



Weiterbildendes Studium
Wasser und Umwelt

11
102
1004

Leibniz
Universität
Hannover

Aufnahme, Auswertung und Beurteilung rheologischer Parameter zur Auslegung und Simulation von Fördereinheiten sowie Rühraggregaten in Biogasanlagen

Masterarbeit

Dipl.-Ing. (FH) Christian Koll

Mai 2012



Aufgabenstellung für die Masterarbeit von
Herrn Dipl.-Ing. (FH) Christian Koll,
geb. am 8.03.1980 in Soltau

Aufnahme, Auswertung und Beurteilung rheologischer Parameter zur Auslegung und Simulation von Förderein- heiten sowie Rühraggregaten in Biogasanlagen

Die Stromerzeugung aus Biomasse mit Hilfe von Biogasanlagen ist in Deutschland weiterhin von großer wirtschaftlicher und umweltpolitischer Bedeutung. Bedingt durch den hohen Flächenbedarf und aufgrund der hohen Nachfrage an nachwachsenden Rohstoffen und Wasser wird diese Entwicklung jedoch zunehmend kritisch betrachtet. Um die Ressourcen so weit wie möglich nachhaltig zu bewirtschaften, sind sowohl aus ökonomischer als auch aus ökologischer Sicht ein möglichst stabiler Ablauf der Anaerobprozesse sowie eine effiziente Ausnutzung der Substrate zu gewährleisten. Weiterhin ist der Eigenstrombedarf durch eine optimierte Einbring- & Rührtechnik zu reduzieren.

Die Auslegung von Rühraggregaten und Fördereinheiten basiert bisher vielfach auf Erfahrungswerten. Viele der in der Praxis anzutreffenden Substratsuspensionen entziehen sich durch eine ausgeprägte Stückigkeit einer messtechnischen Erfassung durch die am Markt etablierten Viskosimeter. Mittels eines neu aufgebauten mobilen großmaßstäblichen Rohrviskosimeters sollen nun Fließ- und Viskositätsdaten bereitgestellt werden, um die Auslegungspraxis stärker der Realität annähern sowie Fluidsimulationen auf Basis echter und absoluter rheologischer Daten durchführen zu können.

Im Rahmen dieser Masterarbeit soll eine intensive Versuchsphase mit einem großmaßstäblichen Kapillarviskosimeter durchgeführt und ausgewertet werden. Neben den Viskositätsdaten sollen auch jeweils die Substratart, die hydraulische Verweilzeit und der Trockensubstanzgehalt bestimmt werden. Dazu sind im Einzelnen von Herrn Koll die folgenden Aufgaben zu bearbeiten:

- Darstellung der verfahrenstechnischen Grundlagen zur Bestimmung der rheologischen Parameter und des Fluidverhaltens
- Beschreibung des Messaufbaus und der Messmethode
- Messung und Auswertung unterschiedlicher Proben aus Biogasanlagen
- Diskussion und Vergleich der Ergebnisse insbesondere in Bezug auf Substratzusammensetzung, hydraulische Verweilzeit und Trockensubstanz
- Vergleichende Bewertung der ermittelten Kennwerte mit anderen rheologischen Bestimmungsmethoden
- Beurteilung der Aussagekraft der erhaltenen Daten für die Auslegung und Simulation

Die Ergebnisse sind übersichtlich darzustellen und zu dokumentieren. Die Arbeit ist in fünffacher Ausfertigung und in digitaler Form vorzulegen. Es ist eine eidesstattliche Versicherung abzugeben, dass die Arbeit selbstständig angefertigt und nur die angegebenen Quellen und Hilfsmittel verwendet wurden.

Ausgabe:	1. Dez. 2011
Abgabetermin:	31. Mai 2012

Hannover, den 30. Nov. 2011

Prof. Dr.-Ing. K. H. Rosenwinkel

Danksagung

Für die Freiheit mich mit der Thematik der Viskositätsmessung für Biogasanlagen zu beschäftigen, möchte ich mich herzlich bei Herrn Prof. Dr.-Ing. Lüdersen bedanken.

Mein Dank gilt weiterhin für die Unterstützung beim Aufbau (Herrn Brunnert, B.Eng.) dem Schaltschrankbau und den CFD-Simulationen (Herrn Dipl.-Ing. (FH) Müller, M.Eng.) und der LabView Programmierung (Herrn Dipl.-Ing. (FH) Jänsch). Der Fa. Netzsch danke ich für die Zurverfügungstellung einer Exzentrerschneckenpumpe für den Versuchsstand. Meinen Hilswilligen und Praktikanten (Frau Ohl, B.Eng., Frau Pham, B.Eng., Herr May, B.Eng.) danke ich für die Begleitung und tatkräftige Unterstützung bei den Untersuchungen vor Ort und im Labor.

Meiner Frau bin ich dankbar für den starken Rückhalt, die moralische Unterstützung und ihr großes Verständnis für meine zeitlich oft sehr ausgedehnte Beschäftigung mit dem WBBau Studium in Weimar und Hannover der letzten Jahre.



Meiner Frau und dem kleinen c

Inhalt

Abkürzungen und Symbole	IV
Abbildungsverzeichnis	VI
Tabellenverzeichnis	IX
1. Einleitung	1
2. Grundlagen	3
2.1 Biogastechnik	3
2.1.1 Inputstoffe	5
2.1.2 Fördertechnik.....	7
2.1.3 Rührtechnik	8
2.2 Rheologie.....	11
2.2.1 Definitionen und Grundgrößen der Rheologie.....	13
2.2.1.1 Fließfunktionen	15
2.2.1.2 Viskositätsfunktionen	18
2.2.2 Viskositätsmesstechnik.....	19
2.2.2.1 Rotationsviskosimetrie	20
2.2.2.2 IMETER-Methode.....	21
2.2.2.3 Inline-Viskosimeter auf Basis eines magnetisch-induktiven Durchflussmessers	22
2.2.2.4 Makroviskosimeter.....	23
2.2.2.5 Kapillarviskosimetrie	24
3. Material und Methoden	30
3.1 Probenherkunft	30
3.1.1 Anlage 1	31
3.1.2 Anlage 2	32
3.1.3 Anlage 3	33
3.1.4 Anlage 4	34
3.1.5 Anlage 5	35
3.2 Mobiles Rohrviskosimeter	36
3.2.1 Aufbau	36
3.2.2 Messablauf.....	40
3.2.3 Auswertung	42
4. Ergebnisse	44
4.1 Viskositätskurven Fermenter	45
4.2 Viskositätskurven Nachgärer	46
4.3 Ergebnisübersicht.....	47
5. Diskussion und Vergleich	48
5.1 Vergleich mit anderen Bestimmungsmethoden	48
5.1.1 Fließstrecke	48
5.1.2 Leistungscharakteristik	49
5.1.3 Propellerviskosimeter	51
5.1.4 Rotationsviskosimetrie	53
5.1.5 Makroviskosimeter	60
5.1.6 Rohrviskosimeter.....	61
5.2 Aussagekraft für Auslegung und Simulation	63
5.2.1 Dimensionierung von Fördereinheiten (Rohrleitungsdruckverlustberechnung)	63
5.2.2 Auslegung von Rührwerken mittels Simulation	68
5.2.2.1 Strömungsberechnung mit mittlerer Viskosität	69
5.2.2.2 Strömungsberechnung mit Viskositätsfunktion	70
5.2.2.3 Strömungsberechnung mit eigenen Viskositätsfunktionen.....	71
6. Zusammenfassung	74
7. Ausblick	75
8. Literatur	76
9. Eidesstattliche Versicherung	A
10. Anhang	B
10.1 Fließ- und Viskositätskurven	B
10.2 Glührückstand und organischer Trockenrückstand der untersuchten Proben und Substrate	E

Abkürzungen und Symbole

Formelzeichen und Indizes

Zeichen	Bedeutung	Einheit
A	Fläche	m ²
BGA	Biogasanlage	-
CCM	Corn Copt Mix	-
D	Durchmesser	m
DN	<i>Diameter Nominal</i> , Nennweite	-
<i>f</i>	Frequenz	Hz
FM	Fermenter	-
GR	Glührückstand	%
GRL	Gärrestlager	-
HRT	Hydraulic retention time	h (Stunden); d (Tage)
I	Stromstärke	A
K	Konsistenz-Parameter	-
L	Länge	m
L _e	Länge der Einlaufstrecke	m
m	Masse	kg
n'	Korrekturfaktor	-
NG	Nachgärer	-
oTR	organischer Trockenrückstand	%
p	Druck	Pa, kg · m ⁻¹ · s ⁻²
Δp	Druckdifferenz	Pa, kg · m ⁻¹ · s ⁻²
R	elektrischer Widerstand	Ω
RRV	RollendesRohrViskosimeter	-
R ²	Bestimmtheitsmaß	-
s	Korrekturfaktor	-
T	Thermodynamische Temperatur	°C
TR	Trockenrückstand	%
U	Spannung	V
\dot{V}	Volumenstrom	m ³ · s ⁻¹
w	Geschwindigkeit	m/s
y	Plattenabstand	M

Griechische Buchstaben

α	Steigungswinkel	rad
$\dot{\gamma}$	Schergeschwindigkeit	s^{-1}
Δ	Differenz	-
ε	dimensionsloser Mittenabstand	-
η	dynamische Viskosität	Pa s; $kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$
ν	kinematische Viskosität	$m^2 \cdot s^{-1}$
ρ	Dichte	$kg \cdot m^{-3}$
τ	Schubspannung	Pa

Indizes

m	Flüssigkeitsindex Flow behavior index für Fließkurven
n	Flüssigkeitsindex Flow behavior index für Viskositätskurven
s	scheinbar
w	wahr

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Entwicklung der Anzahl von Biogasanlagen in Deutschland und der gesamten installierten Leistung in Megawatt, Stand 11/2011, <i>Fachverband Biogas e.V. (2011)</i>	3
Abbildung 2: Aufbau einer Biogasanlage verändert nach Agentur für Erneuerbare Energie (2009)	4
Abbildung 3: Einteilung der Gärverfahren verändert nach <i>Kaltschmitt et al. (2009)</i>	5
Abbildung 4: Massebezogener Substrateinsatz in Biogasanlagen 2010 nach <i>Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (2011)</i>	6
Abbildung 5: Röhreinrichtungen für Faulbehälter (Fermenter) nach <i>Eder & Schulz (1996)</i>	9
Abbildung 6: Einflussgrößen auf das Fließverhalten	12
Abbildung 7: Zweiplattenmodell: Deformation eines Körpers durch eine Schubspannung geändert nach <i>Schramm (2004)</i>	13
Abbildung 8: Abhängigkeit der Schubspannung von der Schergeschwindigkeit für strukturviskose (a), für newtonsche (b) und für dilatante Flüssigkeiten (c) nach Gleichung 8	16
Abbildung 9: Fließkurve in doppeltlogarithmischer Darstellung.....	17
Abbildung 10: Laminare Geschwindigkeitsprofile für „power law fluids“ mit unterschiedlichen Werten für den Flüssigkeitsindex m (Rohrmitte bei $r/R = 0$)	18
Abbildung 11: Einteilung Viskositätsmessung	19
Abbildung 12: Prinzipskizze eines Rotationsviskosimeters, <i>Tajouri (2009)</i>	20
Abbildung 13: Makroviskosimeter, <i>Pohn et al. (2011)</i>	23
Abbildung 14: Schematische Darstellung der laminaren Rohreinlaufströmung nach <i>Truckenbrodt (1996)</i>	25
Abbildung 15: Entwicklung des Geschwindigkeitsprofils im Einlauf eines Rohres vom gleichmäßigen bis zum vollausgebildeten Geschwindigkeitsprofil, dargestellt für ebene laminare Strömungen nach <i>Truckenbrodt (1996)</i>	26
Abbildung 16: Definitionszeichnung für die Rohrparameter nach <i>Andreasson (1989)</i>	27
Abbildung 17: Schergeschwindigkeitsbereiche für unterschiedliche Anwendungsfelder nach <i>Kohlgrüber (2007)</i>	27
Abbildung 18: Abschnitt der isolierten und aufgeständerten 25 m Messstrecke in DN25	28
Abbildung 19: Aufgeständerte 7 m DN150 Messstrecke.....	28
Abbildung 20: Anlagenübersicht Anlage 1 (links) und Substrateigenschaften (rechts)	31
Abbildung 21: Anlagenübersicht Anlage 2 (links) und Substrateigenschaften (rechts)	32
Abbildung 22: Anlagenübersicht Anlage 3 (links) und Substrateigenschaften (rechts)	33
Abbildung 23: Maismischsilage	33
Abbildung 24: Anlagenübersicht Anlage 4 (links) und Substrateigenschaften (rechts)	34
Abbildung 25: Anlagenübersicht Anlage 5 (links) und Substrateigenschaften (rechts)	35
Abbildung 26: Versuchsstand auf Drehschemelanhänger.....	36
Abbildung 27: R&I Fließbild Rohrviskosimeter	36
Abbildung 28: CAD-Zeichnung des Rohrviskosimeters.....	37
Abbildung 29: Ausführungsvarianten der Kapillaranschlüsse für die Differenzdruckmesstechnik	38
Abbildung 30: Zugesezte DN25 Rohrstrecke im Versuchsbetrieb	39
Abbildung 31: Messrohrstrecke (DN150) für geringe Schergeschwindigkeiten	39
Abbildung 32: Einfüllen von Probenmaterial.....	40
Abbildung 33: LabView Front-End zur Versuchssteuerung	40

Abbildung 34: Ermittlung der wahren Schergeschwindigkeit nach <i>Pahl et al. (1991)</i> ..	42
Abbildung 35: Bestimmung des Korrekturfaktors n' am Beispiel der DN32 Messrohrstrecke.....	43
Abbildung 36: Fließ- und Viskositätskurve	43
Abbildung 37: Viskositätskurven der Fermenter im Vergleich	45
Abbildung 38: Viskositätskurven der Nachgärer im Vergleich	46
Abbildung 39: Messaufbau (links) zur Bestimmung der Fließfähigkeit von Gülle und Massendurchsätze von Güllen mit unterschiedlichen Trockensubstanzgehalten (rechts) <i>Schröpel (2004)</i>	48
Abbildung 40: Scheinbare Viskosität von Gärsubstraten in güllefreien Biogasanlagen mit überwiegendem Grass, GPS- und Maisanteil nach <i>Kube et al. (2011)</i>	49
Abbildung 41: Zusammenbauzeichnung (links) und Versuchsaufbau (rechts) des Propellerviskosimeters, <i>Reviol (2010)</i>	51
Abbildung 42: Normierte Viskositätskurve einer Trockenfermenterprobe (Substrat Gerste GPS), <i>Reviol (2010)</i>	52
Abbildung 43: Viskositätskurve einer Substratprobe aus einem Biogasfermentern nach Entfernung der Feststofffasern gemessen mit einem Rotationsviskosimeter, <i>Deerberg et al. (2009)</i>	53
Abbildung 44: Einfluss der Temperatur auf das Fließverhalten (Fermenterprobe aus Monomaisanlage, TR= 6,7%).....	54
Abbildung 45: Fließkurven für Rindergülle bei variiertem Temperatur und 12,1%TS nach <i>Achkari-Begdouri und Goodrich (1992)</i>	54
Abbildung 46: Viskositätskurven Monomaisanlagen	56
Abbildung 47: Auf/Abwärtskurve zur Untersuchung des zeitabhängigen Verhaltens, Probe aus Monomaisbiogasanlage, <i>Tajouri (2009)</i>	58
Abbildung 48: Fließkurven von Rindergülle nach <i>Schulz und Rautembach (1985)</i>	59
Abbildung 49: Berechnete Fließkurven von Rinder-, Schweine- und Hühnergülle (TS = 10%) nach <i>Türk (1994)</i>	59
Abbildung 50: Viskositätskurve für Fütterung mit Mais und weiteren landwirtschaftlichen Abfällen, <i>Pohn et al. (2011)</i>	60
Abbildung 51: Viskositätskurven von unbehandelten und gesiebten Proben nach <i>Brehmer und Kraume (2011)</i> [BRE-11, S. 97].....	61
Abbildung 52: Viskositätskurve für eine Maissilagemixtur nach <i>Brehmer und Kraume (2011)</i>	62
Abbildung 53: Konzept der repräsentativen Viskosität von Schümmer nach <i>Menges (2002)</i>	64
Abbildung 54: Relativer repräsentativer Abstand von der Kapillaren-Mitte, bei dem die Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ einer Potenz-Ansatz-Flüssigkeit mit dem Exponenten m gleich der Schergeschwindigkeit einer Newtonschen Flüssigkeit ist (für gleichen Volumenstrom), nach <i>Verein Deutscher Ingenieure (1977)</i>	64
Abbildung 55: Ausschnitt des Vergleichs der Auswertungen nach Schümmer (rot) sowie nach Weißenberg-Rabinowitsch Korrektur (blau)	66
Abbildung 56: Berechnete Druckverluste im Versuchsstand.....	67
Abbildung 57: Propellerrührer in Wasser (links) in strukturviskosem Fluid (rechts) (CFD Simulation von Hr. Peer Springer, Fa. KSB, Frankenthal) nach <i>Rostalski (2009)</i>	68
Abbildung 58: Axiale Geschwindigkeiten in der Mittelebene des Fermenters [m s^{-1}] bei Verwendung eines laminaren Strömungsmodells, <i>Deerberg et al. 2009</i>	69
Abbildung 59: Kontur der Geschwindigkeitsverteilung bei einer Zustromgeschwindigkeit von 2 m s^{-1} , <i>Wu und Chen (2008)</i>	70

Abbildung 60: Vergleich der Strömungsgeschwindigkeit von Wasser (oben) mit einem nicht-newtonschen Fluid (unten) [Vielen Dank an Herrn Müller, AUBIOS]	71
Abbildung 61: Stationäre Strömungsgeschwindigkeiten bei der Verwendung eigener Viskositätsdaten I (Anlage 1 Fermenter 3).....	72
Abbildung 62: Stationäre Strömungsgeschwindigkeiten bei der Verwendung eigener Viskositätsdaten II (Anlage 1 Fermenter 3)	72
Abbildung 63: Viskositätsverteilung bei der Verwendung eigener Viskositätsdaten II (Anlage 1 Fermenter 3).....	73
Abbildung 64: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 1, Fermenter 1 (links) und Fermenter 2 (rechts).....	B
Abbildung 65: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 1, Fermenter 3 (links) und Nachgärer (rechts)	B
Abbildung 66: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 2, Fermenter (links) und Nachgärer (rechts).....	C
Abbildung 67: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 3, Fermenter (links) und Nachgärer (rechts).....	C
Abbildung 68: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 4, Fermenter (links) und Nachgärer (rechts).....	D
Abbildung 69: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 5, Fermenter (links) und Nachgärer (rechts).....	D

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Pumpenvergleich nach <i>Klußmann (2001)</i>	7
Tabelle 2: Signifikante rheologische Arbeiten vor der formalen Begründung der Rheologie.....	11
Tabelle 3: Wandschergeschwindigkeiten in Abhängigkeit von Volumenstrom und Nennweiten.....	29
Tabelle 4: Substratzusammensetzung Anlage 1	31
Tabelle 5: Substratzusammensetzung Anlage 2	32
Tabelle 6: Substratzusammensetzung Anlage 3	33
Tabelle 7: Substratzusammensetzung Anlage 4.....	34
Tabelle 8: Substratzusammensetzung Anlage 5	35
Tabelle 9: Fütterungsübersicht der untersuchten Anlagen	44
Tabelle 10: Rührtechnikeinsatz in den untersuchten Anlagen	44
Tabelle 11: Ergebnisübersicht (Viskositätskurven, Fließkurven, TR, T, HRT).....	47
Tabelle 12: Konsistenzfaktoren und Fließindex für Rindergülle bei variierter Temperatur, <i>Achkari-Begdouri und Goodrich (1992)</i>	55
Tabelle 13: Konsistenzfaktoren und Fließindex für Rindergülle bei variierter Temperatur, <i>El-Mashad et al. (2005)</i>	55
Tabelle 14: Trockenrückstände der original und gesiebten Proben nebst hydraulischer Verweilzeit, <i>Tajouri (2009)</i>	56
Tabelle 15: Zusammenstellung der Trockenrückstände, Glührückstände und organischen Trockenrückstände aller Proben und Substrate.....	E

1. Einleitung

Für die Beschreibung von verfahrenstechnischen Prozessen werden unterschiedlichste Größen benötigt. Physikalische und chemische Daten liegen für Reinstoffe und viele Gemische vor. Bei den in der Biogaspraxis anzutreffenden, vielfältigen Suspensionen ist für die Auslegung und Dimensionierung von Fördereinheiten, Rohrstecken und Rührwerken die Kenntnis des rheologischen Verhaltens von entscheidender Bedeutung. Dieses Verhalten wird durch verschiedene Parameter beeinflusst. Bisher fehlt es an gesicherten Erkenntnissen zu Viskositäts- und Fließfunktionen, welche das rheologische Verhalten in landwirtschaftlichen Biogasanlagen mit unterschiedlicher Substratnutzung beschreiben. Für die Auslegung und Simulation werden absolute rheologische Werte bzw. Funktionen benötigt. Im Rahmen dieser Arbeit wird eine Methode vorgestellt, welche in einem mobilen Messaufbau umgesetzt werden konnte. Es wird gezeigt, welche Einschränkungen die etablierten Messverfahren aufweisen und daher im Feld der Biogastechnik nur zu unbefriedigenden Ergebnissen führen.

Mit dem Messaufbau wurden Untersuchungen an verschiedenen Biogasfermentern und Nachgärern vorgenommen. Der Untersuchungsablauf und die verwendeten Auswertemethoden werden vorgestellt. Die Untersuchungsergebnisse werden mit verfügbaren Literaturwerten verglichen und auf ihre Tauglichkeit in der Pumpendimensionierung und im Besonderen auf ihre Verwendbarkeit im Rahmen von Fluidsimulationen hin überprüft.

Für die Erzeugung von Biogas werden unterschiedliche nachwachsende Rohstoffe (Substrate) verwendet. Sie weisen je nach Vorbehandlung (Häckseln, Silieren, Desintegrieren) unterschiedliche Faserlängen und Partikelgrößen auf. Weiterhin kommen Güllen als Inokulum zum Einsatz. Zusammen ergeben sich gärfähige Suspensionen, welche, je nach Einsatzstoffen, in vielen Parametern variieren. Eine wichtige physikalische Eigenschaft ist das Fließverhalten. Mit seiner Hilfe können Rührwerke angepasster ausgelegt werden, Pumpen genauer dimensioniert und der Erfolg von Desintegrationsaggregaten quantifiziert werden.

Die am Markt verfügbare Messtechnik für rheologische Untersuchungen eignet sich nicht für die in der landwirtschaftlichen Biogastechnik anzutreffenden Suspensionen mit

großen und faserigen Partikeln. Daher wurde von verschiedenen Autoren nach Wegen gesucht, diese Suspensionen rheologisch zu beschreiben. Im Kapitel 2.2.2 *Viskositätsmesstechnik* wird hierzu eine Übersicht gegeben.

Für die angesprochenen Suspensionen existieren in der Literatur nur wenige rheologische Daten. Fast ausschließlich sind relative Daten gegeben, welche sich für die Auslegung und Simulation nicht eignen (siehe Kapitel 5. *Diskussion und Vergleich*).

Das Ziel dieser Arbeit ist es, absolute rheologische Daten für verschiedene landwirtschaftliche Biogasanlagen zu erheben. Die folgenden Fragestellungen sollen mit gewinnbaren Daten beantwortet werden:

- Wie können absolute rheologische Daten zu den vorliegenden Suspensionen gewonnen werden?
- Welches Fließverhalten liegt bei diesen Suspensionen vor?
- Welche Fließgesetze bilden das gefundene Verhalten optimal ab?
- Lassen sich Zusammenhänge zwischen dem rheologischen Verhalten und weiteren Größen (oTR, HRT, usw.) herstellen?
- Können gewonnene Fließ- und Viskositätsfunktionen über Druckverlustrechnungen validiert werden?
- Können diese rheologischen Daten die Auslegung von Rühraggregaten verbessern?
- Lassen sich die gewinnbaren Daten für Simulationen nutzen?

Arbeitshypothese: Mit Hilfe der großmaßstäblichen Kapillarviskosimetrie können absolute rheologische Daten gewonnen werden, welche funktionell das Fließverhalten der stückigen und faserigen Suspensionen in Biogasfermentern hinreichend genau approximieren. Diese Daten eignen sich für die Druckverlustberechnungen in Rohrleitungen und für die Anwendung in Simulationen.

2. Grundlagen

2.1 Biogastechnik

Der Zubau von Biogasanlagen zur Biogasgewinnung und -nutzung hat in den letzten zehn Jahren in Deutschland eine starke Entwicklung genommen. Befördert durch die erste und zweite Novellierung (2004 & 2008) des „Gesetz für den Vorrang Erneuerbarer Energien“ (EEG) stieg die Anlagenanzahl nebst der installierten elektrischen Leistung stetig. Prognosedaten des *Fachverband Biogas e.V. (2011)* sehen für 2012 eine Anlagenanzahl von 7.470 mit einer installierten elektrischen Leistung von 2.900 MW (Abbildung 1) und einer Netto-Stromproduktion von 20 GWh/a. Bei durchschnittlich zwei Personen je Haushalt (2,03 Personen in 2010, *Statistisches Jahrbuch für die Bundesrepublik Deutschland (2011)*) und einem unterstellten Jahresstromverbrauch von ca. 3.500 kWh könnten somit 5,7 Millionen Haushalte versorgt werden.

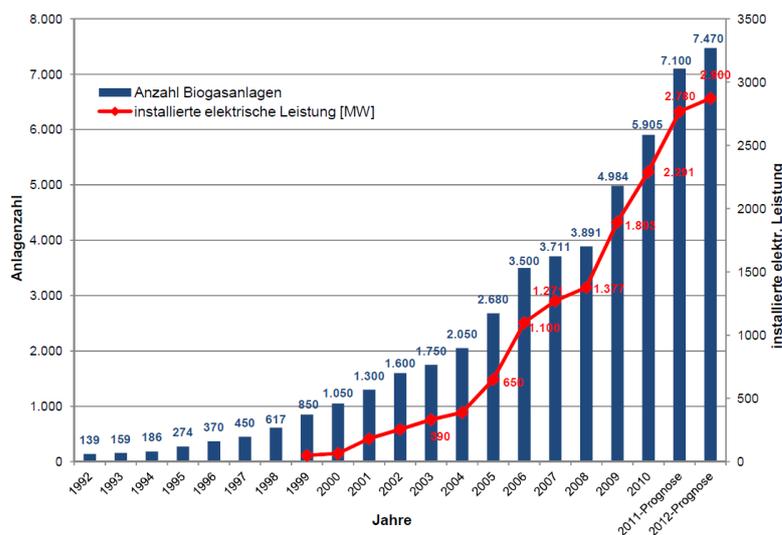


Abbildung 1: Entwicklung der Anzahl von Biogasanlagen in Deutschland und der gesamten installierten Leistung in Megawatt, Stand 11/2011, Fachverband Biogas e.V. (2011)

Die häufigste anzutreffende Anlagengröße in Deutschland bewegt sich nach Informationen des *Deutschen Biomasseforschungszentrums (2012)* für das Jahr 2011 im Bereich von 150-500 kW (ca. 62 % aller Anlagen). Die Vergütungshöhen sind abhängig von der elektrischen Bemessungsleistung der Biogasanlage. Die technische Ausführung der Anlagen kann stark variieren.

Eine landwirtschaftliche Biogasanlage besteht aus mindestens zwei Behältern (Abbildung 2). Typischerweise ist ein dritter Behälter (Nachgärer) dem Gärrestlager vorgeschaltet. Das häufigste Betriebsverfahren ist (im Gegensatz zum Speicherverfahren) das Durchflussverfahren. Dabei wird dem Fermenter kontinuierlich

bzw. quasikontinuierlich frisches Substrat zugeführt. Entsprechend dem zugeführten Volumen wird ausgefaultes Material in das Gärrestlager (oder in den Nachgärer) ausgeschleust. Eine hohe Mischgüte garantiert, dass das frische Substrat ohne Kurzschlussströmung entsprechend der mittleren hydraulischen Verweilzeit (HRT) im Fermenter verbleibt.

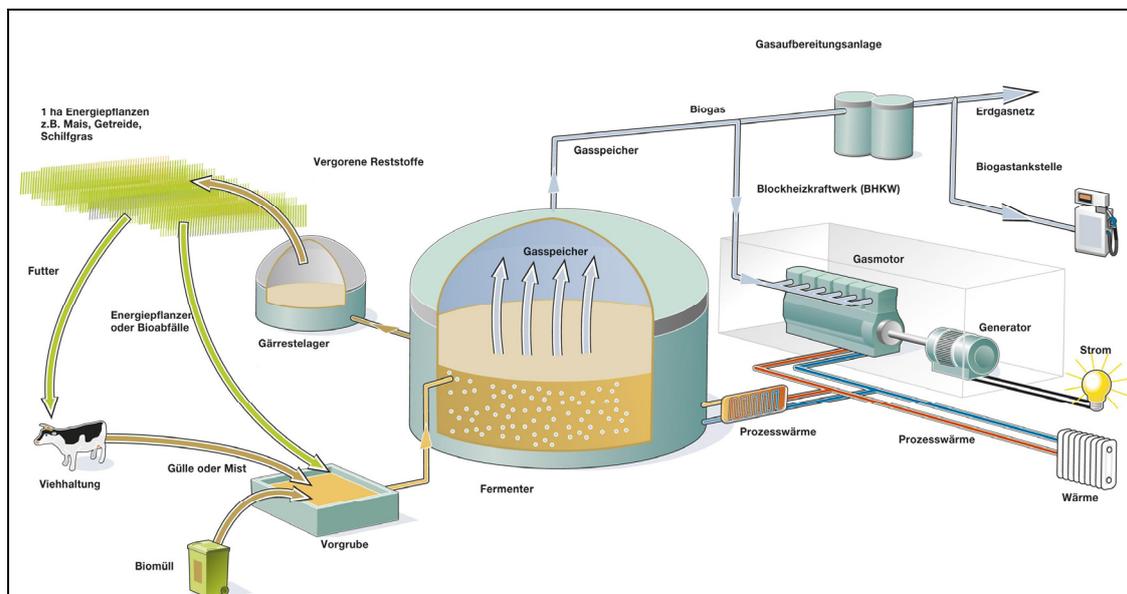


Abbildung 2: Aufbau einer Biogasanlage verändert nach Agentur für Erneuerbare Energie (2009)

Grundsätzlich können Gärverfahren nach verschiedenen Unterscheidungsmerkmalen differenziert werden. Hierzu gibt die Abbildung 3 von *Kaltschmitt et al. (2009)* einen Überblick. Gekennzeichnet sind die am häufigsten anzutreffenden Verfahrensvarianten (Verfahrensoptionen). Die typische landwirtschaftliche Biogasanlage wird als Nassvergärung (Trockenfermentation bzw. Feststoffvergärung ab ca. 30 %TR) mit semikontinuierlicher Beschickung im mesophilen Temperaturbereich (32°C bis 43°C) vollaufgemischt, ohne Biomasserückhalt als mehrstufiges Verfahren (Fermenter + Nachgärer) betrieben.

