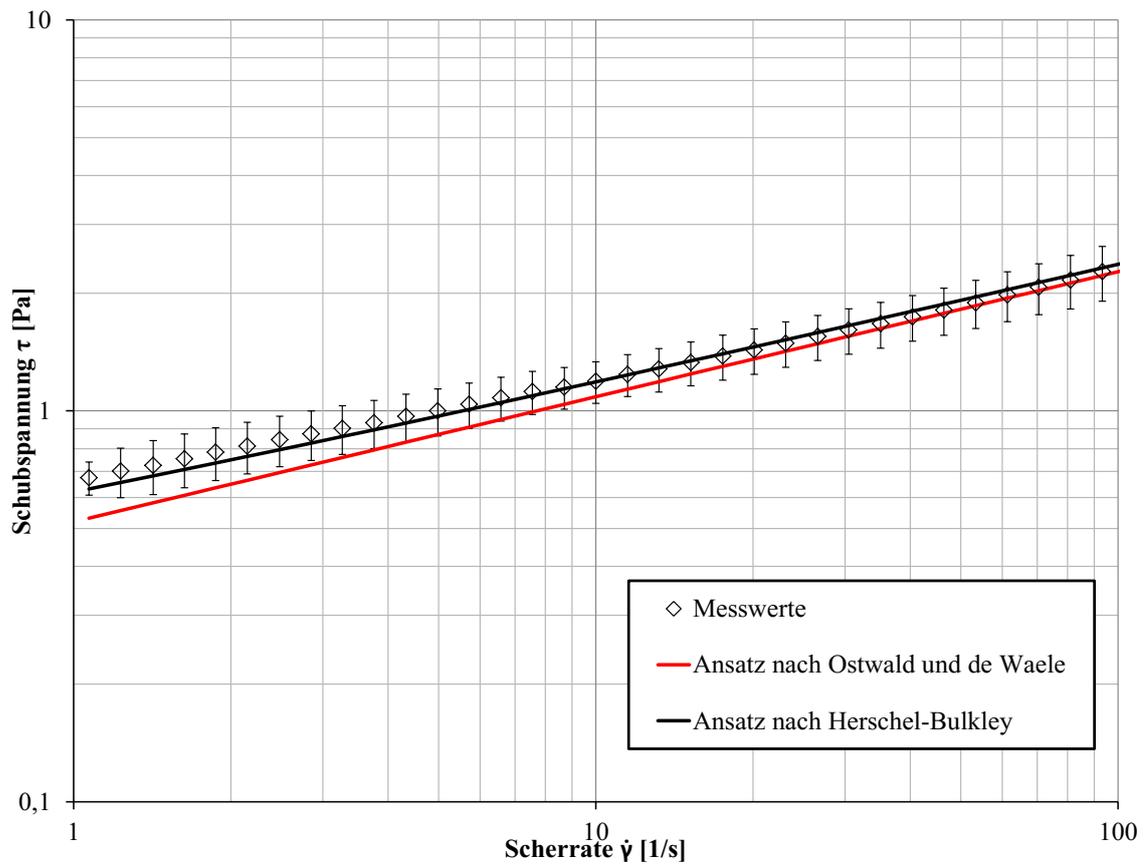
$$\dot{\gamma} = \left(\frac{1}{K}\right)^{\frac{1}{n+1}} \cdot \left(4 \cdot \frac{C_{Lam} \cdot \eta}{\pi} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot N^2 + 4 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot \frac{C_{Turb} \cdot \rho \cdot d^2}{\pi} \cdot N^3\right)^{\frac{1}{(n+1)}} \quad (11-23)$$

$$\dot{\gamma} = \left(\frac{1}{K}\right)^{\frac{1}{n+1}} \cdot \left(4 \cdot \frac{C_{Lam}}{\pi} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot K \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \cdot N^2 + 4 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot \frac{C_{Turb} \cdot \rho \cdot d^2}{\pi} \cdot N^3\right)^{\frac{1}{(n+1)}} \quad (11-24)$$

$$\dot{\gamma} = \left[\frac{4 \cdot C_{Lam}}{\pi} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \cdot N^2\right]^{\frac{1}{(n+1)}} + \left(\frac{1}{K}\right)^{\frac{1}{n+1}} \cdot \left[4 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot \frac{C_{Turb} \cdot \rho \cdot d^2}{\pi} \cdot N^3\right]^{\frac{1}{(n+1)}} \quad (11-25)$$

