

AD-CFD: Entwicklung von Rührwerksystemen mit optimalem Mischverhalten in Biogasanlagen und verringertem Energiebedarf mittels numerischer Strömungssimulation

S. Pohn, M. Harasek, L. Kamarad, G. Bochmann

Berichte aus Energie- und Umweltforschung

42/2011

Impressum:

Eigentümer, Herausgeber und Medieninhaber:
Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie
Radetzkystraße 2, 1030 Wien

Verantwortung und Koordination:
Abteilung für Energie- und Umwelttechnologien
Leiter: DI Michael Paula

www.NachhaltigWirtschaften.at

AD-CFD: Entwicklung von Rührwerksystemen mit optimalem Mischverhalten in Biogasanlagen und verringertem Energiebedarf mittels numerischer Strömungssimulation

DI Stefan Pohn, Dr. Michael Harasek
Technische Universität Wien

DI Ludek Kamarad, DI Günther Bochmann
Universität für Bodenkultur

Wien, 2011

Ein Projektbericht im Rahmen der Programmlinie



Impulsprogramm Nachhaltig Wirtschaften

Im Auftrag des Bundesministeriums für Verkehr, Innovation und Technologie

Projektleitung:

Technische Universität Wien

Projektpartner:

Universität für Bodenkultur

AAT Abwasser- und Abfalltechnik GmbH

Thöni Industriebetriebe GmbH

Ing. Karl Pfiel GmbH

Biogas Strem Errichtungs- und Betriebs GmbH & CO KG

Vorwort

Der vorliegende Bericht dokumentiert die Ergebnisse eines Projekts aus der Programmlinie ENERGIESYSTEME DER ZUKUNFT. Sie wurde 2003 vom Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie im Rahmen des Impulsprogramms Nachhaltig Wirtschaften als mehrjährige Forschungs- und Technologieinitiative gestartet. Mit der Programmlinie ENERGIESYSTEME DER ZUKUNFT soll durch Forschung und Technologieentwicklung die Gesamteffizienz von zukünftigen Energiesystemen deutlich verbessert und eine Basis zur verstärkten Nutzung erneuerbarer Energieträger geschaffen werden.

Dank des überdurchschnittlichen Engagements und der großen Kooperationsbereitschaft der beteiligten Forschungseinrichtungen und involvierten Betriebe konnten bereits richtungsweisende und auch international anerkannte Ergebnisse erzielt werden. Die Qualität der erarbeiteten Ergebnisse liegt über den hohen Erwartungen und ist eine gute Grundlage für erfolgreiche Umsetzungsstrategien. Mehrfache Anfragen bezüglich internationaler Kooperationen bestätigen die in ENERGIESYSTEME DER ZUKUNFT verfolgte Strategie.

Ein wichtiges Anliegen des Programms ist, die Projektergebnisse – sei es Grundlagenarbeiten, Konzepte oder Technologieentwicklungen – erfolgreich umzusetzen und zu verbreiten. Dies soll nach Möglichkeit durch konkrete Demonstrationsprojekte unterstützt werden. Deshalb ist es auch ein spezielles Anliegen die aktuellen Ergebnisse der interessierten Fachöffentlichkeit leicht zugänglich zu machen, was durch die Homepage www.ENERGIESYSTEMEderZukunft.at und die Schriftenreihe gewährleistet wird.

Dipl. Ing. Michael Paula

Leiter der Abt. Energie- und Umwelttechnologien

Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie

1. Einleitung

Aufgabenstellung

Ziel dieses Projektes ist es das Mischverhalten sowie die Performance von Rührsystemen in Biogasanlagen zu erfassen und mittels CFD-Simulation mathematisch darzustellen. Aus diesen Simulationen können das aktuelle Mischverhalten sowie Rückschlüsse auf optimale Reaktorgeometrien und Positionierung von Rührsystemen, optimale Rührwerkskombinationen und minimierter Energieeinsatz abgeleitet werden.

Prinzipiell sollen mindestens zwei Biogasanlagen mit unterschiedlichen Rührwerksystemen erfasst werden. Die rheologische Beschreibung der Fermenterinhalt (Gärgut) wird basierend auf bestehenden Daten verfeinert und präzisiert. In Abhängigkeit von Korngrößenverteilungen (Halmlängen etc.) sowie eingesetzten Substraten werden die Viskosität sowie das rheologische Verhalten experimentell erfasst.

Durch die Datenaufnahme bei bestehenden Biogasanlagen (Reaktor- und Rührwerksgeometrien) kann in einem ersten Schritt das aktuelle Mischverhalten dargestellt werden. Dadurch können Hinweise auf die Optimierung der in diesem Projekt beteiligten Biogasanlagen hinsichtlich Mischgüte und Energieeinsatz abgeleitet werden. Die CFD-Modelle werden durch ein Validierungsverfahren überprüft. Durch punktuelle Zugabe von *Bacillus Globigii* (BG) werden Rührkessel-Response-Kurven aufgenommen. Das Grundmodell der CFD-Simulation wird dann soweit modifiziert damit Aussagen über folgende Fragestellungen getroffen werden können:

- Optimierung Mischverhalten bei bestehenden Anlagen
- Optimierung Rührwerkgeometrie im Fermenter
- Minimierung Energieeinsatz bei bestehenden Rührsystemen
- Optimales Rührsystem bei landwirtschaftlichen Biogasanlagen

Schwerpunkte des Projektes

Der Schwerpunkt des Projektes liegt darin, Energieeinsparungspotentiale zu finden, die es erlauben bei Umsetzung die bestehenden Biogasanlagen effizienter zu gestalten. Genauer bedeutet es, den Eigenstrombedarf zu senken der durch die Rührwerke verbraucht wird, ohne dabei die Mischgüte negativ zu beeinträchtigen. Ein weiteres Ziel war es auch den Anlagenerrichtern Informationen zur Verfügung zu stellen mit denen es möglich ist die Rührwerke schon in der Planungsphase genauer auszulegen und die zu erwartende Leistungsaufnahme zu bestimmen. Somit kann schon im Vorfeld der Stromverbrauch abgeschätzt werden.

Einordnung in das Programm

Das Rahmenprogramm "Energiesysteme der Zukunft" wurde ins Leben gerufen, um den global stark ansteigenden Energiebedarf, die Klimaproblematik und den zunehmenden Risiken bezüglich einer sicheren Energieversorgung zu begegnen.

Um dieses Ziel zu erreichen, sind moderne Technologien erforderlich. Die Entwicklung dieser zukunftsfähigen, modernen Technologien sollte durch die neuesten State-of-the-Art Methoden unterstützt werden, wie numerische Strömungssimulation (CFD), neue Messtechniken und Modellierungsansätze. Genau diese Methoden wurden in dem Projekt angewandt, um eine Reduktion des Energiebedarfs und eine Verbesserung der Betriebsstabilität von Biogasanlagen zu erzielen.

Dieses Projekt dient damit direkt den Zielen, die sich dieses Rahmenprogramm gesetzt hat, nämlich die Erhöhung der Energieeffizienz von Anlagen, die erneuerbare Energieträger produzieren.

Verwendete Methoden

Die Projektergebnisse wurden mit folgenden Methoden erreicht:

- Messung der Verweilzeitverteilung durch die Entwicklung und Erprobung von zwei verschiedenen innovativen Tracermethoden für den Einsatz in Biogasfermentern
- Konstruktion, Kalibration und Messungen des Viskositätsverhaltens von Biogasgüllen in einem Makroviskosimeter
- Strömungssimulation des Makroviskosimeters zur Ableitung des scherkraftabhängigen Viskositätsverhaltens von Biogasgüllen
- einphasige, instationäre Strömungssimulation realer Fermentergeometrien unter Einsatz von rotierenden Geometrieteilen im Simulationsmodell ("rotating mesh")
- Strömungssimulation von Schwimm- und Sinkschichten mittels eines Multispezies-Ansatzes
- Auswertung des Mischgüteverhaltens der CFD-Simulationen durch die Berechnung der Standardabweichung der Multispezies-Ergebnisse

2. Inhaltliche Darstellung

Im Folgenden werden die einzelnen Projektschritte detailliert dargestellt.

a.) Datenaufnahme an den Anlagen Reidling und Strem

In der folgenden Tabelle wird eine Übersicht über den Ist-Zustand der projektierten Anlagen geboten. Die dafür erforderlichen Daten wurden gemessen und aus dem PLS der BGAs, in Kooperation mit den Betreibern der Anlagen, gewonnen:

	BGA Reidling	BGA Strem
Installierte elektrische Leistung [$kW_{el.}$]	1052	526
Betriebstemperatur	39°C	49°C
Fermentervolumen (nur Hauptfermenter) [m^3]	2000	1500
Inputmengen – Tagesdurchschnitt [t/d]	34,4	57,1
Beschickungsintervalle pro Tag	24x	48x
Mittlere Hydraulische Verweilzeit [d]	58,1	26,3
Mittlere TS-Gehalt [%]	8,56	11,16
Mittlere oTS-Gehalt [%]	6,08	8,51
Fermentermaterial – Viskosität bei 20°C [mPas]	190,6	580,6
Fermentermaterial – Viskosität bei 39°C/49°C [mPas]	54,1	145,2
Mittlere Dichte [g/cm^3]	0,94482	0,95421
Installierte Paddelrührwerke	1 (vertikale Achse)	2 (horizontale Achse)
Installierte Propellerrührwerke	1	keines
Installierte Rührleistung [kW]	25 (15 + 10)	11 (5,5 + 5,5)

Tabelle 1: Zusammenstellung der Daten der BGA Reidling und Strem

Weiter unten finden sich Fließbilder der beiden Anlagen Reidling und Strem. Daraus ersichtlich sind die Massenströme die sich aus den Daten des PLS (Prozess-Leit-System) ergeben. Diese Werte stellen den Mittelwert eines Jahres (2008) dar. Sie sollen das Verhältnis von flüssigen und festen Substraten, die in die Fermenter eingebracht werden, zeigen.

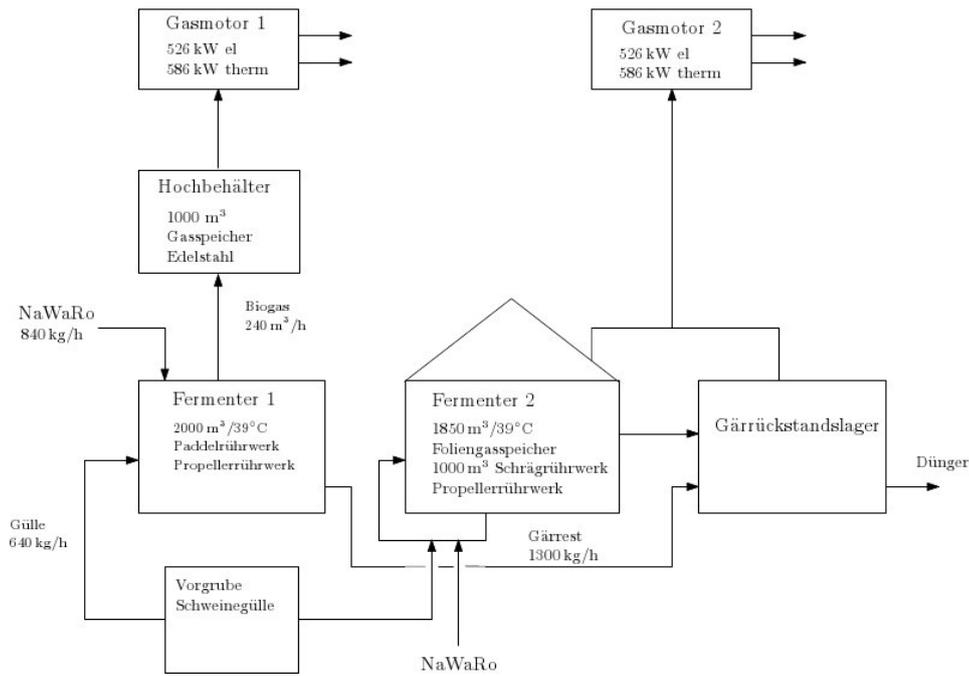


Abbildung 1: Fließschema der Anlage Reiding

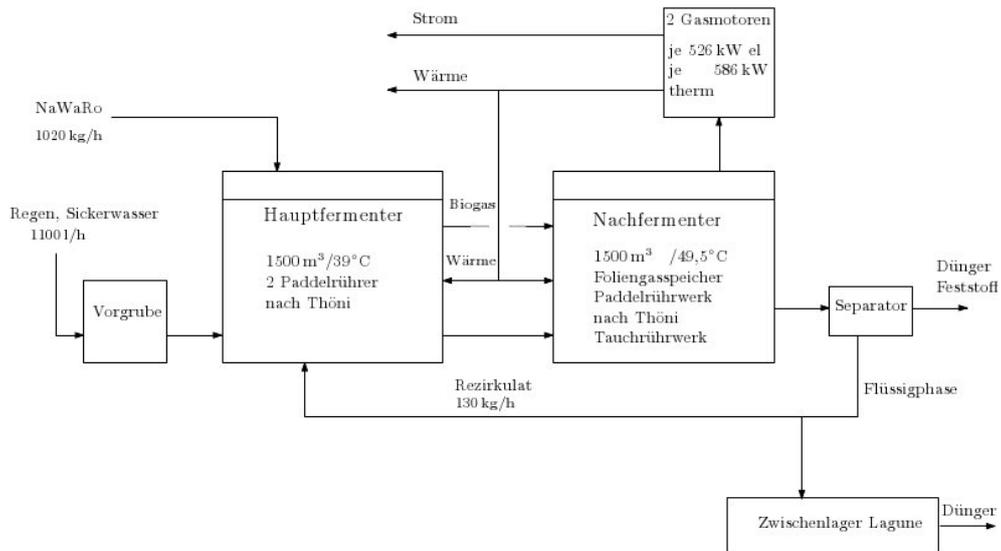


Abbildung 2: Fließschema der Anlage Strem

Die restlichen Betriebsdaten sowie die Substratmengen wurden während der Projektlaufzeit fortlaufend aufgezeichnet und gespeichert. In den Diagrammen 1 und 2 findet sich eine Zusammenstellung der Beschickungsmengen und der Substratarten.

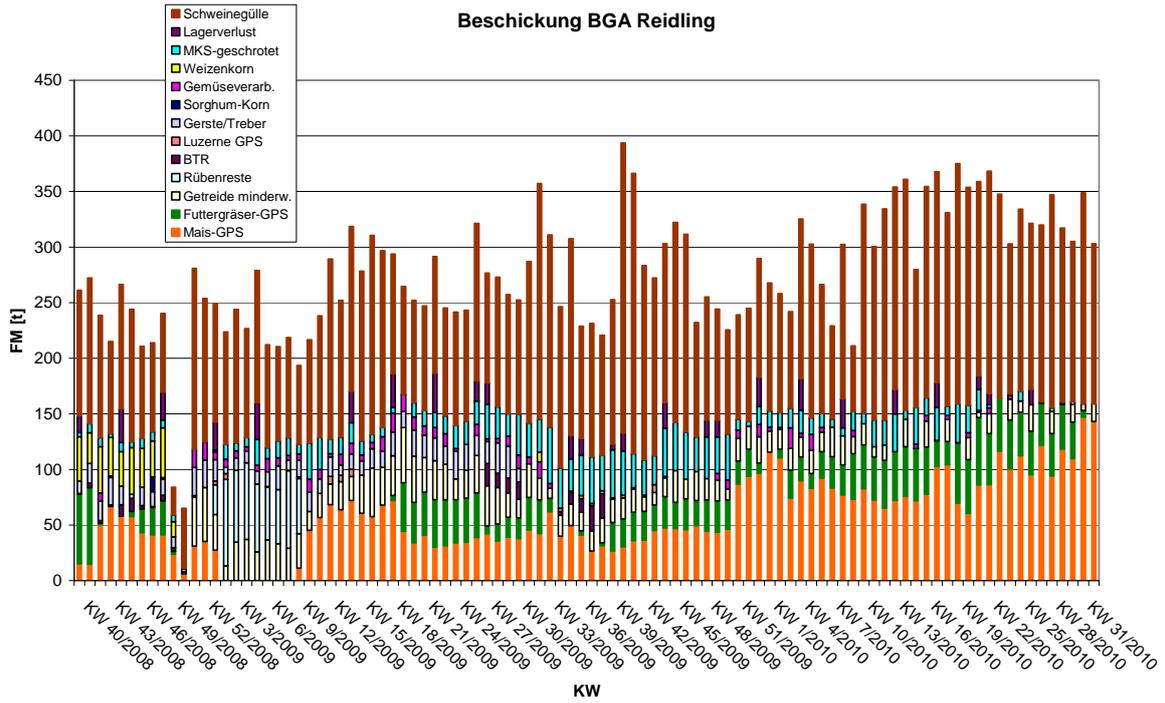


Diagramm 1: Inputstoffe - BGA Reidling

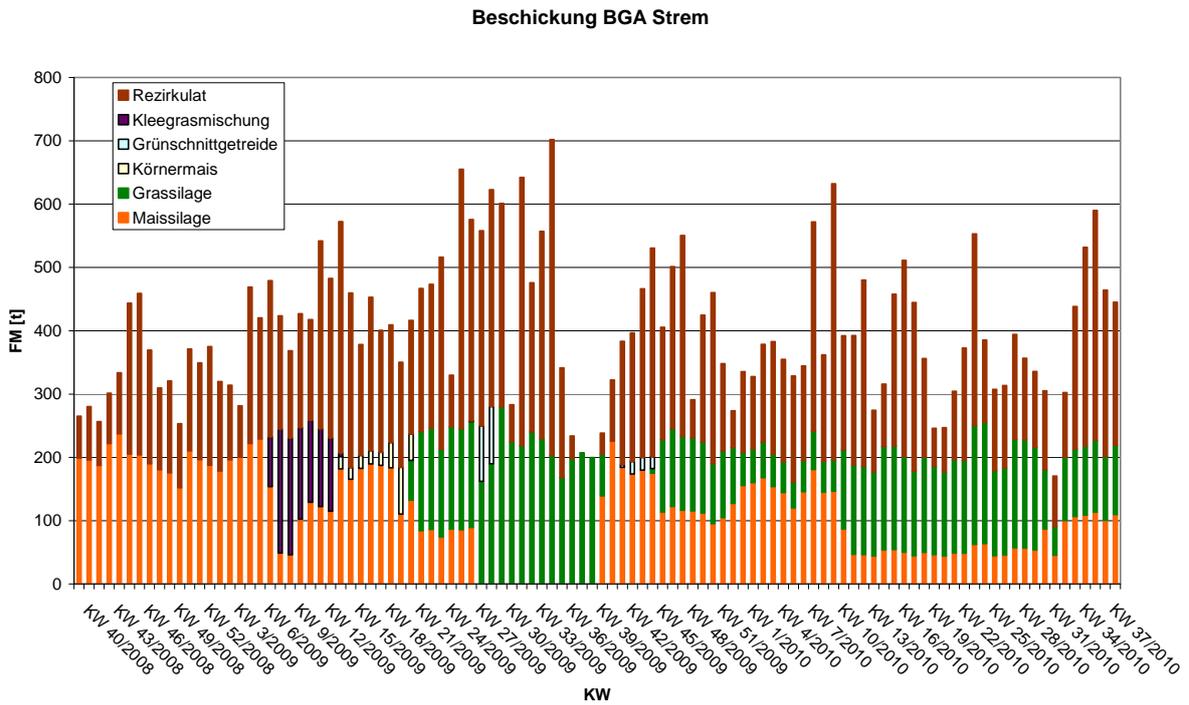


Diagramm 2: Inputstoffe - BGA Strem

Die Betriebsdaten aus den Diagrammen 1 und 2 wurden statistisch ausgewertet und in Tabelle 2 als prozentuelles Verhältnis unter den einzelnen Substraten dargestellt.