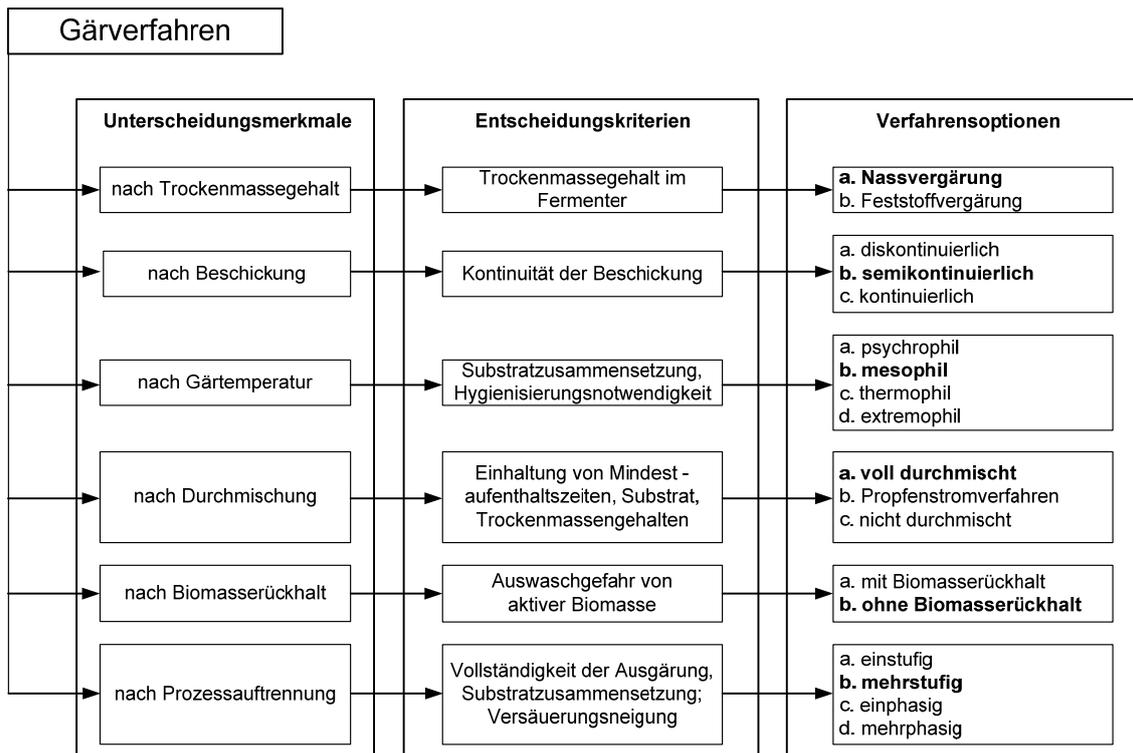


Abbildung 3: Einteilung der Gärverfahren verändert nach *Kaltschmitt et al. (2009)*

Die in dieser Arbeit untersuchten Anlagen nutzen die oben als typisch beschriebenen Verfahrensoptionen, unterscheiden sich aber in der elektrischen Bemessungsleistung, der genutzten Substrate und der verwendeten Rührtechnik.

2.1.2 Inputstoffe

Für die Biogasproduktion werden organische Substrate (Edukte) benötigt, aus denen durch Biokonversion ein methanreiches Faulgas (Produkt) für die energetische Nutzung entsteht. Die größten Anteile entfallen mit 46 % auf nachwachsende Rohstoffe und mit 45 % auf tierische Exkremete (Abbildung 4, oben). Als tierische Exkremete kommen i.d.R. Rinder- und Schweinegülle, Jauche, Festmist und Hühnertrockenkot zum Einsatz. Die Bandbreite der eingesetzten nachwachsenden Rohstoffe ist größer, wenn auch derzeit mit einem starken Gewicht auf Maissilage (Abbildung 4, unten). Öffentlich wird eine „Vermaisung“ der Landwirtschaft zugunsten der Biogastechnik unterstellt; de facto wurden 2010 weniger als vier Prozent der landwirtschaftlichen Nutzfläche für den Anbau von Mais als Energiepflanze genutzt, welches eine im Vergleich zum Maisanbau

in den späten 80er Jahren marginale Steigerung darstellt. *Fachverband Biogas e.V. (2011)*

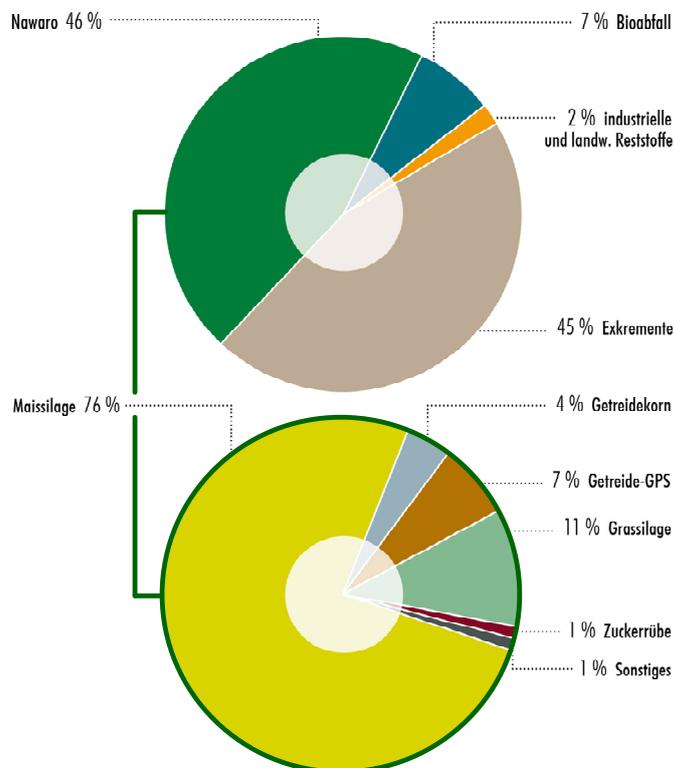


Abbildung 4: Massebezogener Substrateinsatz in Biogasanlagen 2010 nach *Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (2011)*

Hintergrund für die hauptsächliche Nutzung von Mais als Energiepflanze ist das derzeitige größte anbauflächenäquivalente Biogaspotential. Auch frischmassebezogen ist der Biogasertrag im Vergleich zu Grassilage, Getreide oder Zuckerrüben höher [*Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (2006)*].

An den untersuchten Biogasanlagen kamen die folgenden Substrate zum Einsatz:

- Maissilage
- Ganzpflanzensilage (GPS)¹
- Zuckerrübe
- Rindermist
- Corn-Cob-Mix (CCM)²
- Grassilage
- Gülle (Schwein, Rind)

¹ Siliertes Grünfüttermittel, meist Getreidepflanzen wie Roggen oder Gerste.

² Häufig zur Schweinemast eingesetzte Sonderform des Maiskolbenschrotes.

2.1.2 Fördertechnik

Für verschiedene Förderaufgaben kommen in Biogasanlagen Pumpen zum Einsatz. So wird z. B. Gülle aus Vorratsbehältern in eine Vorgrube gefördert. In der Vorgrube werden die weiteren Substrate eingemischt und von dort in den Fermenter gepumpt. Hierzu muss ein Höhenunterschied überwunden werden. Außerdem werden Pumpen eingesetzt, um zwischen den Behältern hin- und her fördern zu können bzw. wird Fermenterinhalt zum Anmischen in die Vorgrube rezirkuliert.

Wird Gülle nicht alleinig vergoren, erhöhen die Kofermente bei gleichbleibendem Speichervolumen den erzielbaren Biogasertrag. Durch den Einsatz von Festmist, nachwachsenden Rohstoffen wie Mais oder Grünabfällen, erhöht sich der organische Trockenrückstand. Einhergehend mit diesem Einsatz ist auch der Eintrag von Störstoffen wie Sand. Durch faserige (Silagen) und eher feste (Rübenschnitzel) Stoffe verändert sich zusätzlich im Vergleich zur reinen Gülle das Fließverhalten nachhaltig. Der Leistungsbedarf für die Förder- und die Rührtechnik steigt. In der Biogastechnik finden Kreiselpumpen und Verdrängerpumpen Verwendung. In Tabelle 1 werden beide Pumpentypen gegenüber gestellt.

Tabelle 1: Pumpenvergleich nach Klußmann (2001)

Typ	Kreiselpumpen	Verdrängerpumpen
Bauweise	Tauchkreiselpumpen Tauchmotorkreiselpumpen	Exzentrerschneckenpumpe Drehkolbenpumpe
Eigenschaft	hohe Förderleistung relativ geringer Druck nicht grundsätzlich selbst- ansaugend	dosierbar selbstansaugend konstanter Druck

Das Einsatzgebiet von Kreiselpumpen liegt vor allem bei Substraten mit einem Trockenrückstandsgehalt von bis zu 12 %. Bei einem höheren TR-Gehalt oder wenn höherviskose (dickflüssige) Medien gefördert werden sollen, so liegt der Vorteil auf der Seite der Verdrängerpumpen. Die Auslegung der Pumpen wird durch das zu fördernde Medium (Zusammensetzung, TR, pH-Wert, Temperatur), den geodätischen Höhenunterschied, die Rohrleitung (Durchmesser, Länge, Anzahl der Formteile) und die Fördermenge (Volumenstrom) beeinflusst. *Klußmann (2001)*

Die Medienviskosität wirkt sich stark auf den Wirkungsgrad der Verdrängerpumpen aus. Hierzu findet sich eine Übersicht bei *Schlücker (2011)*. Auch wird für die

Leistungsberechnung von Pumpen ein Viskositätsfaktor herangezogen, der die viskosen Fluideigenschaften berücksichtigen soll. *FRISTAM Pumpen KG (1998)*

2.1.3 Rührtechnik

Durch die Einbringung von Frischsubstrat, thermische Konvektionsströmungen und das Aufsteigen von Gasblasen findet bereits eine minimale Durchmischung in den Biogasfermentern statt. Diese als passiv bezeichnete Durchmischung ist in den meisten Fällen jedoch nicht ausreichend. *Hofbauer et al. (2009)*

Daher kommt der Rührtechnik in Biogasanlagen eine zentrale Bedeutung zu.

Genannt werden von *Hennig et al. (2007)*, *Effenberger & Herb (2010)* sowie *Springer und Rostalsky (2010)* als wesentliche Aufgaben der Rührtechnik:

- das Vermischen von frischem Substrat mit dem bereits gärenden Material, um das frische Substrat mit aktiven Bakterien zu impfen (Substratverteilung, gleichmäßige Raumbelastung)
- die Verteilung der Wärme, um eine möglichst gleichmäßige Temperatur im Fermenterraum zu erhalten (Vermeidung von Temperaturgradienten)
- das Vermeiden oder ggf. Zerstören von Schwimmdecken und Sinkschichten
- sowie die Verbesserung des Stoffwechsels der Bakterien durch das Austreiben von Biogasblasen und das Heranführen frischer Nährstoffe

Für die Erfüllung dieser Aufgaben stehen neben pneumatischen (Biogaseinpressung) und hydraulischen (Pumpe + Düse) Rührwerken, mehrere mechanische Konzepte verschiedener Form zur Verfügung (Abbildung 5). Rührwerke in den Gärbehältern landwirtschaftlicher Biogasanlagen verbrauchen einen Großteil der für den Anlagenbetrieb notwendigen elektrischen Energie. Untersuchungen an zehn bayerischen Biogas-Pilotanlagen ergaben, dass der Stromverbrauch zur Durchmischung der Gärsuspension in der ersten Vergärungsstufe im Mittel rund 25 % des Gesamtverbrauchs ausmacht. Dabei zeigt ein breiter Schwankungsbereich des Stromverbrauchsanteils von 6 % bis maximal 58 %, dass beim Energieaufwand für das Rühren erhebliche Einsparpotentiale vorhanden sind. *Effenberger & Herb (2010)*

Rostalsky (2009) verglich Schnellläufer mit Langsamläufern bei gleichem Gesamtschub und konnte für ein Praxisbeispiel eine Energieeinsparung der Langsamläufer von ca. 73 % ausweisen.

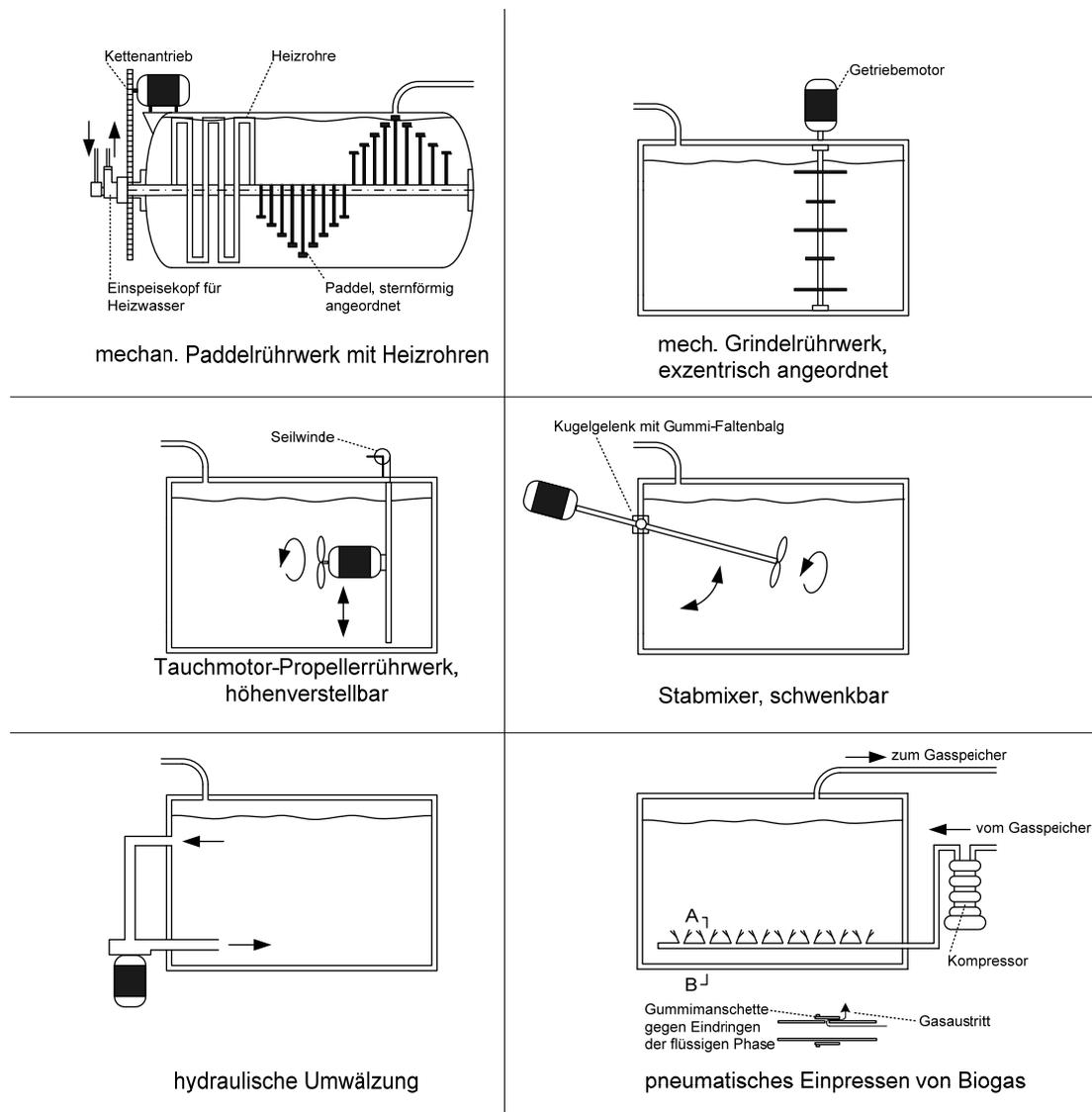


Abbildung 5: Rührreinrichtungen für Faulbehälter (Fermenter) nach Eder & Schulz (1996)

Derzeit sind nach *Springer und Rostalsky (2010)* besonders langsamlaufende Rührwerke von großer Bedeutung, da sie im Vergleich zu schnelllaufenden Tauchmotorrührwerken eine deutlich geringere Stromaufnahme und ein besseres Schub/Leistungsverhältnis besitzen.

Der Betrieb der Rührwerke (Dauer-/ Intervallbetrieb) wird an die spezifischen Eigenschaften (Substrateigenschaften, Behältergröße, Neigung zur Schwimmdeckenbildung) der einzelnen Biogasanlage empirisch angepasst. *Hofbauer et al. (2009)*

Zu berücksichtigen ist nach *Kraume (2003)*, dass sich beim Mischen höherviskoser Medien strömungsarme Zonen ausbilden können, in denen ein Vermischen nur ungenügend oder gar nicht erfolgt, welches sich in diesen Bereichen auf Stoffaustauschprozesse negativ auswirkt.

2.2 Rheologie

Seit frühester Zeit ist die Art und Weise wie Stoffe fließen oder einem Körper der sich durch diese hindurch bewegt und dabei einen Widerstand entgegensetzen, Gegenstand der Aufmerksamkeit und Beobachtung. Hierbei gehören Lebensmittel mit großer Sicherheit zu den ersten Stoffen, die unter rheologischen Gesichtspunkten betrachtet wurden, obgleich es hierfür nur wenige Belege gibt. So leiten sich einige Namen von Lebensmitteln aus ihren rheologischen Beschaffenheiten ab. Schmer beispielsweise leitet sich (für Butter und Schmalz) aus der Eigenschaft ab, dass eine Verteilung in dünner Schicht (schmieren) möglich ist [Weipert und Escher (1993)].

Während die Wissenschaft, welche wir heute unter der Rheologie verstehen, recht alt ist und ihre nachweislichen Arbeiten bis in die Antike zurückreicht, ist die formale Einführung des Begriffes „Rheologie“ relativ jung. Auf der Gründungsveranstaltung im Jahre 1929 der amerikanischen Gesellschaft für Rheologie³ entstand der Begriff „Rheologie“ [Scott Blair (1975)]. Die Tabelle 2 gibt nach Doraiswamy (2002) einen Überblick über die geschichtliche Entwicklung mit einigen wichtigen Meilensteinen bis zur Geburtsstunde der Rheologie im Jahre 1929.

Tabelle 2: Signifikante rheologische Arbeiten vor der formalen Begründung der Rheologie

Nr.	Flüssigkeit / Modellklasse		Zeit- raum	Repräsentative Arbeiten
1	Ideale Materialien	a) perfekte starre Körper	Antike	Archimedes (~250 v.Chr.), Newton (1687)
		b) idealelastische Festkörper	1600er	Boyle (1660), Hooke (1678), Young (1807), Cauchy (1827)
		c) reibungsfreie Flüssigkeiten	1700er	Pascal (1663), Bernoulli (1738), Euler (1755)
		d) newtonsche Flüssigkeiten	Frühe 1800er	Newton (1687), Navier (1823), Stokes (1845), Hagen (1839), Poiseuille (1841), Weidemann (1856)
2	lineare Viskoelastizität		Mittlere 1800er	Weber (1835), Kohlrausch (1863), Wiechert (1893), Maxwell (1867), Boltzmann (1878), Poynting & Thomson (1902)
3	verallgemeinerte newtonsche (viskose) Flüssigkeiten		Späte 1800er- Frühe 1900er	Schwedoff (1890), Trouton & Andrews (1904), Hachek (1913), Bingham (1922), Ostwald (1925) - de Waele (1923), Herschel & Bulkley (1926)
4	nichtlineare Viskoelastizität		Frühe 1900s	Poynting (1913), Zaremba (1903), Jaumann (1905), Hencky (1929)
5	Beschreibung von Schlüssel- materialien	a) Suspensionen	Frühe 1900er	Einstein (1906), Jeffrey (1922)
		b) Polymere		Schonbein (1847), Baekeland (1909), Staudinger (1920), Carothers (1929)
		c) Dehnviskosität		Barus (1893), Trouton (1906), Fano (1908), Tamman & Jenckel (1930)
6	Die Entstehung der Rheologie		1929	Bingham, Reiner und andere

³ The Society of Rheology (<http://www.rheology.org>)

Für die späteren Betrachtungen in dieser Arbeit sind zwei wichtige und innovative experimentelle Arbeiten von *Hagen (1839)* und *Poiseuille (1840)* hervorzuheben. Beide untersuchten das Fließen in Kapillaren, wenn auch mit unterschiedlichen Intentionen. Während Hagen (Bauingenieur) nach grundlegenden hydraulischen Informationen suchte, interessierte Poiseuille als Physiologe die Durchblutung. Diese Arbeiten führten zu grundlegenden Erkenntnissen der Geschwindigkeitsprofile und Viskositäten von Fluiden in Kapillaren und Röhren mit geringen Querschnitten. *Tanner und Walters (1998)*

Das Fließverhalten der in der landwirtschaftlichen Biogaspraxis anzutreffenden Suspensionen wird durch viele Faktoren mitbestimmt. Die Abbildung 6 gibt eine grobe Übersicht zu den Einflussgrößen.

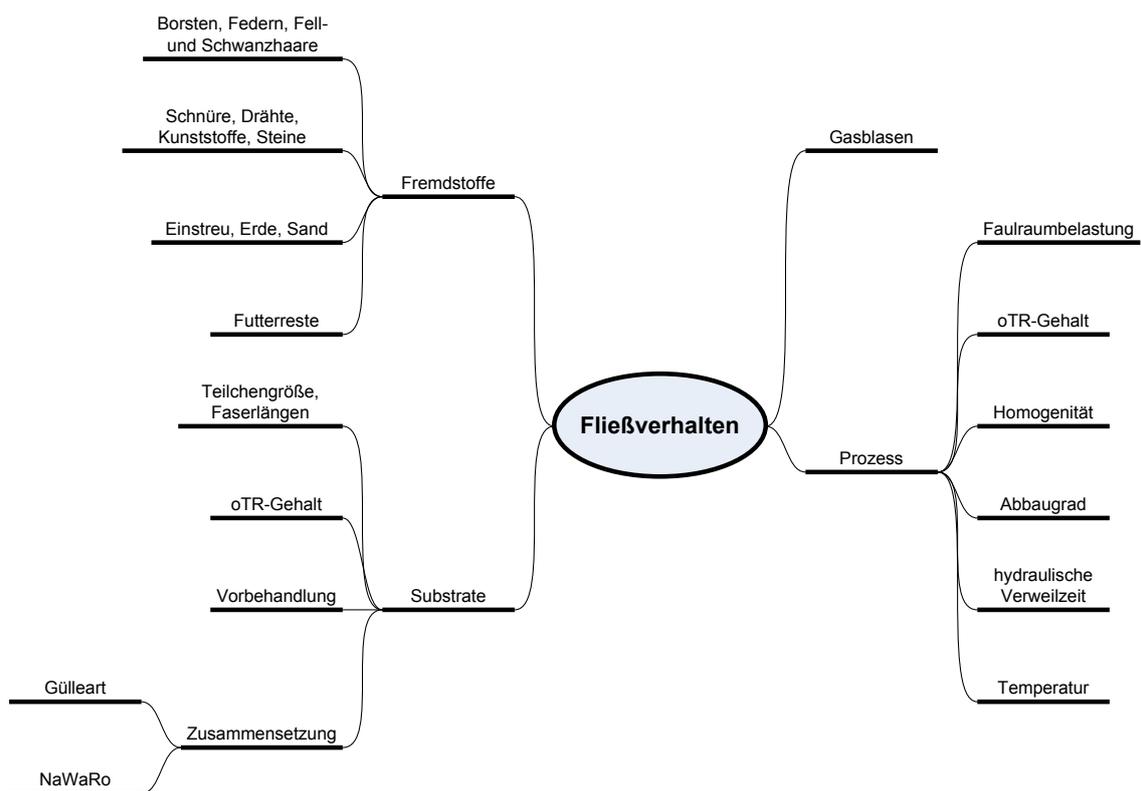


Abbildung 6: Einflussgrößen auf das Fließverhalten

2.2.1 Definitionen und Grundgrößen der Rheologie

Die Grundgrößen der Rheologie können am Zweiplattenmodell (Abbildung 7) veranschaulicht werden. Zwischen zwei parallelen Platten mit einem Abstand y befindet sich ein Festkörper. Für eine Verschiebung der oberen Platte um ΔL wird eine Kraft F benötigt. Diese ist abhängig von den rheologischen Eigenschaften des Festkörpers, respektive eines Fluids. Die Viskosität ist ein Maß für die Kraft, die ein Körper oder ein Fluid seiner aufgezwängten Verformung entgegenbringt.

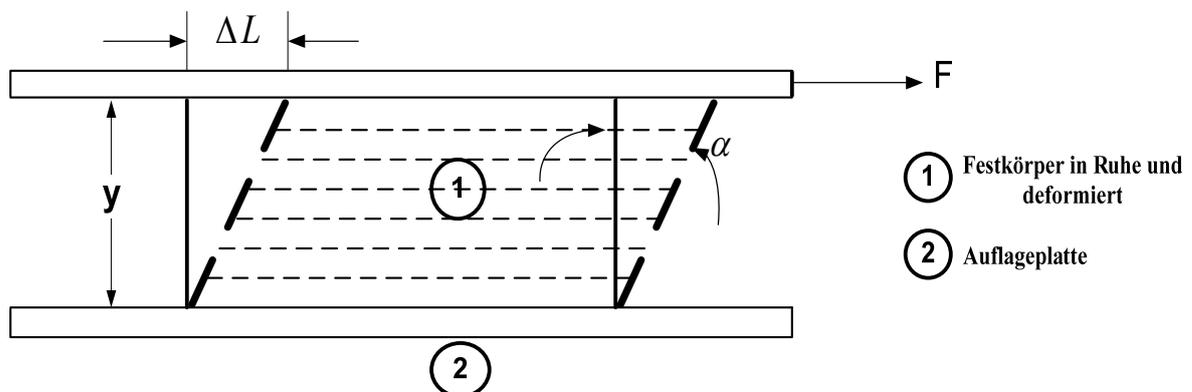


Abbildung 7: Zweiplattenmodell: Deformation eines Körpers durch eine Schubspannung geändert nach Schramm (2004)

y	Plattenabstand [m]	α	Deformationswinkel [°]
F	Kraft [N]	w	Geschwindigkeit [m/s]
ΔL	Verschiebungsabstand [m]		

Als wichtige Ausgangsgröße zur Beschreibung der Stoffeigenschaften dient die **Schubspannung**. Wird die obere Platte mit der Fläche A mit einer tangentialen Kraft F in eine Richtung gezogen, so beginnt eine, sich zwischen den Platten befindliche, Flüssigkeit zu fließen. Aus dem Verhältnis der Kraft F und der Fläche A ergibt sich die Schubspannung (Gleichung 1).

$$\tau = \frac{F}{A} \text{ [Pa]}$$

Gleichung 1

Nach *Menges (2002)* steht das Druckgefälle über einer definierten Länge L in einem Rohr im direkten Zusammenhang mit der **Schubspannung** im Fluid. Es ergibt sich der Verlauf der Schubspannung in einer Kreiskapillare wie in Gleichung 2 beschrieben.

$$\tau(r) = \frac{\Delta p}{2L} \cdot r \quad \text{Gleichung 2}$$

Zu beachten ist, dass die Koordinate r in radialer Richtung in der Rohrmitte beginnt. Der Schubspannungsverlauf ist hierbei unabhängig vom viskosen Fließverhalten des Mediums. Im Unterschied zur Schubspannung ist der Verlauf der Schergeschwindigkeit materialabhängig.

Durch die Beanspruchung einer Flüssigkeit mit der Schubspannung beginnt diese zu fließen. Es tritt in den laminaren Schichtströmungen ein Geschwindigkeitsabfall zwischen den parallelen Platten auf, welcher von den rheologischen Eigenschaften der Flüssigkeit abhängt. So ergibt sich an der oberen Grenzfläche die maximale Fließgeschwindigkeit, welche zur unteren Grenzfläche, quer zum Plattenabstand y , bis auf den minimalen Wert $w_{\min}=0$ absinkt. Der Geschwindigkeitsabfall innerhalb des Plattenabstands y wird als Geschwindigkeitsgefälle, nach Gleichung 3 bezeichnet.

$$\dot{\gamma} = \frac{dw}{dy} \left[s^{-1} \right] \quad \text{Gleichung 3}$$

Die **Schergeschwindigkeit** $\dot{\gamma}$ bezeichnet das Geschwindigkeitsgefälle innerhalb einer Probe. Sie ist abhängig von der Scherbelastung. Für den einfachen Fall eines Zweiplattenmodells (siehe

Abbildung 7) ist die Schergeschwindigkeit nach Gleichung 4 definiert. Sie ist das Verhältnis aus der Geschwindigkeit w_{\max} und des Plattenabstands y .

$$\dot{\gamma} = \frac{w_{\max}}{y} \left[s^{-1} \right] \quad \text{Gleichung 4}$$

Für Rohrströmungen mit Newtonschen Flüssigkeiten wird die Schergeschwindigkeit direkt aus dem Volumenstrom bestimmt (Gleichung 5).

$$\dot{\gamma}_{\text{Newtonsch}}(r) = \frac{4\dot{V}}{\pi \cdot r^4} \cdot r \quad [s^{-1}] \quad \text{Gleichung 5}$$

Mit der Kenntnis der Schubspannung und der zugehörigen Schergeschwindigkeit lässt sich nun die dynamische Viskosität nach Gleichung 6 berechnen.

$$\eta = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad [Pa \cdot s] \quad \text{Gleichung 6}$$

Über die Dichte ρ einer Probe kann die dynamische Viskosität in die kinematische Viskosität (Gleichung 7) umgerechnet werden.

$$\nu = \frac{\eta}{\rho} \quad [m^2 s^{-1}] \quad \text{Gleichung 7}$$

2.2.1.1 Fließfunktionen

Allgemein beschreibt eine Fließfunktion den Spannungszustand eines Fluids bei einem bestimmten Beobachtungszeitpunkt unter Berücksichtigung der gesamten bis zu diesem Zeitpunkt abgelaufenen Deformationsvorgänge. Die Fließfunktion charakterisiert also die Fluideigenschaften, die wesentlich von der Struktur der Elemente, also Atomen, Molekülen, Ionen etc. und deren mechanischen Wechselwirkungen bestimmt werden. Letzteres mag diese enorme Komplexität und Vielfalt von Fließvorgängen, deren sinnvolle mathematische Beschreibung mit großem Aufwand verbunden ist, andeuten. In Ebert (1980) werden zahlreiche allgemeingültige Ansätze zusammenfassend dargestellt, die teilweise auf theoretischer und teilweise auf empirischer Basis beruhen. Proff (1999)

Eine Fließfunktion sollte zur Lösung praktischer Aufgaben (Auslegung, CFD-Simulationen) so beschaffen sein, dass sie das Fließverhalten mit erträglichem mathematischen Aufwand hinreichend genau beschreibt. Proff (1999)

Der mathematisch einfachste und wohl auch älteste Ansatz stammt von Ostwald (1925) und de Waele (1923 & 1926). Bekannt geworden ist dieser Ansatz unter der Bezeichnung „Potenzgesetz“ (Gleichung 8).

$$\tau = K \cdot \dot{\gamma}^m \quad \text{Gleichung 8}$$

Der Konsistenz-Parameter K [Pa s^m] (auch Ostwald-Faktor, *Brauer (1971)*) ist hier ein Maß für die Viskositätsfunktion und unabhängig von der Schubspannung. Der Exponent m (Flüssigkeitsindex, in einiger Literatur auch n [z. B. *Brauer (1971)*, flow behavior index) erlaubt eine Unterteilung in die folgenden Fluidverhalten:

$m < 1$ Strukturviskosität (Zähigkeitsabnahme mit wachsender Schergeschwindigkeit)

$m = 1$ Newtonsches Verhalten

$m > 1$ Dilatanz (Zähigkeitszunahme mit wachsender Schergeschwindigkeit)

Die charakteristischen Fließkurvenverläufe in Abhängigkeit der angeführten Unterteilung sind in Abbildung 8 dargestellt. Der Exponent m kann theoretisch beliebige Werte zwischen 0 und ∞ annehmen. *Brauer (1971)*

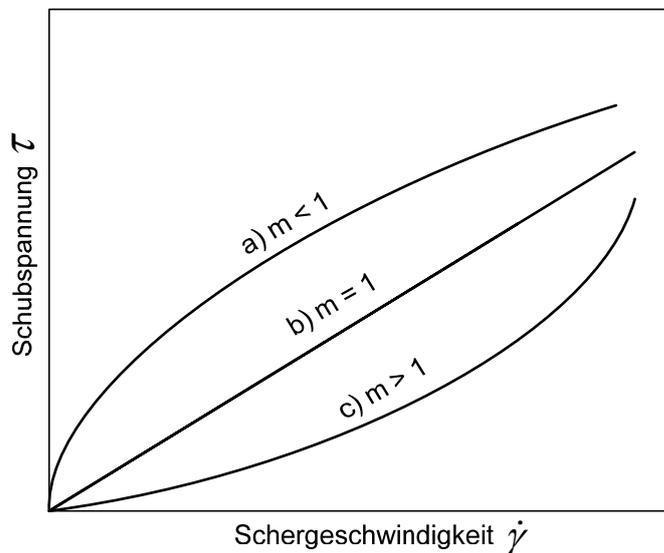


Abbildung 8: Abhängigkeit der Schubspannung von der Schergeschwindigkeit für strukturviskose (a), für newtonsche (b) und für dilatante Flüssigkeiten (c) nach Gleichung 8

Der Graph dieser Funktion (siehe das Beispiel in Abbildung 9) ergibt in der doppeltlogarithmischen Darstellung eine Gerade mit der Steigung m . Die Abweichung vom Wert 1 ist somit ein Maß für das nicht-newtonsche Verhalten.