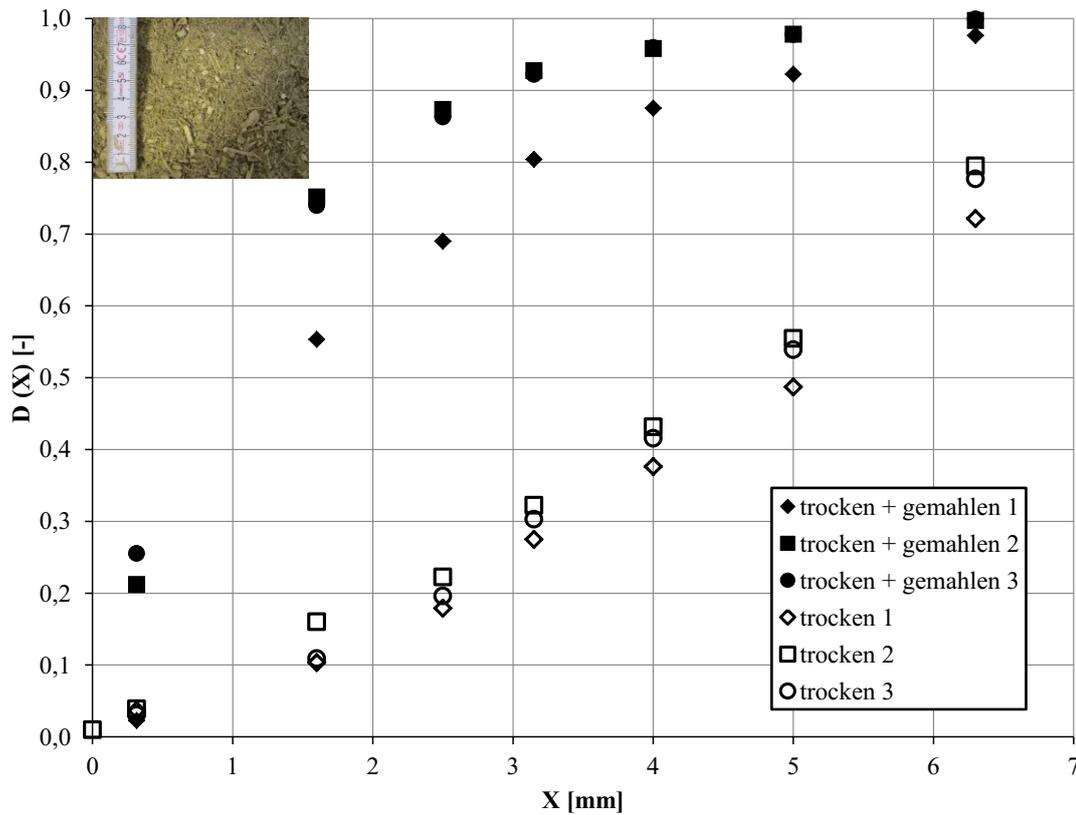
$$\dot{\gamma} = \left[\frac{4 \cdot C_{Lam}}{\pi} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3\right]^{\frac{1}{(n+1)}} \cdot \dot{\gamma}^{\frac{(n-1)}{(n+1)}} \cdot N^{\frac{2}{(n+1)}} + \left(\frac{1}{K}\right)^{\frac{1}{n+1}} \cdot \left[4 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^3 \cdot \frac{C_{Turb} \cdot \rho \cdot d^2}{\pi} \cdot N^3\right]^{\frac{1}{(n+1)}} \quad (11-26)$$

11.3 Darstellungen zum *Modellstoffsystem a*



Anhang 11.3: Vergleich der Fließkurven auf Grundlage des Herschel-Bulkley-Ansatzes - Gleichung (5-8) und nach Ostwald und de Waele - Gleichung (5-7) mit den Messwerten für Xanthan $c = 2$ g/kg