	BGA Reidling [t/d]	%	BGA Strem [t/d]	%
Gülle / Rezirkulat	14,5	42,2	27,4	48,0
Maissilage	8,5	24,7	13,3	23,3
Grassilage	3,6	10,3	15,2	26,6
Andere Substrate (z.B. Korn)	7,8	22,7	1,1	2,0
Summe	34,4	100	57,1	100

Tabelle 2: Zusammenstellung der eingesetzten Substrate

b.) Validierung des Simulationstools und Rührkesselresponse

Die Tracerversuche wurden mit dem Ziel durchgeführt, die Qualität des Rührvorgangs und der hydraulischen Verweilzeit (HRT) der Substrate in den untersuchten Biogasfermentern zu bestimmen. Die Ergebnisse sollten mit den CDF-Simulationen verglichen werden, was allerdings wegen des höheren Zeitaufwandes für die Simulationen nicht vollständig möglich war. Die Tracer sind Substanzen, die sich im Fermenter (Behälter) normalerweise entweder gar nicht oder nur in sehr geringen Mengen als Hintergrundkonzentrationen befinden.

$$HRT = \frac{V_{\text{Fermenter}}}{Q_{\text{Substrate}}}$$

Ein klassischer Rührkesselfermenter ist ein CSTR (continuously stirred tank reactor). Bei den Tracerversuchen wird der Tracer einmalig mit den Inputsubstanzen in den Fermenter zugegeben, anschließend wird die Tracerkonzentration im Fermenterablauf gemessen (Levenspiel, 1972). Die Konzentration C wird als dimensionslose Einheit $C = f(\Theta)$ angegeben:

$$C = \frac{c_i}{c_0}$$

Hier ist c_i die gemessene Konzentration und c_0 die theoretische Konzentration des Tracers. Die Θ ist eine dimensionslose Zeiteinheit, definiert durch:

$$\Theta = \frac{t_i}{HRT}$$

Dabei steht t_i für die Zeit. t_0 ist der Zeitpunkt der Tracerzugabe.

Die ausgewaschene Tracermenge bei jedem Pumpenvorgang ist definiert durch:

$$dm_i = Q \cdot c_i \cdot dt$$

wobei Q die Volumendurchflussmenge im Fermenterabfluss ist.

Ursprünglich wurde geplant, die Sporen vom *Bacillus Globigii* als Tracer einzusetzen. Nach einer gründlichen Literaturrecherche wurde festgestellt, dass die Sporen vom *Bacillus Globigii* noch nie für Langzeitversuche in Biogasfermentern eingesetzt wurden. In Deutschland wurden die Sporen ausschließlich für eine Mindestverweilzeitbestimmung in den Fermentern verwendet. Diese Bestimmung dauert maximal ein paar Tage. Dabei werden niedrigere Sporenkonzentrationen benötigt. Die Sporen wurden hier als eine Alternative zu den Lithiumsalzen, die man relativ häufig als Tracer für die Bestimmung der hydraulischen Charakteristika von Biogasfermentern verwendet, eingesetzt. Die Produktion von genügenden Mengen von Sporen für Langzeitversuche (mindestens zwei hydraulische Verweilzeiten) in beiden Behälter (2000 m³ und 1500 m³) hat sich aber als problematisch und unsicher gezeigt. Die Produktionsmethode musste optimiert werden. Dies hat zusätzliche Zeit beansprucht.

c.) Definition der Mischgüte

Die erforderliche Mischgüte ist erreicht, wenn die Standardabweichung der Zusammensetzung an allen Stellen im Fermenter ein Minimum wird. Numerisch wird dieses Ziel und die Güte durch die getrennte Aufgabe von vier verschiedenen Phasen und die stete Berechnung der Standardabweichung mittels einer User Defined Function (UDF) ermittelt. Die Minimalanforderung stellt dabei der gegenwärtige Ist-Zustand der Anlage dar. Die Mischgüte wird aber auch dadurch bestimmt, ob Entmischungen auftreten die den Prozess negativ beeinflussen (Bildung einer Schwimmschicht, Totzonen, Sedimentationen, etc.).

d.) Entwicklung eines Makroviskosimeters

Das Design des Makroviskosimeters beruht auf dem Vane-in-a-large-cup-Prinzip (Martínez-Padilla, Quemada, 2007; Martínez-Padilla, Rivera-Vargas, 2006). Diese Bauweise wird von verschiedenen Autoren, die sich mit rheologischen Eigenschaften von Partikel beladenen Flüssigkeiten beschäftigen, vorgeschlagen (Barnes, Nguyen, 2001)

Da das Gärgut sehr große Partikel (bis zu 1cm Durchmesser und Fasern bis zu 5cm Länge) enthält, muss das Viskosimeter eine ausreichende Größe besitzen. Ansonsten würden die festen Anteile das gemessene Drehmoment beeinflussen und so die Bestimmung der Viskosität verhindern (Petrie, 1999). Aus diesem Grund wird das hier entwickelte Gerät auch als Makroviskosimeter bezeichnet.

In Abbildung 3 ist zu ersehen, dass der Behälter (Cup) an einem Aluminiumprofil Rahmen befestigt wurde. Der Behälter selbst ist aus Edelstahl 1.4301 gefertigt. Am unteren Ende ist der Behälter mit einem Klöpperboden geschlossen. In diesem Boden befindet sich ein Ablauf, der mit einem DN40 Kugelhahn geöffnet werden kann. Der aufgeschweißte Mantel gestattet es, den Behälter zu heizen oder zu kühlen, um so eine konstante Temperatur während des Messvorganges zu gewährleisten. Der Rührer ist als Blattrührer (Vane), ebenfalls in Edelstahl, ausgeführt. Der Innendurchmesser beträgt 20 cm und die zylindrische Höhe 30 cm. Um bei jeder Messung ein gleiches Niveau sicherzustellen wurde innen ein Ring eingeschweißt der die Füllhöhe markiert. Daraus ergibt ein Messvolumen (inklusive Klöpperboden) von 11 Liter. Der Rührer hat einen Durchmesser von 8 cm und eine Höhe von 10 cm. Durch die Führungen in den Profilen wird der Behälter konzentrisch mit der Welle eingerichtet.



Abbildung 3: Makroviskosimeter

Der Antrieb des Rührwerkes stammt von der Firma Hi-Tec Zang. Er leistet ein maximales Drehmoment von 0,57Nm. Das Drehmoment kann mit 0,0001Nm aufgelöst, die Reproduzierbarkeit beträgt 0,03Ncm. Der Drehzahlbereich von 30-2000U/min ist mit einem relativen Fehler von 1,5 % behaftet.

In einer Bohrung am Umfang des Ringes befindet sich ein PT100 Thermoelement um die Temperatur der Flüssigkeit zu überwachen.

Die Drehzahl, das Drehmoment und die Temperatur werden gesammelt erfasst, jede Sekunde ausgelesen und gespeichert. Die Ansteuerung erfolgt mittels eines normalen PCs über ein Steuergerät. Die dazu gehörige Software erlaubt es alle möglichen Drehzahlprofile einzugeben.

Die Hauptabmessungen des Viskosimeters erlauben einen einfachen Transport, auch mit einem normalen PKW. Diese hohe Flexibilität bietet den Vorteil, dass es Vorort auch bei anderen Anlagen ohne weitere Probleme eingesetzt werden kann.

Die Kalibrierung des Viskosimeters erfolgte nach der Methode von Metzger und Otto. Dieses Verfahren eignet sich besonders für laminare Strömungen und für Strömungen im Übergangsbereich. Die

Vorgehensweise dazu ist in (Kraume, 2003, S 351 ff) zu finden. Da die mit diesem Viskosimeter gemessenen Fluide eine hohe Viskosität besitzen und die maximale Drehzahl mit 400U/min (Trombenbildung) beschränkt ist, ist das vorherrschende Strömungsregime laminar oder liegt im Übergangsbereich. Als Newtonsches Referenzfluid wurde Gylzerin herangezogen, nicht-Newtonsche Vergleichsfluide waren Xanthanlösungen mit zwei verschiedenen Konzentrationen, 0,55m% und 0,25m% (Rodd, Dunstan et al, 2000). Die Viskosität und die Viskositätsfunktion aller Kalibrationsflüssigkeiten wurde vorher in einem geeichten handelsüblichen Viskosimeter der Firma ProRheo bestimmt.

Der zweite Weg der Kalibrierung wurde durch Methoden beschränkt die von anderen Autoren vorgeschlagen wurden. Diese Methoden beschäftigten sich vor allem mit der Bestimmung der Scherfunktion. abhängig von der Drehzahl im Behälter. Dabei wurden mehrere Methoden angewandt. (Bowen, 1957; Pérez, Rodriguez Porcel et al 2006; Martínez-Padilla, Quemada, 2007)

Die dritte Möglichkeit der Kalibrierung des Viskosimeters basiert auf rein numerischen Methoden. Dabei werden eine Vielzahl von Simulationen durchgeführt und verschiedene Parameter variiert, in diesem Fall die Drehzahl und die Viskosität des Mediums. Diese Simulationen liefern als Ergebnis das zu erwartende Drehmoment. Daraus kann durch die Metzner-Otto-Methode die Viskosität und die Metzner-Otto-Konstante berechnet werden (Potanin, 2010).

Aufgenommene Rührkesselcharakteristik:

$$\frac{56,891}{\text{Re}^{0,3766}} = Ne$$

gemessen

$$\frac{92,176}{\text{Re}^{0,4255}} = Ne$$

numerisch

Scherraten Funktionen:

$$\gamma = \left(\frac{1}{K} \frac{P}{V} \right)^{\frac{1}{n+1}}$$

Der Konsistenzfaktor K und der Fließindex n wurden durch Messungen in einem handelsüblichen geeichten Viskosimeter ermittelt. Die so berechneten Scherraten abhängigen Viskositäten wurden mit jenen aus dem geeichten Rheometer verglichen.

Um die Scherfunktion mittels der Otto-Metzner-Konstante bilden zu können wurde der Anstieg von allen Methoden gemittelt. Das Resultat ist eine Metzner-Otto-Konstante von 10,8. In der Arbeit von (Kraume, 2003) wird beschrieben dass die Metzner-Otto-Konstante für diesen Rührtyp zwischen 10-13 liegen soll. Das Ergebnis kann somit als plausibel angesehen werden.

e.) Numerische Strömungssimulationen

Um die Leistungscharakteristik der BGA Strem und Reidling zu bestimmen, wurden Einphasensimulationen mit unterschiedlichen Drehzahlen der Paddelrührwerke durchgeführt. Durch die numerische Auswertung des Drehmomentes konnte der Leistungseintrag bestimmt werden. Damit wurde eine dimensionslose Leistungscharakteristik der Fermenter bestimmt. Davon ausgehend und kombiniert mit einer Analyse des Geschwindigkeitsfeldes konnte eine Mindestdrehzahl bestimmt werden mit der die Fermenter betrieben werden sollten. Im Vergleich mit den Daten aus dem PLS konnte so ein Einsparungspotential berechnet werden.

Ausgewertet wurde auch die Standardabweichung des Betrages der Geschwindigkeit der Fermenter der Firmen Thöni und AAT. Dies war nur bei diesen Simulationen möglich, da nur hier die maximalen auftretenden Geschwindigkeiten (Tipgeschwindigkeiten) gleich groß sind. Bei den Simulationen, in denen die Drehzahl variiert wurde, war diese Betrachtungsweise nicht möglich, da automatisch bei einer höheren Drehzahl die Standardabweichung höher ist als bei einer geringeren. Somit gibt es keine Vergleichsbasis. Außerdem kann man an den Ergebnissen der Mehrphasensimulationen sehen, dass

die Standardabweichung der Phasenzusammensetzung nicht mit der Standardabweichung der Geschwindigkeit korreliert. Allerdings lässt sich bei gleichen Maximalgeschwindigkeiten und ähnlicher Bauweise, wie es die Fermenter der Firmen AAT und Thöni sind, eine Aussage über die Homogenität des Geschwindigkeitsfeldes machen.

Für die Fermenter in Strem und Reidling wurden auch Mehrphasensimulationen durchgeführt. Dabei wurde untersucht, wie gut sich vier am Beginn der Simulation vollständig entmischte Phasen vermischen. Diese vier Phasen wurden über eine Siebanalyse definiert. Die Eigenschaften der Phasen wie die Dichte, TS-Gehalt und die Faktoren für das nicht-Newtonsche Verhalten (K und n) wurden mit den gleichen Methoden wie bereits im Zwischenbericht beschrieben, gemessen.

Generell wurden für alle Simulationen, auch für die Einphasensimulationen, die rheologischen Eigenschaften und die Werte der Dichte von Reidling für die AAT-Fermentersimulationen herangezogen und die Werte von Strem für die Thöni-Fermentersimulationen.

Für die beiden Projektanlagen sollte auch noch eine Verweilzeitsimulation durchgeführt werden. Dabei soll festgestellt werden, ob sich die Ergebnisse der Simulation mit denen der experimentellen Analyse decken. Allerdings ist es nicht möglich instationäre Simulationen über einen so großen Zeitabschnitt von mehreren Wochen zu simulieren. Es können also nur wenige Minuten des Experimentes mit der Simulation verglichen werden. Durch die lokale Variation des Geschwindigkeitsfeldes war es nicht möglich die Methode des sogenannten „Frozen Flowfield“ anzuwenden. Eine notwendige Voraussetzung dafür wäre eine vollständig stationäre Lösung, global und auch lokal. In diesem Fall liegen jedoch nur global stationäre Lösungen vor, lokal treten jedoch, bedingt durch die Rührwerksgeometrie, Schwankungen auf.