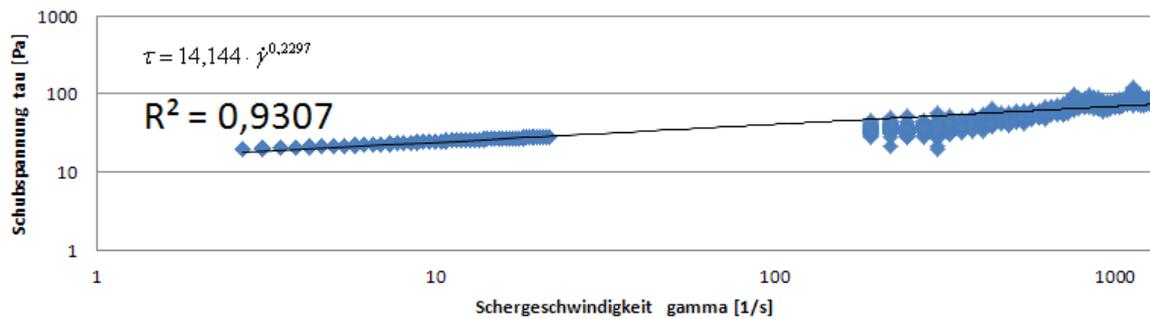


Abbildung 9: Fließkurve in doppeltlogarithmischer Darstellung

Als Schwächen dieser Formulierung führt *Proff (1999)* vier Argumente ins Feld:

- Die Parameter K und m gelten nur innerhalb des untersuchten Fließbereiches. Sie dürfen nicht extrapoliert werden.
- Der Graph der Funktion geht nicht durch den Ursprung des Koordinatensystems; erlaubt somit keine Abschätzung der Fließgrenze (Nullviskosität).
- Der Ansatz versagt bei sehr kleinen und sehr großen Schergeschwindigkeiten.
- Die Dimension des Konsistenzfaktors hängt vom Exponenten m ab, so dass K einen Stoffwert darstellt, der sich nicht nur quantitativ, sondern auch qualitativ ändert. Eine physikalische Interpretation ist also nicht möglich.

Mit dem Flüssigkeitsindex m kann für laminare Rohrströmungen das Geschwindigkeitsprofil nach Gleichung 9 berechnet werden.

$$u / \bar{u} = \left(\frac{3m+1}{n+1} \right) \left[1 - \frac{r}{R} \right]^{\frac{m+1}{m}} \quad \text{Gleichung 9}$$

Nach *Steffe (1992)* führen kleine Werte für den Flüssigkeitsindex zu flachen Geschwindigkeitsprofilen, größere Werte maximieren die Differenz zwischen dem langsamsten und dem schnellsten Fluidelement (Abbildung 10).

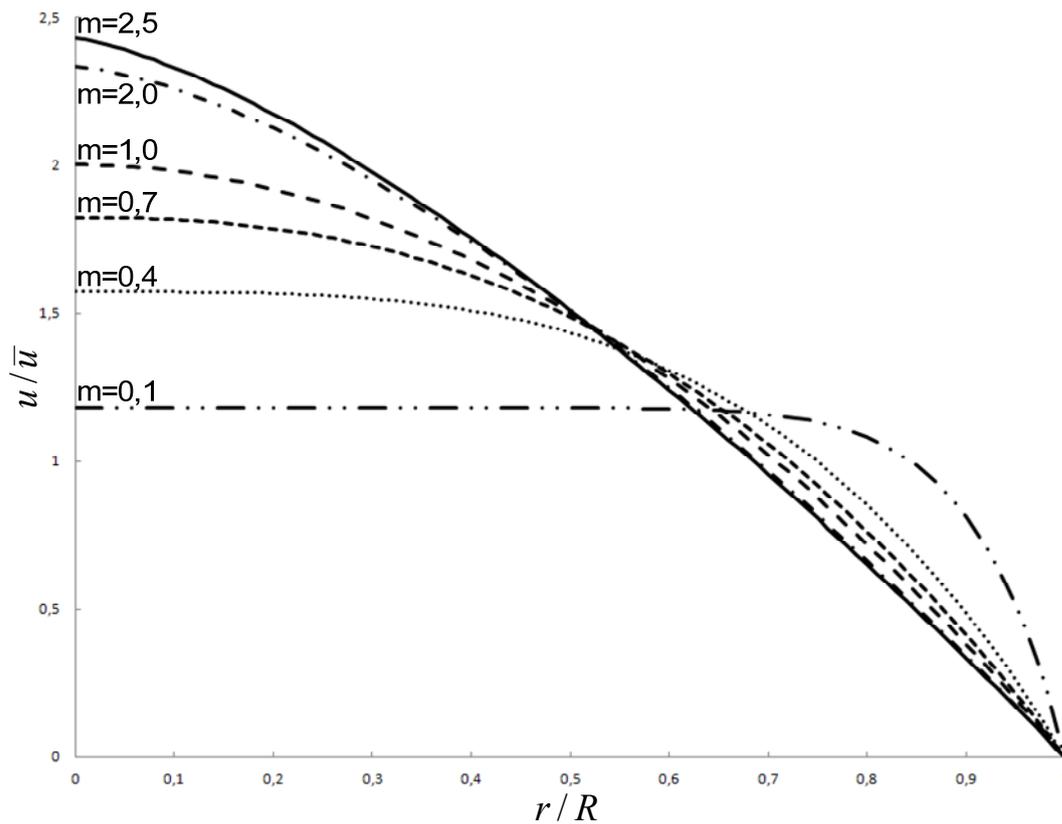


Abbildung 10: Laminare Geschwindigkeitsprofile für „power law fluids“ mit unterschiedlichen Werten für den Flüssigkeitsindex m (Rohrmitte bei $r/R=0$)

2.2.1.2 Viskositätsfunktionen

Das schon von den Fließfunktionen bekannte Potenzgesetz findet sich mit den ähnlichen Parametern (n – Flüssigkeitsindex oder Fließindex; K – Konsistenz) bei den Viskositätsfunktionen (Gleichung 11) wieder.

$$\eta = K \cdot \dot{\gamma}^{n-1}$$

Gleichung 10

2.2.2 Viskositätsmesstechnik

Für verschiedene Aufgaben und Anforderungen werden Viskositätsmessungen verwendet. Ein breites Feld an Viskosimetern ist für die unterschiedlichen Untersuchungen verfügbar (Abbildung 11). Häufig reichen, z. B. in der Qualitäts- oder Prozesskontrolle, relative Messtechniken. Weiterhin sind als zweite Gruppe Absolutviskosimeter etabliert. Diese Gruppe kann in rotierende/oszillierende und Kapillarviskosimeter unterteilt werden. Das in dieser Arbeit aufgebaute Rohrviskosimeter wird den Kapillarviskosimetern zugeordnet.

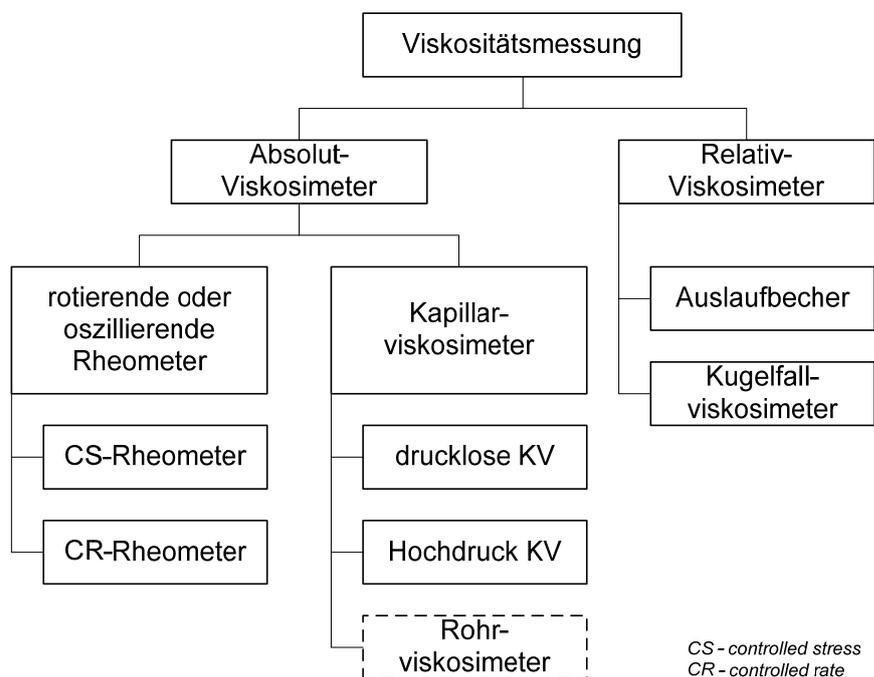


Abbildung 11: Einteilung Viskositätsmessung

Neben den in der Abbildung aufgeführten Viskosimetern existieren weitere, weniger verbreitete Methoden, um absolute oder relative Viskositätsmessungen vorzunehmen. Erwähnt seien das Propellerviskosimeter von *Reviol (2010)*, der von *Hans (2003)* umgebaute magnetisch-induktive Durchflussmesser oder die IMETER-Methode der Fa. IMETER – MSB Breitwieser. Für die Prozessindustrie stehen u.a. auch Inlineviskositätsmesssysteme mit Torsionsschwingern zur Verfügung, welche sich allerdings nur für gasblasenfreie, homogene Medien, die keiner Dichteschwankung unterliegen, eignen. *Pohn et al. (2011)* merken an, dass die Schergeschwindigkeit von Torsionsschwingern im Bereich von 10^3 s^{-1} liegt und sich damit für Messungen an Fermenterinhalt nicht eignet.

2.2.2.1 Rotationsviskosimetrie

Rheologische Untersuchungen von Substratproben mittels Rotationsviskosimetrie sind aufgrund der Geometrie nur eingeschränkt möglich. Die Dimension der Spaltweite (S) der koaxialen Zylindergeometrie, die durch den Messbecher und den Messkörper vorgegeben wird, limitiert den Bereich der maximalen Teilchengröße in der zu untersuchenden Probe (Abbildung 12). Für den erwarteten Bereich der dynamischen Viskosität liegen, je nach Messkörper, die Spaltweiten üblicherweise zwischen 1 mm und 2,6 mm [Thermo Electron (Karlsruhe) GmbH (2008)].

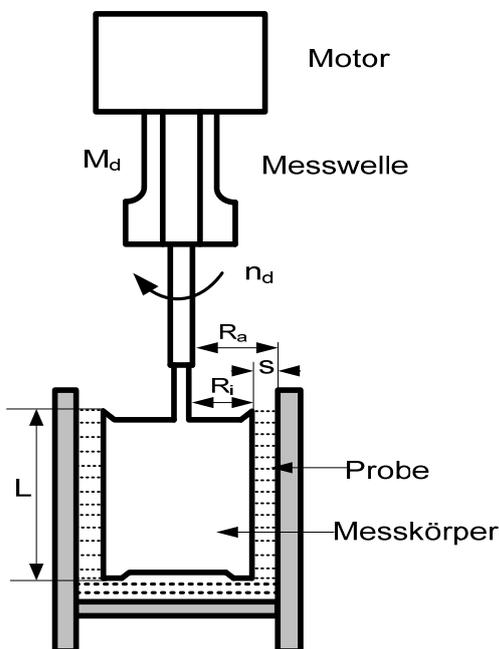


Abbildung 12: Prinzipskizze eines Rotationsviskosimeters, *Tajouri (2009)*

Die in der Biogaspraxis anzutreffenden Proben weisen, je nach eingesetzten Substraten und Vorbehandlungen, eine breite Teilchengrößenverteilung auf. So bewegen sich Maissilagen nach eigenen Siebanalysen in einem Teilchengrößenbereich von 1 bis > 10 mm. Zuckerrübenschnitzel treten teilweise faustgroß auf. Um mittels Rotationsviskosimetrie Untersuchungen durchführen zu können, werden die Ausgangsproben gesiebt (Prüfsieb nach *DIN 4188*, Maschenweite 0,5 mm). Diese Art der Vorbehandlung wendeten *Rosenberger et al. (2002)*, *Lotito et al. (1997)* sowie *Battistoni (1997)* bei Untersuchungen von Klärschlämmen an. Verschiedene Untersuchungsergebnisse der Rotationsviskosimetrie finden sich im Abschnitt 5.1.4 *Rotationsviskosimetrie*.

2.2.2.2 IMETER-Methode

Die IMETER Methode No.5 „DiVa“⁴ als multifunktionale Methode zur Bestimmung der Viskosität, Dichte und weiteren Größen wie der Oberflächenspannung, eignet sich prinzipiell für die Anwendungen in der Biogastechnik. Der Aufbau ähnelt einem Rotationsviskosimeter mit dem entscheidenden Unterschied, dass der Messkörper nicht rotiert, sondern in der Probe vertikal bewegt wird. De facto wird der probengefüllte Zylinder vertikal verschoben, der Messkörper bleibt ortsfest. So entsteht im Ringspalt, zwischen Messkörper und Außenzylinder, zwangsweise eine Ringströmung. Über eine Waage wird die auf den Messkörper wirkende Kraft bei der Verschiebung des Außenzylinders aufgenommen. Limitierend wirkt hier, wie in der Rotationsviskosimetrie, die Spaltweite. Während für niederviskose Medien eine kleine Spaltweite verwendet werden muss, um eine Kraft messen zu können, kann bei höherviskosen Medien die Spaltweite vergrößert werden.

Nach *Breitwieser (2012)* ist eine Skalierung der Methode auf Spaltweiten im Zentimeterbereich, welche für die stückigen Suspensionen im Biogasbereich benötigt werden, möglich. Hierbei nimmt der Außenzylinder durchaus Durchmesser im 100 cm Bereich an. Fraglich ist, welcher Schergeschwindigkeitsbereich, insbesondere die obere Grenze, mit einem solchen Aufbau technisch zu realisieren ist. Genügend Kapital vorausgesetzt, könnte ein Prototyp binnen eines Jahres realisiert werden.

⁴ <http://www.unimeter.net/interim/Viskositaet/DiVA.htm> (Abgerufen am 01.05.2012)

2.2.2.3 Inline-Viskosimeter auf Basis eines magnetisch-induktiven Durchflussmessers

Ein Inline-Viskosimeter nutzt im Gegensatz zu einem Online-Viskosimeter den Hauptstrom eines zu untersuchenden Mediums. Es muss kein Neben- oder Seitenstrom zum Messgerät geführt werden. Bei dieser nicht-invasiven Messmethode wird keine zusätzliche Deformationsenergie von außen eingetragen. Die mechanische Beanspruchung durch die Rohrförderung deformiert das Material schierend. Ein MID (magnetisch-induktiver Durchflussmesser) gibt über die Messspannung als integralen Wert die mittlere Geschwindigkeit an. Die Modifikation von *Hans (2003)* eines handelsüblichen MID hinsichtlich der Spulenanordnung, erlaubt die örtlich aufgelöste Berechnung der Geschwindigkeiten einer Rohrströmung. Im Profil der Strömungsgeschwindigkeit äußert sich die Materialkenngröße Viskosität. Dieses Strömungsprofil wird berührungslos aufgenommen und in Kombination mit einem Differenzdrucksensor auf die Fließeigenschaft rückgeschlossen. Aus der Kenntnis des Strömungsprofils kann der Fließindex m (für die Modellierung nach Ostwald/ de Waele) detektiert werden. Die zugehörige Schubspannung wird aus den Daten der Differenzdruckmessung gewonnen und hieraus der Konsistenzfaktor K berechnet. *Hans (2003)*

Ein Produkt auf Basis der durchgeführten Arbeit von *Hans (2003)* in Zusammenarbeit mit der Fa. Endress + Hauser ist derzeit nicht am Markt verfügbar.

Endress + Hauser stellten 3/2011 eine Inline-Viskositätsmessung auf Basis eines Coriolis-Massendurchflussmessgerätes für die Qualitätsüberwachung vor⁵. Dieses Gerät liefert nach *Kieseler (2012)* allerdings ausschließlich relative rheologische Daten zur Prozessüberwachung.

⁵<http://www.de.endress.com/eh/sc/europe/dach/de/home.nsf/#page/id/0459B7A277554387C125785E003A9264> (Abgerufen am 17.05.2012)

2.2.2.4 Makroviskosimeter

Die für die simulative Untersuchung des Einmischverhaltens in Biogasanlagen benötigten *Pohn et al. (2010)* rheologische Daten, welche sie mit einem Makroviskosimeter (Abbildung 13) ermittelten. Hierzu skalierten sie ein Rotationsviskosimeter für ein Probenvolumen von 11 L. Hierdurch konnte die Spaltweite deutlich vergrößert werden. Der Innendurchmesser beträgt 20 cm und die zylindrische Höhe 30 cm. Der Behälter schließt am unteren Ende mit einem Klöpperboden ab.



Abbildung 13: Makroviskosimeter, *Pohn et al. (2011)*

Der übliche Messkörper wurde durch einen Blattrührer (Durchmesser 8 cm, Höhe 10 cm) ersetzt. Während die reine Kalibrierung mit der Metzner-Otto-Methode zunächst versagt hatte (keine verlässliche Vorhersage der Scherkraftverteilung), konnte die Kalibrierung mit einer Kombination aus numerischer, theoretischer und Metzner-Otto-Methode vorgenommen werden.⁶

Der Messaufbau erlaubt Untersuchungen an Suspensionen mit Partikelgrößen bis 10 mm und Faserlängen von maximal 30 mm.⁷

Die Ergebnisse konnten in der Folge für Untersuchungen des Einmischverhaltens, des Leistungseintrags der Rührtechnik und für einen Scale-Up-Prozess genutzt werden.⁸

Die Ergebnisse der Untersuchungen finden sich im Abschnitt *5.1.5 Makroviskosimeter*.

⁶ <http://cfd.at/?q=node/156> Abgerufen am 21.05.2012

⁷ <http://cfd.at/?q=node/161> Abgerufen am 21.05.2012

⁸ <http://cfd.at/?q=node/169> Abgerufen am 21.05.2012

2.2.2.5 Kapillarviskosimetrie

Die Kapillarviskosimeter für rheologische Untersuchungen, die den Absolutviskosimetern zugerechnet werden (siehe Abbildung 11), werden in drucklose und druckbetriebene Geräte unterteilt. Die Gruppe der drucklosen Geräte, hierzu gehören auch Auslaufbecher (*DIN EN ISO 2431*), eignet sich (eigentlich) prinzipbedingt nur für idealviskose Fluide. Aufgrund der Schwerkraft können Ausflusszeiten ermittelt werden, die zur kinematischen (dichteabhängigen) Viskosität führen. I.d.R. werden hier aber nur die Ausflusszeiten unter Angabe der Geometrie (z. B. Düsengröße) und Norm verwendet, um bei der Prüfung von Fluiden mit ähnlicher Viskosität (Farben, Lacke, Harze) Veränderungen im Produktionsprozess z. B. im Rahmen der Qualitätskontrolle festzustellen. Hochdruck-Kapillarviskosimeter, mit Gasdruck oder elektrisch angetrieben, finden ihre Anwendung bei der Untersuchung von z. B. Polymerschmelzen, PVC-Plastisolen, Schmierfetten, Dichtmassen und Mineralölen. Bei gasdruckgetriebenen Geräten werden nach *Mezger (2010)* Drücke von bis zu 350 bar erreicht. Eine eigene Gruppe bilden die Rohrviskosimeter, welche im Bereich von geringeren Drücken, angelehnt an die beim Rohrleitungstransport auftretenden, betrieben werden.

Es finden sich bei den Rohrviskosimetern unterschiedliche Fördereinrichtungen wie Schneckenpumpen [*Pullum et al. (2010)*], Zahnradpumpen [*Adhikari & Jindal (2001)*], Flygt N-Pump (Abwasserpumpe mit Kanallauftrad) [*Holm (2008)*] oder Gasdruck [*Kokini & Dervisoglu (1990)*]. Die Eignung der jeweiligen Fördereinrichtung wird neben den Anforderungen des Mediums, durch die Möglichkeit der konstanten, pulsationsarmen Förderung bestimmt.

Um eine Fließ- oder Viskositätskurve in einem breiten Schergeschwindigkeitsbereich zu erhalten, kommen Rohre verschiedenen Durchmessers zum Einsatz. Einige Messaufbauten arbeiten mit einem konstanten Länge/Durchmesser Verhältnis und einer durchmesserabhängigen Messstreckenlänge [*Kokini & Dervisoglu (1990)*]. Die jeweiligen Messrohrängen werden eingangsseitig um eine Einlaufstrecke zur Vermeidung von Einlaufeffekten verlängert. Eine Länge (L_e) von 90 x Durchmesser wird hierfür empfohlen [*Kokini & Dervisoglu (1990)*]. Eine voll ausgebildete Strömung stellt sich erst nach dieser Einlaufstrecke ein. Die Erhöhung der örtlichen Wandschubspannungen im Einlaufbereich gegenüber der voll ausgebildeten Strömung im Bereich der Messstrecke führen nach *Hans (2003)* zur Messung eines größeren

Druckabfalls und damit zu einem erhöhten Viskositätsniveau. Nach *Truckenbrodt (1996)* kann der Beschleunigungsvorgang der Kernströmung als beendet angesehen werden, wenn ca. 99 % der maximalen Geschwindigkeit in der Rohrmitte vom endgültigen Wert des vollaushabildeten Geschwindigkeitsprofil erreicht sind (Abbildung 14).

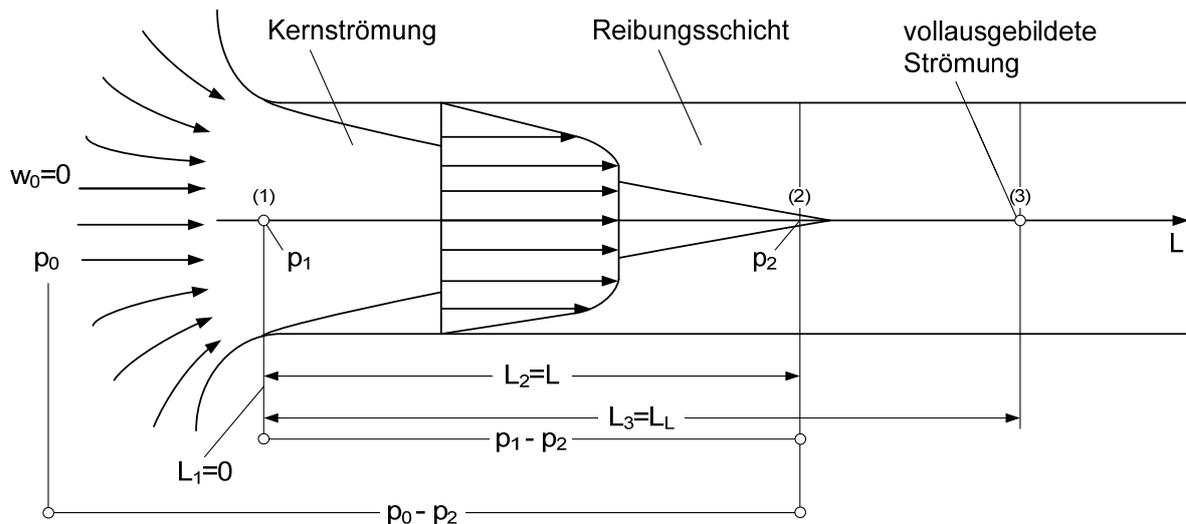


Abbildung 14: Schematische Darstellung der laminaren Rohreinlaufströmung nach *Truckenbrodt (1996)*

Das zur Viskositätsmessung benötigte Geschwindigkeitsgefälle wird in Kapillarviskosimetern in Form einer laminaren Rohrströmung erzeugt.

Bei idealisierten Voraussetzungen

- laminare, isotherme Strömung
- stationärer Strömungszustand
- Newtonsches Fließverhalten des Fluids
- Druckunabhängigkeit der Viskosität
- Inkompressibilität des Fluids
- Wandhaftung des Fluids
- Vernachlässigung der Strömungseinflüsse am Ein- und Auslauf einer hinreichend langen Kapillare

bewegt sich das Fluid in koaxialen Schichten in Richtung des Druckgefälles durch die Kapillare und es kommt zur Ausbildung eines Geschwindigkeitsprofils (Abbildung 15).

Wilke et al. (2000)

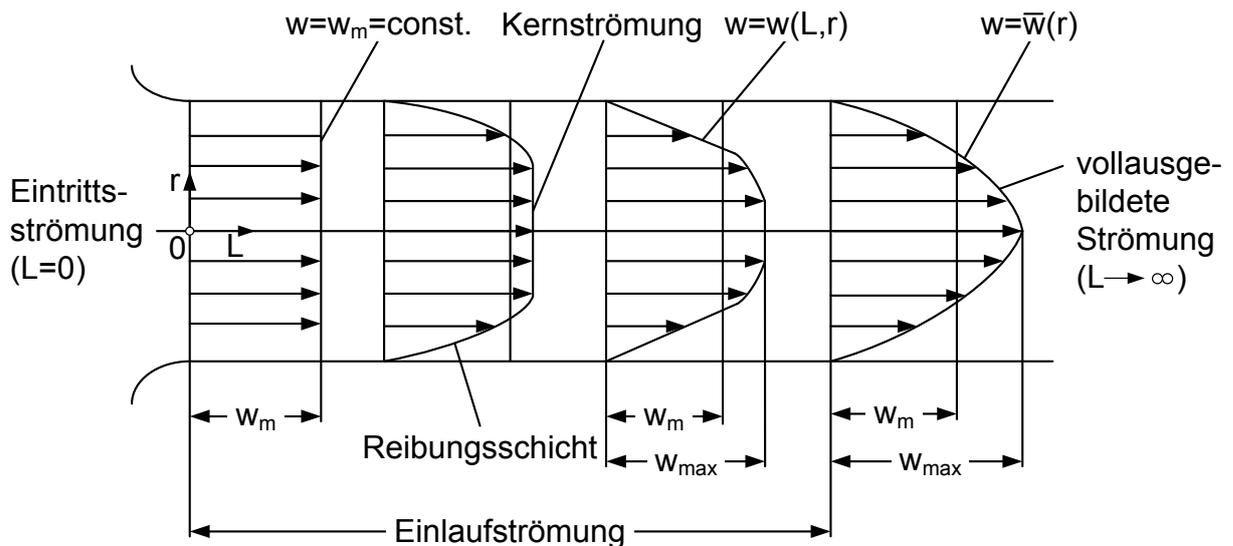


Abbildung 15: Entwicklung des Geschwindigkeitsprofils im Einlauf eines Rohres vom gleichmäßigen bis zum vollausbildeten Geschwindigkeitsprofil, dargestellt für ebene laminare Strömungen nach Truckenbrodt (1996)

Die physikalische Grundlage für alle Kapillarviskosimeter liefert das Hagen-Poiseuillesche Gesetz (Gleichung 11) [Hagen (1839), Poiseuille (1840), Böswirth (2007)].

$$\dot{V} = \frac{\pi \cdot r^4 \cdot \Delta p}{8 \cdot \eta \cdot L} \quad \text{Gleichung 11}$$

Es ergeben sich daraus zwei grundsätzliche Messprinzipien für die dynamische Viskosität: Die Messung des Volumenstroms durch die Kapillare bei gleicher, vorgegebener Druckdifferenz, oder die Messung der Druckdifferenz bei konstantem Volumenstrom. Im vorliegenden Fall ist die Realisierung eines veränderlichen, vorgegebenen Volumenstroms und der Messung der Druckdifferenz zielführender.

In einem Rohr (Abbildung 16) mit bekanntem Durchmesser wird der statische Druckverlust über eine Länge L (Δx) bei verschiedenen Volumenströmen \dot{V} ermittelt. Dieses ist das Prinzip eines Rohrviskosimeters. *Andreasson (1989)*

Aus diesen Messungen werden rheologische Eigenschaften berechnet und im Kapitel 5. *Diskussion und Vergleich* vorgestellt.

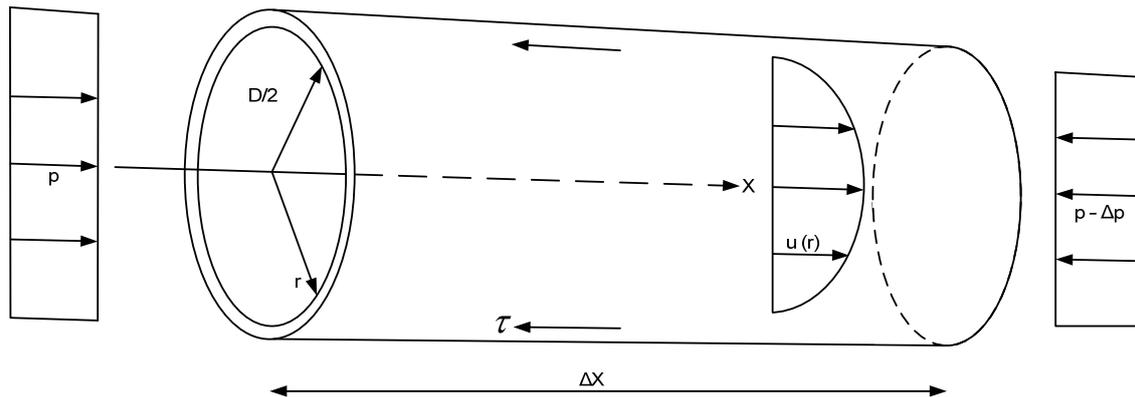


Abbildung 16: Definitionszeichnung für die Rohrparameter nach *Andreasson (1989)*

Durch die Auswahl der unterschiedlichen Rohrdurchmesser bei vorgegebenem Fördervolumenstrombereich ergeben sich unterschiedliche, erreichbare Schergeschwindigkeiten. Hierbei liegen die Förder- und Mischprozesse im Fokus dieser Arbeit. Eine Übersicht der Schergeschwindigkeitsbereiche für verschiedene Anwendungsfelder gibt Abbildung 17 nach *Kohlgrüber (2007)*.

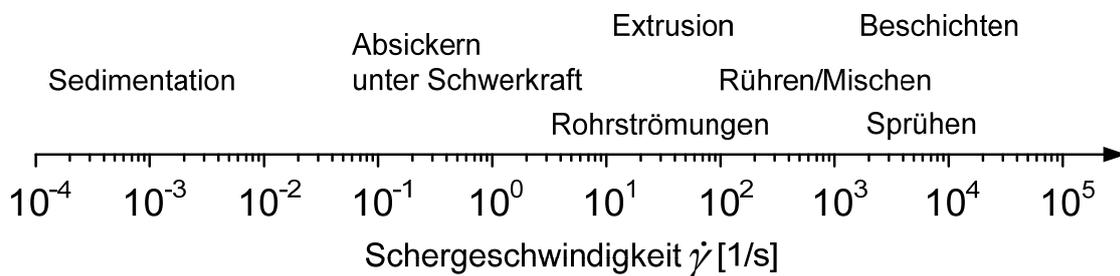


Abbildung 17: Schergeschwindigkeitsbereiche für unterschiedliche Anwendungsfelder nach *Kohlgrüber (2007)*

Für die Realisierung kleiner Schergeschwindigkeiten ($< 5 \text{ s}^{-1}$) ergeben sich konstruktiv zwei Möglichkeiten. Bei der Verwendung eines geringen (z. B. DN25) und kostengünstigen Rohrquerschnitts sowie eines kleinen Volumenstroms ($\dot{V} < 1 \text{ m}^3/\text{h}$, Volumenstromaufteilung nötig) ergibt sich eine Messstreckenlänge von ca. 25 m, um einen ausreichend großen statischen Druckverlust für die vorhandene Differenzdruckmesstechnik zu generieren (Abbildung 18).