11.4 Abbildungen zum Modellstoffsystem c

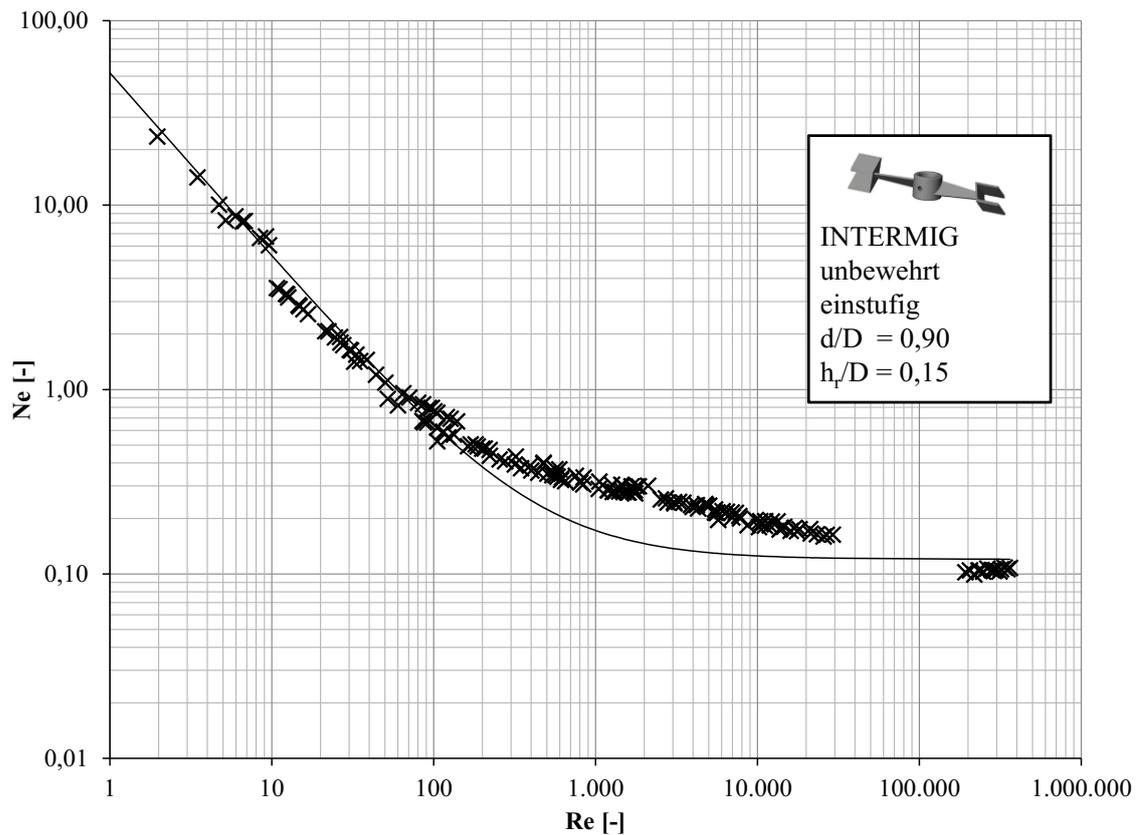


Anhang 11.4a: Vergleich der Durchgangssummenkurven für gemahlene und ungemahlene Silage

Anhang 11.4b: Darstellung der Median-, Modal- und Mittelwerte für die in Anhang 11.3a dargestellten Durchgangssummenkurven

	$X_{50,3}$ [mm]	$X_{h,3}$ [mm]	\bar{X}_3 [mm]
Getrocknet	5,00	6,30	6,30
	4,40	5,65	5,50
	4,50	5,65	5,80
Mittelwerte	$4,63 \pm 0,32$	$5,86 \pm 0,38$	$5,87 \pm 0,40$
Getrocknet & Gemahlen	1,50	0,96	2,00
	1,00	0,96	1,30
	1,00	0,96	1,30
Mittelwerte	$1,16 \pm 0,29$	$0,96 \pm 0,00$	$1,53 \pm 0,40$

11.5 Newton-Reynolds-Kurve für einen INTERMIG d/D = 0,90



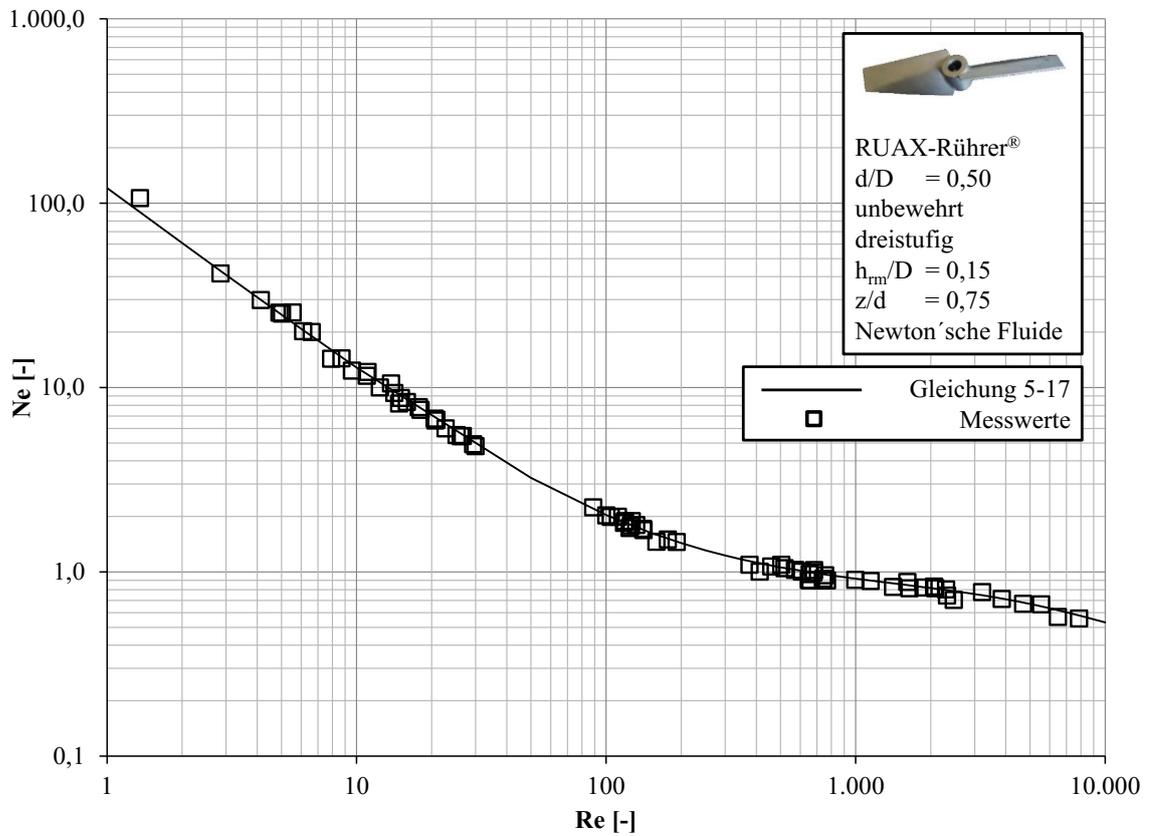
Anhang 11.5: Leistungsbeiwerte für einen einstufigen INTERMIG d/D = 0,90; h_r/D = 0,15; unbewehrt