Hier werden die simulierten Fermenter-Geometrien vorgestellt:

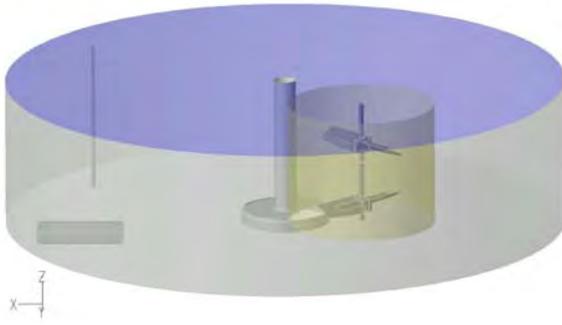


Abbildung 4a: Modell Reidling

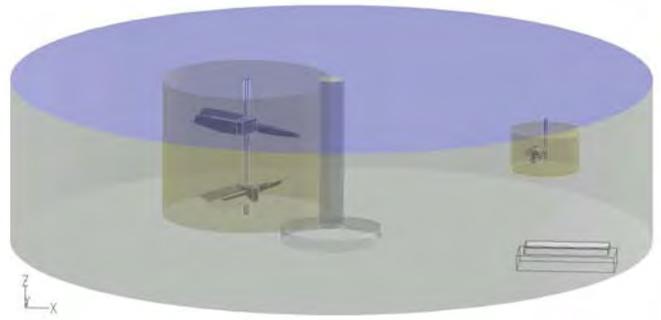


Abbildung 4b: Reidling mit Propellerrührwerk

Abbildung 4: Modelle Reidling

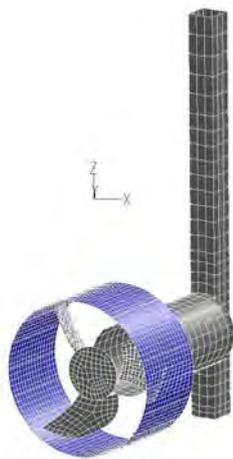


Abbildung 5a: Propellerrührwerk im Fermenter Reidling

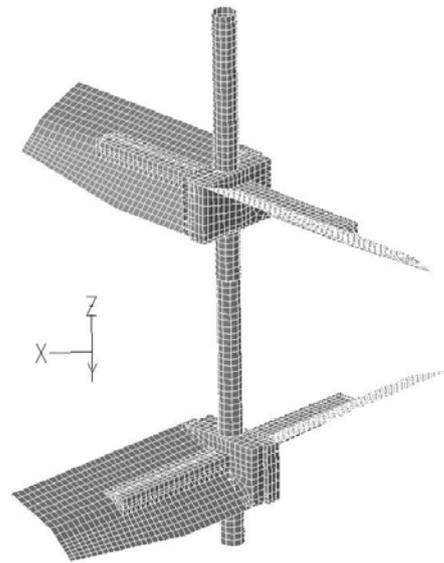


Abbildung 5b: Paddelrührwerk im Fermenter Reidling

Abbildung 5: Rührwerke Reidling

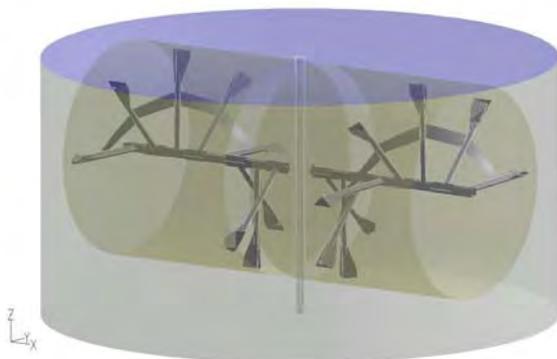


Abbildung 6a: Strem Fermenter

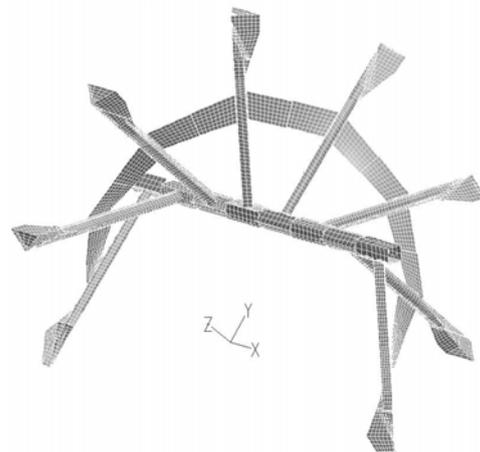


Abbildung 6b: Paddelrührwerk im Fermenter in Strem

Abbildung 6: Fermenter Strem, Paddel Strem

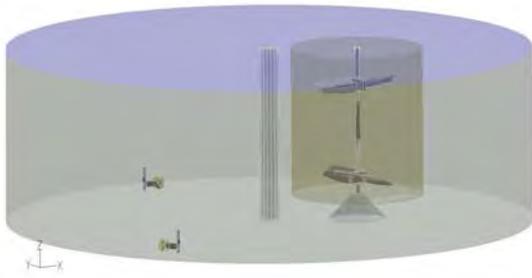


Abbildung 7a: AAT Fermenter Variante 1

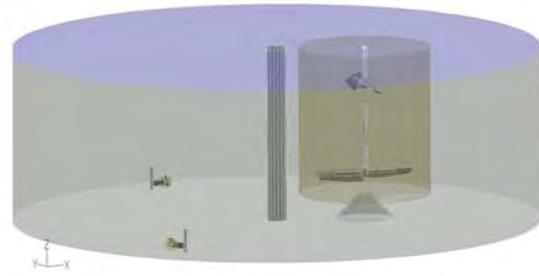


Abbildung 7b: AAT Fermenter Variante 2

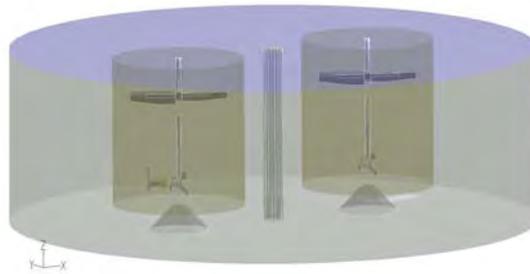


Abbildung 7c: AAT Fermenter Variante 3

Abbildung 7: Modelle AAT

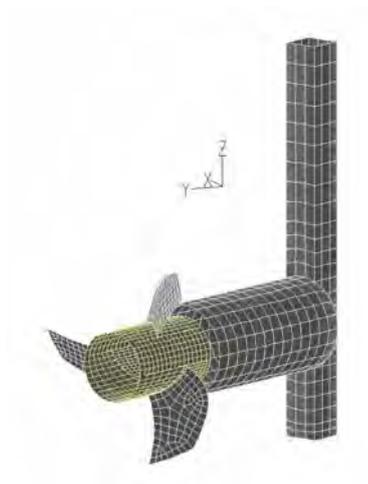


Abbildung 8a: Propeller in AAT Fermentern

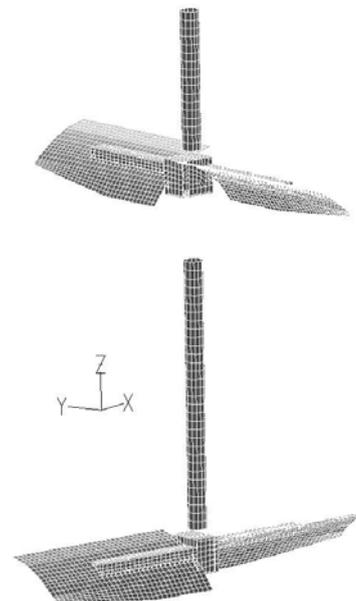


Abbildung 8b: Paddelrührwerk für Variante 2 der AAT Fermenter

Abbildung 8: Rührwerke AAT

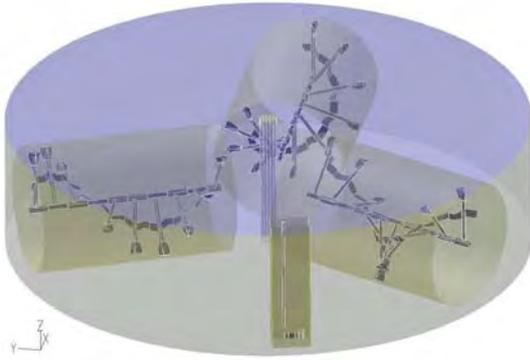


Abbildung 9a: Thöni Fermenter Variante 1

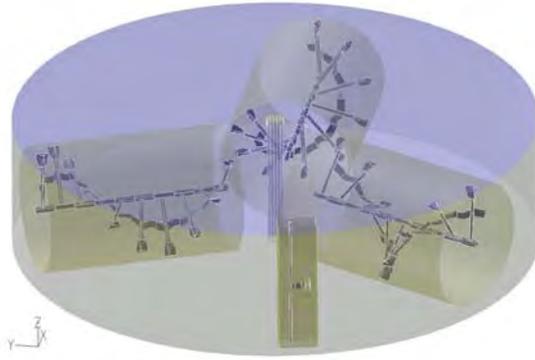


Abbildung 9b: Thöni Fermenter Variante 2

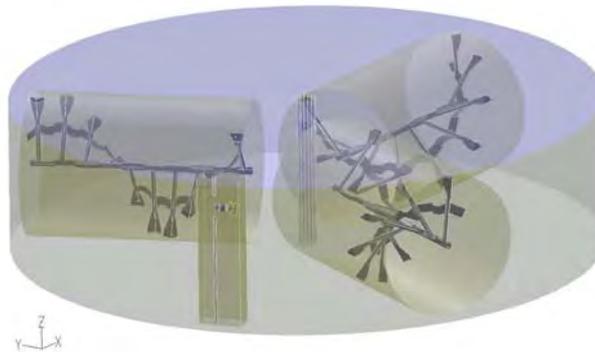


Abbildung 9c: Thöni Fermenter Variante 3

Abbildung 9: Modelle Thöni

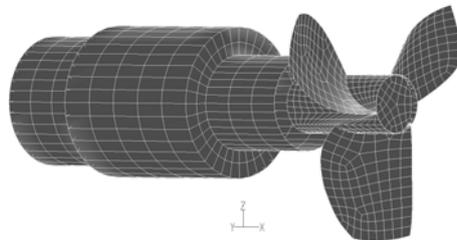


Abbildung 10: Propeller in den Anlagen von Thöni

In den Abbildungen 4 bis 10 sind alle relevanten Modelle der Fermenter und der Rührorgane zu sehen. Die Paddelrührwerke, die in den Anlagen von Thöni eingesetzt wurden, entsprechen denjenigen der Anlage Strem, jedoch wurden hier statt acht Paddel auf einer Welle zehn Paddel eingesetzt.

Aufbau der Arbeit

Das Projekt ist in zehn Arbeitspakete gegliedert, die sich über eine Laufzeit von zwei Jahren erstrecken. Eine grundsätzliche Einteilung dabei sind Arbeitspakete welche dazu dienen die im Projekt untersuchten Biogasanlagen (BGA) Strem und Reidling in deren Ist-Zustand zu beschreiben. Weiters gibt es Arbeitspakete in denen die Eigenschaften der Gärsuspension untersucht und beschrieben werden sollen, vor allem das viskose Verhalten der Gärsuspension. Dazu wurde ein eigenes Makroviskosimeter entwickelt. Die Ergebnisse daraus fließen in die numerischen Simulationen ein. Die Arbeitspakete, welche die numerischen Simulationen beinhalten, schließen einphasige Versuche, Verweilzeitdauerrechnungen und Mehrphasensimulationen, ein. Um einen günstigeren Betriebspunkt der Rührwerke zu finden, wurden in bei den einphasigen Simulationen die Drehzahlen der Rührwerke mit gemeinsam mit den Projektpartnern festgelegten Bereichen variiert.

3. Ergebnisse und Schlussfolgerungen

3.1 Viskositätsmessung mit Hilfe eines Makroviskosimeters

Das Design ist angelehnt an schon bekannte Viskosimetertypen (Rotationsviskosimeter), wurde jedoch in einigen Punkten verändert, um den Anforderungen zu genügen. Dieses Viskosimeter weist eine größere Spaltweite auf als die üblichen Viskosimeter, und der Rotationskörper wurde als Radialrührwerk mit lotrechten Flügeln ausgeführt, um eine Durchmischung des Messinhaltes sicherzustellen. Das Volumen wurde ebenso vergrößert, um das zu messende Material genauer untersuchen zu können.

Die Ergebnisse der Messungen, die teilweise direkt an den Anlagen durchgeführt wurden, zeigen ein sehr stark nicht-Newtonsches Verhalten und wurden als Materialeigenschaften in die Simulationen übernommen.

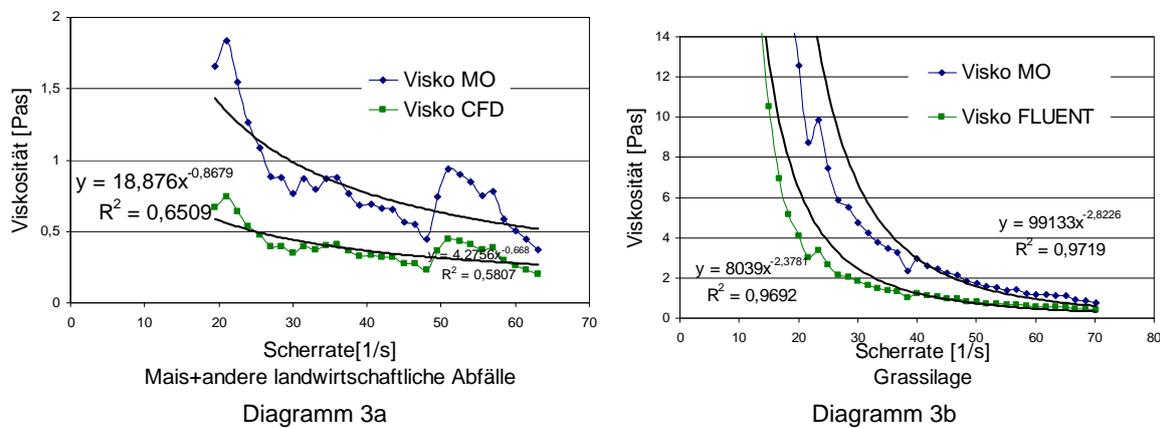


Diagramm 3: Viskoses Verhalten in der BGA Reidling und in der BGA Strem

Diagramm 3a und 3b zeigt das Ergebnis aus den rheologischen Untersuchungen an den Anlagen Reidling und Strem. Die obere Kurve stellt die Kalibration nach der Methode von Metzner-Otto dar. Die untere Kurve zeigt das Ergebnis, das sich nach einer Kalibrierung mithilfe von CFD-Methoden ergibt. Die unterschiedlichen Viskositätskurven sind das Ergebnis eines Problems der Strömungsmodellierung. Daher wurde für alle Simulationen das Verhalten nach Metzner-Otto dargestellt. Es wird deutlich, dass sich das extrem ausgeprägte nicht-Newtonsche Verhalten durch die Zugabe von Grassilage (oder anderen faserhaltigen Materialien) ergibt. Für die Simulation wurden die Kalibrationsergebnisse nach Metzner-Otto als Randbedingung eingesetzt.

Für die Fermenter in Strem und Reidling wurden auch Mehrphasensimulationen durchgeführt. Dabei wurde untersucht, wie gut sich vier, am Beginn der Simulation vollständig entmischte Phasen, vermischen. Diese vier Phasen wurden definiert über eine Siebanalyse. Die Eigenschaften der Phasen wie die Dichte, TS-Gehalt und die Faktoren für das nicht-Newtonsche Verhalten (K und n) wurden mit dem selbst designten Makroviskosimeter bestimmt. Die Bestimmung der anderen Stoffeigenschaften wurde so durchgeführt wie im Kapitel 3.2 beschrieben wurde.

Reidling 8,7% TS im unpräparierten Fermenterinhalt

	40°C				50°C			
	n	K [Pas ⁿ]	Dichte [kg/m ³]	TS [%]	n	K [Pas ⁿ]	Dichte [kg/m ³]	TS [%]
Phase 1	newtonsch	0,33	1000	6,325	newtonsch	0,21	1013	6,325
Phase 2	-0,9201	381,66	1007	9,13	-0,9399	256,09	1004	9,13
Phase 3	-1,051	813,56	994	9,15	-0,8962	306,93	981	9,15
Phase 4	-0,5667	118,48	995	9,93	-0,6421	88,95	956	9,39

Tabelle 3a

Strem 13% TS im unpräparierten Fermenterinhalt

	40°C				50°C			
	n	K [Pas ⁿ]	Dichte [kg/m ³]	TS [%]	n	K [Pas ⁿ]	Dichte [kg/m ³]	TS [%]
Phase 1	-0,272	20,969	1006	10,6	0,3436	2,054	999	10,6
Phase 2	-0,5527	172,26	1009	12,93	-0,36	71,125	1009	12,93
Phase 3	-0,547	128,42	997	13,15	-0,3559	79,842	975	13,15
Phase 4	-0,4064	102,62	1006	13,09	-0,36	52,026	917	13,09

Tabelle 3b

Tabelle 3: Faktoren der viskosen Eigenschaften

In Diagramm 3 werden die viskosen Eigenschaften der Phasen dargestellt. Die zugehörigen Faktoren finden sich in den Tabellen 3a und 3b. Die erste Phase von Reidling ist eindeutig Newtonsch. Das bedeutet, dass hier die Scherrate keinen Einfluss auf die rheologischen Eigenschaften hat. Die Phasen 2 bis 4 sind hingegen sehr stark nicht-Newtonsch ausgeprägt.

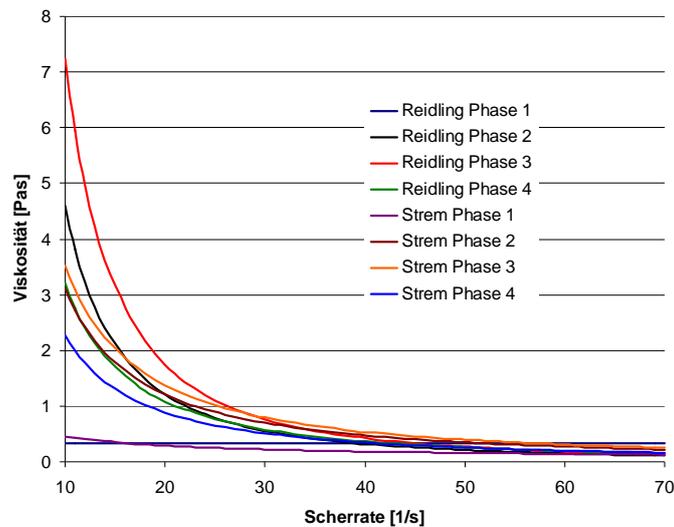


Diagramm 4: Rheologisches Verhalten der 4 Phasen

3.2 Bestimmung der Eigenschaften des Gärgutes

Neben der Viskosität wurden auch andere Eigenschaften des Gärgutes untersucht. Bei allen Messungen wurde die Dichte des Gärgutes und der Trockensubstanzanteil bestimmt. Es wurden, Nasssieb- und Trockensiebanalysen durchgeführt, um die Partikel beziehungsweise die Partikelverteilung im Gärgut zu untersuchen. Die Proben wurden aus den beiden untersuchten Fermentern innerhalb der Projektlaufzeit entnommen und analysiert.

a. Trockensubstanzgehalt

Die Trockensubstanz (TS) wurde nach DIN 38 409 - H1 – 1 und die Organische Trockensubstanz (OTS) nach DIN 38 409 - H1 – 3 (modifizierte Methoden für Biogasfermenterproben SOP IFA Tulln) bestimmt. Es wurde festgestellt, dass die BGA Strem mit höherem TS und oTS Gehalt als die BGA Reidling betrieben wurde. Im Diagramm 5 ist es zu beobachten, dass bei den Werten innerhalb des Monitoringzeitraumes Schwankungen entstehen. Das hängt mit der Substratzufuhr, der Betriebsweise und möglichen etwaigen Betriebsstörungen zusammen. Es wurden Probleme mit der Beschickungspumpe zwischen dem Hauptfermenter und Nachfermenter (BGA Strem) festgestellt. Weitere Probleme gab es durch eine gebrochene Rührwelle in zweite Fermenterstufe. Darum wurde die Beschickung verringert und der TS-Gehalt im Hauptfermenter ist in Folge dessen gesunken. Es trat im Messzeitraum auch eine biologische Instabilität durch das Überdosieren von Siliersäften auf. Die Durchschnittswerte den TS- und oTS-Gehalte sind in der Tabelle 1 dargestellt.