Abbildung 18: Abschnitt der isolierten und aufgeständerten 25 m Messstrecke in DN25

Die zweite Möglichkeit zur Realisierung von kleinen Schergeschwindigkeiten bei gegebenem, minimalem Fördervolumenstrom ($1,15 \text{ m}^3/\text{h}$) ist die Nutzung eines deutlich größeren Rohrquerschnitts (z. B. DN150). Die benötigte Messstreckenlänge wird hier zu ca. 7 m bestimmt. Die Gesamtlänge des Rohrabschnitts (Messlänge + Einlaufänge + Auslaufänge) ergibt sich zu 10 m (Abbildung 19).



Abbildung 19: Aufgeständerte 7 m DN150 Messstrecke

Durch den pumpenseitig vorgegebenen Volumenstrombereich ergeben sich je nach Nennweite des verwendeten Messrohres die entsprechenden Bereiche der Schergeschwindigkeit (Tabelle 3).

Tabelle 3: Wandschergeschwindigkeiten in Abhängigkeit von Volumenstrom und Nennweiten

Nennweite	Schergeschwindigkeit (Wand) [1/s]	
	1,152 m ³ /h @ 6Hz	9,288m ³ /h @ 50Hz
DN25	162,0	1305,9
DN32	82,9	668,6
DN40	42,2	339,9
DN50	21,2	170,7
DN65	11,9	95,7
DN80	7,3	58,5
DN100	3,9	31,8
DN125	2,7	21,7
DN150	1,3	10,4
DN200	0,4	3,3
DN250	0,2	1,7
DN300	0,1	1,0

Durch eine gezielte Messrohrwahl kann es zu einer Überlappung der Schergeschwindigkeitsbereich kommen.

3. Material und Methoden

Die rheologisch untersuchten Proben aus den Fermentern und Nachgärern wurden neben den jeweils eingesetzten Substraten auf ihren Trockenrückstand und Glühverlust nach *DIN EN 12880* und *DIN EN 12879* untersucht, sowie der organische Trockenrückstand berechnet. Im Anhang 10.2 Glührückstand und organischer Trockenrückstand der untersuchten Proben und Substrate findet sich eine komplette Zusammenstellung der Untersuchungsergebnisse, welche zur Übersicht im anschließend nur grafisch dargestellt werden.

3.1 Probenherkunft

Im Folgenden werden die verschiedenen Anlagen kurz vorgestellt. Die Angaben zur durchschnittlichen Substratzusammensetzung basieren auf der Auswertung der Betriebstagebücher über einen Zeitraum von jeweils ca. drei Monaten vor Probenahme.

3.1.1 Anlage 1

Die größte in diesem Rahmen untersuchte Biogasanlage mit 4000 kW (Abbildung 20) nutzt als Hauptsubstrate Maissilage und Rindergülle (Tabelle 4). Rechnerisch bestimmen sich die hydraulische Aufenthaltszeiten (HRT) zu 46 d (Fermenter 1 & 2), 52 d (Fermenter 3) und 16,4 d (Nachgärer). Da eine voranschreitende Versandung, hauptsächlich induziert durch Maissilage und den früheren Einsatz von Hühnertrockenkot, das nutzbare Nettovolumen (NV) der Fermenter reduziert, liegt die reale hydraulische Verweilzeit unter der hier rechnerisch ausgewiesenen.

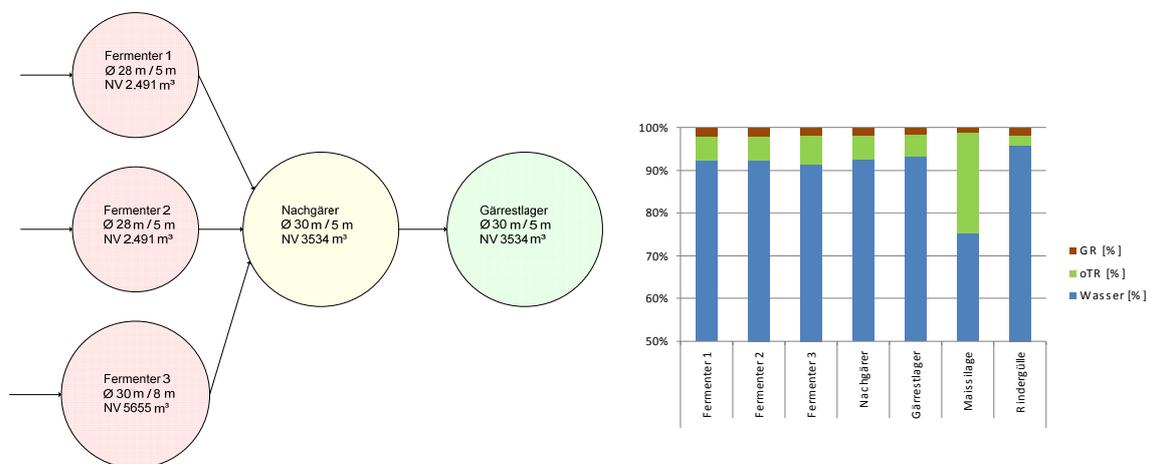


Abbildung 20: Anlagenübersicht Anlage 1 (links) und Substrateigenschaften (rechts)

Tabelle 4: Substratzusammensetzung Anlage 1

	Maissilage t/d, (%)	Rindermist t/d, (%)	Gülle m ³ /d, (%)	∑ t/d
FM 1	25 (46,3)	4 (7,4)	25 (46,3)	54
FM 2	25 (46,3)	4 (7,4)	25 (46,3)	54
FM 3	50 (46,3)	8 (7,4)	50 (46,3)	108

3.1.2 Anlage 2

Die zweite untersuchte Biogasanlage (Abbildung 21) mit 500 kW zeichnet sich durch die geringsten hydraulischen Verweilzeiten aus (Fermenter 38 d, Nachgärer 35 d) und nutzt als Hauptsubstrate Maissilage und Gülle (Tabelle 5).

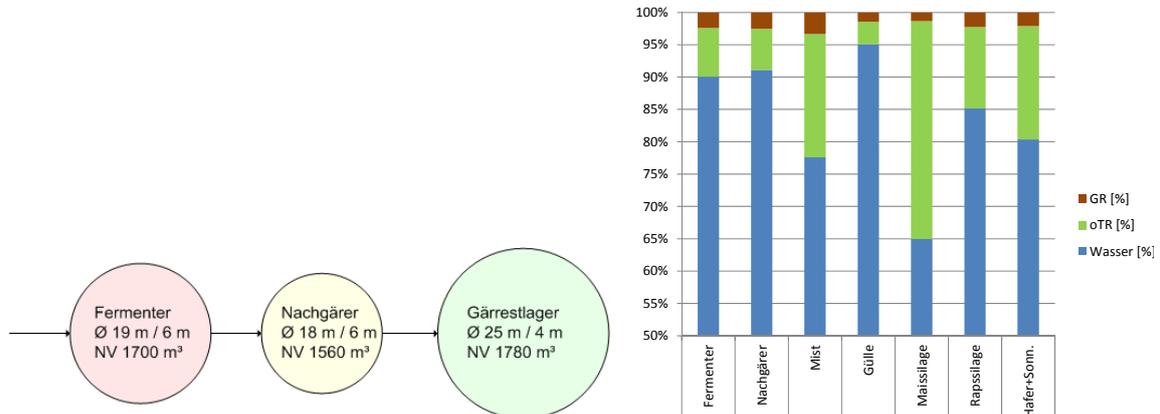


Abbildung 21: Anlagenübersicht Anlage 2 (links) und Substrateigenschaften (rechts)

Tabelle 5: Substratzusammensetzung Anlage 2

	Maissilage t/d, (%)	Rindermist t/d, (%)	Gülle m ³ /d, (%)	Silage Mix ⁹ t/d, (%)	Σ [t/d]
FM1	34 (47,22)	12 (16,67)	24 (33,33)	2 (2,78)	72

⁹ Silage Mix – Raps/Hafer/Sonnenblumen/Geste Silage

3.1.3 Anlage 3

Die dritte untersuchte Biogasanlage mit 500 kW (Abbildung 22) nutzt als Hauptsubstrate Maissilage und Zuckerrüben (Tabelle 6). Ein Teil der täglichen Fütterung (15 %) wird direkt in den Nachgärer gegeben. Durch den ca. 21 %-igen Zuckerrübenanteil in der Substratmischung ist die Biogasbildung bzw. der starke Anstieg der Gasmenge jeweils relativ kurz nach der Fütterung im Nachgärer zu beobachten.

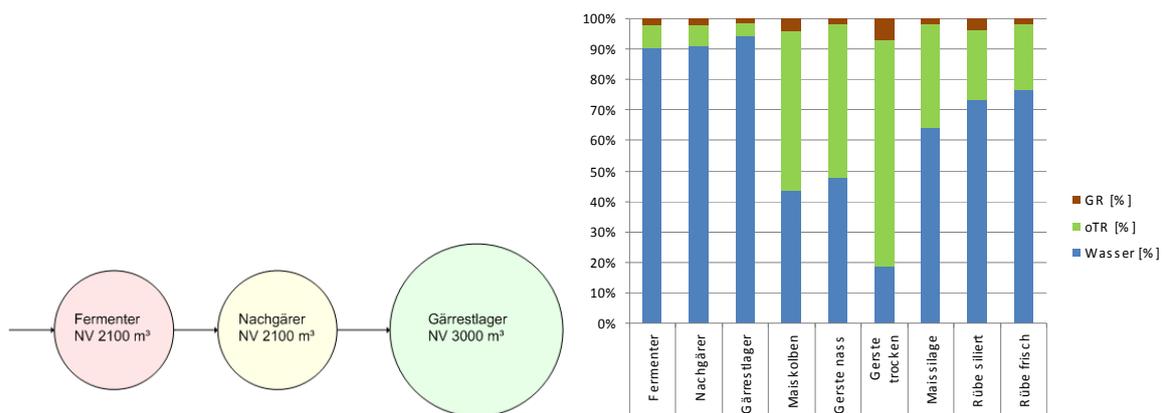


Abbildung 22: Anlagenübersicht Anlage 3 (links) und Substrateigenschaften (rechts)

Tabelle 6: Substratzusammensetzung Anlage 3

	Maismischsilage t/d, (%)	Rüben (frisch) t/d, (%)	CCM t/d, (%)	Σ [t/d]
FM1	30,12 (69,72)	8,98 (20,78)	4,10 (9,50)	43,20

Die Zuckerrüben werden als frisches Substrat eingemischt. Der Versuch der gemeinsamen Silierung mit Mais und Körnergetreide (Abbildung 23) als Mischsilage wird derzeit aus logistischen Gründen nicht weiter verfolgt.



Abbildung 23: Mischsilage

3.1.4 Anlage 4

Die Biogasanlage vier mit 500 kW (Abbildung 24) nutzt neben Maissilage einen erheblichen Anteil Festmist als Hauptsubstrat (Tabelle 7).

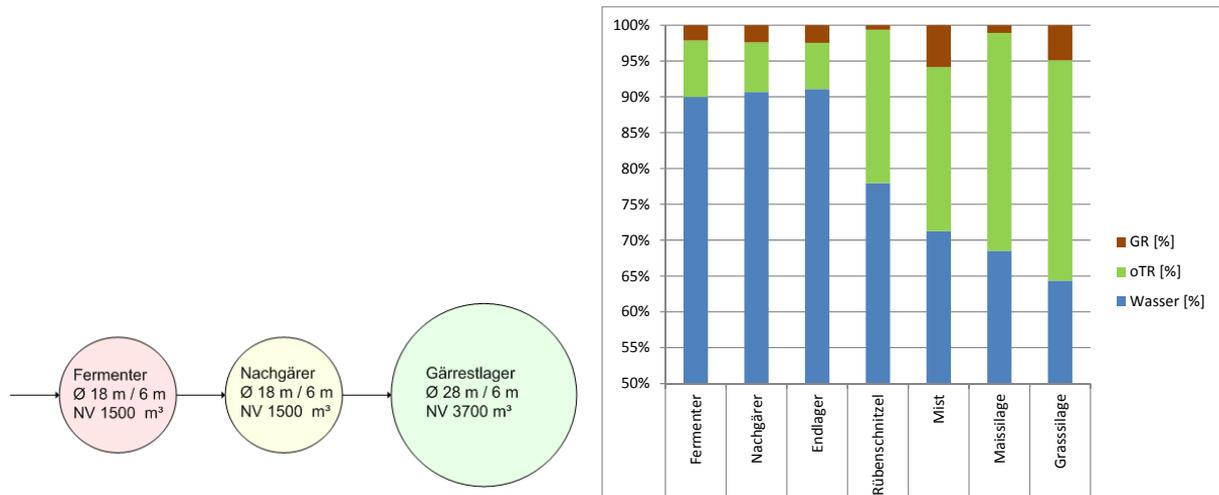


Abbildung 24: Anlagenübersicht Anlage 4 (links) und Substrateigenschaften (rechts)

Tabelle 7: Substratzusammensetzung Anlage 4

	Maissilage t/d, (%)	Grassilage t/d, (%)	GPS t/d, (%)	Festmist t/d, (%)	Σ [t/d]
FM 1	20,0 (62,8)	0,2 (0,6)	0,8 (2,4)	10,9 (34,2)	31,8

3.1.5 Anlage 5

Die fünfte Biogasanlage mit 500 kW (Abbildung 25) ist zum Untersuchungszeitpunkt erst drei Monate in Betrieb. Zum Anfahren dieser Anlage wurde Fermenterinhalt der Anlage 3 genutzt. Material aus dem Fermenter ist durch umpumpen in den Nachgärer gefördert worden. Es ist noch recht strukturiert und nicht vollständig abgebaut. Die berechneten durchschnittlichen hydraulischen Verweilzeiten (siehe Tabelle 11) sind noch nicht erreicht, so dass noch kein längerfristiger kontinuierlicher Betrieb vorliegt. Als Substrat wird hauptsächlich Maissilage verwendet (Tabelle 8).

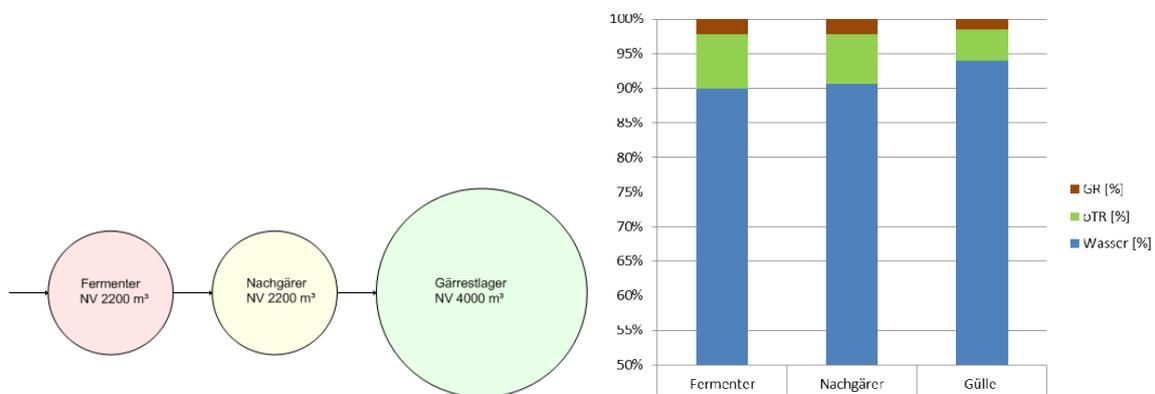


Abbildung 25: Anlagenübersicht Anlage 5 (links) und Substrateigenschaften (rechts)

Tabelle 8: Substratzusammensetzung Anlage 5

	Maissilage t/d, (%)	Rindermist t/d, (%)	CCM t/d, (%)	Σ t/d
FM 1	35,1 (91,4)	0,2 (0,4)	3,3 (8,5)	38,5

3.2 Mobiles Rohrviskosimeter

3.2.1 Aufbau

Für die Erhebung von rheologischen Parametern wurde ein Rohrviskosimeter aufgebaut. Da die Temperatur einen großen Einfluss auf das Fließverhalten ausübt und möglichst unveränderte Proben bei Fermentertemperatur untersucht werden sollten, wurde der Messaufbau als mobile Einheit ausgeführt. Hierzu konnte der Versuchsstand auf einem Drehschemelhänger aufgebaut werden (Abbildung 26). Die Messrohrstrecke für geringe Schergeschwindigkeiten ist in dieser Abbildung nicht gezeigt.



Abbildung 26: Versuchsstand auf Drehschemelhänger

Die Abbildung 27 illustriert nachfolgend den schematischen Aufbau des Versuchsstands.

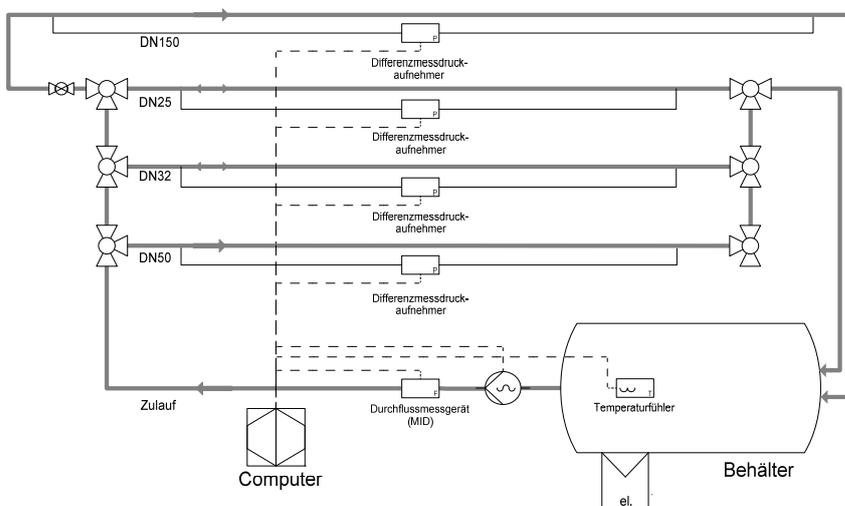


Abbildung 27: R&I Fließbild Rohrviskosimeter

Der Versuchsaufbau (Abbildung 28) besteht aus einem beheizten (Fasheizung HISD) Vorlagebehälter (Deckelfass) (1) mit ca. 220 L, welcher über dem Einlauf einer frequenzgesteuerten Exzentrerschneckenpumpe (Fa. Netzsch NEMO NM090BY) (2) angeordnet ist. Druckseitig ist der Fördereinheit ein magnetisch induktiver Durchflussmesser (Fa. ABB MID FEP321) (3) nachgeschaltet. Es folgt eine Anordnung von verschiedenen Messrohrstrecken (4, 5, 6, 7), die wahlweise sowie im gesamten, abhängig von der Stellung der Kugelhähne (T-Bohrung), durchflossen werden können. Die im Kreis geförderte Suspension wird zunächst durch das Messrohr 4 (DN50) gefördert, gefolgt vom Messrohr 5 (DN32) und zuletzt Messrohr 7 (DN150). Alle internen Rohrstrecken sind gegen Wärmeverluste isoliert (Armacell® & Armaflex®).



Abbildung 28: CAD-Zeichnung des Rohrviskosimeters

Die Messstrecke 6 (DN25) ist für die meisten stückigen Medien auf Grund des geringen Querschnitts ungeeignet. Die Messrohre sind gefolgt vom Messrohr 5 (DN32) und zuletzt Messrohr 7 (DN150) in je drei Teilbereiche zerlegbar. Nach einer ausreichend dimensionierten Einlaufstrecke folgt die Messstrecke von vier (4, 5, 6) bzw. sieben Metern (7). An die Messrohrstrecke schließt sich jeweils eine Auslaufstrecke an. Über die jeweiligen Messstrecken wird der Differenzdruck (Fa. ABB Differenzdrucksensor 265DS) abgenommen. Hierzu sind T-Stücke gesetzt, von denen jeweils längengleiche, wassergefüllte Schlauchleitungen an die Differenzdrucksensoren angeschlossen sind. Der Rücklauf für die Kreislaufführung zur Vorlage (1) ist entweder intern (6) oder extern am Auslauf der DN150 (7) Messstrecke möglich.

Alle weiteren Rohrstrecken, Kugelhähne, Rohrbögen, Verschlauchungen usw. sind mit Ausnahme der Verbindungen zu den Differenzdrucksensoren, in DN 50 ausgeführt.

Konstruktiv deckt das so aufgebaute Rohrviskosimeter einen Schergeschwindigkeitsbereich von 1 bis 1.200 s^{-1} ab.

Problematisch sind der Durchmesser und die Ausrichtung der Anschlüsse für die Differenzdruckmessung. In der ersten Version wurden kleine Kapillarleitungen mit entsprechend kleinem Rohranschluss verwendet, in welchen sich bei einer Ausrichtung zwischen 9 und 3 Uhr Gas ansammelte (Abbildung 29, links). Bei einer Ausrichtung zwischen 3 und 9 Uhr verstopften Sedimente die Kapillarleitungen, welche zu ungültigen Messergebnissen führt. Die bestehende Differenzdruckmesstechnik konnte mit vergrößerten Anschlüssen in DN50 (Abbildung 29, links) und einer Ausrichtung nach unten (5 Uhr) weitergenutzt werden. Die nicht vermeidbare Sedimentation bei geringen Volumenströmen stört durch den größeren Querschnitt in der Folge die Messung des Differenzdruckes nicht mehr.

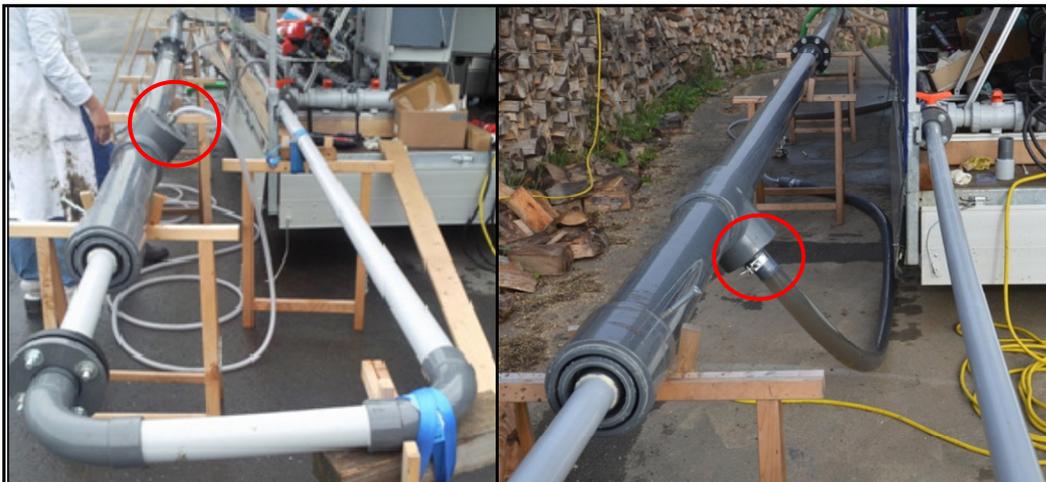


Abbildung 29: Ausführungsvarianten der Kapillaranschlüsse für die Differenzdruckmesstechnik

Für die Generierung geringer Schergeschwindigkeiten wurde zunächst die in Abschnitt 2.2.2.5 *Kapillarviskosimetrie* vorgestellte Möglichkeit mit einer Messrohrstrecke in DN25 aufgebaut. Im Versuchsbetrieb kam es bei dieser Variante allerdings häufig zu einem Zusetzen der Rohrstrecke (Abbildung 30).



Abbildung 30: Zugesetzte DN25 Rohrstrecke im Versuchsbetrieb

Um dennoch Differenzdrücke bei geringen Schergeschwindigkeiten aufnehmen zu können, wurde die bestehende DN25 Rohrstrecke durch eine DN150 Rohrstrecke (Abbildung 31) ersetzt. Für die Messungen ist nun keine Volumenstromaufteilung nötig, welche bei der DN25 Messrohrstrecke einen Flaschenhals darstellt. Die faserigen und stückigen Suspensionen bilden an Querschnittsänderungen (hier: Verringerung) schnell feste und silageartige Verstopfungen.

Die DN150 Messrohrstrecke ist in der Mitte geflanscht und lässt sich für den Transport zerlegen.



Abbildung 31: Messrohrstrecke (DN150) für geringe Schergeschwindigkeiten

Beim Aufstellungsort ist auf eine möglichst horizontale Ausrichtung zu achten, um bei der Differenzdruckmessung den systematischen Fehler durch einen unterschiedlichen hydrostatischen Druck klein zu halten.

3.2.2 Messablauf

Zu den vorbereitenden Aufgaben gehört neben dem Verorten des Versuchsanhängers auf einem möglichst horizontalem Niveau der Aufbau der externen DN150 Messstrecke sowie die Bereitstellung einer Dreiphasenwechselstrom - und Wasserversorgung.

Alle Druckschläuche zu den Differenzdrucksensoren werden luftblasenfrei mit Wasser gefüllt. Die Probenahme an der entsprechenden Anlage kann daraufhin erfolgen. Das Probenmaterial wird in den beheizten Vorlage- und Pufferbehälter eingefüllt. Dieses erfolgte i.d.R. manuell (Abbildung 32).



Abbildung 32: Einfüllen von Probenmaterial

Nachdem die Vorlage mit ca. 200 L Probe gefüllt ist, werden die Rohrstrecken mittels Exenterschneckenpumpe geflutet. Weiteres Probenmaterial wird in die Vorlage eingebracht (ca. 150 L). Für die Referenzanalytik im Labor (TR, oTR, GR) wird eine Probe zurückgestellt. Es schließt sich eine Kreislaufförderung über einen Zeitraum von ca. fünf Minuten an. In dieser Zeit wird der Versuchsstand auf Undichtigkeiten kontrolliert und das Messprogramm (Abbildung 33) auf dem Versuchsrechner initialisiert.

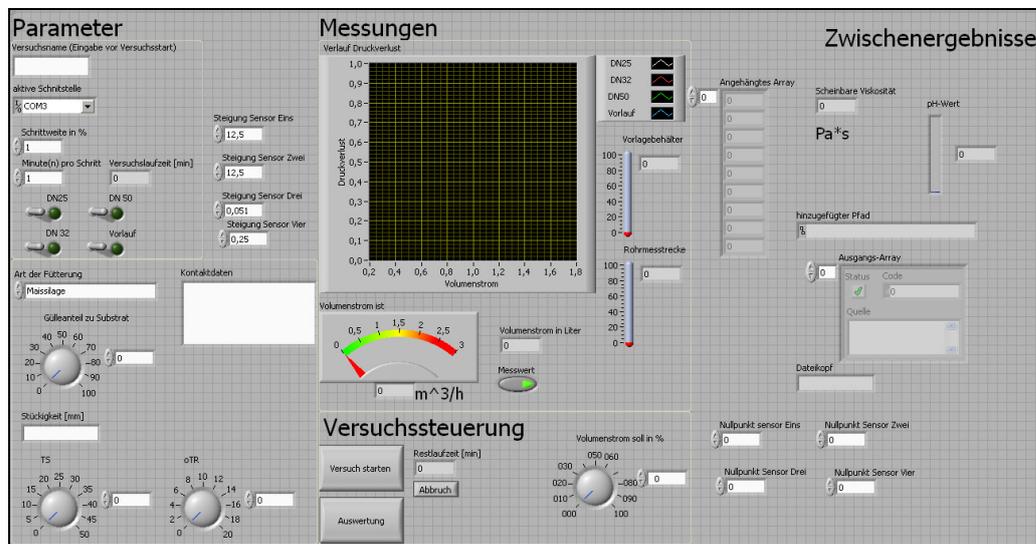


Abbildung 33: LabView Front-End zur Versuchssteuerung

Aus dieser Oberfläche erfolgt die Vorgabe der Pumpenfrequenz, welche von 6 Hz bis 50 Hz variiert werden kann. Die Vorgabe der Pumpenfrequenz wird über die Schrittweite in Prozent (1 % entspricht 0,44 Hz) definiert. Als weiterer Parameter wird die Zeitdauer pro Schritt festgelegt. Typischerweise wurde die Schrittweite mit 2 % bei einer Minute pro Schritt eingestellt. Hieraus ergeben sich 50 Minuten als reine Versuchszeit.

Nachdem die Kreislaufförderung abgeschlossen ist, werden die Nullpunkte der Differenzsensoren kalibriert. Abhängig von der horizontalen Ausrichtung kann es hier zu kleinen Verschiebungen kommen.

Nachdem in der Oberfläche die entsprechenden Messrohrstrecken ausgewählt, ein Versuchsname und eine Probenbezeichnung eingetragen sind, kann der Versuch gestartet werden. Der aufgenommene Differenzdruck wird während der Versuchslaufzeit über dem Volumenstrom dargestellt. Somit können Fehlfunktionen frühzeitig erkannt werden.

Alle Messwerte werden neben einer Protokolldatei (Ort, Datum, Zusammensetzung, Schrittweite usw.) automatisch in einem Ordner mit dem Versuchsnamen zur späteren Auswertung abgelegt.

Nachdem der Versuchsdurchlauf beendet ist, wird das Probenmaterial aus der Vorlage über die Rohrstrecken ausgetragen und der Vorlagenbehälter mit Wasser zur anschließenden Reinigung der Rohrstrecken befüllt. Die externe Rohrstrecke wird in der Mitte für die Reinigung geteilt und gründlich ausgespült. Alle Schlauchleitungen zu den Differenzdrucksensoren werden gelöst, gesäubert und mit Wasser neu befüllt. Nach dem Zusammenbau der externen Messstrecke und dem Austrag des restlichen Wassers ist der Versuchsstand für die nächste Messung vorbereitet.

Häufig limitiert die Probennahme an den Biogasanlagen die Anzahl der pro Tag durchführbaren Messungen. Probenahmestellen setzen sich häufig zu (Rückspülung mit Wasser, besser Druckluft) oder sind sehr ungünstig erreichbar. Auch spielen die Transportwege eine gewichtige Rolle. Die Verfügbarkeit von z. B. Radladern beschleunigt die Probennahme und Probenentsorgung deutlich.

3.2.3 Auswertung

Zur Auswertung der erhaltenen Daten wird auf verschiedene Softwareprodukte zurückgegriffen (Fa. National Instruments DIAdem 10.0, Fa. Microsoft Excel 2010, Fa. Haake RheoWin Data Manager 4.30.0015). Die Auswertung erfolgt in mehreren Schritten (1 - 7):

Schritt 1: Umrechnung der Sensorrohdaten (Differenzdrücke) in bar (einzeln für alle Rohrstrecken) mit DIAdem.

Schritt 2: Berechnung der scheinbaren Schergeschwindigkeit (Gleichung 12) aus dem aufgenommenen Volumenstrom (einzeln für alle Rohrstrecken).

$$\dot{\gamma}_s = \frac{4 \cdot \dot{V}}{\pi \cdot r_i^3} \quad \text{Gleichung 12}$$

Schritt 3: Berechnung der Schubspannungen (einzeln für alle Rohrstrecken) nach Gleichung 13.

$$\tau = \frac{\Delta p \cdot r_i}{2 \cdot L} \quad \text{Gleichung 13}$$

Schritt 4: Logarithmieren des Volumenstroms und der Differenzdrücke nebst Darstellung (einzeln für alle Rohrstrecken). Dieses Verfahren kann auch mit den Wertepaaren der scheinbare Schergeschwindigkeit und Schubspannung durchgeführt werden (Abbildung 34). Es führt zu dem Korrekturfaktor s .