11.6 Gleichung für die bewehrte Newton-Reynolds-Kurve

Ausgangspunkt für die bewehrte Newton-Reynolds-Kurve ist die unbewehrte Kurve, wobei im Übergangsbereich und im turbulenten Bereich die Sigmoidalfunktion addiert wird. Die Gleichung wurde für einen einstufigen RUAX-Rührer[®] mit einem d/D = 0,50 entwickelt.

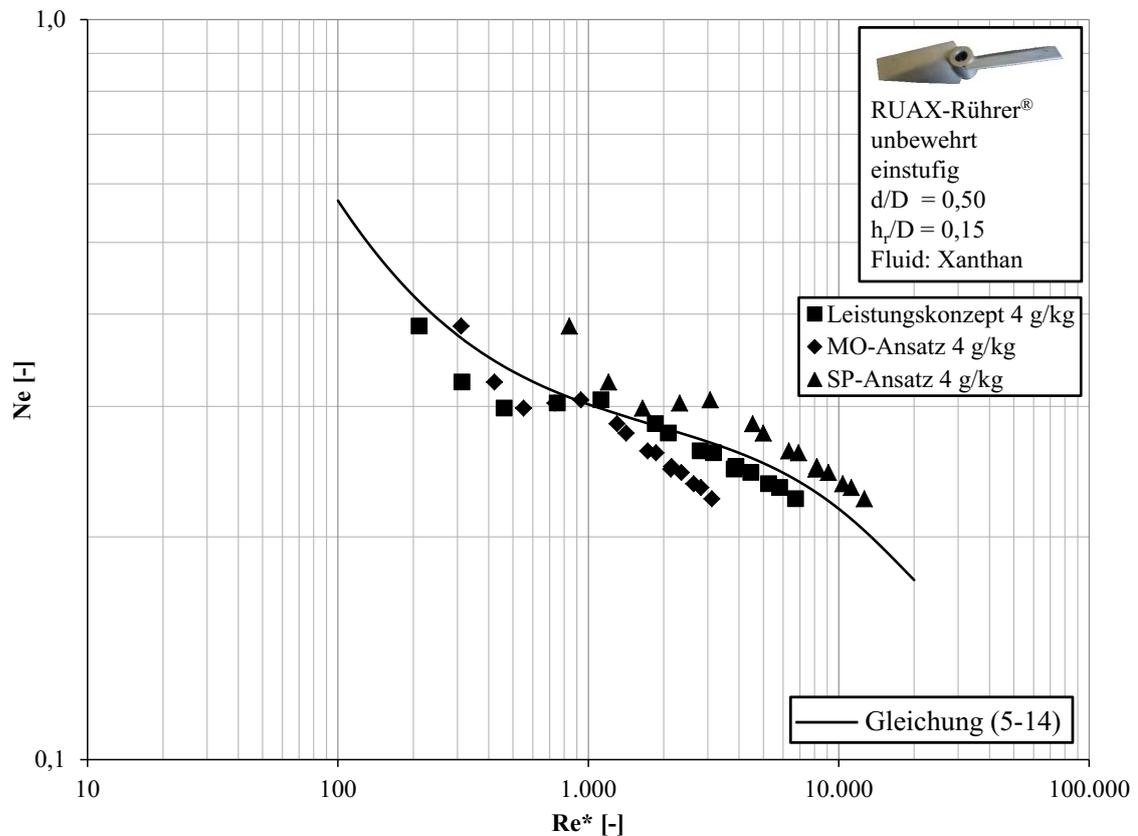
$$Ne = \frac{29}{Re} + 0,14 + \frac{0,42 - 0,14}{1 + e^{-\frac{Re}{10.000}}} \quad (11-27)$$