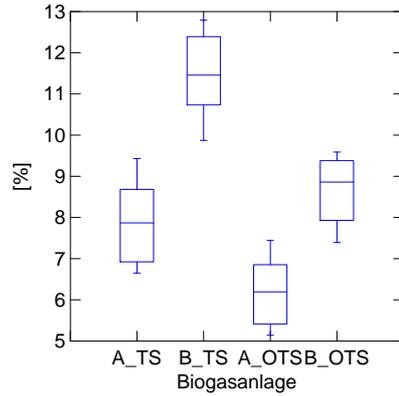


Diagramm 5a

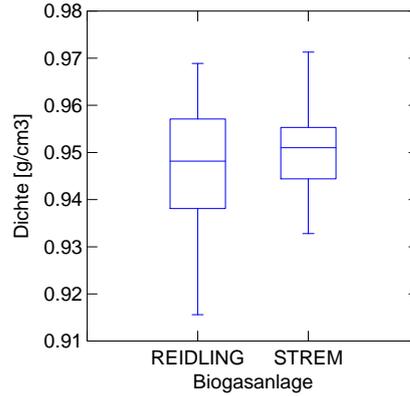


Diagramm 5b

Diagramm 5: Mittelwerte von TS und oTS für BGA Reidling und BGA Strem (links), Mittelwerte der Dichte (rechts)

Die Trockensubstanzgehalte, die organische Trockensubstanzgehalte (5a) und die Dichten (5b) der Proben aus den Biogasanlagen Reidling und Strem sind im Diagramm 5 grafisch dargestellt.

b. Dichtebestimmung

Die Dichte wurde nach DIN 1306 bestimmt. Durch die Heterogenität der Proben und weiteren spezifischen Eigenschaften wie einer erhöhten Fermenterbetriebstemperatur, dem Gasanteil in den Proben und der Volumenänderung beim Transport wurde die Bestimmungsmethode modifiziert und die Dichte schon vor Ort bei noch unveränderten Proben bestimmt.

$$\rho = \frac{m}{V}$$

Die gemessenen Werte sind im Diagramm 5a gezeigt. Neben den gemessenen Werten (bei Fermentertemperatur 39°C bzw. 49°C), wurde die Dichte als relative Dichte dargestellt (Tabelle 4). Als Bezugswert wurde die Wasserdichte (ρ bei 39°C = 0,99259 g/cm³ bzw. bei 49°C = 0,98846 g/cm³) verwendet. Die gemessenen Dichten wurden als Materialeigenschaft bei den CFD-Simulationen eingesetzt.

$$d = \frac{\rho}{\rho_0}$$

Die Dichte in den Biogasfermenterproben ist vom Biogasgehalt im Material, vom TS, vom oTS Gehalt und der Temperatur abhängig. Die erwähnten Parameter können die Dichte spezifisch beeinflussen. Ein allgemeingültiger Zusammenhang aller Parameter und Eigenschaften konnte auf Grund der Heterogenität der Proben im Rahmen dieses Projektes nicht bestimmt werden.

	gemessene Dichte $\rho_{\text{Durchschnitt}} [\text{g/cm}^3]$	Dichte Wasser $\rho_0 [\text{g/cm}^3]$	relative Dichte d
BGA Reidling (bei 39°C)	0,94482	0,99259	0,9518
BGA Strem (bei 49°C)	0,95421	0,98846	0,9653

Tabelle 4: Dichten der Fermenterinhalt

Zwischen den Proben aus der BGA Reidling und BGA Strem wurden auch Unterschiede in der Gasblasengröße in den Proben beobachtet (siehe Abb. 11). Die Blasen in den Proben der BGA Reidling waren kleiner als in den Proben der BGA Strem. Durch einen Fühlstandrückgang bei den Viskositätsmessungen mit dem Makroviskosimeter (nach 40 Minuten Rühren bei konstanter Temperatur) lässt sich der Biogasgehalt in den Proben auf 5 bis 10% des Gesamtvolumens abschätzen.



Abbildung 11: Unterschiedliche Gasblasen in den Fermenterproben (BGA Reidling - links, BGA Strem – rechts)

c. Siebanalysen und Partikelgrößenverteilung

Es wurden bei 60 Proben die Partikelgrößenverteilung in trockenem und nassem Zustand analysiert. Die analytischen Methoden basieren auf DIN 66165 (Siebanalyse), DIN 66141 (Darstellung von Teilchengrößenverteilungen) und DIN 66161 (Partikelgrößenanalyse). Die genormten Vorgaben wurden für die Eigenschaften der hier vorliegenden Proben optimiert. Siebanalysen sind aber dennoch wegen der Materialeigenschaften problematisch. Die Gärsuspensionen sind sehr heterogene Materialien. Sie sind vor allem wegen der darin enthaltenen Fasern und dem bei der Siebanalyse auftretendem „Spaghetti“-Effekt schwierig zu charakterisieren (Abb. 12a). Um die einzelnen Siebstufen besser charakterisieren zu können, wurden zusätzlich die Partikellängen bestimmt.



Abbildung 12a



Abbildung 12b

Abbildung 12: Partikelfraktion > 4mm Trockensiebanalyse und Nasssiebanalyse

Die Trockensiebanalysen stellten sich als geeigneter heraus um eine Partikelgrößenverteilung zu ermitteln. Die Nasssiebanalyse liefert interessante Informationen über die Konsistenz der untersuchten Materialien und lässt so, gemeinsam mit den Betriebserfahrungen der Anlagenbetreiber, Tendenzen zur Schwimmschichtbildung ableiten. Nasssiebanalysen benötigen keine besondere Probenaufbereitung. Die Nasssiebanalyse erfolgte mit drei Sieben ($t = 30$ Minuten, Amplitude $y = 2$) danach wurde die Gewichts Differenz bestimmt und als Histogramm dargestellt (Diagramm 6b). Bei der Nasssiebanalyse bildet sich auf dem ersten Sieb in der Siebreihe ein Siebkuchen (Abb. 12b), der Partikel aus allen Stufen enthält. Nur ein Minimum des Gärgutes kann zur nächsten Siebstufe durchfallen. Um diesen Siebkuchen genauer analysieren zu können muss das Material getrocknet werden. Die Partikelgrößenverteilung kann anschließend durch eine Trockensiebanalyse bestimmt werden.

Die Durchführung von Trockensiebanalysen beansprucht mehr Zeit, aber das Material lässt sich bei diesem Verfahren gut in unterschiedliche Partikelfractionen trennen. Dabei muss man aber berücksichtigen, dass die Partikel unterschiedliche Formen haben. Das bedeutet, dass auf den jeweiligen Siebstufen nicht nur Partikel mit einem bestimmten Durchmesser zu finden sind.

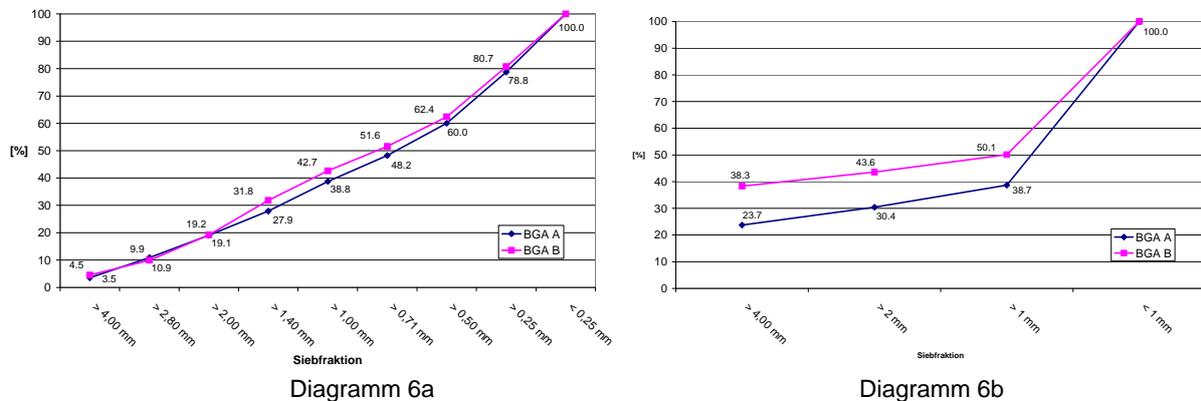


Diagramm 6: Histogramm Siebanalysen (Trocken 6a, Nass 6b) BGA Reidling und BGA Strem

Für die Trockensiebanalyse wurde die Probe bei -20°C gefroren. Im Anschluss daran wurde sie gefriergetrocknet und vorsichtig händisch homogenisiert. Durch die Siebanalyse ($t = 30$ Minuten, Amplitude $y = 2$) wurde dann das Siebgut auf neun Fraktionen getrennt, die Gewichtsunterschiede bestimmt und als Histogramm dargestellt (Diagramm 6a). Bei den getrennten Fraktionen wurde zusätzlich die Partikellänge mittels DigiMicro Scale 2.0 Digitalkamera und Scion Image-Software bestimmt. Im Diagramm 7 sind die unterschiedlichen Längen zwischen bestimmten Siebfractionen bei Proben aus beiden Anlagen zu sehen. Es konnte nachgewiesen werden, dass sich in den Proben der Anlage Strem längere Partikel als die Anlage Reidling fanden. Die Partikellängen in den Proben der BGA Reidling weisen eine deutlich geringere Streuung auf als in den Proben der Anlage Strem. Die gemessenen Werte aus den Siebanalysen wurden für die CFD-Mehrphasensimulationen als Eigenschaften der vier Phasen verwendet.

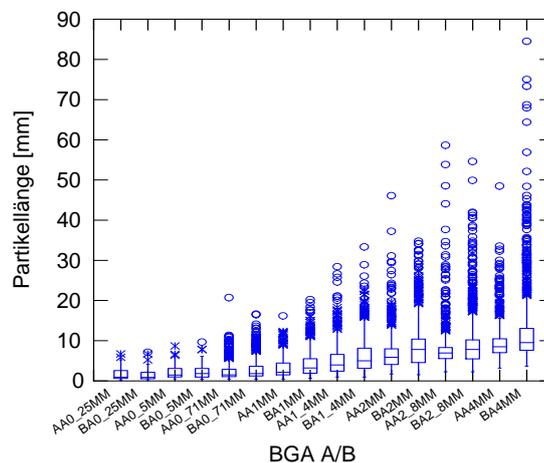


Diagramm 7: Partikellänge der einzelnen Siebstufen (AA=BGA Reidling, BA=BGA Strem)

Die Siebanalysen haben gezeigt, dass das Gärgut der BGA Strem größere Partikel enthält als das Gärgut der BGA Reidling. Die Unterschiede in der Partikellänge sind viel gravierender. Das hängt mit den beschickten Grassilagemengen zusammen. Die Grassilage hat im Durchschnitt längere Partikel als Maissilage, auch ist die Partikelverteilung ist breiter (Diagramm 8).

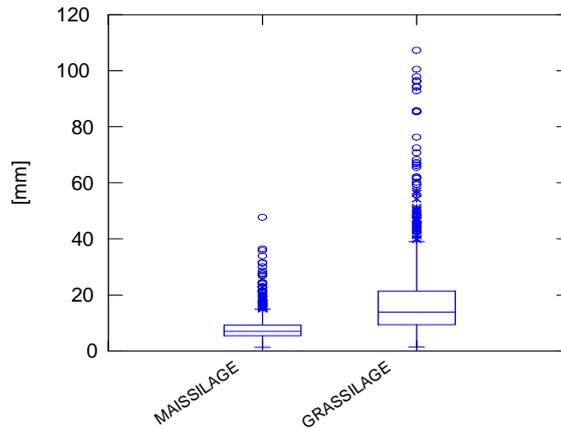


Diagramm 8: Vergleich von der Partikellänge bei der Maissilage und Grassilage

d. Sedimentationsverhalten

Untersucht wurde auch das Sedimentationsverhalten des Gärmaterials. Diese Eigenschaft hat einen großen Einfluss auf den Betrieb von Biogasfermentern. Dabei wurde festgestellt, dass das untersuchte Gärgut innerhalb 24 Stunden kaum sedimentierte. Die Partikel (vor allem längere Fasern) schwimmen zur Oberfläche auf und bilden eine Schwimmschicht. Dies ist deutlicher beim Gärgut aus der BGA Strem als bei der BGA Reidling zu beobachten. Auch die Erfahrungen des Anlagenbetreibers (BGA Strem) bestätigen diese Beobachtung. Demnach bildet sich bei einem Stromausfall im Hauptfermenter sehr schnell (nach etwa 15 Minuten) eine Schwimmschicht aus. Falls die Rührwerke innerhalb von 45 Minuten nicht wieder in Betrieb genommen werden können (siehe Abb. 13), kann die Schwimmschicht die Paddelrührwerke im Hauptfermenter gänzlich blockieren, die Schwimmschicht muss abgetragen werden.

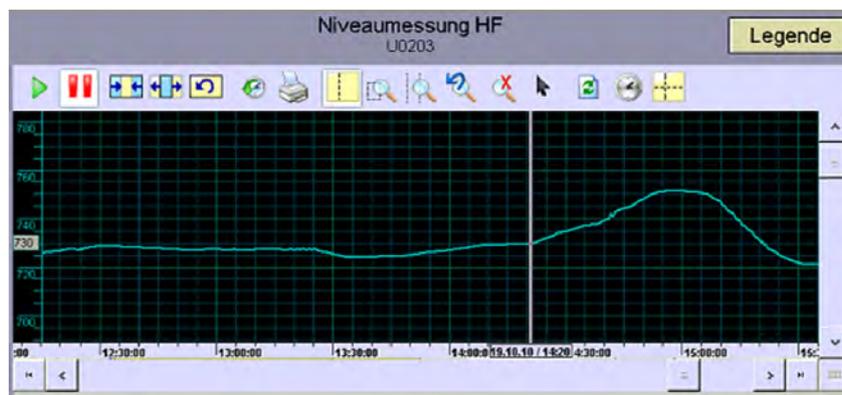


Abbildung 13: Füllstandzunahme und Schwimmschichtbildung beim Abschalten der Rührwerke (BGA Strem)

e. Mehrphasensimulationen

Um das Mischverhalten der unterschiedlichen Rührwerke beurteilen zu können, wurden Mehrphasensimulationen durchgeführt. Dabei wurden durch die vorher schon beschriebenen Methoden vier Phasen identifiziert. Diese Phasen mit unterschiedlicher Dichte, unterschiedlichem rheologischen Verhalten und verschiedenen charakteristischen Durchmessern wurden vollständig entmischt in die Simulation aufgegeben. Ausgehend von diesem Zustand wurde in beiden Fermentern die Einmischung der Phasen mit dem Euler-Euler-Modell simuliert. Durch die Auswertung der Standardabweichung der Zusammensetzung in jeder einzelnen Zelle, berechnet durch ein selbst erstelltes Programm (UDF), kann auf die Fähigkeit der Rührwerke die Inhalte der Fermenter zu mischen, geschlossen werden.

f. Viskositätsbestimmung

Zur Viskositätsbestimmung wurde, neben dem selbst entwickelten Makroviskosimeter, ein Viskosimeter der Firma Hydromotion gemietet. Das Messprinzip dieses Viskosimeters beruht auf der Aufnahme und Auswertung eines Momentes an einem Torsionsschwingungskörper. Dieses Verfahren erlaubt es allerdings nur die Viskosität bei einer hohen aber konstanten Scherrate zu messen. Da der Fermenterinhalt allerdings eine sehr starke scherratenabhängige Viskosität zeigt, ist dieses Messprinzip für die Klassifizierung des Gärgutes nicht geeignet. Es war geplant, die Ergebnisse (siehe Tabelle 1) aus dieser Messung heran zu ziehen, um die Messwerte mit dem selbst designten Makroviskosimeter zu vergleichen. Das sollte Rückschlüsse auf die Genauigkeit liefern. Allerdings ist das Schergefälle dieses Schwingungviskosimeters zu hoch. Ein derart hohes Schergefälle (1000 1/s) kann mit dem Makroviskosimeter nicht erreicht werden. Bei den dafür benötigten Drehzahlen bildet sich eine Trombe um die Rührerachse. In diesem Bereich ist die Kalibrierung nicht mehr gültig. Allerdings bestätigt das angemietete Viskosimeter, dass bei hohem Schergefälle die Viskosität sehr niedrig wird. Das deutet auf ein sehr stark nicht-Newtonsches Fluid hin. Diese Aussage wurde auch mit dem Makroviskosimeter bestätigt.