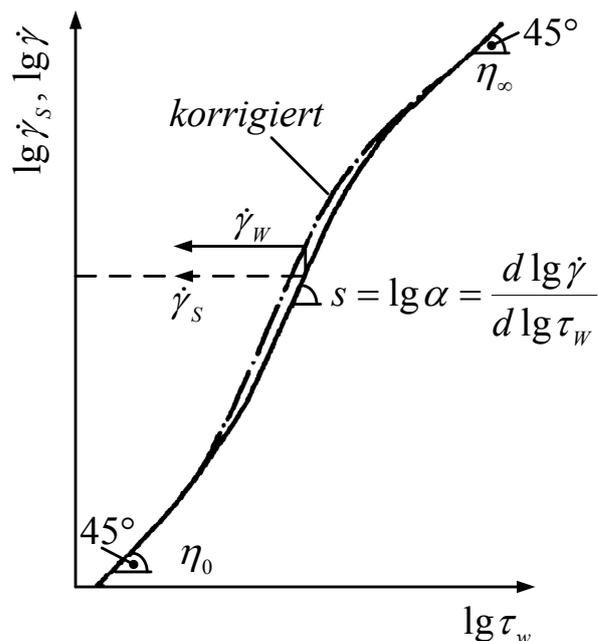


Abbildung 34: Ermittlung der wahren Schergeschwindigkeit nach Pahl et al. (1991)

Schritt 5: Bestimmung des Korrekturfaktors n' (hier 1,2272) aus der Geradengleichung (Abbildung 35) mit Excel (einzeln für alle Rohrstrecken).

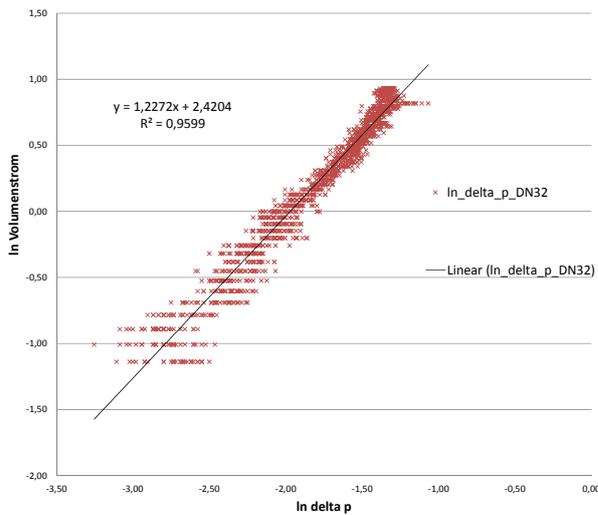


Abbildung 35: Bestimmung des Korrekturfaktors n' am Beispiel der DN32 Messrohrstrecke

Schritt 6: Korrektur der scheinbaren Schergeschwindigkeit mit Korrekturfaktor n' bzw. s auf die wahre Schergeschwindigkeit mit Gleichung 14 bzw. Gleichung 15 (einzeln für alle Rohrstrecken).

$$\dot{\gamma}_W = \frac{\dot{\gamma}_s}{4} \cdot \left(3 + \frac{1}{n'} \right) \quad \text{Gleichung 14}$$

$$\dot{\gamma}_W = \frac{\dot{\gamma}_s}{4} \cdot (3 + s) \quad \text{Gleichung 15}$$

Schritt 7: Darstellung der Fließ- und Viskositätskurve (Abbildung 36) nebst Berechnung der Parameter für den Potenzansatz mit dem RheoWin Data Manager (zusammen für alle Rohrstrecken).

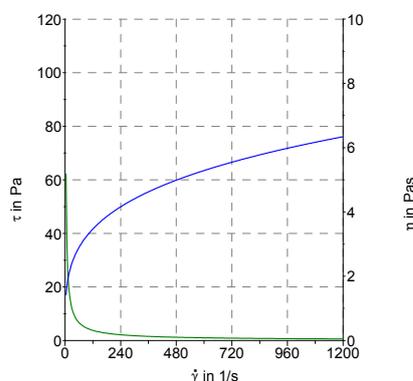


Abbildung 36: Fließ- und Viskositätskurve

Die Grundlagen für diese Berechnungen, insbesondere die Korrekturverfahren, finden sich bei *Mooney (1931)*, *Pahl (1991)*, *Rabinowitsch (1929)* sowie *Metzner und Reed (1955)*.

4. Ergebnisse

Untersuchungen wurden im Rahmen dieser Arbeit an fünf verschiedenen landwirtschaftlichen Biogasanlagen durchgeführt. Die Anlagen unterscheiden sich in der Anlagengröße, der eingesetzten Rührtechnik sowie den Rührintervallen, der Substratzusammensetzung und den Fütterungsintervallen (Tabelle 9). Eine möglichst repräsentative Probennahme erfolgte vor einer Fütterung aus den durchmischten Fermentern und durchmischten Nachgärern. Eine Übersicht zu den Taktungen und der eingesetzten Rührtechnik gibt Tabelle 10.

Tabelle 9: Fütterungsübersicht der untersuchten Anlagen

Anlagen Nr.	Fütterung		
	Ort	Anteil [%]	Intervalle pro Tag
1	FM 1	31,7	102
	FM 2	31,7	102
	FM 3	36,6	217
2	FM	100	24
3	FM	85	48
	NG	15	6
4	FM	100	48
5	FM	100	48

Tabelle 10: Rührtechnikeinsatz in den untersuchten Anlagen

Anlage	Rührtechnik				
	Fermenter 1	Fermenter 2	Fermenter 3	Nachgärer	Gärrestlager
1	24 x 16 min/d (RW 1-4)	24 x 15 min/d (RW 1-3)	24 x 30 min/d (3 x BA, 45Hz)	7 x 15 min/d (RW 1-2)	nach Bedarf
	24 x 30 min/d (2 x BA, 40Hz)	24 x 20 min/d (RW 4)	24 x 40 min/d (RW 4-5)	24 x 30 min/d (RW 3-4)	
		24 x 30 min/d (2 x BA, 40Hz)			
2	48 x 10 min/d (RW 1-3)			48 x 7 min/d (RW 1-3)	nach Bedarf
3	2 x 10 min/h			2 x 6 min/h	nach Bedarf
4	48 x 15 min/d (RW 1)			8 x 10 min/d (RW 1)	6 x 10 min/d (RW 1)
	48 x 14 min/d (RW 2)				6 x 9 min/d (RW 2)
5	60x5min /d			12 x 5 min/d	2 x 10 min/d

4.1 Viskositätskurven Fermenter

Als Ergebnis der Messungen sind die Viskositätsfunktionen der untersuchten Fermenter in Abbildung 37 dargestellt. Große Unterschiede ergeben sich im Schergeschwindigkeitsbereich 0 bis 10^2 . Für eine einheitliche Darstellung wurden die Viskositätsfunktionen auf eine Schergeschwindigkeit von 1 s^{-1} extrapoliert. Die Tabelle 11 gibt für die Viskositäts- und Fließfunktionen den Gültigkeitsbereich der Schergeschwindigkeit, resultierend aus den realen Messungen wieder. Das Intervall der Schergeschwindigkeit beginnt im Mittel bei ca. 2 s^{-1} und endet bei 1467 s^{-1} .

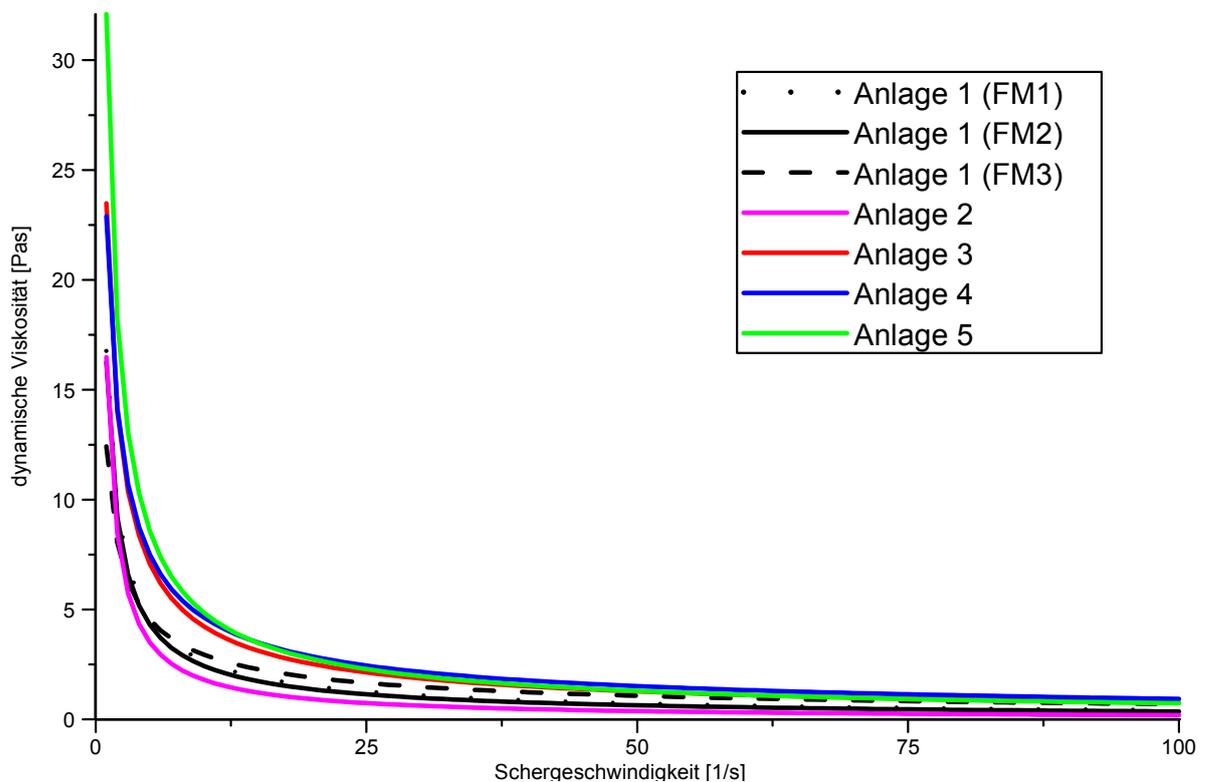


Abbildung 37: Viskositätskurven der Fermenter im Vergleich

Eine Korrelation der Viskositätsfunktion mit den hydraulischen Verweilzeiten sowie dem Trockenrückstand der Fermenter mit unterschiedlicher Substratnutzung kann nicht gefunden werden.

Eine Übersicht der einzelnen Viskositäts- und Fließkurven findet sich im Anhang 10.1 Fließ- und Viskositätskurven.

4.2 Viskositätskurven Nachgärer

Die Viskositätskurven der Nachgärer sind in der Abbildung 38 dargestellt. Auch hier wurden für eine einheitliche Darstellung die Viskositätsfunktionen auf eine Schergeschwindigkeit von 1 s^{-1} extrapoliert. Im Vergleich zu den Viskositätskurven der Fermenter weisen die Nachgärer eine geringere Viskosität auf. Der unterscheidbare Bereich der Viskositätskurven reicht bis zu einer Schergeschwindigkeit von ca. 100 s^{-1} .

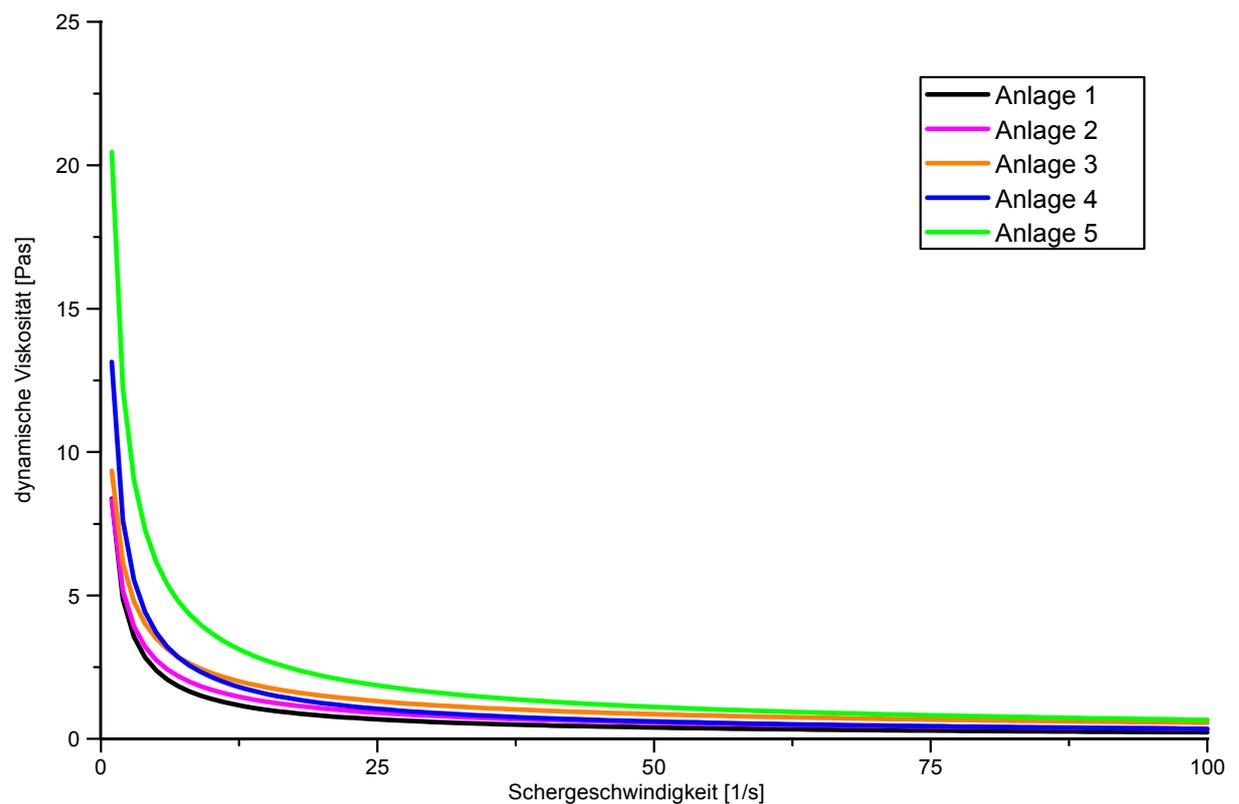


Abbildung 38: Viskositätskurven der Nachgärer im Vergleich

Der Trockenrückstand der Nachgärer ist im Durchschnitt um ca. 0,7 %TR im Vergleich zu den Fermentern reduziert. Auch bei den Nachgärern kann eine Korrelation der Viskositätsfunktion mit den hydraulischen Verweilzeiten sowie dem Trockenrückstand nicht gefunden werden.

4.3 Ergebnisübersicht

In der Tabelle 11 sind zusammenfassend die Ergebnisse der Messungen an den Biogasanlagen aufgeführt.

Tabelle 11: Ergebnisübersicht (Viskositätskurven, Fließkurven, TR, T, HRT)

Anlagen Nr.	Ort	Viskositätskurve			Fließkurve			Intervall der Schergeschwindigkeit $a < \dot{\gamma} < b$ [1/s]		TR [%]	T [°C]	HRT [d]
		K [Pas ⁿ⁻¹]	n	R ²	K [Pas ^m]	m	R ²	a	b			
1	FM 1	16,77	0,1998	0,9993	14,94	0,1968	0,8245	2,5	1407,71	7,64	39	46
1	FM 2	16,26	0,1755	0,9998	11,88	0,2619	0,9513	2,7	1514,27	7,66	39	46
1	FM 3	12,43	0,3751	0,9971	13,29	0,2579	0,88	1,76	1359,83	8,84	39	52
1	NG	8,372	0,2209	0,9975	6,686	0,2457	0,8263	2,03	1306,85	7,33		16
2	FM	16,49	0,03891	0,9658	9,124	0,3069	0,811	1,43	1358,31	9,94	31	38
2	NG	8,331	0,3129	0,9976	8,15	0,2402	0,8729	1,79	1356,01	8,90		35
3	FM	23,49	0,2558	0,9987	24,17	0,2116	0,9707	2,28	1678,88	9,74	33	38
3	NG	9,349	0,3907	0,9976	9,89	0,2926	0,9764	1,78	1558,94	9,03		38
4	FM	22,9	0,3065	0,993	25,65	0,2073	0,9295	1,88	1524,1	10,03	42	39
4	NG	13,14	0,2144	0,999	8,792	0,3166	0,9672	2,22	1513,23	9,34		39
5	FM	32,09	0,1803	0,9866	32,13	0,146	0,8138	1,68	1517,88	10,09	38	84
5	NG	20,46	0,2558	0,9986	19,65	0,2317	0,9513	1,88	1517,3	9,43		84

5. Diskussion und Vergleich

5.1 Vergleich mit anderen Bestimmungsmethoden

5.1.1 Fließstrecke

Verschiedene Autoren haben in der Vergangenheit Versuche unternommen, das rheologische Verhalten von Gülle und Substratmischungen mit unterschiedlichen Zielsetzungen zu untersuchen. Um die Wirkung von Gülle-Zusatzstoffen, welche die Fließfähigkeit erhöhen sollen, zu ermitteln, reichte *Schröpel (2004)* ein Doppel-T-Träger als Fließstrecke (Abbildung 39 links). Er bestimmte den Massendurchsatz in 200 Sekunden bei gegebenem Gefälle. Die Massendurchsätze korrelierte Schröpel mit den Trockensubstanzgehalten (Abbildung 39 rechts).

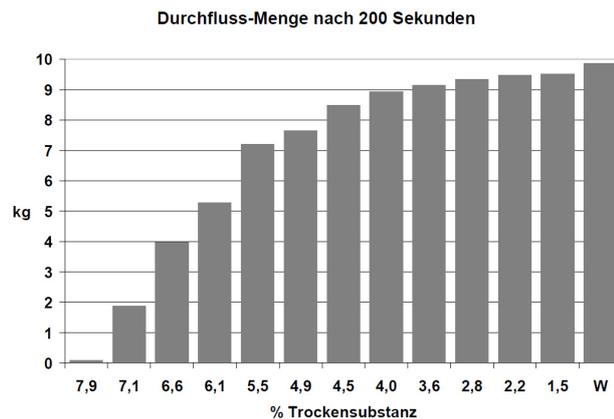


Abbildung 39: Messaufbau (links) zur Bestimmung der Fließfähigkeit von Gülle¹⁰ und Massendurchsätze von Gällen mit unterschiedlichen Trockensubstanzgehalten (rechts) *Schröpel (2004)*

¹⁰ <http://www.lfl.bayern.de/lvfz/kempton/tierhaltung/14845/rinderguelle.jpg> (Abgerufen am 23.04.2012)

5.1.2 Leistungscharakteristik

Einen Ansatz, das rheologische Verhalten in Biogasanlagen direkt über die Leistungscharakteristik und Rührwerkskenngrößen nach *Metzner und Otto (1957)* zu ermitteln, stellen *Kube et al. (2011)* vor. Hierbei stellt die rührwerksgeometrieabhängige Metzner-Otto-Konstante vereinfachend die Verbindung zwischen der Rührwerksdrehzahl und der Schergeschwindigkeit her. Über das von *Rieger und Novák (1972)* beschriebene Verfahren wird dann aus Messungen in Medien mit bekannten Eigenschaften auf das rheologische Verhalten der unbekannt Medien rückgeschlossen. Die auf diesem Wege ermittelten scheinbaren Viskositäten (Abbildung 40) für unterschiedlich beschickte Anlagen mit nahezu gleicher Baugröße nutzten *Kube et al. (2011)* um die installierten Rührleistungen anzupassen.

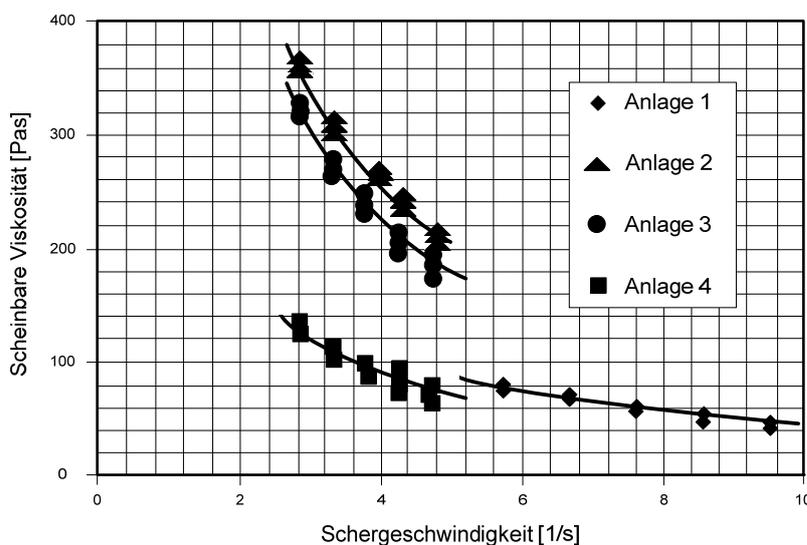


Abbildung 40: Scheinbare Viskosität von Gärsubstraten in güllefreien Biogasanlagen mit überwiegendem Grass, GPS- und Maisanteil nach *Kube et al. (2011)*

Auch wenn sich das Konzept von Metzner und Otto seit seiner Veröffentlichung in nahezu allen verfahrenstechnischen Veröffentlichungen über die Leistungscharakteristik von Rührern bei nicht-newtonschen Medien wiederfindet und sich die Methode einer ungebrochenen Akzeptanz erfreut, erstaunt, dass die Brauchbarkeit schon länger in Frage gestellt wird [*Pawlowski (2004)*]. Die Unzulänglichkeit wurde experimentell von *Böhme und Strenger (1988)* nachgewiesen.

Nach *Pawlowski (2004)* führt das Konzept zu einer Pseudokorrelation. Weiterhin sei die Metzner-Otto-Konstante nicht, wie angenommen, nur von der Rührwerksgeometrie, sondern auch vom rheologischen Verhalten des Fluids mitbestimmt. Auch führt die

Verwendung einer unveränderlichen Metzner-Otto-Konstanten zu einer Verzerrung der nicht-newtonschen Leistungscharakteristik. Um eine Gültigkeit des Metzner-Otto-Verfahrens zu erreichen, zeigten *Godleski und Smith (1962)* einen Weg auf, bei dem sie den Fließindex über den Bereich der Schergeschwindigkeit variierten.

5.1.3 Propellerviskosimeter

Für die Bestimmung von Fließeigenschaften nicht-newtonscher, inhomogener Medien nutzte *Reviol (2010)* ein modifiziertes Propellerviskoimeter (Abbildung 41). Der Untersuchungsablauf ist vergleichbar mit dem Vorgehen bei *Kube et al. (2011)*. Aus der Auswertung des Leistungsbedarfs eines Rührers bei verschiedenen Rührwerksdrehzahlen, soll bei diesem Verfahren die Fließeigenschaft bestimmt werden. Konzeptionell passte *Reviol (2010)* das von *Urban (2008)* für Schlämme aus der kommunalen Abwasserbehandlung genutzte Propellerviskoimeter, für die Anwendung in der Biogastechnik an.

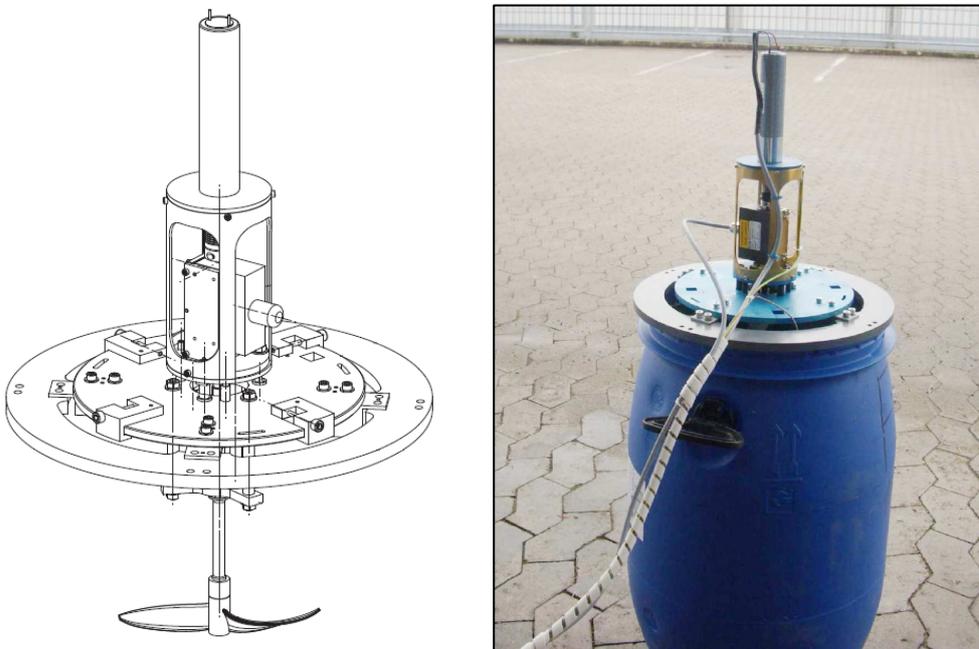


Abbildung 41: Zusammenbauzeichnung (links) und Versuchsaufbau (rechts) des Propellerviskosimeters, *Reviol (2010)*

Dem indirekten Bestimmungsverfahren liegen Kalibrierungsmessungen zugrunde, durchgeführt mit einem Rotationsviskosimeter, dessen Genauigkeit auch von diesen Messungen beeinflusst ist. Da bei den durchgeführten Untersuchungen nicht im bestimmungsgemäßen Drehzahlbereich eines Rührers gearbeitet wurde, ergibt sich für die Schergeschwindigkeit nur ein sehr kleiner Bereich (Abbildung 42). Als problematisch erwiesen sich die auftretenden Verzopfungen am Propeller.

Die durchgeführte Normierung der dynamischen Viskosität (hier: μ) erlaubt weiterhin leider keine Aussage über die absolute dynamische Viskosität bzw. ihrer Funktion.

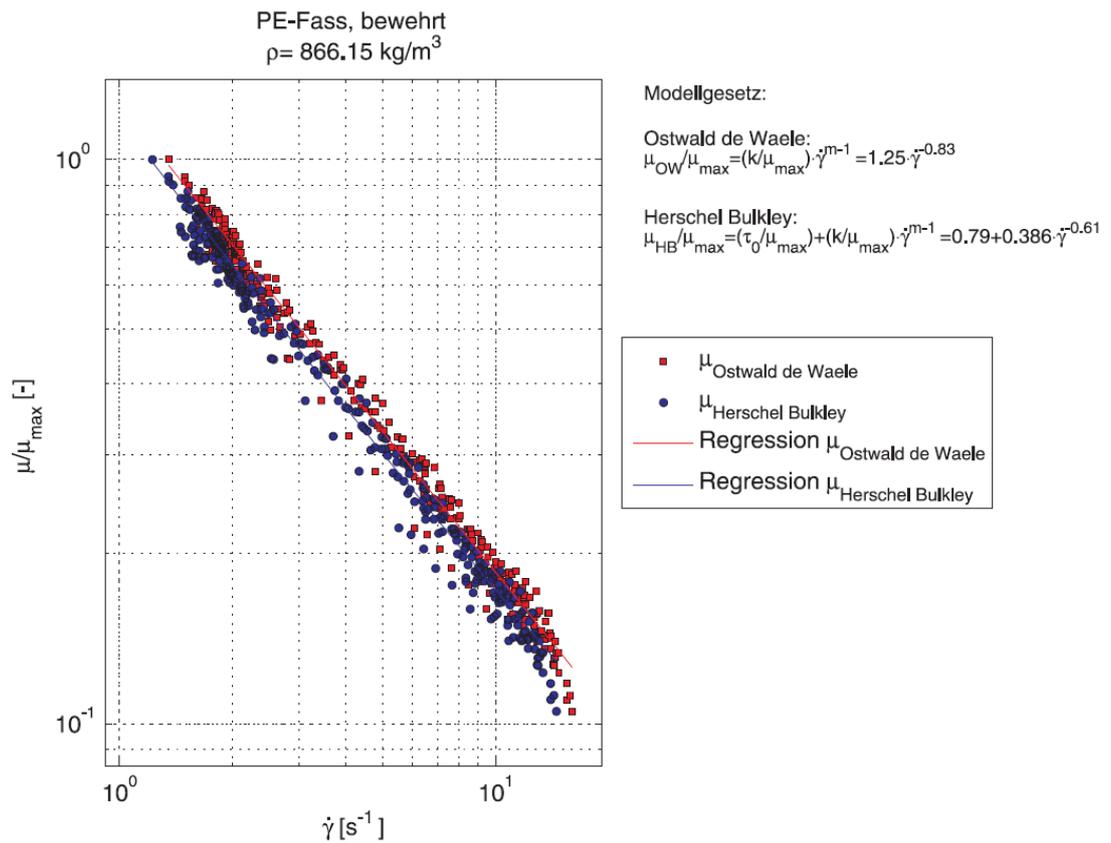


Abbildung 42: Normierte Viskositätskurve einer Trockenfermenterprobe (Substrat Gerste GPS), Reviol (2010)

Nach Reviol (2010) eignet sich das Propellerviskosimeter für nicht-newtonsche Medien. Allerdings konnten von ihm nur Medien erfolgreich untersucht werden, die einen geringen nicht-newtonschen Charakter aufwiesen.

5.1.4 Rotationsviskosimetrie

Rheologischen Untersuchungen an Proben aus der Abwasser- und Biogastechnik mittels Rotationsviskosimetern geht i.d.R. eine Vorbehandlung wie in Abschnitt 2.2.2.1 Rotationsviskosimetrie beschrieben voraus.

Auch der in Abbildung 43 gezeigten Viskositätskurve, einer Substratprobe aus einer Biogasanlage von *Deerberg et al. (2009)*, ging eine, wenn auch nicht näher beschriebene, Vorbehandlung durch Siebung voraus.

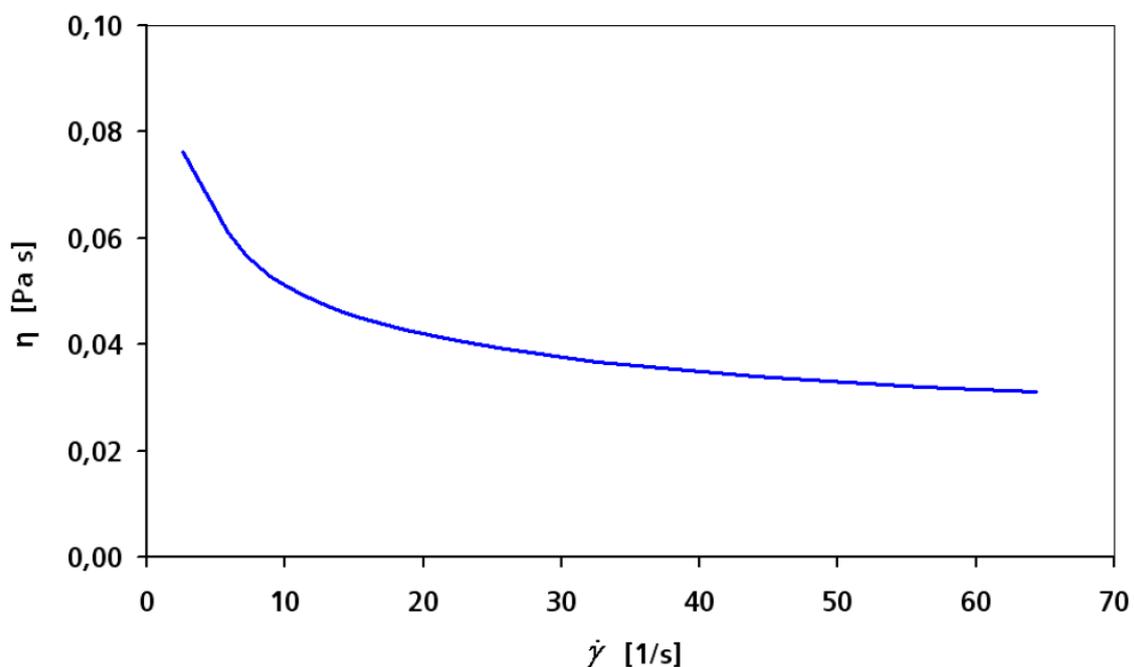


Abbildung 43: Viskositätskurve einer Substratprobe aus einem Biogasermentern nach Entfernung der Feststofffasern gemessen mit einem Rotationsviskosimeter, *Deerberg et al. (2009)*

Rotationsviskosimetrische Untersuchungen im Rahmen einer Diplomarbeit an der Hochschule Hannover von *Tajouri (2009)*, bei denen die Proben ebenfalls durch die unter Abschnitt 2.2.2.1 *Rotationsviskosimetrie* beschriebene Methode untersuchungstauglich gemacht wurden, sind bei unterschiedlichen Temperaturen (Abbildung 44) vermessen worden. Je geringer die Probentemperatur, desto höher war im Vergleich die dynamische Viskosität.