11.7 Leistungsbeiwertkurve eines dreistufigen RUAX-Rührer® ($d/D = 0,50$)

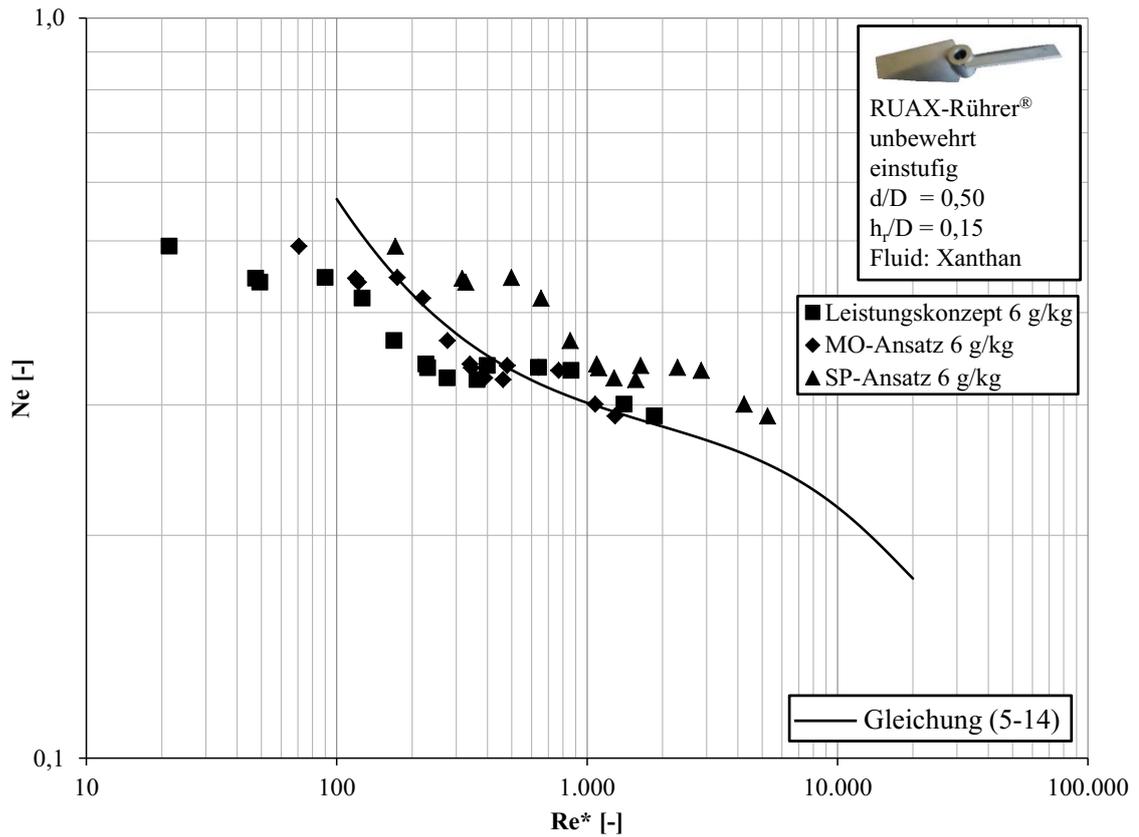


Anhang 11.7: Leistungsbeiwertkurve eines dreistufigen RUAX-Rührer® mit einem $d/D = 0,50$, $h_r/D = 0,15$; dreistufig; $z/d = 0,75$; unbewehrt