In Diagramm 9 sieht man die Tagesdurchschnittswerte des Hauptfermenters in Strem für TS, oTS und der Viskosität (direkt im Fermenter gemessen). Dabei ist an den Messwerten der letzten zwei Tage klar zu sehen, wie sich das Einschalten des Propellerrührwerkes auf die gemessenen Viskositätswerte auswirkt. Der Einbauort des Viskosimeters ist zu nahe am Propellerrührwerk gelegen. Das veränderte die Messungen in den letzten beiden Tagen. Es war aber nicht möglich dieses Problem zu beseitigen, da es keine andere Positionierungsmöglichkeit für das Viskosimeter gab

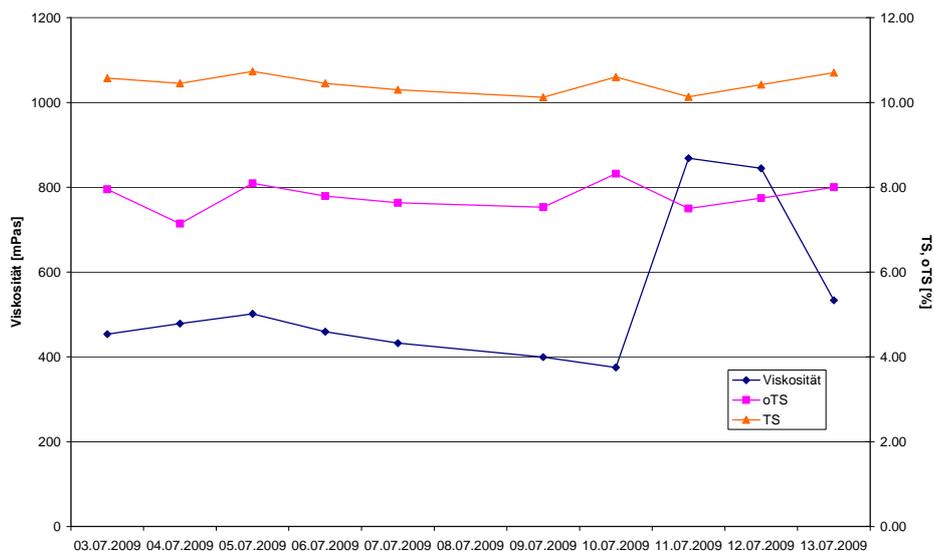


Diagramm 9: Tagesdurchschnittswerte der Viskosität, TS und oTS (Hauptfermenter BGA Strem)

Durch die Messungen direkt im Hauptfermenter und Nachfermenter wurde festgestellt, dass die Viskositätswerte bei relativ ähnlichen TS-Gehalten sehr unterschiedlich sind. Die Messungen wurden auch in Proben außerhalb des Fermenters wiederholt um die Messungen zu verifizieren. Es hat sich bestätigt, dass die Viskosität im Nachfermenter (TS = 9,23% und oTS = 6,79%) der BGA Strem nur ein Fünftel der Viskosität im Hauptfermenter (TS = 10,32% und oTS = 7,72%) beträgt. Es wird vermutet, dass die Viskosität auch von anderen Faktoren beeinflusst wird. Während des Gärprozesses können makromolekulare Stoffe (von den Anlagenbetreibern wurden diese als gelbildende Stoffe beschrieben) abgebaut werden, die sich in der zweiten Fermentationsstufe nicht mehr oder in niedrigeren Konzentrationen befinden. Dies könnte den großen Viskositätsunterschied zwischen dem Hauptfermenter und dem Nachfermenter erklären (Diagramm 10).

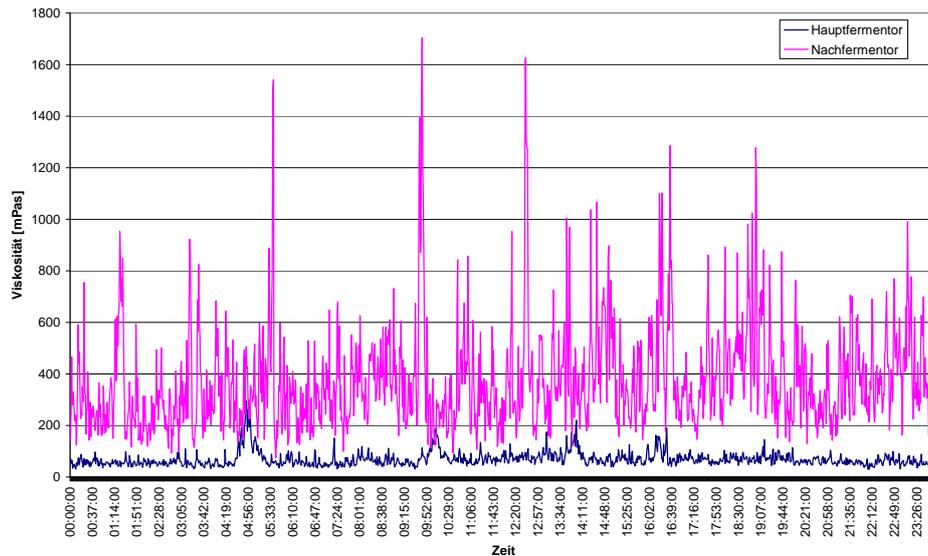


Diagramm 10: Unterschiede in der Viskosität zwischen dem Hauptfermentor und Nachfermentor (BGA Strem)

3.3 Rührkesselresponse

Ursprünglich wurde geplant die Sporen des *Bacillus Globigii* als Tracer einzusetzen. Es wurde festgestellt, dass die Sporen vom *Bacillus Globigii* noch nie für Langzeitversuche in Biogasfermenten eingesetzt wurden. In Deutschland wurden die Sporen lediglich für eine Mindestverweilzeitbestimmung in Biogasanlagen verwendet. Diese Bestimmung dauert nur wenige Tage. Dabei werden niedrigere Sporenkonzentrationen benötigt als bei Langzeitversuchen. Die Sporen wurden hier als eine Alternative zu den Lithiumsalzen eingesetzt, die man relativ häufig als Tracer für die Bestimmung der hydraulischen Charakteristika von Biogasfermentern verwendet (Anderson, Campos et al, 1991; DBU, 2004; Grobicky, Stuckey, 2000; Langenhoff, 2000; Zabranska, Jenicek et al, 2000).

Die Produktion einer ausreichenden Menge an Sporen für Langzeitversuche (mindestens zwei hydraulische Verweilzeiten) in beiden Behältern (2000 m³ und 1500 m³) hat sich aber als problematisch und unsicher gezeigt. Die Produktionsmethode musste optimiert werden. Dies hat zusätzliche Zeit beansprucht. Darum wurde bei den Tracerversuchen mit den Lithiumsalzen begonnen. Die Stabilität der Sporen wurde bei Batchversuchen mit den beiden Fermentertemperaturen von 39°C und 49°C überprüft und die Nachweismethode (BioAbfV, 2007) optimiert (Abb. 14).



Abbildung 14a



Abbildung 14b

Abbildung 14: Gärsuspension aus den Fermentern und BG-Sporen isoliert aus dem Gärgut

Nach der Optimierung ist es gelungen eine ausreichende Menge von *Bacillus Globigii* Sporen (Stamm No.2277, DSM - Deutsche Stammsammlung für Mikroorganismen) zu produzieren (Abb. 15).



Abbildung 15a



Abbildung 15b

Abbildung 15: Zellen und Sporen vom *Bacillus Globigii*

Die hydraulische Verweilzeitbestimmung und die Rührkesselresponseversuche mit dem Lithiumtracer wurden an beiden Anlagen durchgeführt. Die Ergebnisse sind in der Abbildung 15 dargestellt.

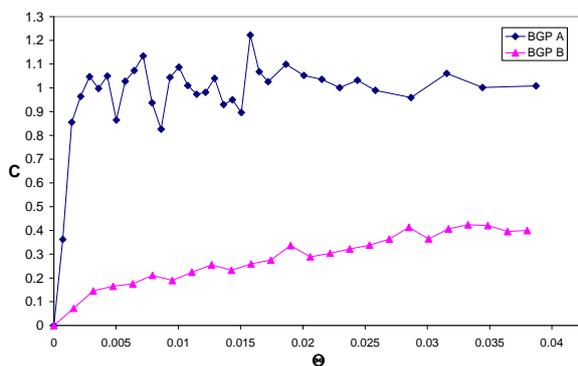


Diagramm 11a

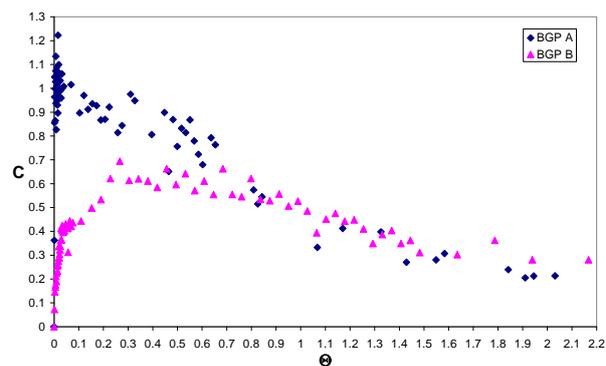


Diagramm 11b

Diagramm 11: Die durchgeführten Tracerversuche mit Lithiumsalzen an den Biogasanlagen Reidling und Strem

In den Fermenter von Reidling (2000m^3) wurde der Tracer (in Form von $\text{LiOH}\cdot\text{H}_2\text{O}$ Lösung) gemeinsam mit 5 m^3 Gülle eingepumpt um die Konzentration $c_0 = 3,3\text{ mg Li}^+/\text{l}$ zu erreichen. In den Fermenter von Strem (1500m^3) wurde der Tracer durch den Feststoffeintrag einmalig zugegeben um die Konzentration von $c_0 = 5,5\text{ mg Li}^+/\text{l}$ im Fermenter zu erreichen. Danach wurde die Tracerkonzentration c_i im Fermenterabfluss gemessen (Lithiumbestimmung nach EN ISO 11885). Die Probenahme erfolgte in definierten Zeitintervallen (BioAbfV, 2007). Die Auswertung wurde nach der Theorie von (Levenspiel, 1972) durchgeführt. Die Diagramme 11a und 11b stellen die Tracerauswaschkurven dar. Im Diagramm 11a kann man die Auswaschkurve bis $\Theta = 0,04$ beobachten (d. h. 48 Stunden für Fermenter von Reidling und 24 Stunden für den Fermenter der BGA Strem).

Diagramm 11b stellt die Auswaschkurven für $\Theta = 2$ (d. h. 112 und 54 Tage). Es ist hier eindeutig zu sehen, dass der Tracer in der BGA Reidling innerhalb weniger Stunden im gesamten Volumen verteilt wurde. Die Ursache ist die gemeinsame Zugabe des Tracers mit dem flüssigen Substrat. Es wurde hier keine Kurzschlussströmung festgestellt. Andererseits erfolgte im Fermenter in Strem das Homogenisieren viel langsamer und auch die Tracerkonzentration stieg im Ablauf nur sehr langsam. In diesem Fall wurde ebenfalls keine Kurzschlussströmung festgestellt, jedoch wurde die kalkulierte Konzentration c_0 wurde nicht erreicht. Das lässt sich so interpretieren, dass im Fermenter in Strem durch die hohe Viskosität Bereiche mit hohen und niedrigen Tracerkonzentrationen entstanden, wo sich das Material entweder sehr begrenzt oder in Wirbeln bewegt und sich in den ganzen Fermentervolumen nur sehr langsam ausbreiten kann. Das hatte die Wirkung, dass aus dem Fermenter in Strem nach einer theoretischen Verweilzeit um 15 % mehr Tracer ausgewaschen wurde als aus dem Fermenter in

Reidling. Es ist nicht geklärt, wie die langsame Einmischung des frischen Materials die Biogasausbeute beeinflusst. Nach zwei hydraulischen Verweilzeiten ist die Tracerkonzentration in den Fermentern auf ungefähr 30 % gesunken.

Nach der Optimierung der Fermentationsmethode ist es schließlich gelungen für beide Fermenter eine ausreichende Menge von *Bacillus Globigii* Sporen für die Tracerversuche zu produzieren. Dies ermöglichte es, weitere Tracerversuche bei anderen Rührwerkeinstellungen durchzuführen. In beiden Fermentern wurden die Propellerrührwerke in Bodennähe und gegen den Hauptstrom orientiert. Die Sporensuspension wurde in den Fermenter durch den Feststoffeintrag gemeinsam mit dem Substrat einmalig zugegeben (siehe Abb. 16a und 16b).



Abbildung 16a



Abbildung 16b

Abbildung 16: Sporensuspension (links), Dosierung durch Feststoff Eintrag (rechts)

Bei vollständigem Durchmischen würde im Fermenter in Reidling die Sporenkonzentration von $c_0 = 2,31 \cdot 10^5$ Sporen/ml Fermenterinhalt und im Fermenter in Strem die Konzentration $c_0 = 2,12 \cdot 10^5$ Sporen/ml Fermenterinhalt erreichen. Im Diagramm 12a sieht man die Tracerkonzentrationen im Fermenterabfluss bis zur Zeit $\Theta = 0,04$. Hier sind Konzentrationsspitzen zu beobachten, die in beiden Fermentern auf Kurzschlussströmungen hindeuten. Das Material wurde in diesem Fall nicht schnell und homogen verteilt und im Fermenter haben sich Zonen mit verschiedenen Tracerkonzentrationen gebildet.

Die Konzentration im Abfluss steigt und sinkt periodisch. Deutlich größere Schwankungen sind im Fermenter in Strem zu beobachten. Es wurden um bis zu 60 % höhere Konzentrationen als die maximale Tracerkonzentration im Fermenterabfluss nachgewiesen. Wie viel vom frischen Substrat den Fermenter verlässt, ist durch die Pumpvorgänge stark beeinflusst. Wenn sich die Pumpe in dem Moment einschaltet, in dem sich eine Zone mit der höheren Substratkonzentration in der Nähe des Fermenterabflusses befindet, kann während eines Pumpenvorgangs relativ viel von frischem Substrat den Fermenter vorzeitig verlassen. Die Pumpvorgänge sind in der Regel nach dem Füllstand und beschickten Substratmengen geregelt. Je öfter und kleinere Mengen beschickt werden, desto niedriger wird die Wahrscheinlichkeit, dass der Substrat den Fermenter vorzeitig verlässt. Die Diagramm 12b zeigt den Tracerkonzentrationverlauf bis $\Theta = 2$. Beim Fermenter A wurde nach ungefähr in $\Theta = 0,1$ eine gute Homogenität erreicht und die Konzentration nimmt langsam ab. Beim Fermenter B kann man zwischen $\Theta = 0,2 - 0,7$ und $\Theta = 0,7 - 1,2$ zwei „Auswaschwellen“ beobachten. Das würde darauf hinweisen, dass im Fermenter B tatsächlich eine oder mehrere Kavernen um Zonen mit erhöhter Scherrate entstehen (Danckwerts, 1953; Levenspiel, 1972). Aus diesen Kavernen wird der Tracer bzw. das Substrat nur langsam in die Umgebung freigegeben. Bei den Versuchen mit dem Lithium ist die restliche Tracerkonzentration nach zwei hydraulischen Verweilzeiten auf ebenfalls ungefähr 30 % gesunken.

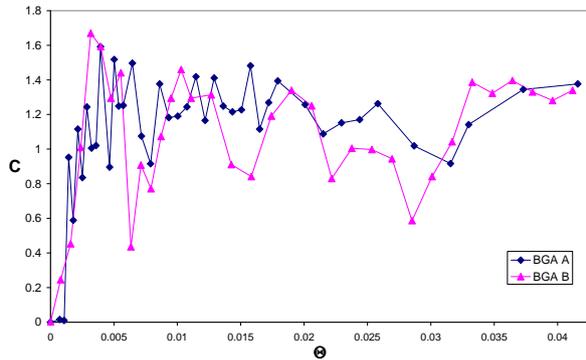


Diagramm 12a

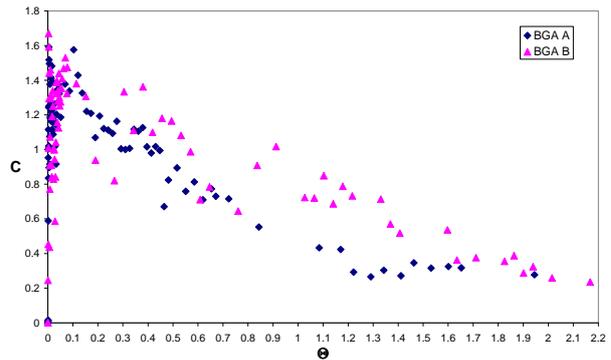


Diagramm 12b

Diagramm 12: Die mit den *Bacillus Globigii* Sporen durchgeführte Tracerversuche an den Biogasanlagen Reidling und Strem

Die Tracerversuche lieferten wichtige Informationen über der Rührqualität in den untersuchten Fermentern. Das Erreichen einer zufriedenstellenden Homogenität im gesamten Fermentervolumen hat beim Fermenter in Strem bedingt durch die höhere Viskosität und den höheren TS-Gehalt bei beiden Versuchen deutlich länger gedauert als im Fermenter Reidling. Es wurde angenommen, dass die Lithiumsalze eher das Verhalten der flüssigen Phase (schnellere Diffusion) und die Sporen dem Verhalten der festen Phase folgen. Das konnte im Rahmen des Projektes weder bestätigt noch widerlegt werden. Um eine Aussage darüber zu treffen, müssten die beiden Tracer gleichzeitig in den Fermenter eingebracht werden.

Im Rahmen des Projektes AD-CFD wurden die *Bacillus Globigii* Sporen das erste Mal als Tracer für Langzeitversuche ($\Theta > 2$) in realen Biogasfermentern (2000m^3 und 1500m^3) verwendet.

3.4 Simulationen

Die Diagramme 13a bis 13f zeigen die Geschwindigkeitsverhältnisse in sämtlichen Fermentern. Dabei wurden drei Iso-Geschwindigkeiten festgelegt: $0,1\text{m/s}$, $0,01\text{m/s}$ und $0,001\text{m/s}$. Durch eine benutzerdefinierte Funktion wurde das Volumen berechnet in welchem die Geschwindigkeiten kleiner beziehungsweise größer sind als diese Werte. Auf der y-Achse findet sich das dimensionslose Volumen. Somit kann abgeschätzt werden ob es in einem Fermenter große Gebiete gibt in denen das Geschwindigkeitsfeld klein oder sogar null ist. Dies ermöglicht eine Aussage über das Totvolumen und nur schwach gerührte Bereiche. In den Fermentern von Strem und von Thöni ist zu sehen, dass sich sowohl bei höheren Drehzahlen und auch bei niedrigeren das Geschwindigkeitsfeld im gesamten Fermenterraum ausbreitet.