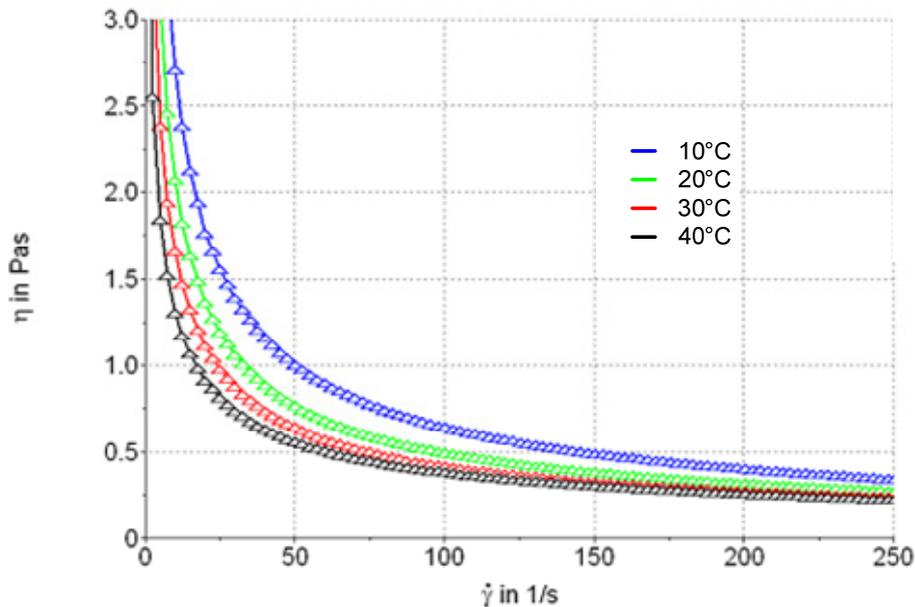


Abbildung 44: Einfluss der Temperatur auf das Fließverhalten (Fermenterprobe aus Monomaisanlage, TR= 6,7%)

Den Einfluss der Temperatur untersuchte auch *Achkari-Begdouri und Goodrich (1992)* rotationsviskosimetrisch an Proben mit verschiedenen Trockensubstanzgehalten (2,5 %TS, 5,4 %TS, 7,5 %TS, 9,1 %TS, 12,1 %TS). Die Abbildung 45 stellt die Fließkurven bei unterschiedlichen Temperaturen dar. Auch hier zeigt sich, wie oben beschrieben, der starke Einfluss der Temperatur auf das Fließverhalten. Eine Probenvorbehandlung ist nicht beschrieben.

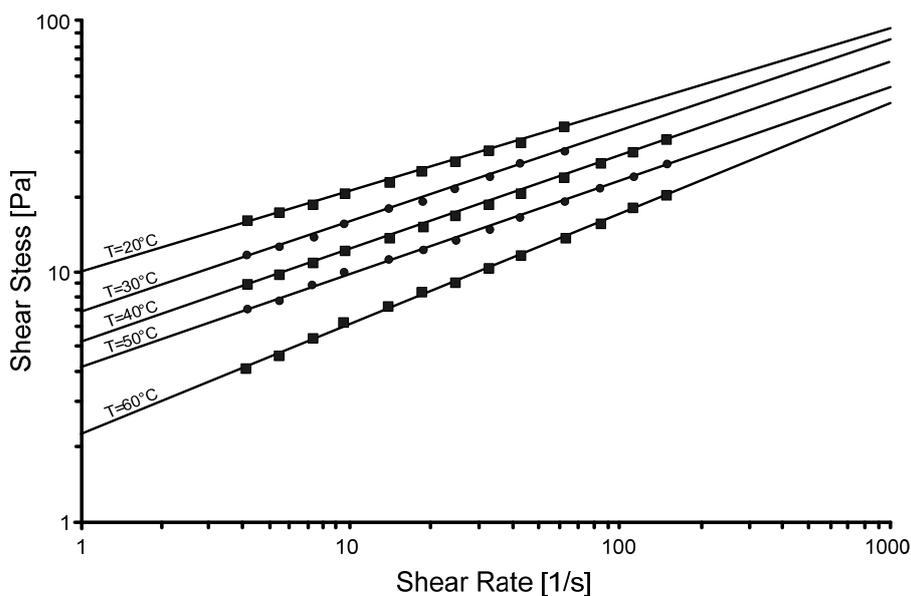


Abbildung 45: Fließkurven für Rindergülle bei variiertem Temperatur und 12,1%TS nach *Achkari-Begdouri und Goodrich (1992)*

Mit steigender Temperatur verbessert sich die Fließfähigkeit signifikant. Dieses ist auch an den Konsistenzfaktoren und des zugehörigen Fließindizes in Tabelle 12 abzulesen.

Tabelle 12: Konsistenzfaktoren und Fließindex für Rindergülle bei variiertem Temperatur, Achkari-Begdouri und Goodrich (1992)

%TS	T [°C]	K Pa s ⁿ⁻¹	n	Schergeschwindigkeitsbereich [1/s]
12,1	20	9,952	0,320	3 - 63
12,1	30	6,783	0,362	3 - 63
12,1	35	5,885	0,367	3 - 149
12,1	40	5,184	0,370	3 - 149
12,1	45	4,622	0,376	3 - 149
12,1	50	4,129	0,372	3 - 149
12,1	55	3,495	0,373	3 - 149
12,1	60	2,208	0,443	3 - 149
9,1	20	2,005	0,416	11 - 156
9,1	30	1,242	0,073	11 - 399
9,1	35	1,052	0,061	11 - 156
9,1	40	0,925	0,043	11 - 532
9,1	45	0,752	0,021	11 - 702
9,1	50	0,568	0,023	11 - 702
9,1	55	0,463	0,012	11 - 702
9,1	60	0,430	0,017	11 - 702

El-Mashad et al. (2005) führten ebenfalls rotationsviskosimetrische Untersuchungen zum Temperatureinfluss auf das Fließverhalten von Rindergülle (9,1 %TS) im Schergeschwindigkeitsbereich von 0 – 250 1/s an (Tabelle 13). Die verwendeten Proben wurden vor den Messungen einige Wochen bei 4°C gelagert.

Tabelle 13: Konsistenzfaktoren und Fließindex für Rindergülle bei variiertem Temperatur, El-Mashad et al. (2005)

%TS	T [°C]	K Pa s ⁿ⁻¹	n
9,1	30	21,3	0,211
9,1	35	16,1	0,348
9,1	40	16,7	0,325
9,1	45	17,2	0,295
9,1	50	13,0	0,332
9,1	55	12,7	0,309
9,1	60	10,5	0,342

Insbesondere der Vergleich der Konsistenzfaktoren (Tabelle 12 und Tabelle 13) bei gleicher Temperatur und gleichem Trockensubstanzgehalt zeigt den breiten Bereich des Fließverhaltens für die hier untersuchten Rindergüllen auf.

Während Gülleproben auch direkt vermessen werden können, ist für Proben aus Biogasanlagen eine Vorbehandlung angezeigt. Durch die Vorbehandlung (Siebung) reduzierte sich der TR-Gehalt der Proben (drei gleichartige Anlagen mit Monomaissilage Fütterung) um 3 – 4 % (Tabelle 14) [Tajouri (2009)].

Tabelle 14: Trockenrückstände der original und gesiebten Proben nebst hydraulischer Verweilzeit, Tajouri (2009)

Anlage	Substrat	TR-Gehalt original [%]	TR-Gehalt nach Siebung [%]	HRT [d]
A	Maissilage	10,5	7,2	77
B	Maissilage	10,2	7	91
C	Maissilage	10,8	6,7	64

Die zugehörigen Viskositätskurven der untersuchten Anlagen sind in Abbildung 46 dargestellt. Diese Gegenüberstellung zeigt, dass bei gleichartiger Fütterung und ähnlichem Trockenrückstandsgehalt das Fließverhalten stark differieren kann. Unterschiedliche Viskositätskurven, bei annähernd gleichem TS-Gehalt, führten Pohn *et al.* (2011) bei Messungen an Fermenter und Nachgärer einer Biogasanlage auf den Abbau von „gelbildenden Stoffen“ zurück.

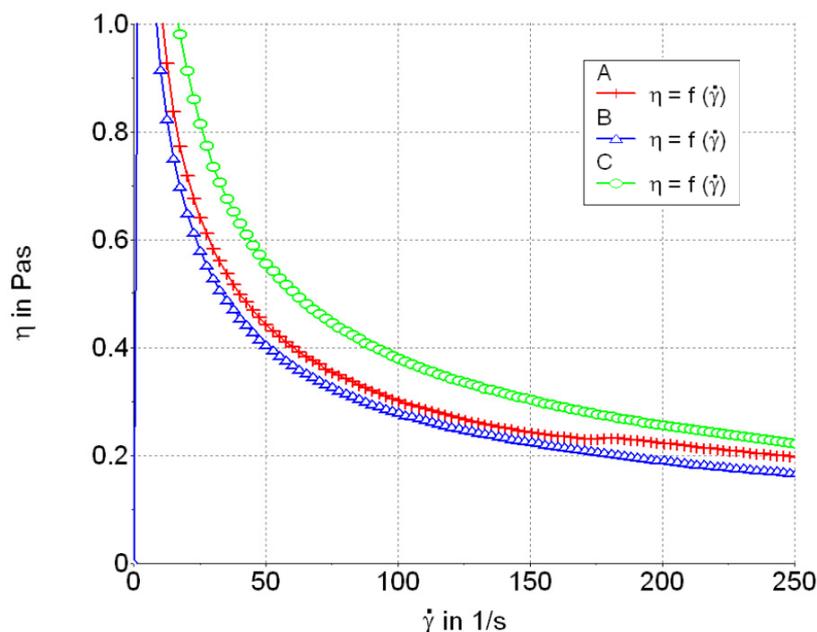


Abbildung 46: Viskositätskurven Monomaisanlagen

Eine Zuordnung der Viskositätskurven über den TR-Gehalt ist somit für Proben aus unterschiedlichen Anlagen nicht möglich; wird aber eine Verdünnungsreihe mit einer Probe angesetzt, so kann der TR-Gehalt sehr wohl mit der Viskositätsfunktion korreliert werden.

Für Verdünnungsreihen verschiedener Gullen zeigte *Hörnig (1994)*, dass die Fließparameter (Potenzgesetz) in Abhängigkeit des TR-Gehaltes berechnet werden können.

Die einfache Betrachtung und Korrelation der Schubspannungen (ohne Angabe der Schergeschwindigkeit) mit den TS-Gehalten, wie *Balssen (2006)* sie vorstellt, erscheinen vor dem Hintergrund der oben gezeigten Ergebnisse nicht sinnvoll.

Eine geeignetere Darstellung geben *Achkari-Begdouri und Goodrich (1992)*, indem sie die temperaturabhängigen Konsistenzfaktoren über der Feststoffkonzentration abbildeten. Somit kann der Effekt der Feststoffkonzentration und der Temperatur auf das Fließverhalten besser beurteilt werden.

Interessant ist aber in diesem Zusammenhang die Betrachtung der hydraulischen Verweilzeiten (Tabelle 14). Hiernach sortieren sich die Viskositätskurven erwartungsgemäß: Eine größere hydraulische Verweilzeit führte zu einer geringeren Viskositätskurve. *Tajouri (2010)*

Weiterhin konnte bestimmt werden, ob die untersuchten Proben zeitabhängiges Fließverhalten aufweisen. Hierzu wurde mit jeweils kontinuierlich ansteigender Schergeschwindigkeit (Zerstörung thixotropher Strukturen), gefolgt von absteigender Schergeschwindigkeit (Strukturaufbau) geschert (Abbildung 47). Da sich keine Hysterese fläche ausbildete, welche proportional zur benötigten strukturabbauenden Energie ist, liegt bei den untersuchten Proben kein zeitabhängiges Fließverhalten vor. *Tajouri (2009)*

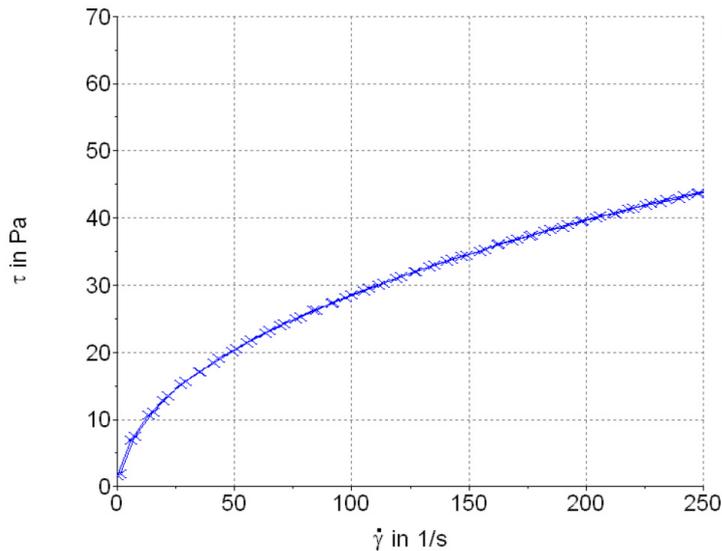


Abbildung 47: Auf/Abwärtskurve zur Untersuchung des zeitabhängigen Verhaltens, Probe aus Monomaisbiogasanlage, Tajouri (2009)

Rautenbach beschäftigte sich schon früh mit strukturviskosen Flüssigkeiten [Rautenbach (1965), Rautenbach und Schlegel (1969)], bevor er 1985 zusammen mit Schulz [Schulz und Rautenbach (1985)] für landwirtschaftliche Biogasanlagen neben anderen Stoffwerten die Viskosität von Rinder-, Schweine- und Hühnergüllen untersuchte. Sie bemerkten, dass für die Auslegungsrechnung häufig vereinfachend die Stoffwerte von Wasser genutzt werden, welche jedoch insbesondere „beim Stoffwert Viskosität zu völlig falschen Ergebnissen“ führt [Schulz und Rautenbach (1985)]. Ihre Messungen führten sie an einem Couette-Rheometer¹¹ mit 4,2 mm Spaltweite durch. Beispielhaft sind hier Fließkurven von Rindergülle angeführt (Abbildung 48). Der Parameter S steht in der Abbildung für den Feststoffgehalt. Die Fließfähigkeit der Rindergülle nimmt mit sinkendem Feststoffgehalt sowie bei steigender Temperatur ab.

¹¹ Im Unterschied zur Searle-Methode (siehe auch Abbildung 12) steht bei der Couette-Methode der Messkörper still, während der Messbecher rotiert.

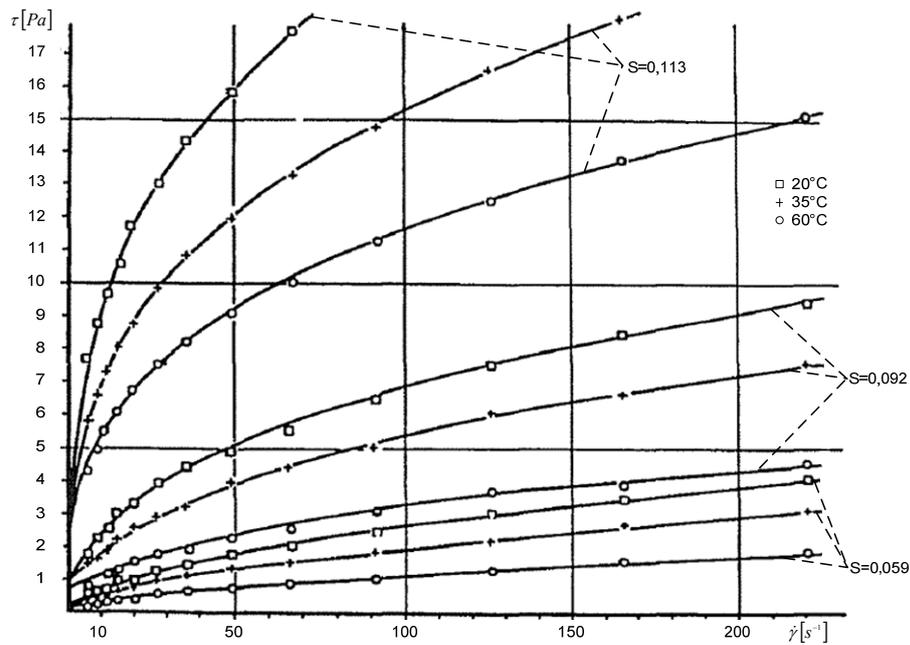


Abbildung 48: Fließkurven von Rindergülle nach *Schulz und Rautembach (1985)*

Bei den von *Türk (1994)* berechneten und veröffentlichten Fließkurven für verschiedene Gülle (Abbildung 49) wurden im Unterschied zu *Schulz und Rautembach (1985)* Originalproben bei 20°C untersucht.

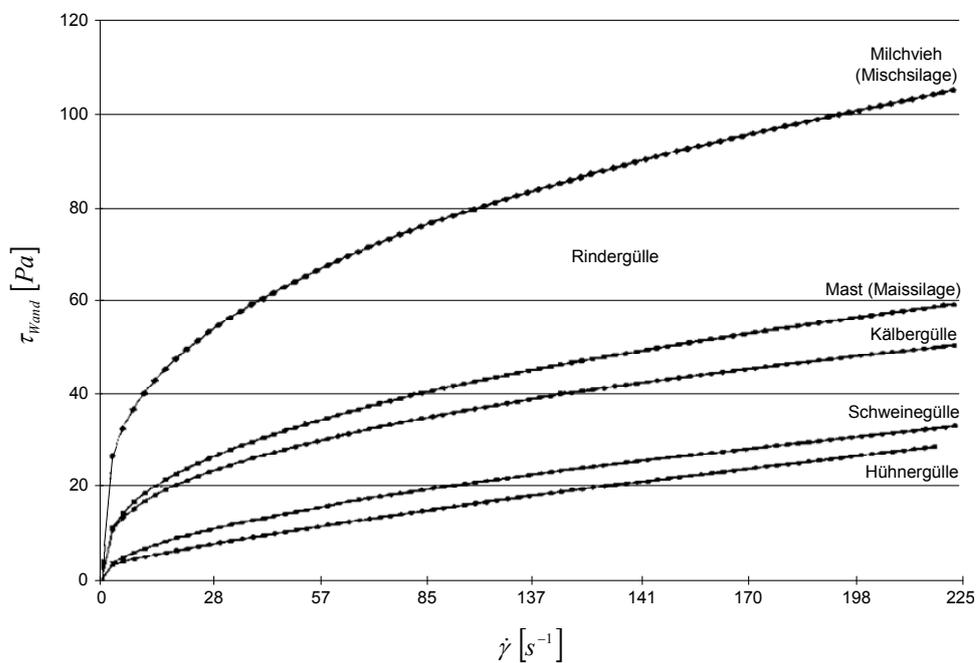


Abbildung 49: Berechnete Fließkurven von Rinder-, Schweine- und Hühnergülle (TS = 10%) nach *Türk (1994)*

5.1.5 Makroviskosimeter

Die von *Pohn et al. (2010 & 2011)* durchgeführten Untersuchungen an zwei Biogasanlagen führten zu Viskositätsfunktionen, die als Materialeigenschaften für die Simulation übernommen werden konnten. Beispielhaft ist hier eine Viskositätskurve angeführt (Abbildung 50). Der oberen Viskositätskurve (Visko MO, blau) liegt die Kalibrierung nach der Metzner-Otto-Methode zugrunde. Die untere Viskositätskurve (Visko CFD, grün) ist das Ergebnis, welches sich nach einer CFD basierten Kalibrierung ergibt, welche in der Strömungsmodellierung problembehaftet ist. Daher nutzten *Pohn et al. (2011)* für simulative Untersuchungen ausschließlich die Viskositätsdaten, die nach der Metzner-Otto-Methode gewonnen wurden.

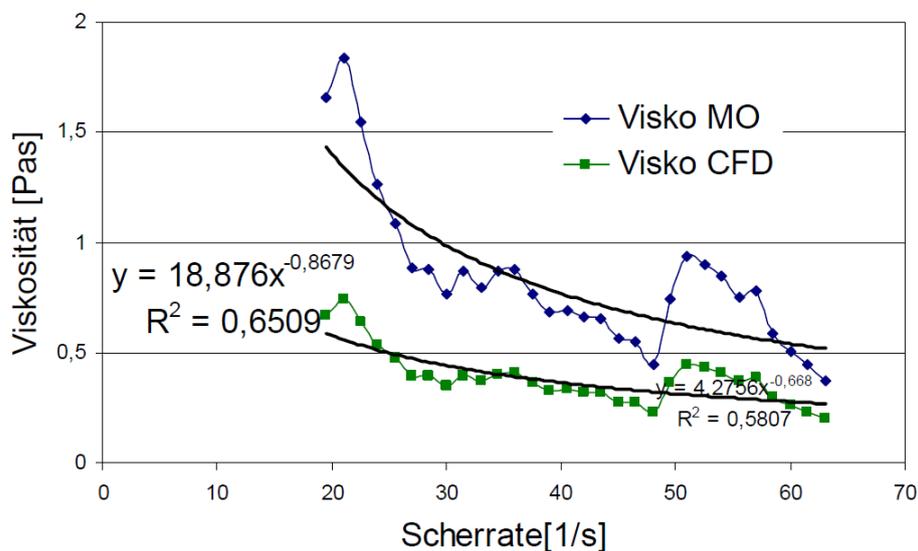


Abbildung 50: Viskositätskurve für Fütterung mit Mais und weiteren landwirtschaftlichen Abfällen, *Pohn et al. (2011)*

Der Abbildung 50 lässt sich somit die Viskositätsfunktion für einen Schergeschwindigkeitsbereich von 20 bis ca. 63 s^{-1} mit $K=18,876 \text{ Pas}^{n-1}$ und $n=0,1321$ entnehmen. Eine Angabe zur Verweilzeit und dem Trockenrückstand findet sich nicht.

5.1.6 Rohrviskosimeter

Brehmer und Kraume (2011) untersuchten mit einem Rohrviskosimeter, welches aus einer gerührten Vorlage mittels Druckluft fördert, unbehandelte und gesiebte Biogasfermenterproben. Sie nutzten eine 2,5 m lange Messstrecke mit einem Durchmesser von 43,2 mm. Die Abbildung 51 zeigt die Auswirkung der Siebung auf das Fließverhalten. Die genutzten Siebe zur Vorbehandlung (hier: mesh¹² width 2500 und 800) können zum Vergleich nicht auf einen Millimeterstandard zurückgerechnet werden, da die Angabe zur zugrundeliegenden Norm fehlt.

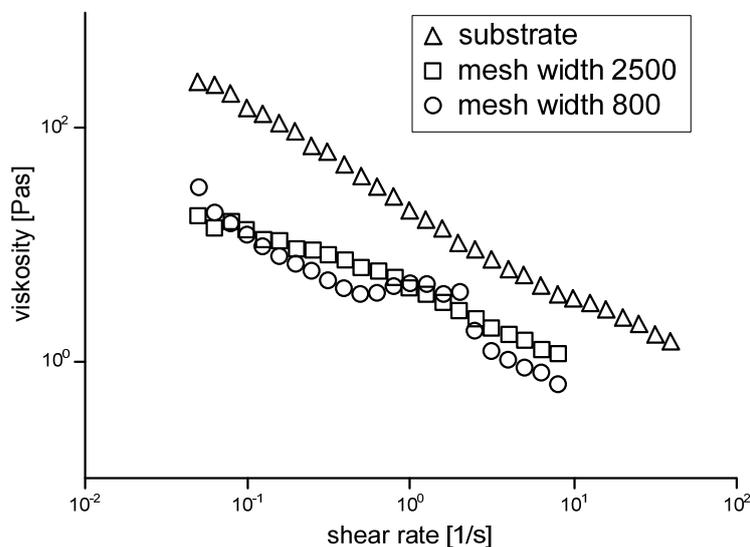
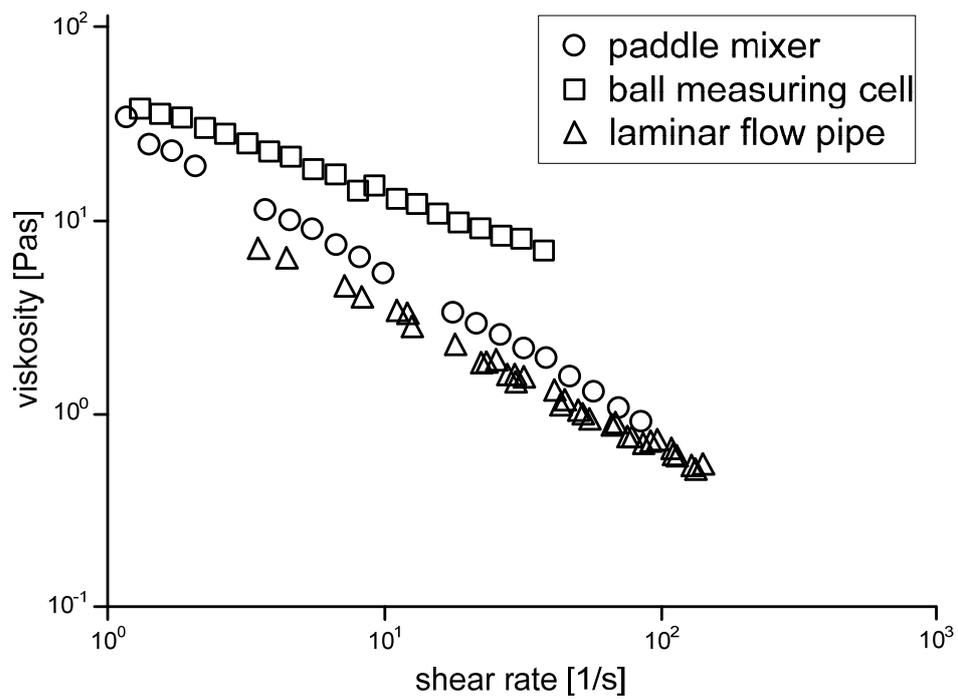


Abbildung 51: Viskositätskurven von unbehandelten und gesiebten Proben nach *Brehmer und Kraume (2011)* [BRE-11, S. 97]

Der Konsistenzfaktor variierte hierbei von 2,714 bis 19,945 (gesiebt / unbehandelt), während sich der Flüssigkeitsindex um den Faktor drei vergrößerte. Für die Messung einer nicht weiter beschriebenen Maissilagemixtur geben *Brehmer und Kraume (2011)* eine Viskositätsfunktion zu der in Abbildung 52 gezeigten Kurve (laminar flow pipe), mit einem Konsistenzfaktor von $18,481 \text{ Pas}^{-1}$ und einem Flüssigkeitsindex von 0,2717, an.

¹² Mesh – Masche, Einheit der Maschenweite. Gibt die Anzahl der Maschen pro Zoll an. Die Dicke der Maschendrahte bleibt unberücksichtigt. Mesh (U.S.) 400 entspricht ungefähr einer Maschenweite von 0,037mm.



5.2 Aussagekraft für Auslegung und Simulation

5.2.1 Dimensionierung von Fördereinheiten (Rohrleitungsdruckverlustberechnung)

Bei Rohrströmungen von Newtonschen Fluiden mit bekannter Viskosität kann die Druck- und Durchsatzbeziehung aus den Gleichungen (Gleichung 2, Gleichung 5, Gleichung 6) ermittelt werden (Gleichung 16).

$$\Delta p = \frac{8\dot{V}L\eta_{\text{Newtonsch}}}{\pi r^4} \quad \text{Gleichung 16}$$

Für die Auswertung der Datenpaare Volumenstrom und Druckdifferenz für nicht-newtonsche Medien werden in der Literatur zwei Verfahren vorgeschlagen. Die näherungsweise Auswertung nach *Schümmer (1969)* (siehe auch *Giesekurs und Langer (1977)*) erfolgt über die Einführung der repräsentativen Viskosität. Die Idee dieses Verfahrens wird im Folgenden kurz beschrieben.

Der näherungsweise Auswertung über die repräsentative Schergeschwindigkeit liegt der Umstand zu Grunde, dass sich bei gleichem Volumenstrom einer Newtonschen Flüssigkeit und einem z. B. strukturviskosen Fluid, wie einer Kunststoffschmelze sich die Schergeschwindigkeiten an der Stelle r_{rep} überlagern (Abbildung 53). Für einen Vollkreis (Kapillare) berechnet sich der repräsentative Abstand von der Kapillaren-Mitte nach Gleichung 17.

$$r_{\text{rep}} = \varepsilon \cdot R \quad \text{Gleichung 17}$$

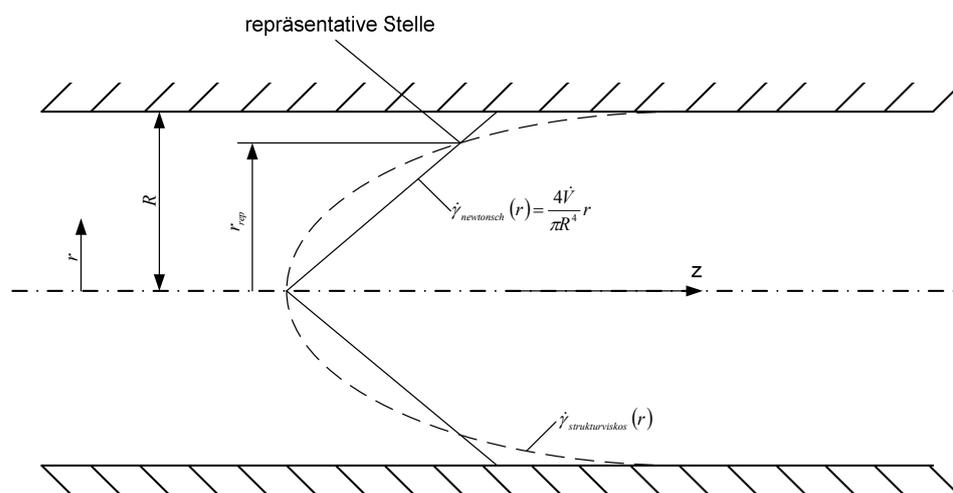


Abbildung 53: Konzept der repräsentativen Viskosität von Schümmer nach Menges (2002)

Der Wert für den dimensionslosen Mittenabstand ε ist abhängig von der Form des Kapillarquerschnitts und des zu untersuchenden Mediums. Entscheidend ist die geeignete Wahl eines mittleren ε für die gesamte Fließkurve. Hierzu werden die Messwerte Volumenstrom und Druckverlust doppeltlogarithmisch dargestellt und durch eine Gerade approximiert. Nach *VDI-2546* wird die Steigung der Geraden als mittlere Steigung (Gleichung 18) interpretiert.

$$m = \frac{\partial \log \dot{V}}{\partial \log(-\Delta p)} \quad \text{Gleichung 18}$$

Mit der mittleren Steigung, welche den Exponenten nach dem Potenzgesetz darstellt, kann der dimensionslose Abstand ε in Abhängigkeit der Geometrie bestimmt werden (Abbildung 54).