11.8 Vergleich verschiedener Ansätze zur Berechnung der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl

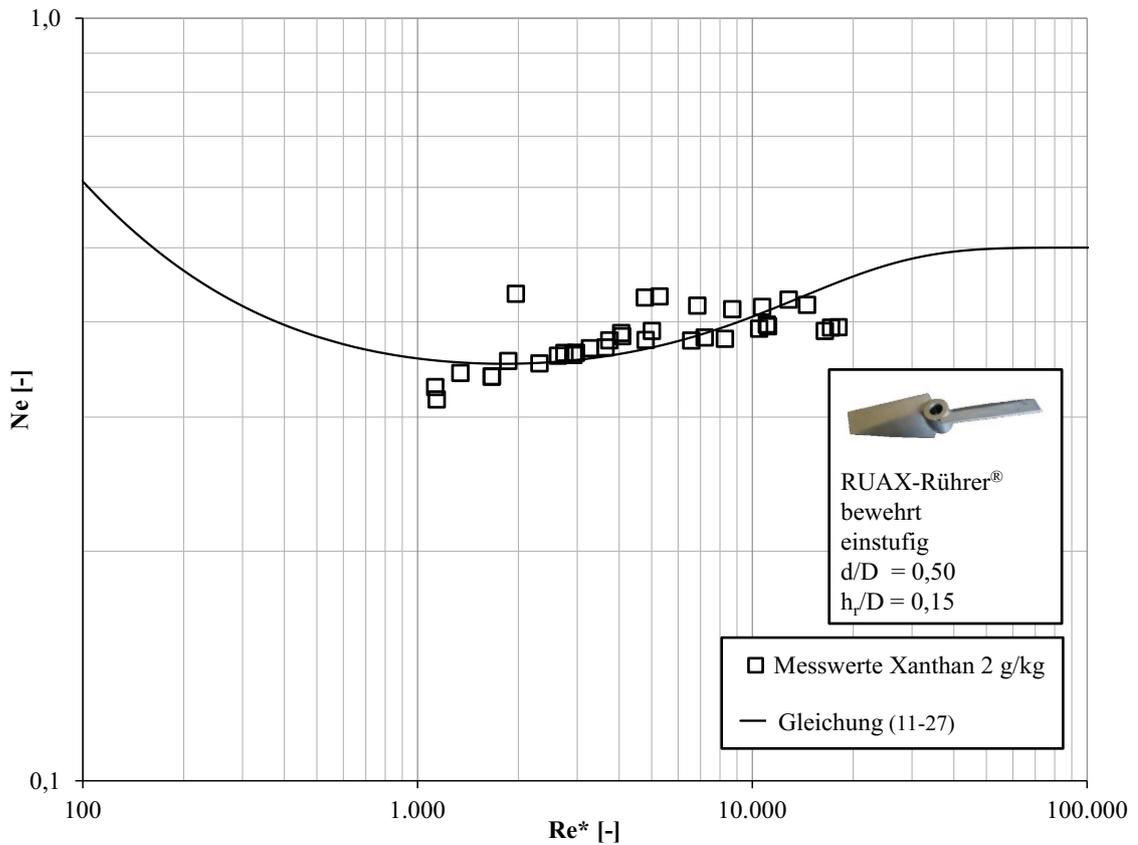


Anhang 11.8a: Vergleich des Leistungskonzepts nach (Henzler 2007), des Ansatzes von (Metzner & Otto 1957) (MO) und des Ansatzes nach (Sánchez Pérez et al. 2006) (SP) zur Berechnung der repräsentativen Reynolds-Zahl für verschiedene Xanthan-Konzentrationen für einen einstufigen RUAX-Rührer®; $d/D = 0,50$; $h_r/D = 0,15$; unbewehrt, Modellgleichung (5-14) zur Berechnung des Leistungsbeiwertes für den Newton'schen Fall (Xanthan Konzentration $c = 4 \text{ g/kg}$)



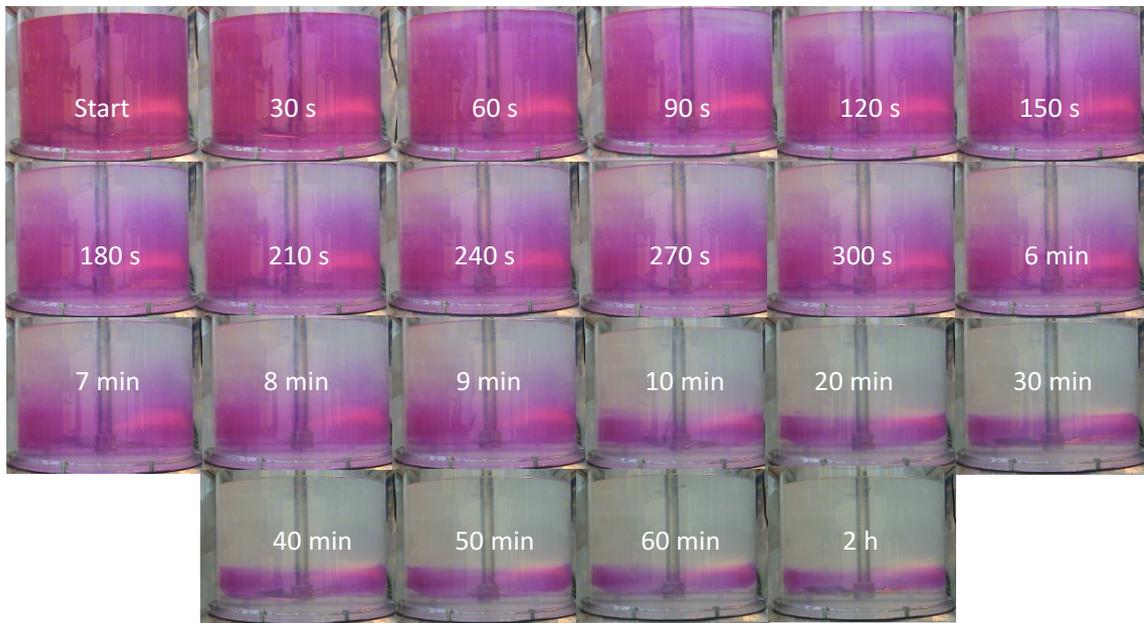
Anhang 11.8b: Vergleich des Leistungskonzepts nach (Henzler 2007), des Ansatzes von (Metzner & Otto 1957) (MO) und des Ansatzes nach (Sánchez Pérez et al. 2006) (SP) zur Berechnung der repräsentativen Reynolds-Zahl für verschiedene Xanthan-Konzentrationen für einen einstufigen RUAX-Rührer[®]; $d/D = 0,50$; $h_r/D = 0,15$; unbewehrt, Modellgleichung (5-14) zur Berechnung des Leistungsbeiwertes für den Newton'schen Fall (Xanthan Konzentration $c = 6$ g/kg)