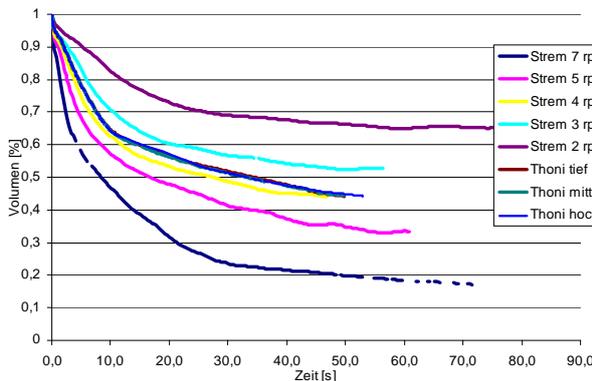


Diagramm 13a

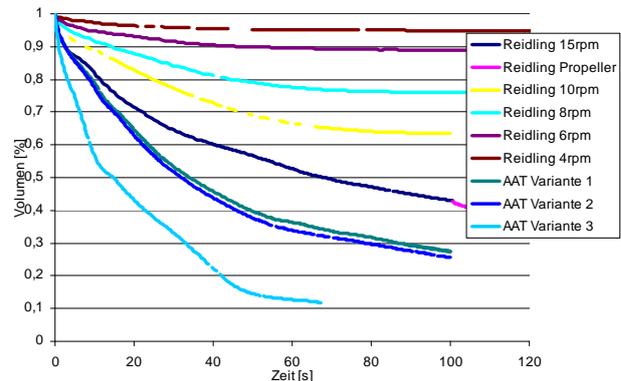


Diagramm 13b

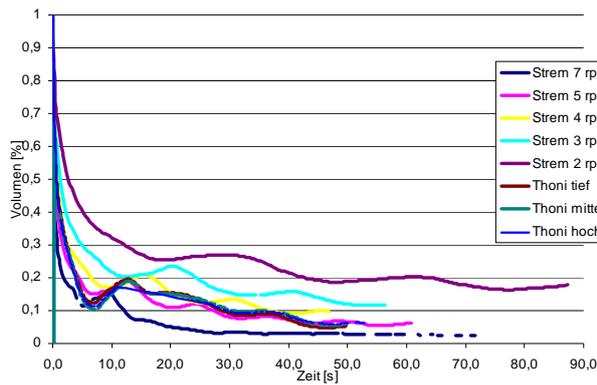


Diagramm 13c

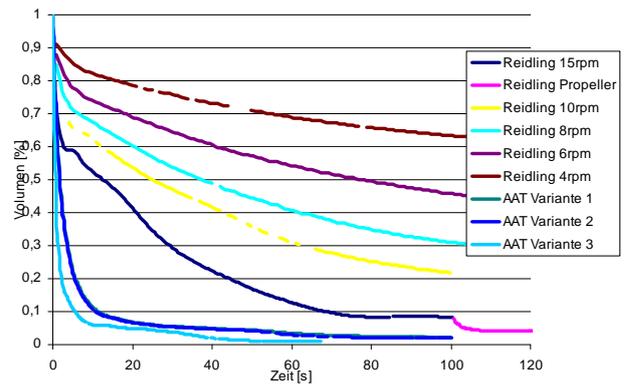


Diagramm 13d

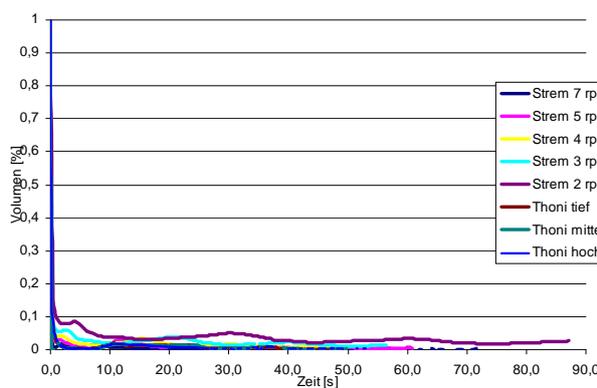


Diagramm 13e

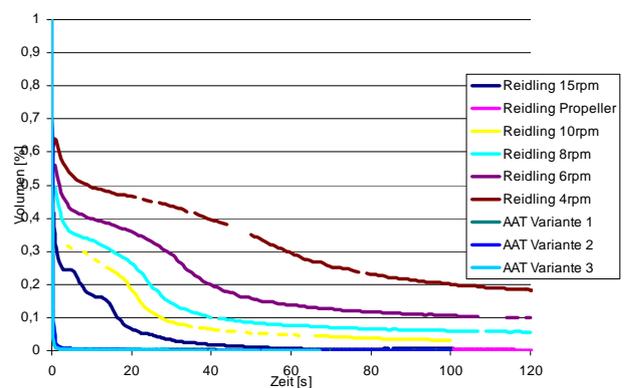


Diagramm 13f

Diagramm 13: Volumen-Geschwindigkeit

Bei den Ergebnissen von Reidling hingegen sieht man, dass sich mit reduzierter Drehzahl auch das Volumen mit geringeren Geschwindigkeiten stark vergrößert. Hier ist es also nicht möglich, mit sehr kleinen Drehzahlen zu rühren. Dies würde ein großes Totvolumen und damit eine schlechtere Biogausbeute bedeuten.

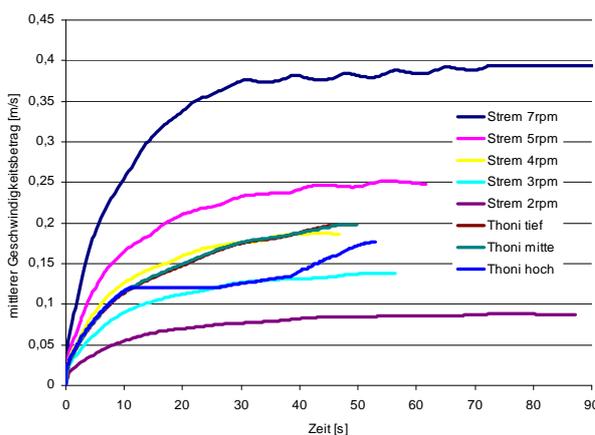


Diagramm 14a

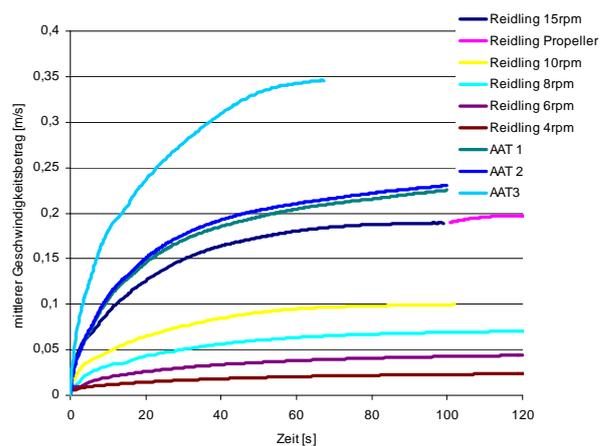


Diagramm 14b

Diagramm 14: mittlere Geschwindigkeit

Die Diagramme 14a und 14b zeigen den Verlauf des Betrages der mittleren Geschwindigkeit. Dies ist ein Indikator dafür, ob sich der Fermenter in einem stationären Zustand befindet oder nicht. In Diagramm 14b kann man auch erkennen, dass das Zuschalten eines Propellerrührwerks die mittlere

Geschwindigkeit kaum beeinflusst. Das schlägt sich auch in den Leistungsbetrachtungen nieder, wie später noch gezeigt wird.

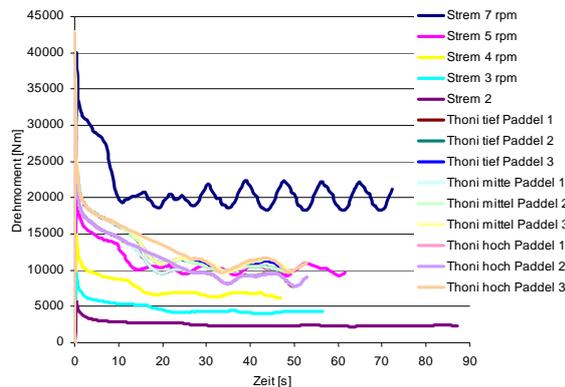


Diagramm 15a

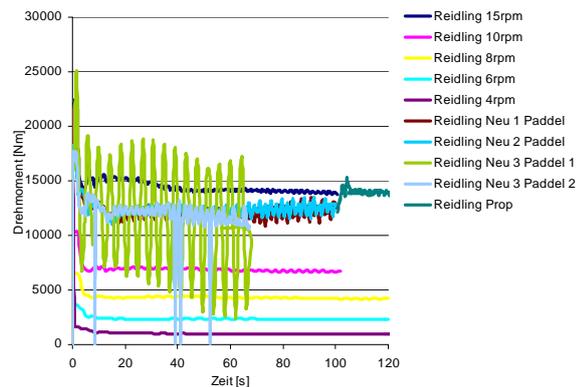


Diagramm 15b

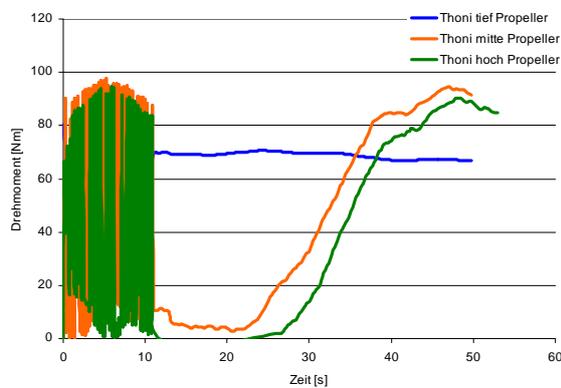


Diagramm 15c

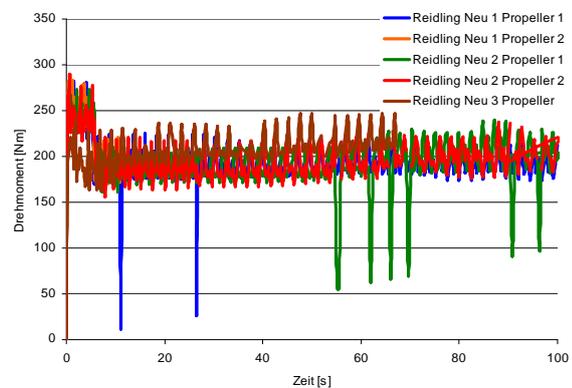


Diagramm 15d

Diagramm 15: Drehmomente der Paddel- und Propellerrührwerke

Die Diagramme 15a bis 15d zeigen den Verlauf des Drehmomentes der Paddelrührwerke und der Propellerrührwerke. Man kann hier erkennen, dass obwohl das Geschwindigkeitsfeld bereits konstant ist, das Drehmoment schwankt. Zwar schwankt es um einen konstanten Wert und zeigt keine Tendenzen weiter zu steigen oder zu fallen. Aber man kann hier sehen, dass das Geschwindigkeitsfeld nur quasi-stationär ist. Das bedeutet, dass es lokale Schwankungen der Geschwindigkeit gibt, jedoch global gesehen der gesamte Fermenter stationär gerührt wird. Diese lokalen Schwankungen werden noch durch das nicht-Newtonsche Verhalten verstärkt. Dadurch wird die Strömung hinter den Rührblättern stärker gedämpft als bei einem Medium mit Newtonschem Verhalten. Diagramm 7c zeigt die Verläufe der Drehmomente der Anlagen der Firma Thöni. Der Propeller, welcher in Bodennähe angebracht ist, zeigt ein Verhalten wie es auch die Propeller in den anderen Anlagen zeigen. Die Propeller, die sich auf mittlerer Höhe und in der Nähe des Flüssigkeitspegels befinden, zeigen ein stark abweichendes Verhalten. Die einzige Erklärung die dafür gefunden wurde ist, dass hier die Propeller gegen die Hauptströmungsrichtung fördern. Dies führt zu stärkeren Schwankungen. Im Rahmen des Projektes war der Zeitrahmen zu knapp um die Simulationen weiterlaufen zu lassen. Es konnte nicht beobachtet werden, ob sich ein stationärer Betrieb einstellt oder nicht. Es wird allerdings erwartet, dass das System einen solchen Zustand anstrebt.

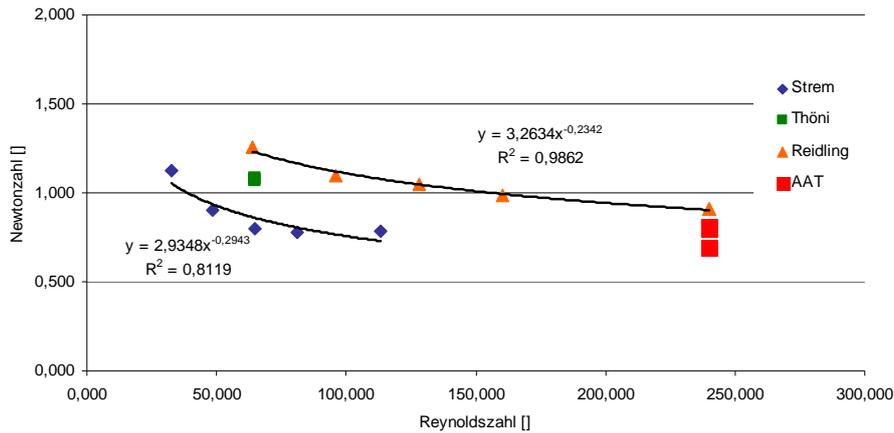


Diagramm 16: Leistungscharakteristik der Paddelrührwerke

Diagramm 16 zeigt die Leistungscharakteristik der Fermenter in den Biogasanlagen Strem und Reidling. Die Anlagen der Firmen Thöni und AAT sind in diesem Diagramm nur Punkte, da hier die Drehzahlen nicht variiert wurden. Zur Bestimmung der Newtonzahl wurde der mittlere Leistungseintrag in den Fermenter für jedes Paddel herangezogen. Die Reynoldszahl wurde mit den Abmessungen und Tipgeschwindigkeiten der Paddelrührwerke berechnet, da die Paddel einen größeren Einfluss auf den strömungsmechanischen Zustand des Fermenters haben als die Propeller. Zur Bestimmung der Reynoldszahl wurde die Viskosität bei einer Scherrate von 1 s^{-1} herangezogen. Die Verläufe zeigen, dass die Fermenter laminar beziehungsweise im Übergangsbereich gerührt werden und nicht turbulent. Das bestätigt die im Vorhinein getroffene Annahme. Die Paddelrührwerke der Firma Thöni, die auch in Strem eingebaut sind, haben eine wesentlich geringere Reynoldszahl, da hier auch die Drehzahlen geringer sind. Auch ist die Viskosität mit der die Anlagen Strem und Thöni gerechnet wurde, bei einer Scherrate von 1 s^{-1} mehr als doppelt so groß wie die Viskosität der Anlagen Reidling und AAT. Sehr interessant ist, dass die Fermenter von Thöni bei der gleichen Drehzahl beinahe das gleiche Verhalten zeigen als der Fermenter von Strem. Die Thöni-Anlagen wurden mit einer Drehzahl von 4rpm bei allen Paddelrührwerken gerechnet. Genauso zeigen die AAT-Fermenter das gleiche Verhalten wie der Fermenter von Reidling bei 15rpm. Daraus kann man sehen, dass bei gleicher Paddelrührwerkstypen, vertikal oder horizontal, unabhängig von der Fermentergeometrie, das Verhalten gleich ist. Folglich kann man aus diesem Diagramm das zu erwartende Verhalten ablesen. Somit kann schon im Planungsstadium darauf Rücksicht genommen werden in welchem Bereich man rühren möchte. Kombiniert mit den Diagrammen 13a bis 13f lässt sich dann auch, verbunden mit der gewünschten Drehzahl, eine Einschätzung abgeben wie gut der geplante Fermenter durchrührt wird.

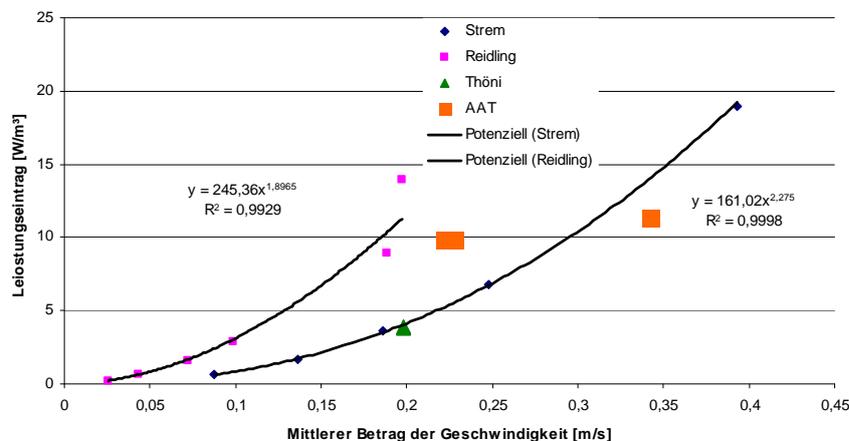


Diagramm 17: Leistungseintrag abhängig von der mittleren Geschwindigkeit

In Diagramm 17 wird der Leistungseintrag, bezogen auf das Fermentervolumen und die damit erzielbare mittlere Geschwindigkeit im Fermenter, dargestellt. Hier wird nur der Leistungseintrag der Paddelrührwerke berücksichtigt, da wie vorher schon ersichtlich war, die Propellerrührwerke kaum einen Einfluss auf den Betrag der mittleren Geschwindigkeit haben. So lässt sich eine gute Aussage über das

Verhalten der Paddelrührwerke treffen. Auch hier ist zu sehen, dass sich die Ergebnisse von Reidling und AAT decken, genauso wie bei den Anlagen von Thöni und Strem. Durch dieses Diagramm lässt sich bestimmen, mit welchem Eintrag welche Geschwindigkeit zu erzielen ist. Somit lässt sich bestimmen, wie viele Rührwerke für ein bestimmtes Volumen benötigt werden um eine bestimmte mittlere Geschwindigkeit zu erzielen. Klar ersichtlich ist auch, dass bei einem Einsatz von zwei Paddeln statt von einem die Kurve beinahe horizontal wird. Das bedeutet, dass bei gleichem spezifischem Leistungseintrag die mittlere Geschwindigkeit trotzdem zunimmt. Die Leistung für die beiden Paddelrührwerkstypen von Reidling und Strem lassen sich mit dem Diagramm 18 bestimmen. Hier ist der Verlauf der Leistung über der Drehzahl zu sehen. Auch hier ist auffällig, dass sich die Ergebnisse der gleichen Rührwerkstypen decken. Lediglich bei den Anlagen von AAT kann man sehen, dass die Leistung etwas kleiner wird. Es wird angenommen, dass das Moment abnimmt, da der Fermenterinhalt durch zwei Propeller mehr verdünnt wird als bei den anderen Anlagen. Dies ist auch in Diagramm 4b zu erkennen. In diesem Fall ist das stationäre Moment am Paddel in den Anlagen AAT kleiner als bei Reidling, obwohl das viskose Verhalten und die Dichte gleich sind. Es kann also angenommen werden, dass die erhöhte Verdünnung durch die hohen Scherraten am Propeller das Moment und damit die Leistung am Paddel reduzieren. Dies bringt allerdings nicht wirklich eine Einsparung an benötigter Leistung, da der Leistungseintrag durch die Propeller sich in der gleichen Größenordnung wie die der Paddel bewegt. Sie haben aber nur geringen Einfluss auf das Strömungsfeld im restlichen Fermenter.