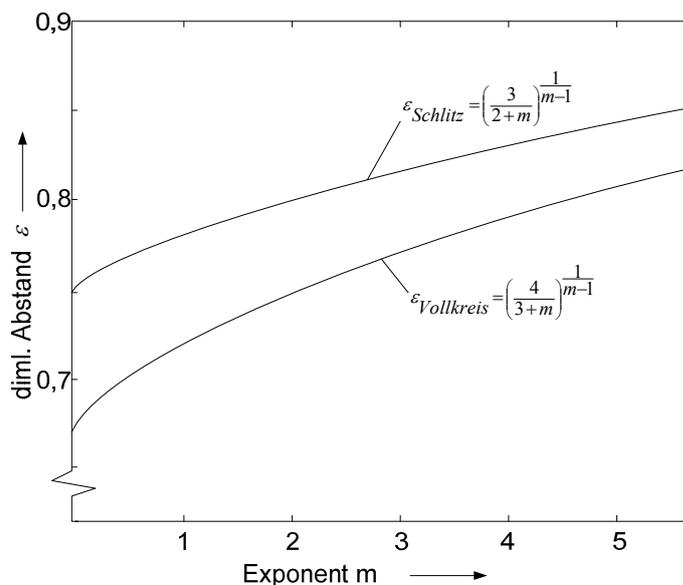


Abbildung 54: Relativer repräsentativer Abstand von der Kapillaren-Mitte, bei dem die Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ einer Potenz-Ansatz-Flüssigkeit mit dem Exponenten m gleich der Schergeschwindigkeit einer Newtonschen Flüssigkeit ist (für gleichen Volumenstrom), nach Verein Deutscher Ingenieure (1977)

In weiteren Schritten kann nun die Berechnung der repräsentativen Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_{rep}$, der repräsentativen Schubspannung τ_{rep} und der repräsentativen Viskosität η_{rep} nach der Gleichung 19 bis Gleichung 21 erfolgen.

$$\dot{\gamma}_{rep} = -\frac{\varepsilon 4 \dot{V}}{\pi R^3} \quad \text{Gleichung 19}$$

$$\tau_{rep} = \varepsilon \tau_w = \frac{\varepsilon R}{2} \Delta p \quad \text{Gleichung 20}$$

$$\eta_{rep} = -\frac{\pi R^4 \Delta p}{8 \dot{V}} \quad \text{Gleichung 21}$$

Die einfache Methode der repräsentativen Viskosität eignet sich für die praktischen Belange der Berechnung einfacher Strömungsquerschnitte von Extrusionswerkzeugen in der Kunststoffindustrie mit hinreichender Genauigkeit. *Burmann und Wortberg (2004)*

Die Auswertung der erhaltenen Datenpaare nach den in Abschnitt 3.2.3 *Auswertung* vorgestellten Methode, führt im Vergleich (Abbildung 55) bei der nach Schümmer ermittelten Werten zu kleineren Schergeschwindigkeiten und einer größeren Viskosität. Methodisch führt die Auswertung über die repräsentative Schergeschwindigkeit und der ihr zu Grunde liegenden groben Approximation für die Wahl einer mittleren Steigung zu einem ungenaueren, wenn auch mit geringerem Rechenaufwand verbundenen Ergebnis.

Dieses Verfahren wird heute noch in der Kunststoff verarbeitenden Industrie eingesetzt, da es für die spätere Auslegung von z. B. Extrusionswerkzeugen einen entscheidenden Vorteil bietet. Das rheologische Verhalten kann, anders als bei dem Ansatz von Weißenberg und Rabinowitsch, welcher zu einem Potenzgesetz führt, mit den einfachen Gleichungen für Newtonsche Fluide beschrieben werden. Es muss bei einer Änderung der Rohrgeometrie (Querschnitt), im Vergleich zur Messrohrgeometrie, die repräsentative Viskosität mit dem veränderten Radius nach Gleichung 21 berechnet werden, da gilt: $\eta = f(\dot{\gamma}_{rep})$ und $\dot{\gamma}_{rep} = f(R)$. *Burmann und Wortberg (2004)*

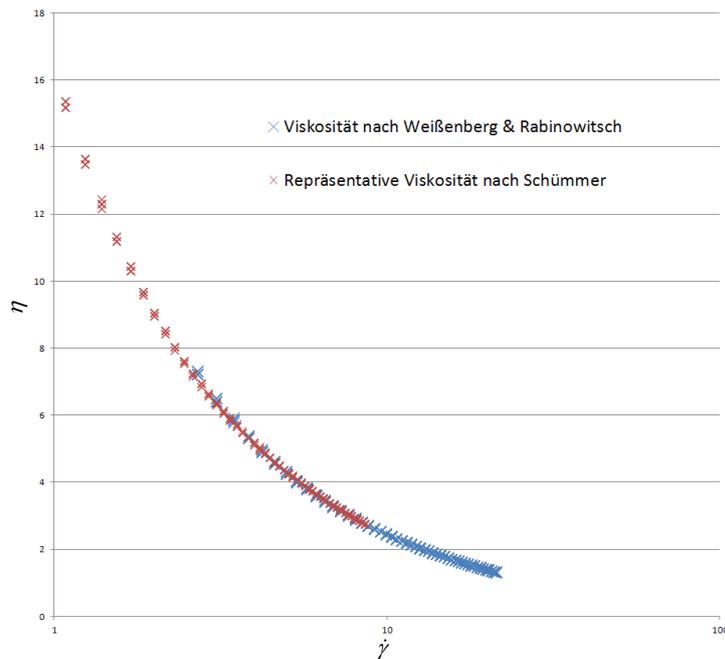


Abbildung 55: Ausschnitt des Vergleichs der Auswertungen nach Schümmer (rot) sowie nach Weißenberg-Rabinowitsch Korrektur (blau)

Daher wird für die Auswertung der untersuchten Proben die Methode von Weißenberg und Rabinowitsch verwendet. Es kann eine deutlich höhere Genauigkeit erreicht werden.

Am Beispiel einer ermittelten Viskositätsfunktion wurden die im Versuchstand auftretenden Druckverluste bei minimaler, mittlerer und maximaler Fließgeschwindigkeit (entsprechend Volumenstrom) berechnet (Abbildung 56). Der Druckverlust wird über die Rohrreibungszahl für den hier auftretenden laminaren Strömungsfall aus der Reynolds-Zahl, welche die schergeschwindigkeitsabhängige Viskosität berücksichtigt, den geometrischen Größen und der mittleren Strömungsgeschwindigkeit berechnet (Gleichung 22).

$$\Delta p = \frac{64}{\left(\frac{w_m \cdot D_i \cdot 10^{-3}}{\left(\frac{\eta(\dot{\gamma})}{\rho} \right)} \right)} \frac{L \cdot \rho \cdot w_m^2}{D_i \cdot 2} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}^2} = \text{Pa} \right]$$

Gleichung 22

Dargestellt ist die Förderstrecke ohne Ein- und Auslaufstecken, bestehend aus Zulauf (2 m), Kugelhahn, Messrohrstrecke DN50 (4 m), Kugelhahn, Messrohrstrecke DN32 (4 m), Kugelhahn und Messrohrstrecke DN150 (7 m).

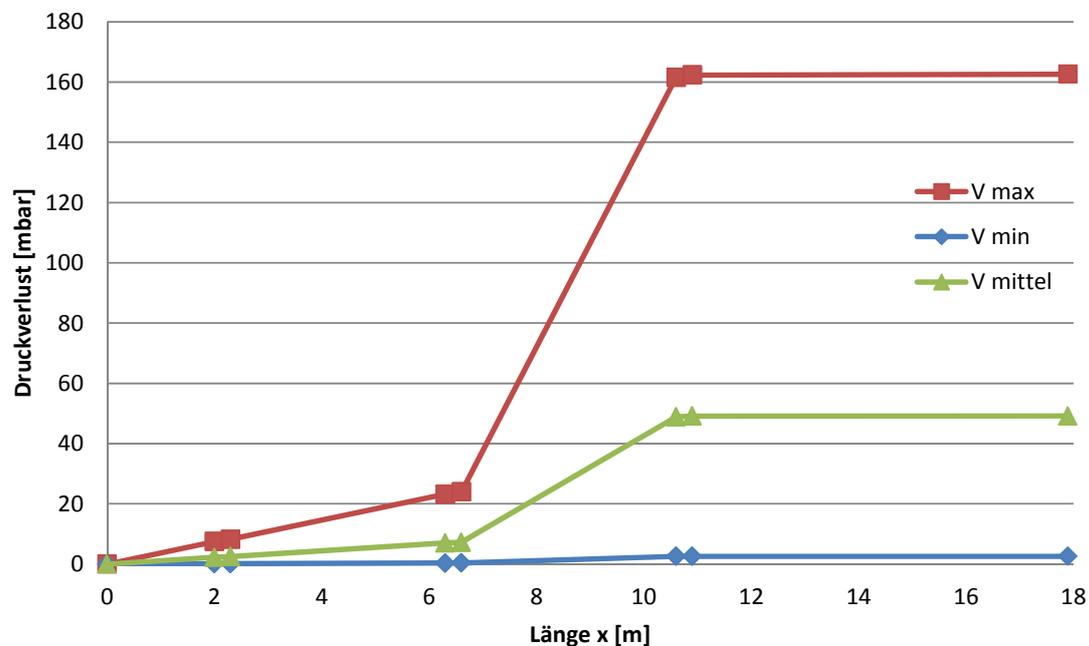


Abbildung 56: Berechnete Druckverluste im Versuchsstand

Verglichen werden können die berechneten Druckverluste bei entsprechendem Volumenstrom mit den real auftretenden Druckverlusten über der jeweiligen Messrohrstrecke. Der Druckverlust für die DN32 Messstrecke bei minimalem Volumenstrom berechnet sich nach Gleichung 22 mit den Viskositätsdaten der Anlage 2 (FM2) zu 41,5 mbar/m. Real wurde bei dem Versuchslauf ein Differenzdruck von 42,75 mbar/m gemessen.

An realen Biogasablagen werden die Rohrstrecken i.d.R. in DN200, mindesten jedoch in DN150 ausgeführt. Der maximale gemessene Druckverlust pro Meter bei einem Volumenstrom von ca. 9 m³/h bewegt sich für die DN150 Messrohrstrecke im Bereich von 8 – 10 mbar.

Für die Auslegung der entsprechenden Fördereinheit spielt der zu überwindende geodätische Höhenunterschied eine wichtigere Rolle als der auftretende Rohrleitungsdruckverlust bei geringen Förderstreckenlängen (< 50 m).

5.2.2 Auslegung von Rührwerken mittels Simulation

Um die einzusetzende Rührwerkstechnik für Biogasanlagen beurteilen zu können, kann die Strömungssimulationsrechnung (Computational Fluid Dynamics - CFD) einen Beitrag leisten.

Stellt sich im Fermenter ein ausgeprägtes strukturviskoses Verhalten ein, z. B. bedingt durch hohe Raumbelastungen, Hühnertrockenkot, Grassilage oder Roggen-GPS¹³, besteht nach *Rostalski (2009)* im Besonderen die Gefahr der Kavernenbildung (Abbildung 57).

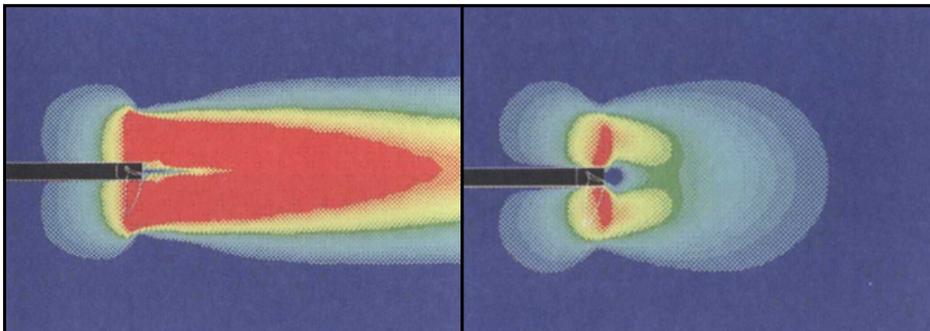


Abbildung 57: Propellerrührer in Wasser (links) in strukturviskosem Fluid (rechts) (CFD Simulation von Hr. Peer Springer, Fa. KSB, Frankenthal) nach *Rostalski (2009)*

Durch das scherverdünnende Verhalten verringert sich mit steigender Scherbelastung die Viskosität der Suspension. Da die Rührorgane in den Biogasanlagen zum Teil hohe Scherraten eintragen, welche sich mit der räumlichen Entfernung verringern (Anstieg der Viskosität) kann es passieren, dass es zur Ausbildung einer Kaverne kommt. Ein Rührwerk fördert in diesem Fall nur vorverdünnte Suspension. Umgangssprachlich läuft das Rührwerk im „eigenen Saft“.

¹³ GPS - Ganzpflanzensilage

5.2.2.1 Strömungsberechnung mit mittlerer Viskosität

Für die in Abbildung 58 gezeigte Referenzrechnung von *Deerberg et al. (2009)* (Rührwerk läuft permanent mit $N=0,2 \text{ s}^{-1}$, Stoffgemisch mit mittlerer Dichte von 1050 kg m^{-3}) wurde eine mittlere dynamische Viskosität von $0,1 \text{ Pas}$ angenommen. Sie stellten bei dem Vergleich von laminaren und turbulenten Strömungsmodellen keine wesentlichen Unterschiede fest. Als weitere Modellannahme wurde die Strömung als einphasig definiert.

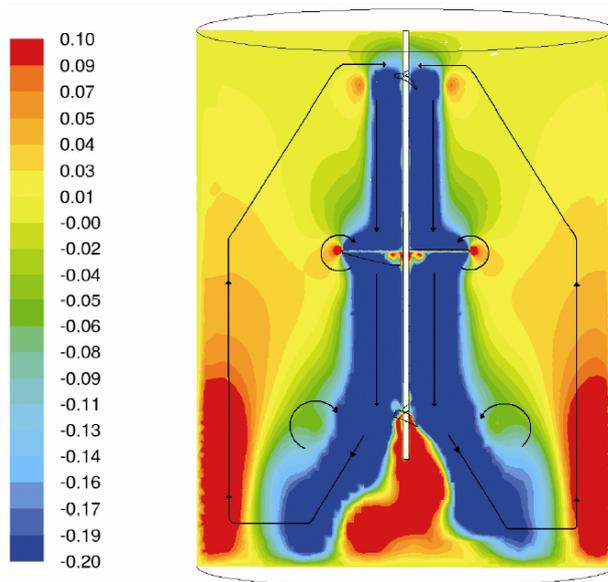


Abbildung 58: Axiale Geschwindigkeiten in der Mittelebene des Fermenters [m s^{-1}] bei Verwendung eines laminaren Strömungsmodells, *Deerberg et al. 2009*

Bei der von *Casartelli et al. (2006)* im Auftrag für das Schweizer Bundesamt für Energie (Forschungsprogramm Biomasse) durchgeführten Untersuchung zur strömungstechnischen Optimierung eines Biomasse-Rührwerks konnte in der Simulation (CFD) nach erfolgter Optimierung mehr als eine Verdopplung des Rührwerkswirkungsgrades nachgewiesen werden. Ihre Berechnungen im laminaren Strömungsbereich führten sie mit newtonschem Fließverhalten bei einer Viskosität von $0,75 \text{ Pas}$ durch. *Casartelli et al.* bemerken, dass die Viskosität die größte Unbekannte in ihren Untersuchungen darstellt, die aber nach ihrer Meinung die Tendenz der Ergebnisse nicht verändern sollte.

5.2.2.2 Strömungsberechnung mit Viskositätsfunktion

Für die CFD basierten Scale-up Untersuchungen zur anaeroben Güllefermentierung verwendeten *Wu und Chen (2008)* unter anderem rheologische Daten von *Achkari-Begdouri und Goodrich (1992)*. Sie stellten nochmals den starken TS Einfluss auf das Fließverhalten fest. Weiterhin zeigten sie die große Differenz im Fließverhalten von newtonschen und nicht-newtonschen Medien bei gleicher Zulaufgeschwindigkeit in dem Fermenter auf. Als rheologische Größen für die Simulation des nicht-newtonschen Verhaltens geben *Wu und Chen (2008)* die Parameter mit $K=0,042 \text{ Pas}^{n-1}$ und $n=0,710$ an. Die Funktion für die Viskosität ist gültig im Schergeschwindigkeitsbereich von 226 bis 702 s^{-1} .

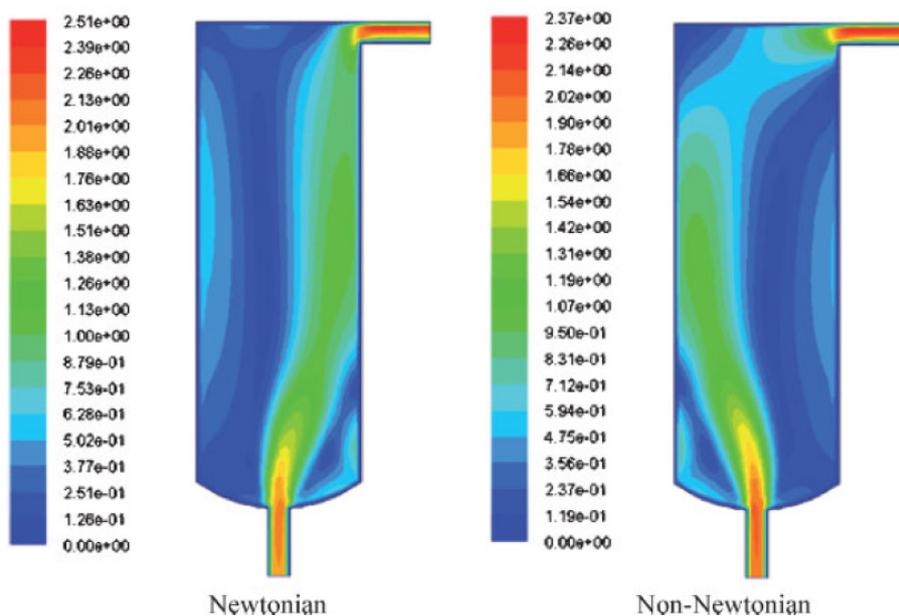


Abbildung 59: Kontur der Geschwindigkeitsverteilung bei einer Zustromgeschwindigkeit von 2 m s^{-1} , *Wu und Chen (2008)*

Festgehalten werden kann, dass mit einer Erhöhung der Zulaufgeschwindigkeit die mittlere Geschwindigkeit in der Mischzone steigt, sich die Totzonen aber nicht wesentlich verringern ließen.

5.2.2.3 Strömungsberechnung mit eigenen Viskositätsfunktionen

Eine erste eigene Vergleichsrechnung unter Verwendung von ANSYS CFX V14 liegt für einen Fermenter (Fermenter 1, der Anlage 1) vor, welcher für strömungstechnische Untersuchungen im Maßstab 1:20 aufgebaut wurde. Der labormaßstäbliche Fermenter mit entsprechend skalierten Rührorganen dient zur Verifikation der simulativ gewonnenen Daten. In der Abbildung 60 sind die sich einstellenden stationären Strömungsgeschwindigkeiten von Wasser und einem nicht-newtonschen Fluid ($K=0,069191 \text{ Pas}^{n-1}$, $n=0,0319$) dargestellt. Durch die lokal am Rührorgan auftretende Scherverdünnung (Herabsetzung der Viskosität) bei dem nicht-newtonschen Fluid reduziert sich die globale Strömungsgeschwindigkeit. Die Drehzahl der skalierten Rührorgane lag für diesen Vergleich bei $2,67 \text{ s}^{-1}$.

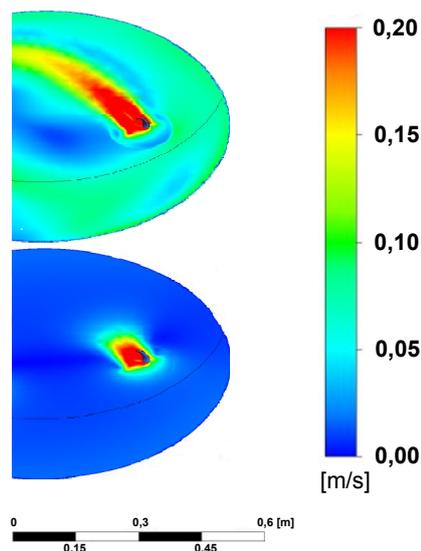


Abbildung 60: Vergleich der Strömungsgeschwindigkeit von Wasser (oben) mit einem nicht-newtonschen Fluid (unten)

Wird nun eine im Rahmen dieser Arbeit ermittelte Funktion der Anlage 1 Fermenter 3 (siehe auch Abschnitt 4.3 *Ergebnisübersicht*) für die gleiche Simulation genutzt, verändert sich das Strömungsbild noch stärker (Abbildung 61). Für diese Simulation wurde der Gültigkeitsbereich der Viskositätsfunktion nicht eingeschränkt. Die Rührerdrehzahl blieb weiterhin bei $2,67 \text{ s}^{-1}$ fixiert.

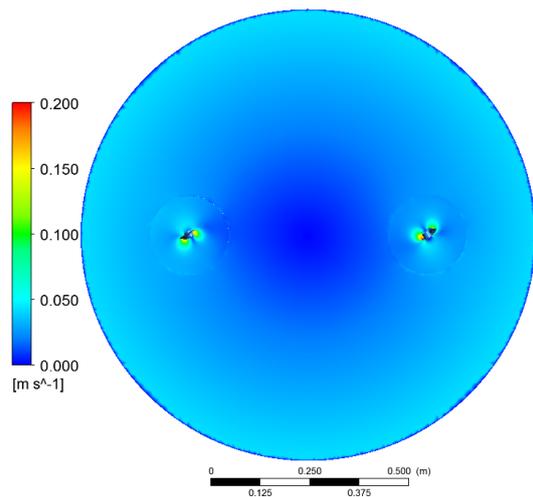


Abbildung 61: Stationäre Strömungsgeschwindigkeiten bei der Verwendung eigener Viskositätsdaten I (Anlage 1, Fermenter 3)

Die Strömungsgeschwindigkeiten bewegen sich, abgesehen von der geringen Einflusszone der Rührorgane, in einem sehr kleinen Bereich. Durch die nicht skalierte, zu hohe Drehzahl drehen die Rührorgane im „eigenen Saft“. Auch ist der so genannte Teetasseneffekt mit den geringsten Strömungsgeschwindigkeiten in der Fermentermite deutlich erkennbar.

Für einen weiteren Simulationslauf wird die Drehzahl der Rührorgane auf den praktischen Betrieb angepasst. Die hier verwendeten Rührorgane (Fa. Flygt, Banana Rührwerk) werden mit 30 bis 50 Umdrehungen pro Minute betrieben. Für den Simulationslauf werden 40 Umdrehungen pro Minute ($0,667 \text{ s}^{-1}$) vorgegeben.

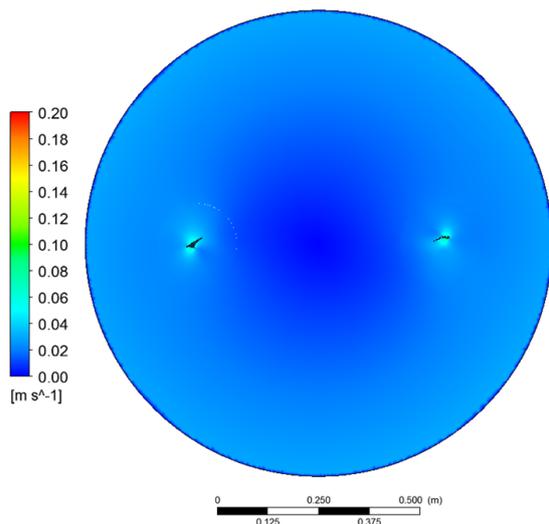


Abbildung 62: Stationäre Strömungsgeschwindigkeiten bei der Verwendung eigener Viskositätsdaten II (Anlage 1, Fermenter 3)

Die maximale auftretende Strömungsgeschwindigkeit ist in Folge der Drehzahlanpassung geringer.

Für die in Abbildung 62 gezeigten Strömungsgeschwindigkeiten lässt sich weiterhin die Viskosität darstellen (Abbildung 63). Ausgehend von den ermittelten Viskositätsparametern ergibt sich rechnerisch für den Gültigkeitsbereich der Viskosität (Tabelle 11) eine obere Grenze von 8,73 Pas ($\eta = 12,43 \cdot 1,76^{(0,3751-1)} = 8,73 \text{ Pas}$). Die Abbildung 63 ist daher nur qualitativ zu betrachten. Da die Strömungsgeschwindigkeiten (Schergeschwindigkeiten) außerhalb der Rührereinflusszone sehr gering sind, steigt die Viskosität.

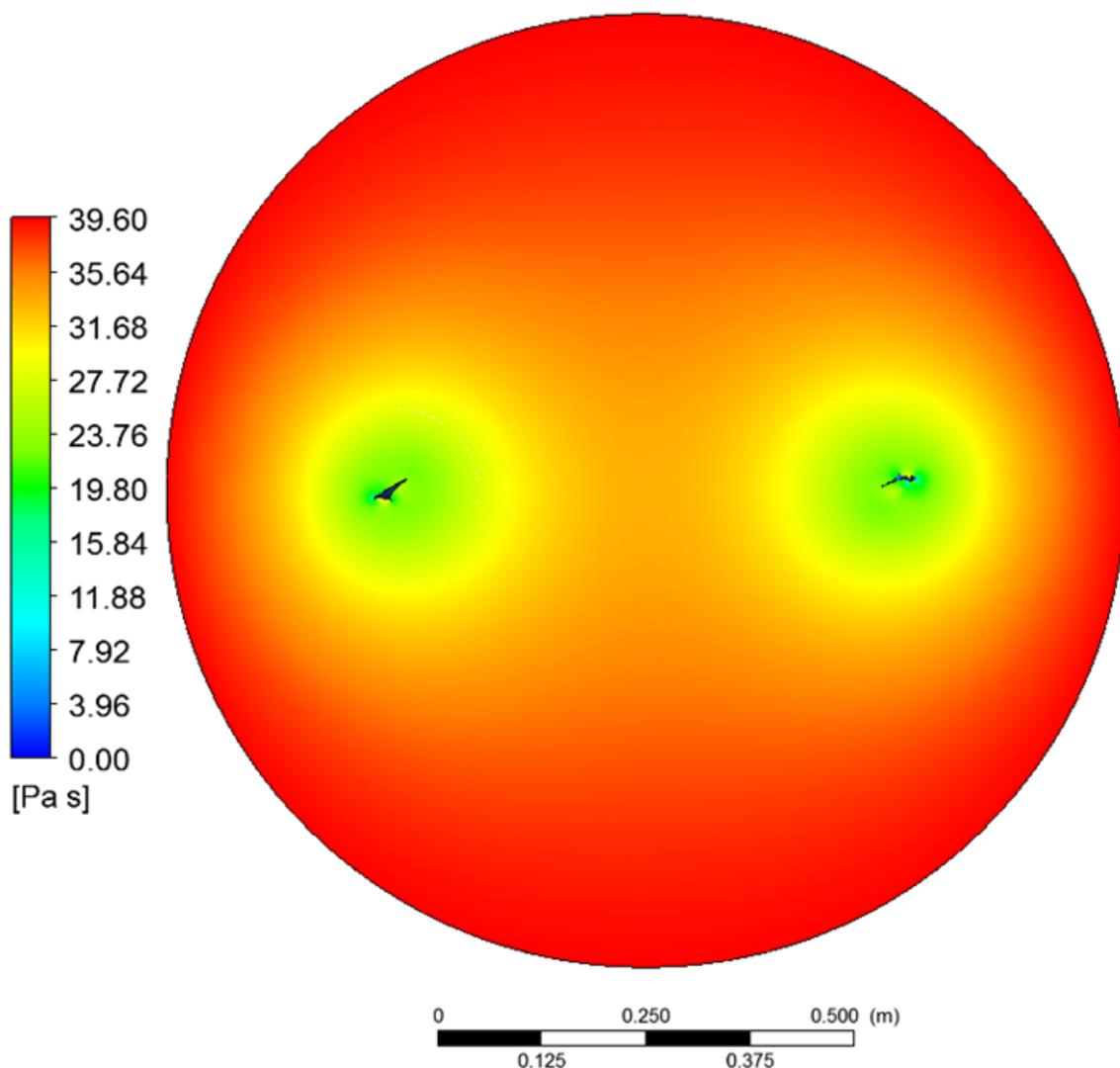


Abbildung 63: Viskositätsverteilung bei der Verwendung eigener Viskositätsdaten II (Anlage 1, Fermenter 3)

6. Zusammenfassung

In der vorliegenden Arbeit wurde für die Erhebung von rheologischen Parametern ein großmaßstäbliches Rohrviskosimeter verwendet. Originalproben aus fünf Biogasfermentern und Nachgärern wurden mit variiertem Volumenstrom durch verschieden dimensionierte Messrohrstrecken im Kreis gefördert. Über definierte Längen der Messrohrstrecken konnte der Differenzdruck bei laminarem Strömungsverhalten aufgenommen werden. Aus den geometrischen Größen sowie den Wertepaaren Volumenstrom und Differenzdruck ließen sich nach einer Korrektur der Schergeschwindigkeit die Parameter für die Abbildung der absoluten Fließ- und Viskositätseigenschaften nach dem Potenzansatz approximieren. Die gefundenen Viskositäts- und Fließkurven sind für einen sehr großen Schergeschwindigkeitsbereich (ca. $2 - 1300 \text{ s}^{-1}$) gültig. Die größten Unterschiede weisen die gefundenen Funktionen bis zu einer Schergeschwindigkeit von ca. 100 s^{-1} auf.

Der Vergleich mit anderen rheologischen Bestimmungsmethoden zeigte die jeweiligen Einschränkungen bezüglich Teilchengröße, Schergeschwindigkeitsbereich, relative Messwerte, usw. auf. Bei dem im Rahmen dieser Arbeit genutzten Rohrviskosimeter liegen diese Einschränkungen nicht vor.

Die Untersuchungsergebnisse zeigen, dass eine zunehmende Verweilzeit und ein voranschreitender Abbau die Viskosität der untersuchten Suspensionen verringert. Dieses ist aus der Betrachtung der Viskositätsfunktionen zusammengehöriger Fermenter und Nachgärer ableitbar. Eine Korrelation zwischen den Viskositätsfunktionen mit den Trockenrückständen sowie den hydraulischen Verweilzeiten verschiedener Biogasanlagen konnte nicht gefunden werden.

Die mit unterschiedlichen Methoden gewonnenen rheologischen Daten aus der Literatur für die in der Biogastechnik anzutreffenden Suspensionen wurden zum Vergleich zusammengetragen.

Mit den, aus den Untersuchungen mittels Rohrviskosimetrie gewonnen rheologischen Daten, konnten Rohrleitungsdruckverluste berechnet werden.

Die beispielhaft durchgeführten rührtechnischen CFD-Simulationen mit einem skalierten Biogasfermenter, unter Verwendung einer gefunden Viskositätsfunktionen, zeigt die grundsätzliche Eignung der gewonnen Daten für diese Simulationen auf.

7. Ausblick

Aus dem Untersuchungsbetrieb des mobilen Rohrviskosimeters an den verschiedenen Biogasanlagen haben sich einige Optimierungsansätze ergeben.

Es soll künftig der Personalbedarf für die Untersuchungen reduziert werden. Das Probenhandling wird durch eine zusätzliche Pumpe zur Befüllung der Vorlage vereinfacht und reduziert die Vorbereitungszeit. Die bisherigen Reinigungs- und Rüstzeiten zwischen den einzelnen Messungen werden durch eine veränderte, membrangetrennte Differenzdruckmesstechnik deutlich verringert. Die bisher erreichbare Genauigkeit, gegeben durch die gesamte Messkette und insbesondere durch die verwendete Druckmesstechnik, von ca. $\pm 15\%$ wird durch eine angepasste Messtechnik deutlich verbessert. Eine skriptbasierte Auswertung mittels DIAdem soll zukünftig direkt nach erfolgter Messung die Fließ- und Viskositätskurven berechnen und darstellen.