11.9 Vergleich der nicht Newton'schen mit den Newton'schen Leistungsbeiwerten nach Gleichung (11-27)

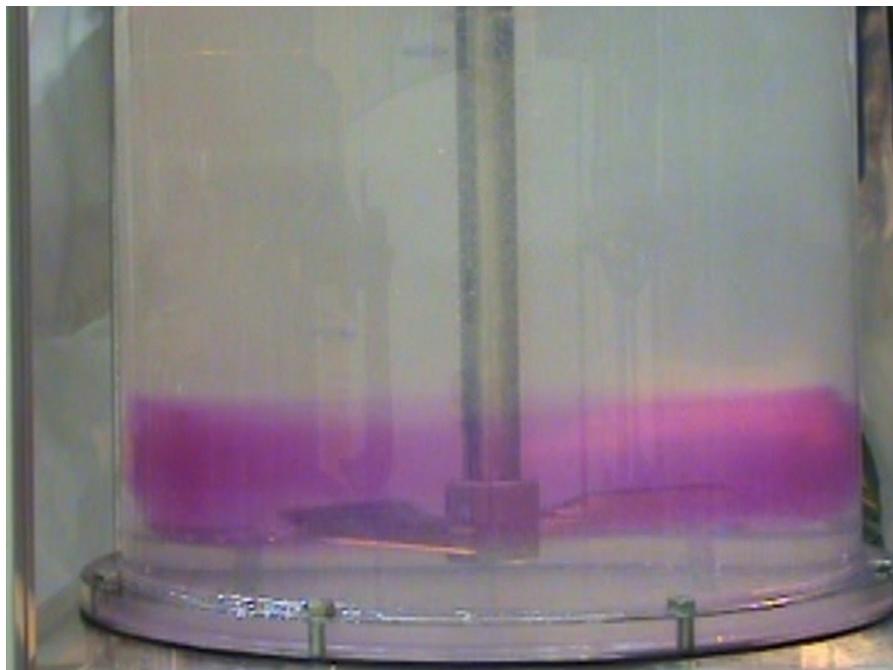


Anhang 11.9: Vergleich der nicht Newton'schen mit den Newton'schen Leistungsbeiwerten nach Gleichung (11-27) für ein bewehrtes System; RUAX-Rührer®; $d/D = 0,50$; $h_r/D = 0,15$; bewehrt; Berechnung der Reynolds-Zahl unter Verwendung von Gleichung (5-18)

11.10 Ringwirbelbildung beim VHFI



Anhang 11.10a: Ausbildung des Vortex beim VHFI (Visco-High-Flow-Impeller)²⁰; $d/D = 0,50$; $N = 120$ RPM



Anhang 11.10b: Ringwirbel beim VHFI; $d/D = 0,50$; $N = 120$ RPM; $Re^* \approx 1.500$

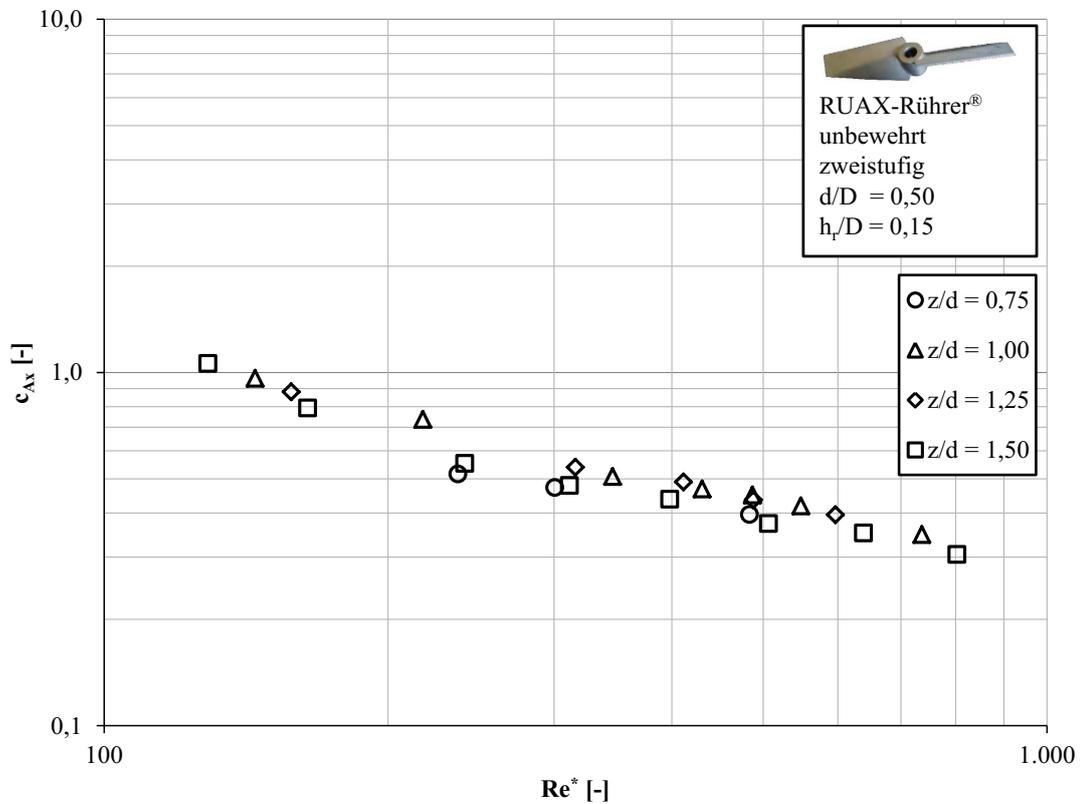
²⁰ VHFI ist ein dem RUAX-Rührer[®]-ähnlicher Rührer

11.11 Kavernenmodell nach (Elson et al. 1986) für verschiedene Konfigurationen und Annahmen

Anhang 11.11: In dieser Tabelle wurden noch weitere Konfigurationen betrachtet. Abweichungen sind bei einem $d/D = 0,60$ vorhanden. Das Modell ist für einen Rührer mit einem Durchmesser-Verhältnis $d/D > 0,50$ scheinbar nicht geeignet, da die vorgenommenen Anpassungen immer noch zu Abweichungen führen.