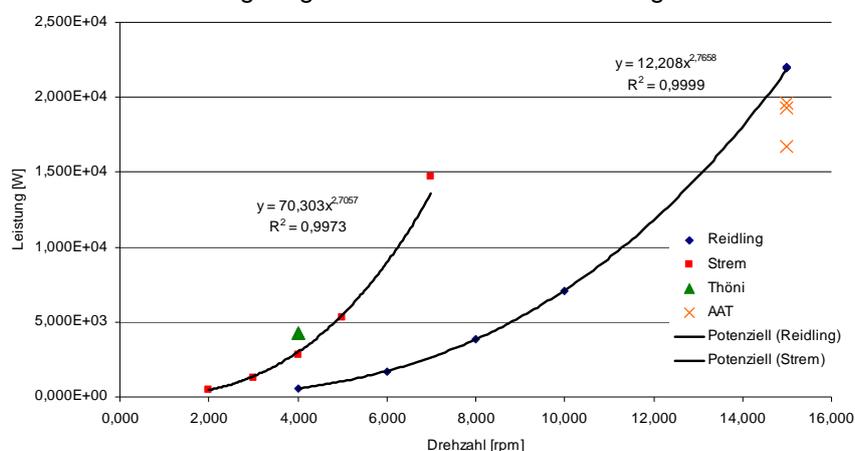


Diagramm 18: Leistungskurve bezogen auf die Rührerdrehzahl

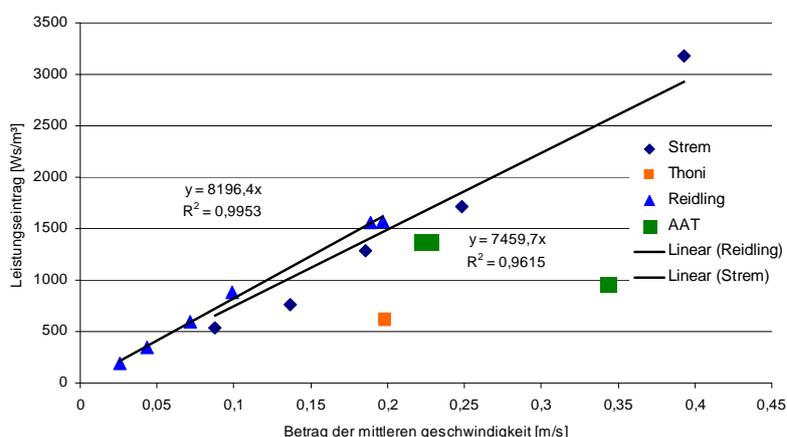


Diagramm 19: Leistungseintrag bezogen auf den vom Paddelrührwerk geförderten Volumenstrom

Diagramm 19 schließlich stellt den Betrag der mittleren Geschwindigkeit in Relation zum geförderten Volumenstrom dar. Um den Volumenstrom, der von den Paddelrührwerken gefördert wird, bestimmen zu können, wurde eine Förderebene definiert. Durch diese Fläche wird der Nettodurchtritt berechnet. So kann man bestimmen, welcher Umsatz an Volumen nötig ist um eine mittlere Geschwindigkeit im Fermenter zu erreichen. Mit bekannter Dichte kann auch auf den Massenstrom umgerechnet werden. Auffallend ist, dass die beiden sehr unterschiedlichen Fermentertypen der BGA Reidling und Strem einen sehr ähnlichen Anstieg mit der Geschwindigkeit zu verzeichnen haben. Man kann erkennen, dass die Entwicklung hin zu mehreren Paddeln wieder horizontal verläuft, ebenso wie in den Ergebnissen von Reidling und AAT in den Diagrammen vorher. Bei einem Einsatz von zwei Paddelrührwerken sinkt der

Leistungseinsatz pro geförderter Volumenstromeinheit deutlich.

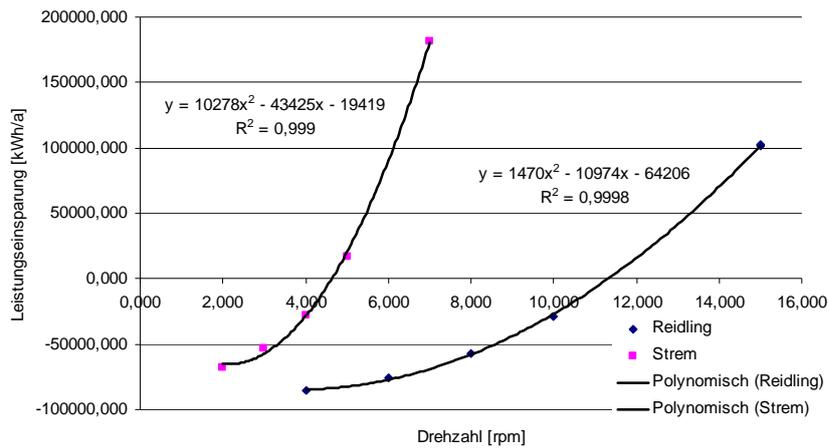


Diagramm 20: Einsparungspotential abhängig von der Drehzahl

Diagramm 20 zeigt eine Leistungseinsparungskurve der beiden Anlagen Reidling und Strem. Der Schnittpunkt der Kurven mit der x-Achse stellt den Ist-Zustand dar. Die dafür benötigten Daten wurden aus dem Prozessleitsystem entnommen und über ein Betriebsjahr (in beiden Fällen 2009) gemittelt. Das bedeutet, dass die beiden Paddelrührwerke durchschnittlich mit einer Drehzahl von 5rpm beziehungsweise 11rpm in Reidling betrieben wurden. Es lässt sich erkennen, dass bei Reduzierung der Drehzahlen durchaus noch Einsparungspotential vorhanden ist. Es wurden die kWh, die gespart werden können, als negative Werte aufgetragen. Eine Reduktion der Drehzahl in Reidling auf 8rpm im Jahresschnitt würde eine Einsparung von etwa 55MWh/a bedeuten. Wie in den Diagrammen 2a bis 2f zu sehen ist, ist bei dieser Drehzahl die Rührqualität noch ausreichend. In Strem kann die Drehzahl auf etwa 3,5 bis 4rpm verringert werden. Dies bedeutet, dass in dieser Anlage ein geringeres Einsparungspotential vorhanden ist als in Reidling. Eine kleinere Drehzahl als 3rpm kann den Rührprozess stark verschlechtern.

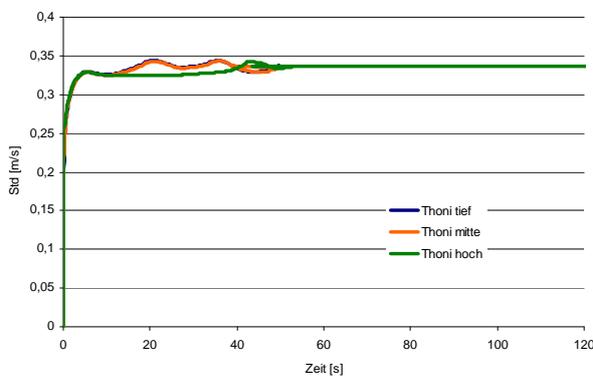


Diagramm 21a

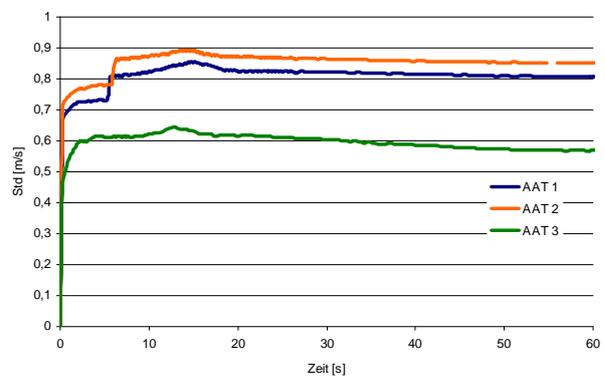


Diagramm 21b

Diagramm 21: Standardabweichung des Geschwindigkeitsfeldes in den Anlagen von AAT und Thöni

Diagramm 21 stellt die Standardabweichung des Geschwindigkeitsfeldes über dem instationären Anlauf der Rührwerke dar. Eine konstante Standardabweichung wird relativ früh erzielt, das bedeutet, dass das Feld früh eine gute Homogenität erreicht. Hier werden nur die Anlagen der Firmen Thöni und AAT verglichen. Die Anlage Reidling und Strem sind in der Konfiguration zu unterschiedlich, um sie auf diese Weise zu vergleichen. Eine Erklärung dazu wurde schon zuvor abgegeben. Wie in den nachfolgenden Diagrammen 14a bis 14e zu sehen ist, ist die Betrachtung der Standardabweichung des Geschwindigkeitsfeldes problematisch. Sie liefert keine Aussage darüber, wie gut der Fermenterinhalt tatsächlich vermischt wird. Während die Standardabweichung der Phasenzusammensetzung immer noch im Sinken begriffen ist, also die Phasen noch nicht vollständig durchmischt wurden, ist beim Geschwindigkeitsfeld keine Abnahme mehr zu beobachten.

	Moment 1 [Nm]	Moment 2 [Nm]	Dichte [kg/m³]	Drehzahl [U/min]	Drehzahl 2 [U/min]	Viskosität [Pas]	Durch- messer 1 [m]	Durch- messer 2 [m]	Leistung [W]	Ne1	Re1
Reidling 15rpm	14043,80		938,00	15,00		18,90	4,40		22059,95	0,91	240,21
Reidling 10rpm	6751,31		938,00	10,00		18,90	4,40		7069,96	0,99	160,14
Reidling 8rpm	4576,00		938,00	8,00		18,90	4,40		3833,58	1,05	128,11
Reidling 6rpm	2696,00		938,00	6,00		18,90	4,40		1693,95	1,10	96,08
Reidling 4rpm	1374,00		938,00	4,00		18,90	4,40		575,54	1,26	64,06

	Moment 1 [Nm]	Moment 2 [Nm]	Moment 3 [Nm]	Drehzahl 1 [U/min]	Drehzahl 2 [U/min]	Viskosität [Pas]	Durch- messer 1 [m]	Durch- messer 2 [m]	Leistung 1 [W]	Leistung 2 [W]	Leistung 3 [W]	Ne 1 [-]	Re 1 [-]	Ne 2 [-]	Re 2 [-]	Ne 3 [-]	Re 3 [-]
Reidling Neu1	12288,86	193,42	207,93	15,00	475,00	18,90	4,40	0,56	19303,30	9612,87	10334,23	0,80	240,21	0,38	123,21	0,40	123,21
Reidling Neu2	12483,49	201,32	194,77	15,00	475,00	18,90	4,40	0,56	19609,01	10005,42	9680,18	0,81	240,21	0,39	123,21	0,38	123,21
Reidling Neu3	10632,87	11390,82	212,42	15,00	475,00	18,90	4,40	0,56	16702,07	17892,66	10557,26	0,69	240,21	0,74	123,21	0,41	123,21

	Moment 1 [Nm]	Moment 2 [Nm]	Dichte [kg/m³]	Drehzahl 1 [U/min]	Drehzahl 2 [U/min]	Viskosität [Pas]	Durch- messer 1 [m]	Durch- messer 2 [m]	Leistung 1+2 [W]	Ne 1 [-]	Re1 [-]
Strem 7rpm	20049,1		938	7	7	42	6,6	6,6	29393,6	1,6	113,5
Strem 5 rpm	10104,6		938	5	5	42	6,6	6,6	10581,5	1,6	81,1
Strem 4 rpm	6628,82		938	4	4	42	6,6	6,6	5553,3	1,6	64,9
Strem 3 rpm	4219,74		938	3	3	42	6,6	6,6	2651,3	1,8	48,6
Strem 2 rpm	2340,47		938	2	2	42	6,6	6,6	980,4	2,3	32,4

	Moment 1 [Nm]	Moment 2 [Nm]	Moment 3 [Nm]	Moment 4 [Nm]	Drehzahl 1 [U/min]	Drehzahl 4 [U/min]	Viskosität [Pas]	Durch- messer 1 [m]	Durch- messer 2 [m]	Leistung 1 [W]	Leistung 2 [W]	Leistung 3 [W]	Leistung 4 [W]	Ne 1 [-]	Re 1 [-]	Ne 2 [-]	Re 2 [-]	Ne 3 [-]	Re 3 [-]	Ne 4 [-]	Re 4 [-]
Thoni tief	8991,51	10206,38	10518,42	67,45	4,00	375,00	42,00	6,60	0,58	3766,36	4275,24	4405,94	2648,76	1,08	64,9	1,23	64,9	1,27	64,9	0,18	47,0
Thoni mitte	8937,02	10153,06	10605,77	75,43	4,00	375,00	42,00	6,60	0,58	3743,53	4252,91	4442,53	2962,17	1,08	64,9	1,22	64,9	1,28	64,9	0,20	47,0
Thoni hoch	8888,71	10169,85	10813,76	79,27	4,00	375,00	42,00	6,60	0,58	3723,29	4259,94	4529,66	3112,98	1,07	64,9	1,22	64,9	1,30	64,9	0,21	47,0

Tabelle 5: Zusammenstellung der Ergebnisse

In Tabelle 5 sind die wesentlichsten Ergebnisse nochmals tabellarisch zusammengefasst dargestellt.

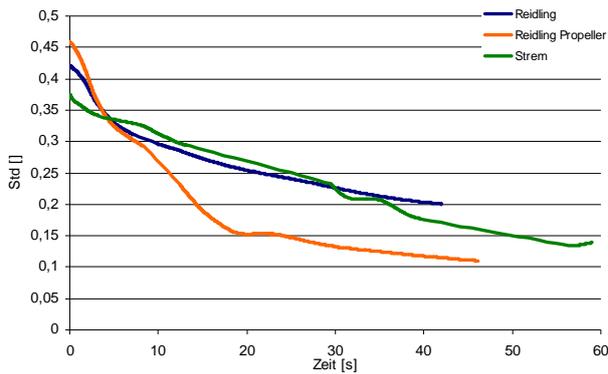


Diagramm 22a

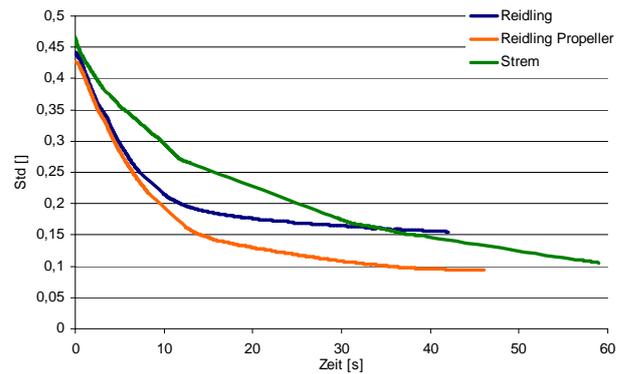


Diagramm 22b

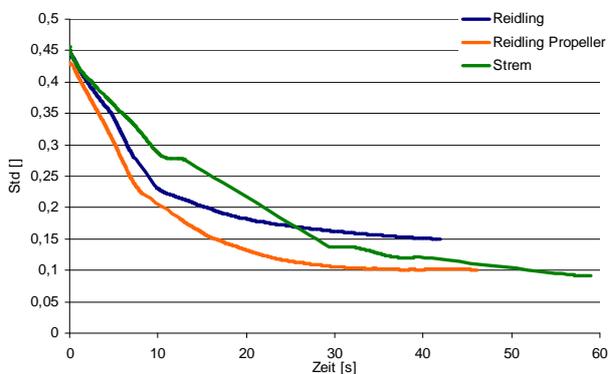


Diagramm 22c

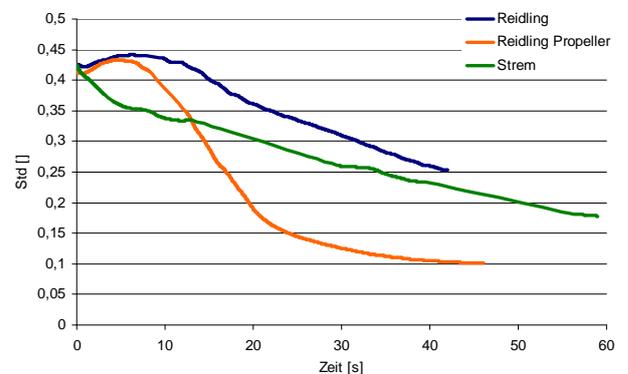


Diagramm 22d

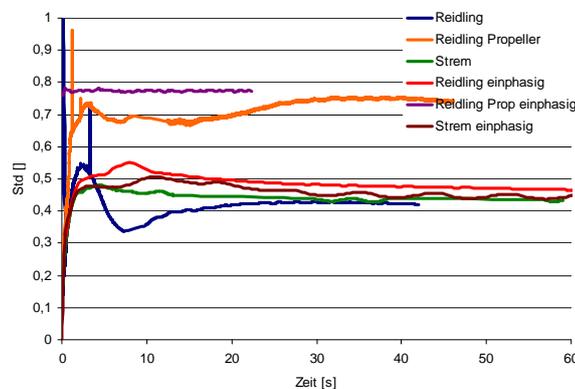


Diagramm 22e

Diagramm 22: Standardabweichung der Phasenzusammensetzung

Die Diagramme 22a bis 22e stellen den Einmischprozess von vier Phasen, ausgehend von einem völlig entmischten Zustand, dar. Die rheologischen Eigenschaften und die anderen Eigenschaften sind in Tabelle 1 beziehungsweise in Diagramm 1 dargestellt. Wie vorher schon beschrieben, kann kein Zusammenhang zwischen dem Einmischprozess und dem Verlauf der Standardabweichung des Geschwindigkeitsfeldes wie es in Diagramm 11e dargestellt ist, festgestellt werden. Allgemein kann gesagt werden, dass der Einmischprozess beim Einsatz eines Propellerrührwerkes schneller vonstatten geht als ohne. Die Rührwerke von AAT mischen den Inhalt schneller als die Rührwerke von Thöni, allerdings wird der erreichbare Mischungsgrad über demjenigen der Thöni Rührwerke liegen. Dies liegt vor allem an der Konstruktion der Rührwerke. Das AAT-Paddelrührwerk ist im Vergleich zum Fermentervolumen sehr klein. Doch auf Grund seiner Geometrie weist es eine gezielte Förderrichtung auf. Der Inhalt wird durch die Primär- und Sekundärwirbel die sich in der Strömung ausbilden schnell eingerührt. Dabei wird nicht das gesamte Fermentervolumen gleich gut erfasst. Die Rührwerke von Endbericht ENERGIE DER ZUKUNFT

Thöni hingen umfassen auch einen großen Teil des Fermentervolumens selbst. Sie befördern weniger Massenstrom als die Rührwerke von AAT und auch nicht so gezielt in eine Richtung. Da sich ihr Einfluss aber auf weitere Teile des Fermenters erstreckt, führt dies insgesamt zu einer kleineren Standardabweichung, was mit einer gleichmäßigeren Durchmischung gleichbedeutend ist. Der Durchmischungsgrad in der Anlage Reidling kann aber durch das periodische Zuschalten eines Propellerrührwerks verbessert werden. Dies geschieht auch in der aktuellen Prozessführung. Das periodische Einschalten sollte reichen, da nicht zu erwarten ist, dass sich die Phasen derart schnell entmischen, wie es in der Anlage von Strem der Fall ist.