8. Literatur

Agentur für Erneuerbare Energie (2009): Biogasanlage. [http://www.unendlich-vielenergie.de/uploads/media/Technische_Skizze_-_Biogasanlage08.jpg] (09.04.2012)

Adhikari, Benu; Jindal, V. K. (2001): Fluid flow characterization with tube viscometer data. In: *Journal of Food Engineering* Volume 50 (Issue 4), S. 229–234.

Andreasson, Patrik (1989): Open channel flow of hyperconcentrated suspensions. Viscous effects and aspects on the carrying capacity of particles. Luleå (Series A, No 179).

Balsen, Eilert (2006): Rührtechnik in Biogas-Anlagen. 1. Biogastagung des Geo & Bio e.V. in Krassow, 23.05.2006.

Battistoni, P. (1997): Pre-treatment, measurement execution procedure and waste characteristics in the rheology of sewage sludges and the digested organic fraction of municipal solid wastes. In: *Water Science and Technology* Vol. 36 (11), S. 33–41.

Böhme, Gert; Stenger, Matthias (1988): Consistent scale-up procedure for the power consumption in agitated non-newtonian fluids. In: *Chem. Eng. Technol.* 11 (1), S. 199–205.

Böswirth, L. (2007): Technische Strömungslehre: Vieweg Verlag.

Brauer, Heinz (1971): Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmungen. Aarau, Frankfurt a.M.: Sauerländer.

Brehmer, Manuel; Kraume, Matthias (2011): Rheological properties of substrates for the biogas production from renewable resources. In: Fördergesellschaft für nachhaltige Biogas- und Bioenergienutzung (FnBB e.V.) (Hg.): Progress in Biogas II - Biogas production from agricultural biomass and organic residues. Proceedings of the International Congress Progress in Biogas 2011. Part 2, Part 2. Stuttgart (Part 2), S. 97–100.

Breitwieser, Michael (2012): Eignung der IMETER-Methode für sückige Suspensionen. Hannover / Berlin, 16.05.2012. Telefongespräch mit Christian Koll.

Burmann, Georg; Wortberg, Johannes (2004): Grundlagen und Strategie für die Auslegung von Extrusionswerkzeugen. IKV-Seminar "Qualitätssicherung und Prozessoptimierung beim Spritzgießen". Aachen, 28.01.2004.

Casartelli, Ernesto; Waser, Roger; Fankhauser, Hans (2006): Strömungstechnische Optimierung eines Biomasse-Rührwerks - Schlussbericht. Hg. v. Verkehr Energie und Kommunikation UVEK Eidgenössisches Departement für Umwelt und Bundesamt für Energie BFE.

de Waele, A. (1923): Viscometry and plastometry. In: *Journal of the Oil Colour Chemists Association* (6), S. 33–41.

de Waele, A. (1926): Bemerkungen über Plastizität. In: *Kolloid-Zeitschrift* 38 (1), S. 27–32.

- Deerberg, Görg; Grän-Heedfeld, Jürgen; Dudlik, Andreas; Henning, Torsten (2009):** Strömungs- und Wärmetransportoptimierung in Biogasanlagen. Förderkennzeichen 22015305. Fraunhofer Institut für Umwelt, Sicherheits- und Energietechnik UMSICHT. Oberhausen.
- Deutsches Biomasseforschungszentrums (2012):** Größenklassenverteilung und Entwicklung der installierten Biogas-BHKW-Leistung. Online verfügbar unter http://www.pressebox.de/attachment/470495/Groessenklassenverteilung_Biogasanlagen_2011_01.jpg, zuletzt geprüft am 11.05.2012.
- DIN EN 12879, Februar 2001:** Charakterisierung von Schlämmen - Bestimmung des Glühverlustes der Trockenmasse.
- DIN EN 12880, Februar 2001:** Charakterisierung von Schlämmen - Bestimmung des Trockenrückstandes und des Wassergehalts.
- Doraiswamy, Deepak (2002):** The Origins of Rheology: A Short Historical Excursion. In: *Rheology Bulletin* 71 (1).
- Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (2006):** Handreichung. Biogasgewinnung und -nutzung: . Online verfügbar unter: http://www.fnr-server.de/pdf/literatur/HR_Biogas.pdf; 3., überarbeitete Auflage.
- Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR) (Hg.) (2011):** Basisdaten Bioenergie Deutschland.
- Fachverband Biogas e. V (Hg.) (2010):** Tagungsband 19. Jahrestagung Fachverband Biogas e.V. (02.02.-04.02.2010). Einfluss des Trockenrückstands und der Verweilzeit auf das Fließverhalten in Biogasanlagen - Eine rheologische Charakterisierung-. Unter Mitarbeit von Tajouri, A., Koll, C., Lüdersen, U.. Kompetenzzentrum AUBIOS.
- Fachverband Biogas e.V. (2012):** Biogas Branchenzahlen 2011. Stand 11/2011.
- Fachverband Biogas e.V. (Hg.) (2011):** Fakten statt Vorurteile.
- Eder, B.; Schulz, H. (2006):** Biogas Praxis: Ökobuch Verlag.
- Effenberger, Mathias; Herb, Cornelius (2010):** Empfehlungen für die Auswahl von Rührwerken für Gärbehälter. Arbeitsgruppe IV (Bau- und Verfahrenstechnik) im „Biogas Forum Bayern“ (Nr. IV – 2/2010).
- FRISTAM:** Das Pumpen 1x1. Hg. v. FRISTAM Pumpen KG (GmbH & Co.).
- Giesekus, H.; Langer, G. (1977):** Die Bestimmung der wahren Fließkurven nicht-newtonscher Flüssigkeiten und plastischer Stoffe mit der Methode der repräsentativen Viskosität. In: *Rheol Acta* 16 (1), S. 1–22.
- Godleski, E. S.; Smith, J. C. (1962):** Power requirements and blend times in the agitation of pseudoplastic fluids. In: *AIChE J.* 8 (5), S. 617–620.
- Hagen, G. (1839):** Ueber die Bewegung des Wassers in engen cylindrischen Röhren. In: *Ann. Phys. Chem.* 122 (3), S. 423–442.
- Hamed M. El-Mashad; Wilko K.P. van Loon; Grietje Zeeman; Gerard P.A. Bot (2005):** Rheological properties of dairy cattle manure. In: *Bioresource Technology* 96 (5), S. 531–535.
- Hans, Annegret (2003):** Entwicklung eines Inline-Viskosimeters auf Basis eines magnetisch-induktiven Durchflussmessers [online]. Dissertation. Universität Karlsruhe. Institut für Mess- und Regelungstechnik.

- Hennig, T.; Grän-Heedfeld, J.; Deerberg, G. (2007):** Simulation der Strömung in Fermentern von Biogasanlagen. In: *Chemie Ingenieur Technik* 2007, 79, No. 5, Seiten 643 -650.
- Hofbauer, Hermann (Hg.) (2009):** Energie aus Biomasse. Grundlagen, Techniken und Verfahren. Unter Mitarbeit von Martin Kaltschmitt und Hans Hartmann. 2. Aufl. Dordrecht ;, Heidelberg, London, New York, NY: Springer.
- Hörnig, G. (1994):** Zur Wirkung von Futter- und Güllezusatzstoffen auf die Emission von Schadgasen und Geruchsstoffen sowie auf Homogenität und Fließfähigkeit von Schweine- und Rindergülle. Potsdam: Institut für Agrartechnik.
- Kieseler, Thomas (2012):** Inline-Viskositätsmessmodul. Hannover, 17.05.2012. Telefongespräch mit Christian Koll.
- Klußmann, Heinrich-Wilhelm (2001):** Pump- und Rührtechnik in landwirtschaftlichen Biogasanlagen, Online verfügbar unter: http://www.bfl-online.de/media/pump_und_%20ruehrtechnik_in_%20biogasanlagen.pdf zuletzt geprüft am 17.04.2012.
- Kohlgrüber, Klemens (2007):** Der gleichläufige Doppelschneckenextruder. Grundlagen, Technologie, Anwendungen. München: Hanser.
- Kokini, Jozef L.; Dervisoglu, Murat (1990):** Wall Effects in the Laminar Pipe Flow of Four Semi-Solid Foods. In: *Journal of Food Engineering* (11), S. 29–42.
- Kraume, Matthias (2003):** Mischen und Rühren. Grundlagen und moderne Verfahren. Weinheim: Wiley-VCH.
- Kube, Jürgen; Köhnlechner, Michael; Thurner, Franz (2011):** Einfache Methode zur online-Bestimmung der Viskosität von Gärsubstraten in Biogasanlagen. In: Biogas 2011. Energieträger der Zukunft. Düsseldorf: VDI Verlag (2121), S. 83–95.
- Lotito, V.; Spinosa, L.; Mininni, G.; Antonacci, R. (1997):** The rheology of sewage sludge at different steps of treatment. In: *Water Science and Technology* 36 (11), S. 79–85.
- Menges, Georg (2002):** Werkstoffkunde Kunststoffe. 5. Aufl. München ;, Wien: Hanser.
- Metzner, A. B.; Otto, R. E. (1957):** Agitation of non-Newtonian fluids. In: *AIChE Journal* Volume 3, March 1957 (Issue 1), S. 3–10.
- Metzner, A. B.; Reed, J. C. (1955):** Flow of non-newtonian fluids—correlation of the laminar, transition, and turbulent-flow regions. In: *AIChE Journal* Volume 1 (Issue 4), S. 434–440.
- Mezger, Thomas (2010):** Das Rheologie-Handbuch. Für Anwender von Rotations- und Oszillations-Rheometern. 3. Aufl. Hannover: Vincentz Network.
- Mooney, Melvin (1931):** Explicit Formulas for Slip and Fluidity. In: *Journal of Rheology* 2 (210), S. 210–222.
- Ostwald, Wolfgang (1925):** Ueber die Geschwindigkeitsfunktion der Viskosität disperser Systeme. I. In: *Kolloid-Zeitschrift* 36 (2), S. 99–117.
- Pahl, Manfred; Gleible, Wolfgang; Laun, Hans-Martin (1991):** Praktische Rheologie der Kunststoffe und Elastomere. Düsseldorf: VDI-Verlag.
- Pawlowski, J. (2004):** Prozessbeziehungen bei nichtnewtonschen Stoffen– Kritik des Metzner-Otto-Konzeptes. In: *Chemie Ingenieur Technik* 76 (7), S. 910–914.

- Pohn, S. P.; Kamarad, L. K.; Harasek, M. H. (2010):** Entwicklung eines Makro-Viskosimeters, Kalibrierung und Analyse mit CFD-Methoden. In: *Chemie Ingenieur Technik* 82 (9), S. 1394–1395.
- Pohn, Stefan; Horvath, Andreas; Kuttner, Christian; Maier, Christian; Harasek, Michael (2011):** AD-CFD: Entwicklung von Rührwerksystemen mit optimalem Mischverhalten in Biogasanlagen und verringertem Energiebedarf mittels numerischer Strömungssimulation.
- Poiseuille, J. L. M. (1840):** Recherches expérimentales sur le mouvement des liquides dans les tubes de très petits diamètres. In: *Comptes Rendus Acad. Sc* 11, S. 961
- Proff, Erwin (1999):** Rheologische Charakterisierung von Klärschlämmen : Schlußbericht über das Forschungsprojekt. Gelsenkirchen: Fachhochschule.
- Pullum, Lionel; Slatter, Paul; Graham, Lachlan; Chryss, Andrew (2010):** Are tube viscometer data valid for suspension flows? In: *Korea-Australia Rheology Journal* Vol. 22 (No. 3), S. 163–168.
- Rabinowitsch, B. (1929):** Über die Viskosität und Elastizität von Solen. In: *Zeitschrift für physikalische Chemie* (Band 145), S. 1–26.
- Rautenbach, R. (1965):** Zur Rheologie strukturviscöser Flüssigkeiten. In: *Chemie Ingenieur Technik - CIT* 37 (3), S. 252–255.
- Rautenbach, R.; Schlegel, D. (1969):** Fließverhalten dispers-plastischer Materialien im Couette-Rheometer. In: *Chemie Ing. Techn.* 41 (5-6), S. 369–374.
- Reviol, Thomas (2010):** Experimentelle und numerische Untersuchungen eines modifizierten Propeller-Viskosimeters zur Bestimmung der Fließeigenschaften nicht-Newtonscher Medien mit inhomogenem Charakter. Dissertation. Technischen Universität Kaiserslautern, Kaiserslautern. Fachbereich Maschinenbau und Verfahrenstechnik.
- Rieger, F.; Novák, V. (1972):** Scale-up method for power consumption of agitators in the creeping flow regime. In: *Chemical Engineering Science* 27 (1), S. 39–44.
- Rosenberger, Sandra; Kubin, Kirsten; Kraume, Matthias (2002):** Rheologie von Belebtschlamm in Membranbelebungsbecken. In: *Chemie Ingenieur Technik - CIT* 74 (4), S. 487–494.
- Rostalski, Kay (2009):** Tauchmotorrührwerke in Biogasanlagen - Ein Beitrag zur Effizienzsteigerung. In: Tagungsband zur 18. Jahrestagung des Fachverbandes Biogas e.V. - Biogas: dezentral erzeugen - regional profitieren - international gewinnen. Fachverband Biogas e.V. 3. bis 5. Februar Messegelände Hannover, S. 59–65.
- Schlücker, Eberhard (2011):** Pumpentechnik für die Förderung hochviskoser Stoffe. Übersichtsvortrag. Handhabung hochviskoser Systeme – Herstellung, Charakterisierung, Verarbeitung im Bereich Kunststoff, Keramik, Lebensmittel und Bauchemie. DECHEMA e.V. Eisenach, 09.11.2011.
- Schramm, Gebhard (2004):** Einführung in Rheologie und Rheometrie. 2. Auflage. Karlsruhe: Thermo Electron (Karlsruhe) GmbH.
- Schröpel, Rainer (2004):** Fließfähigkeit von Rindergülle. Online verfügbar unter: http://www.lfl.bayern.de/lvfv/kempton/tierhaltung/14845/linkurl_0_0.pdf, zuletzt geprüft am 26.05.2012.

- Schulz, M.; Rautenbach, R. (1985):** Stoffdaten von Rinder-, Schweine- und Hünnergülle. Material Properties of Animal Manure Slurries. In: *Wissenschaft und Umwelt*, S. 27–33.
- Schümmer, P. (1969):** Zur Darstellung der Durchflußcharakteristik viskoelastischer Flüssigkeiten in Rohrleitungen. In: *Chemie Ing. Techn.* 41 (18), S. 1020–1022.
- Scott Blair, George William (1975):** Survey of the rheological studies of food materials. In: C. ed RHA (Hg.): Theory, determination and control of physical properties of food materials. Boston: D. Reidel Pyblising, S. 3–6.
- Springer, Peer; Rostalski, Kay:** Effizienzsteigerung bei der Biogasgewinnung durch langsam laufende Rührwerke. Online verfügbar unter http://www.zukunft-maschinenbau.de/set/1119/Forum_B_Kay%20Rostalski_VDMA.pdf, zuletzt geprüft am 04.03.2012.
- Statistisches Jahrbuch für die Bundesrepublik Deutschland (2011).** Wiesbaden: Statistisches Bundesamt.
- Steffe, James Freeman (1992):** Rheological methods in food process engineering. East Lansing, Mich. USA: Freeman Press.
- Tajouri, Aymen (2009):** Rheologische Charakterisierung von Substraten in Biogasanlagen. Diplomarbeit, Hannover. Forschungszentrum Automatisierung umwelt- und bioverfahrenstechnischer Prozesse und Systeme.
- Tanner, Roger I.; Walters, Kenneth (1998):** Rheology: An historical perspective. Amsterdam [u.a.]: Elsevier.
- Thermo Electron (Karlsruhe) GmbH (Hg.) (2008):** Betriebsanleitung HAAKE Viscotester 550. Beschreibung der Funktionselemente und Handhabung (Version 1.2).
- Truckenbrodt, E. (1996):** Fluidmechanik Band 1: Grundlagen und elementare Strömungsvorgänge dichtebeständiger Fluide: Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
- Urban, Lutz (2008):** Methode zur Auswahl von Rührwerken für klärtechnische Mischbecken. Aachen: Shaker.
- VDI Richtlinien-Entwurf 2546, Dezember 1977:** Kapillar-Rheometrie der Kunststoffschmelzen; Darstellung von Fließ- und Viskositätskurven und von Einlaufdruckverlusten.
- Weipert, Dorian; Escher, Felix (1993):** Rheologie der Lebensmittel. Hamburg: Behr
- Wilke, Jürgen; Kryk, Holger; Hartmann, Jutta; Wagner, Dieter (2000):** Theorie und Praxis der Kapillarviskosimetrie. - Eine Einführung -. Online verfügbar unter http://www.si-analytics.com/fileadmin/upload/Informationen/Kapillarviskosimetrie/GER/Fibel_VISCO_1-MB_PDF-German.pdf, zuletzt geprüft am 24.02.2012.
- Wu, B.; Chen, S. (2008):** CFD Simulation of Non-Newtonian Fluid Flow in Anaerobic Digesters. In: *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 99, No. 3, February 15, 2008.

9. Eidesstattliche Versicherung

„Ich versichere hiermit, dass ich die vorliegende Arbeit selbstständig und nur unter Benutzung der angegebenen Literatur und Hilfsmittel angefertigt habe. Wörtlich übernommene Sätze und Satzteile sind als Zitate belegt, andere Anlehnungen hinsichtlich Aussage und Umfang unter Quellenangabe kenntlich gemacht. Die Arbeit hat in gleicher oder ähnlicher Form noch keiner Prüfungsbehörde vorgelegen.“

Hannover, den 31.05.2012

10. Anhang

10.1 Fließ- und Viskositätskurven

Fließ- und Viskositätskurven der Fermenter und Nachgärer. Beginnend bei der ermittelten Schergeschwindigkeit und auf 1200 s^{-1} begrenzt. Die Viskositätskurven sind in grün, die Fließkurven in blau dargestellt.

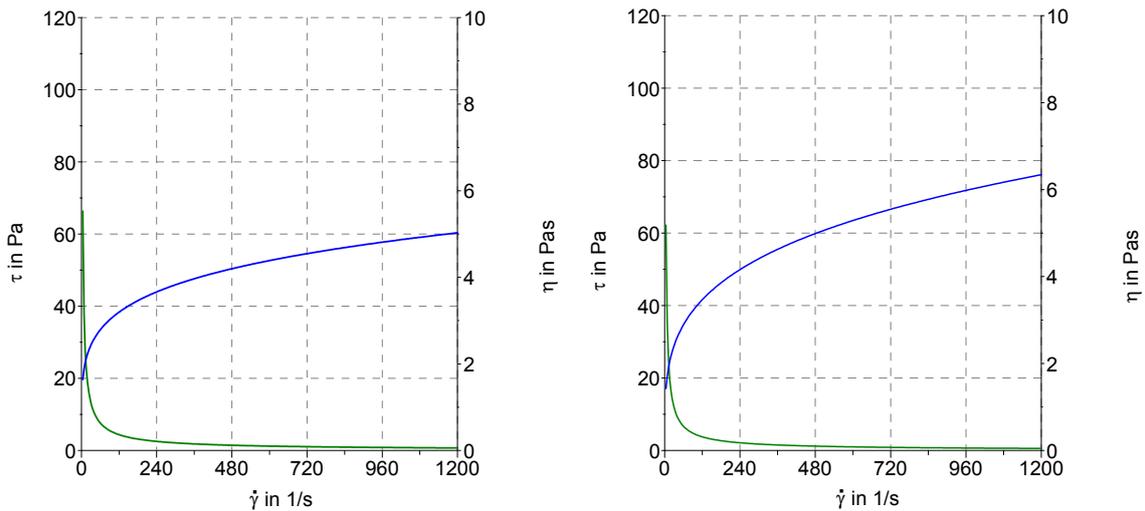


Abbildung 64: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 1, Fermenter 1 (links) und Fermenter 2 (rechts)

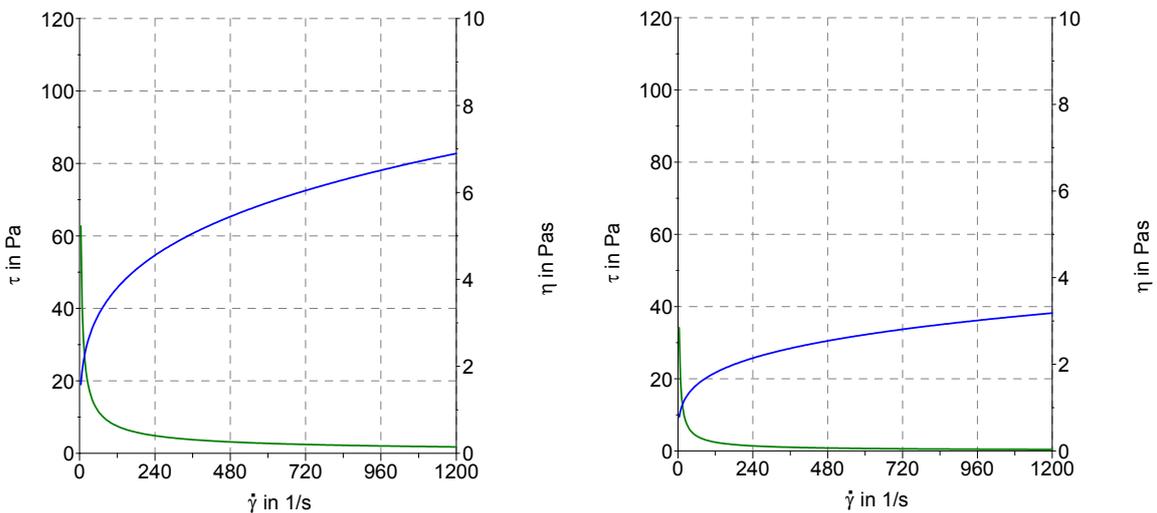


Abbildung 65: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 1, Fermenter 3 (links) und Nachgärer (rechts)

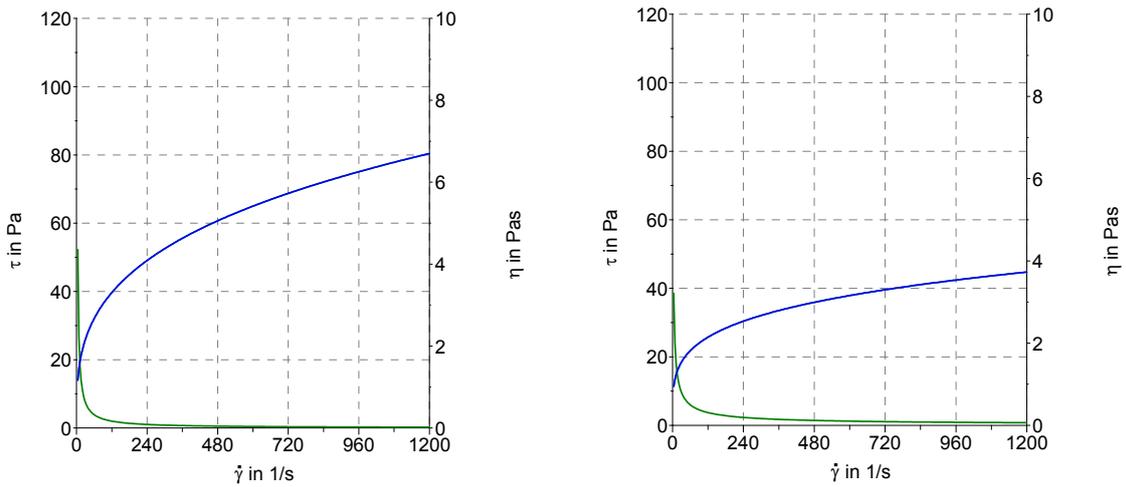


Abbildung 66: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 2, Fermenter (links) und Nachgärer (rechts)

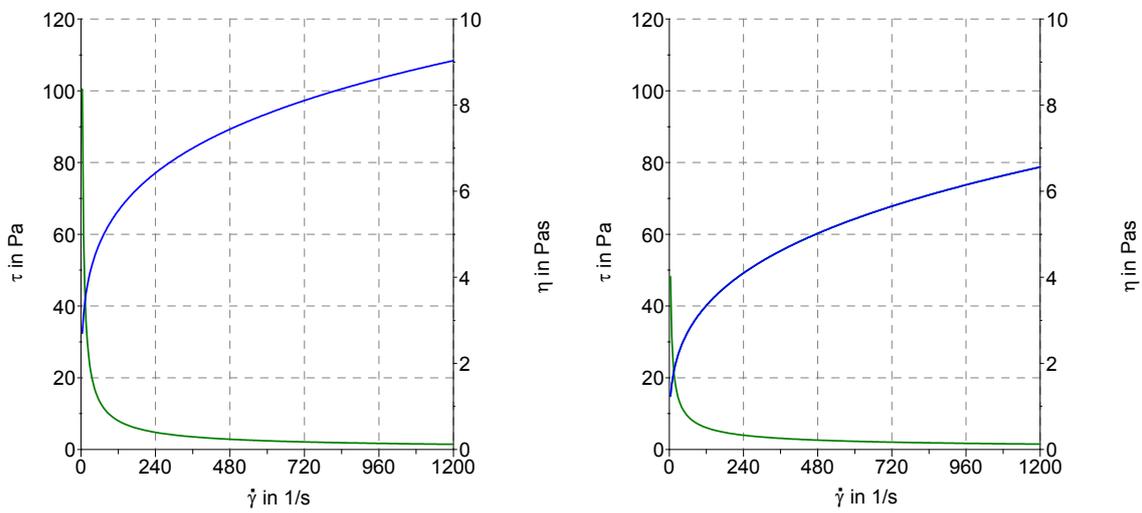


Abbildung 67: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 3, Fermenter (links) und Nachgärer (rechts)

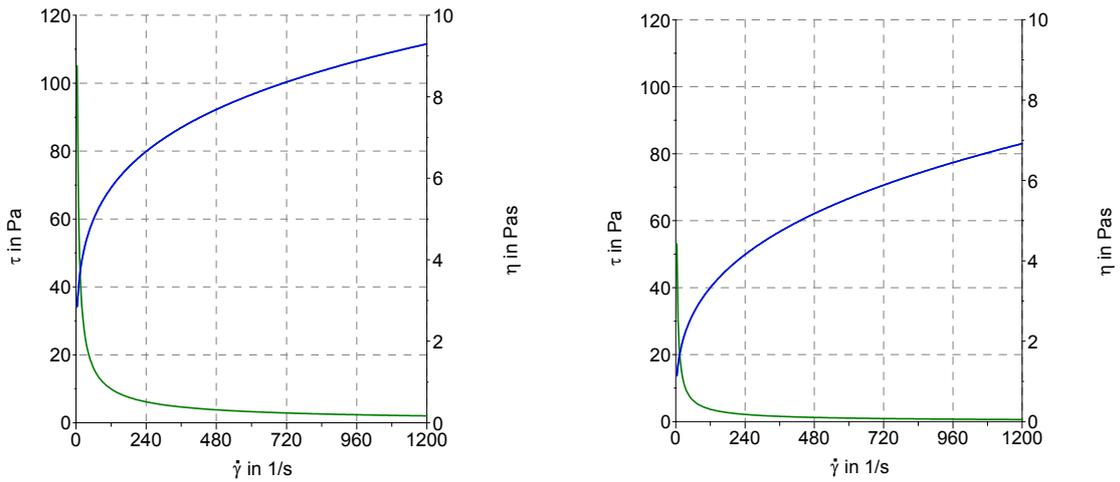


Abbildung 68: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 4, Fermenter (links) und Nachgärer (rechts)

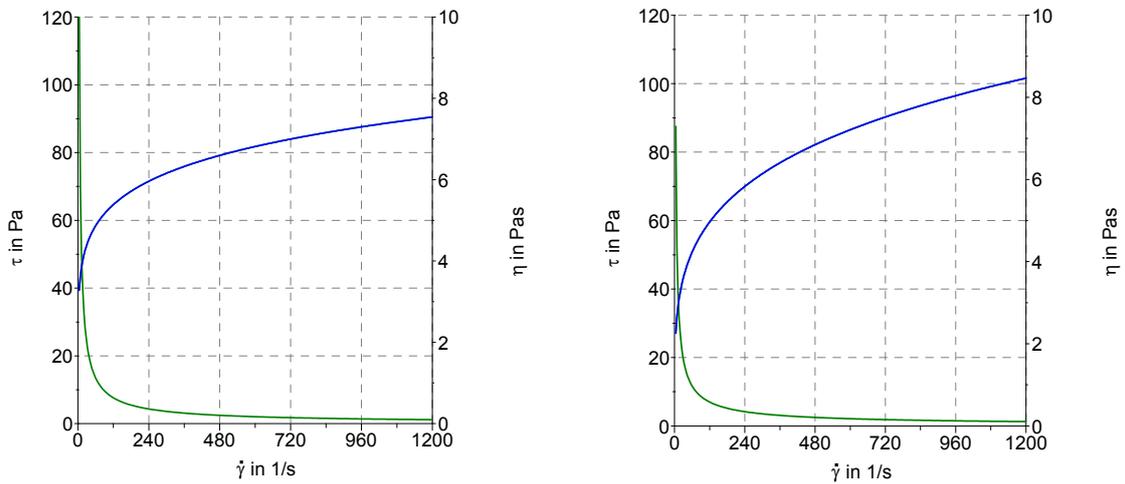


Abbildung 69: Fließ- und Viskositätskurve Anlage 5, Fermenter (links) und Nachgärer (rechts)

10.2 Glührückstand und organischer Trockenrückstand der untersuchten Proben und Substrate

Tabelle 15: Zusammenstellung der Trockenrückstände, Glührückstände und organischen Trockenrückstände aller Proben und Substrate

Anlage	Probenbezeichnung	Wasser [%]	TR [%]	oTR [%]	GR [%]
1	Fermenter 1	92,36	7,64	5,72	1,92
	Fermenter 2	91,06	7,66	5,72	1,94
	Fermenter 3	91,95	8,84	7,00	1,84
	Nachgärer	92,67	7,33	5,55	1,78
	Gärproduktlager	93,32	6,68	5,00	1,67
	Maissilage	75,19	24,81	23,64	1,17
	Rindergülle	95,84	4,16	2,34	1,81
2	Fermenter	90,06	9,94	7,53	2,41
	Nachgärer	91,10	8,90	6,37	2,53
	Mist	77,60	22,40	19,05	3,35
	Gülle	95,09	4,91	3,48	1,43
	Maissilage	64,97	35,03	33,69	1,35
	Rapssilage	85,14	14,86	12,58	2,27
	Hafer + Sonnenblume	80,38	19,62	17,51	2,10
3	Fermenter	90,26	9,74	7,40	2,34
	Nachgärer	90,97	9,03	6,72	2,31
	Endlager	94,30	5,70	4,09	1,60
	Maiskolben	43,47	56,53	52,53	3,99
	Gerste nass	47,84	52,16	50,32	1,84
	Gerste trocken	18,66	81,34	74,25	7,09
	Maissilage	64,13	35,87	34,08	1,78
	Rübe siliert	73,32	26,68	22,97	3,71
	Rübe frisch	76,61	23,39	21,40	1,99
4	Fermenter	89,97	10,03	7,90	2,13
	Nachgärer	90,66	9,34	6,94	2,40
	Gärproduktlager	91,08	8,92	6,46	2,46
	Rübenschnitzen	77,94	22,06	21,40	0,66
	Mist	71,25	28,75	22,88	5,87
	Maissilage	68,51	31,49	30,39	1,10
	Grassilage	64,36	35,64	30,76	4,89
5	Fermenter	89,91	10,09	7,96	2,13
	Nachgärer	90,57	9,43	7,28	2,15
	Gülle	93,98	6,02	4,47	1,55