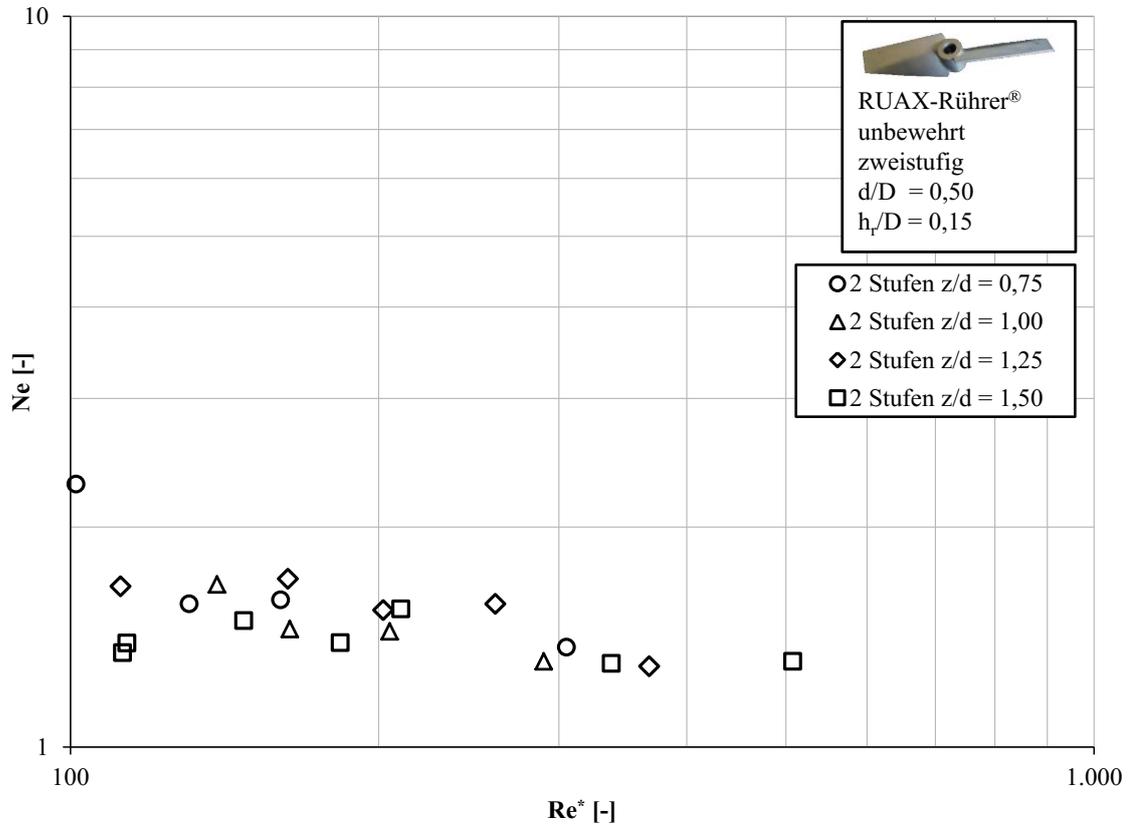
d/D [-]	N_S [-]	$N_{C, \text{Experiment}}$ [RPM]	$N_{C, \text{Modell}}$ [RPM] $\tau_0 = \tau_w,$ $d_C/h_C = 0,40$	$N_{C, \text{Modell}}$ [RPM] $\tau_0 = 2 \text{ Pa}$ $d_C/h_C = 0,40$	$N_{C, \text{Modell}}$ [RPM] $\tau_0 = \tau_w,$ $d_C/h_C = 0,70$
0,25	3	186	157,05	312,92	186,42
0,35	3	70	59,52	130,61	70,66
0,50	3	57	47,77	102,66	56,71
0,50	2	55	46,84	92,51	55,60
0,60	2	48	25,81	41,87	30,64

11.12 c_{Ax} -Werte in Abhängigkeit der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl



Anhang 11.12: Axialkraftbeiwerte in Abhängigkeit der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl unter Variation des Stufenabstandes für Modellstoffsystem a; RUAX-Rührer®; $d/D = 0,50$; $h_r/D = 0,15$; unbewehrt

11.13 Ne-Werte in Abhängigkeit der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl



Anhang 11.13: Leistungsbeiwerte in Abhängigkeit der nicht Newton'schen Reynolds-Zahl unter Variation des Stufenabstandes für Modellstoffsystem *b*; RUAX-Rührer®; $d/D = 0,50$; $h_r/D = 0,15$; unbewehrt