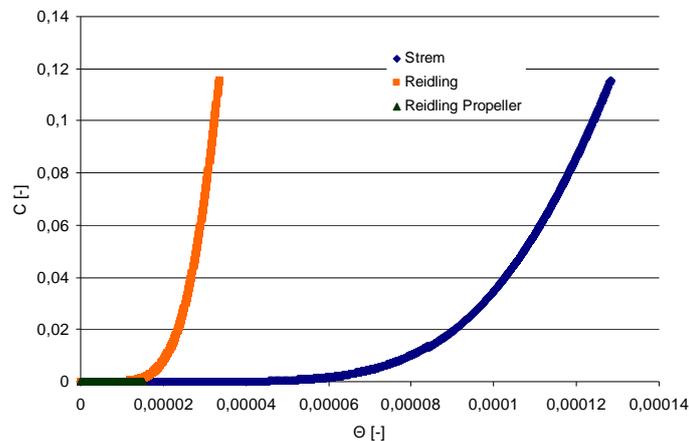


Diagramm 23: Tracerkonzentration am Ausgang der Fermenter

In Diagramm 23 ist das Ergebnis der Verweilzeitsimulationen in den Anlagen von Reidling und Strem zu sehen. Dabei wurde wie schon vorher in der Anlage Reidling der Fall mit eingeschaltetem Propeller und ohne Propeller unterschieden. Die dimensionslose Verweilzeit ist auf der x-Achse aufgetragen. Die Zeit wurde mit der theoretischen Verweilzeit dimensionslos gemacht. Auf der y-Achse aufgetragen ist die dimensionslose Konzentration des Tracers. Die Konzentration wurde mit der berechneten Gesamtkonzentration dimensionslos gemacht. Da diese Methode sehr aufwändig ist, konnte nur ein Bruchteil der theoretischen Verweilzeit simuliert werden. In den Ergebnissen der Messungen konnte aber das Zweifache der Verweilzeit gemessen werden. Daher lassen sich die Simulation und das Experiment nur schwer vergleichen. Eine Aussage, die aber auf jedenfalls getroffen werden kann, ist dass die Konzentration des Tracers am Ausgang sehr schnell zunimmt. Dies wird ebenso durch das Experiment bestätigt. Um aber eine vollwertige Vergleichbarkeit zu erhalten, müssten die Simulationen noch fortgeführt werden, um wenigstens eine theoretische Verweilzeit zu erreichen.

3.5 Schlussfolgerungen

Eine wesentliche Fragestellung für alle Projektbeteiligten war ein Potential zur Leistungseinsparung zu finden. Dabei sollte die Rührqualität gleichbleibend oder durch gewisse Maßnahmen sogar verbessert werden. Durch eine Analyse des Strömungsfeldes bei verschiedenen Drehzahlen konnte ermittelt werden, dass in beiden Anlagen die Drehzahlen geringfügig verringert werden können. Diese Maßnahme hat ein Einsparungspotential von etwa 55MWh/a für die Anlage in Reidling und etwa 50 bis 40MWh/a in der Anlage Strem. Das entspricht etwa 55 % des für die Rührwerke eingesetzten Stromes, bezogen auf die Jahre 2008 und 2009. Bei der Reduzierung der Drehzahl konnte keine wesentliche Verschlechterung des Geschwindigkeitsfeldes oder das Auftreten von Totzonen festgestellt werden solange ein gewisser Grenzwert nicht unterschritten wurde.

Für die Anlagenbauer Thöni und AAT ergaben sich während des Projektes noch andere Fragestellungen: Die Firma AAT hat ein Nachfolgemodell vom Rührwerk, das in Reidling eingesetzt wurde, entwickelt. Hier sollte untersucht werden, wie sehr sich das Verhalten unterscheidet. Die Baumform und das strömungsmechanische Prinzip blieben im Wesentlichen gleich. Aber die neue Bauform benötigt mehr Schweißnähte und auch die Aufhängung an der Rührwelle wurde verändert. Das bedeutet, dass die Produktionskosten für das neue Rührwerk über denen des alten liegen. In den numerischen Untersuchungen konnte gezeigt werden, dass sich die beiden Rührwerke kaum unterscheiden - weder im Strömungsfeld, das sie erzeugen, noch im Leistungseintrag den die beiden Rührwerke bei einer bestimmten Drehzahl erbringen können. Hier kann eindeutig die Empfehlung ausgesprochen werden, wieder zur alten billigeren Bauweise zurück zu kehren. Es wurden dazu auch

zwei verschiedene Konfigurationen untersucht. Ein Fermenter mit zwei Paddelrührwerken der alten Bauform, ein Propeller und ein Fermenter mit zwei Propellern und einem Paddelrührwerk. Dieser Fall wurde ein Mal mit der neuen Geometrie der Paddel berechnet und ein Mal mit der alten Geometrie. Hier kommt deutlich zum Vorschein, dass sowohl das Strömungsfeld besser entwickelt ist und auch der Leistungseintrag geringer ausfällt als bei den Formen mit zwei Propellerrührwerken. Allerdings muss noch beachtet werden, dass hier die Propeller konstant laufen und nicht periodisch an und ausgeschaltet werden. Die Verdünnung, die die Propeller durch die hohe Scherung verursachen, zeigt erst beim Einsatz von zwei Propellern Wirkung. In den Simulationen in Reidling ist zu sehen, dass das Verwenden eines Propellers nicht zu einem verringerten Drehmoment an der Welle des Paddelrührwerks führt. In der Kombination allerdings ist zu sehen, dass sich das Moment am Paddelrührwerk beim Einsatz von zwei Propellern und bei diesem rheologischen Verhalten um etwa 10 % verringert. Hier kann die Empfehlung ausgesprochen werden, die Fermenter mit zwei Paddel und einem Propeller zu betreiben. Das Propellerrührwerk sollte nur periodisch eingeschaltet werden, da der Leistungsverbrauch ähnlich hoch ist wie bei einem Paddel, die Wirkung allerdings nicht im gleichen Umfang auftritt.

Die Firma Thöni setzt in ihren Fermentern neuerer Bauart ebenfalls Paddelrührwerke ähnlicher Bauweise wie in Strem ein. Hier wurde die Anzahl der Paddel erhöht, von acht auf 10 Paddel auf einer Welle, sowie die Anzahl der Paddelrührwerke wurde von zwei auf drei erhöht. Die Fermenter haben auch eine flachere Bauweise. Hier sollte untersucht werden ob, mit diesen Rührwerken diese Fermenter gerührt werden können. In diesen Fermentern kommt auch ein Propeller zum Einsatz. Die Konfigurationen hier unterscheiden sich durch das Verändern der Position des Propellerrührwerks. Die Höhe der Achse wird variiert von Bodennähe bis Deckennähe. Durch diese Konfiguration fördert der Propeller, der sich in Bodennähe befindet, in Hauptförderrichtung, welche sich durch die Anordnung der Paddel ergibt. Die beiden anderen Konfigurationen fördern gegen die Hauptförderrichtung. Man kann sehen, dass sich diese Eigenschaft wesentlich auf den Verlauf des Drehmomentes auswirkt. Bei der Anordnung in Hauptströmungsrichtung kann man, wie bei allen anderen Verläufen der Propellerrührwerke, sehen, dass er wesentlich gleichmäßiger ist als bei den bei den anderen Anordnungen. Damit kann man sehen, dass man generell Propellerrührwerke in Hauptströmungsrichtung anordnen sollte. Hier ist aber noch anzumerken, dass bei dem rheologischen Verhalten, das für die Anlage Strem ermittelt wurde, die Wirkung sehr gering ist. Durch das extreme scher-verdünnende Verhalten bildet sich um das Propellerrührwerk eine Kaverne in welcher gerührt wird. Dadurch kann die Leistung nicht an das Fluid übertragen werden. In den Verläufen der Propellerdrehmomente kann man sehen, dass das Moment, das bei den Propellern, welche mit dem rheologischen Verhalten der BGA Strem konfrontiert sind, wesentlich geringer ist. Dabei darf man nicht aus den Augen verlieren, dass sich die Drehzahl und die Geometrie unterscheiden. Die Abweichung von etwa 70Nm bei Thöni zu 200Nm bei AAT ist allerdings so groß, dass man hier deutlich die Auswirkung des stark nicht-Newtonschen Verhaltens sehen kann.

Zusammenfassend kann für die Konfigurationen der Anlagen von Thöni gesagt werden, dass die Paddelrührwerke ausreichen um die Fermenter dieser Bauweise zu rühren. Auch die dimensionslosen Kenngrößen der BGA Strem und der Anlagen der Firma Thöni stimmen in den Ergebnissen gut überein. Das ist auch der Fall bei der Anlage BGA Reidling und den Konfigurationen von AAT. Diese rührt sicher von der gleichen Bauweise der Paddelrührwerke in beiden Fällen her. Damit ist bewiesen, dass bei gleich bleibender Paddelgeometrie man mit den hier vorgestellten Methoden eine Konfiguration noch im Planungsstadium vornehmen kann. Aus dieser Konfiguration kann auch schon die benötigte Leistung und der damit verbundene Stromverbrauch abgeschätzt werden. Ebenso kann man bereits erste Aussagen über das Geschwindigkeitsfeld, zumindest über die mittlere zu erwartende Geschwindigkeit im Fermenter treffen. Dies ermöglicht die Planung und Errichtung von effizienteren Anlagen, die mit den Paddeln der Firmen Thöni und AAT ausgestattet werden.

Abschließend kann gesagt werden, dass beide Fermenter sehr gut gerührt sind. Daher fällt das Einsparungspotential nicht so groß aus wie zu Beginn angenommen. Beide Anlagen werden von erfahrener Personal betrieben. Da in der Vergangenheit schon viele erfolgreiche Projekte mit beiden Anlagenbetreibern und Universitäten abgewickelt wurden, sind beide Anlagen Musteranlagen, die ein gutes Beispiel dafür abgeben wie Biogasanlagen effizient und sparsam zu betreiben sind. Das Einsparungspotential des Eigenstromverbrauches ist nur begrenzt vorhanden, da nur etwa 40% des gesamten Verbrauches durch die Rührwerke verursacht werden. (Reidling 37,9%, Strem 42,4%)

Die Simulationen zur Phasenmischung konnte zwar nicht soweit getrieben werden wie erhofft, allerdings wurde das in der Arbeitsgruppe vorhandene Erfahrungspotential enorm ausgebaut. In Zukunft können

somit Simulationen effizienter gestaltet und somit schneller abgewickelt werden. Auch wurde die Erfahrung mit parallelisierten numerischen Rechnungen erweitert.

Die Simulation der Verweilzeit konnte nicht in der anfänglich geplanten Form durchgeführt werden. Die Methode des „Frozen Flowfield“ konnte nicht implementiert werden da die Simulationen nicht konvergent wurden. Da die Projektlaufzeit beschränkt ist, war es nicht möglich sich intensiver damit auseinander zu setzen. Allerdings wird weiter daran gearbeitet. Die Erkenntnis, dass diese Art von Simulationen problematisch ist, muss auch Auswirkungen auf zukünftige Zeitplanungen in ähnlichen Projekten haben.

4. Ausblick und Empfehlungen

Im Laufe dieses Projektes konnten bereits viele Strömungssimulationsberechnungen erfolgreich durchgeführt werden. Ein nächster logischer Schritt wäre es, diese Simulationen erneut durchzuführen und Methoden zu finden, um diese schneller abwickeln zu können. Dies trifft insbesondere bei den Simulationen zur Verweilzeit zu. Aber auch die Mehrphasensimulationen sollten über einen längeren Zeitraum durchgeführt werden. Da hier die simulierte Realzeit nur etwa 60 Sekunden betrug, kann nicht ausgeschlossen werden, dass im weiteren Verlauf eine Entmischung stattfindet. Diese hat natürlich negative Auswirkungen auf die Mischgüte.

Bei den Einphasensimulationen sollte noch weitere unterschiedliche rheologische Verhaltensweisen untersucht werden. Dies soll dazu dienen, die Aussagen, die in dieser Arbeit gemacht worden sind, zu bestätigen und in einen größeren allgemeingültigen Zusammenhang überzuführen. Die Ergebnisse hier können nur direkt auf die Biogasanlagen Strem und Reidling, sowie auf die Paddelrührwerke der Firmen AAT und Thöni, angewandt werden. Durch die Vielzahl an verschiedenen Rührwerks- und Fermentertypen ist es unmöglich, ohne Simulation einen allgemeingültigen Zusammenhang zwischen Drehmoment, Leistungseintrag und Drehzahl herzustellen. Ebenso unterscheiden sich die Anlagen in den eingesetzten Substraten. Diese machen diesen Zusammenhang noch komplexer. Allerdings ist anzunehmen, dass die beiden untersuchten Anlagen in ihrem viskosen Verhalten eine obere Grenze (Strem) und untere Grenze (Reidling) bilden. Die BGA Strem wurde im Projektzeitraum größtenteils mit sehr hohen TS-Gehalten von bis zu 13 % und einem sehr großen Anteil an Grassilage betrieben. Die BGA Reidling hingegen wurde, zumindest in der ersten Hälfte des Projektzeitraumes in denen auch die meisten rheologischen Untersuchungen gemacht wurden, nur mit sehr geringen TS-Gehalt von etwa 8% und nur sehr kleinem Anteil an Grassilage betrieben. Allerdings wäre es sehr aufschlussreich, die Anlagen von AAT mit dem Verhalten des Gärgutes der BGA Strem und die Rührwerke von Thöni mit dem Verhalten des Gärgutes der Anlage Reidling zu konfrontieren. Diese Simulationen könnten wesentlich fundiertere Aussagen über das zu erwartende Verhalten und somit über den Leistungsverbrauch der Rührwerke zulassen.

Ein weiterer Schritt ist nun die hier ausgearbeiteten und vorgeschlagenen Verbesserungen durchzuführen und die Veränderungen, die sich daraus ergeben, zu überwachen. Beide Anlagen verfügen über ein PLS die sämtliche relevanten Daten aufzeichnet. Auf diese Weise lassen sich positive wie auch negative Veränderungen schnell eruieren. Somit ist eine Validierung der empfohlenen Verbesserungen möglich. Im Anschluss daran kann über weitere Maßnahmen diskutiert werden.

5. Literaturverzeichnis

Ade-Kappellmann K., Untersuchungen zur seuchenhygienischen Unbedenklichkeit von Gärresten aus Bioabfällen nach der Behandlung in Anaerobanlagen, Inaugural Dissertation, Institut für Tier- und Umwelthygiene, Freie Universität Berlin, 2008

Anderson, G. K., Campos, C. M. M., Chernicharo, C.A.L. & Smith, L. C., Evaluation of the inhibitory effects of lithium when used as a tracer for anaerobic digesters. *Water Research*, 1991, 25, 755–760.

Barnes, H. A. & Nguyen, Q. D., Rotating vane rheometry - a review *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 2001, 98, 1-14

Bowen, R., Unraveling the mysteries of non-Newtonian fluids *AIChE Journal*, 1957, 3, 3-10

Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit, Novellierung BioAbfV Anhang 2, Stand 19.11.2007 (nicht ressortabgestimmt), Deutschland

Danckwerts, P. V., Continuous flow systems: Distribution of residence times, Chemical Engineering Science, 1953, 2, 1-13.

Deutsche Bundesstiftung Umwelt Optimierung der Anaerob-Technik zur Behandlung von Bioabfällen aus Sicht der Hygiene sowie Erarbeitung eines Hygiene-Prüfsystems für Anaerob-Anlagen, Abschlussbericht, (DBU, 2004), DBU Az. 15008, Germany.

Grobicki A. & Stuckey D. C., Hydrodynamic characteristics of anaerobic baffled reactor. Water Research, 1992, 26, 371-378

Kraume, M., Mischen und Rühren : Grundlagen und moderne Verfahren
Weinheim : Wiley-VCH, 2003

Laaber, M., Madlener, R., Brachtl, E., Kirchmayr, R. & Braun, R., Aufbau eines Bewertungssystems für Biogasanlagen – „Gütesiegel Biogas“, Projektnummer 807742, 2007, Endbericht, 35.5. 2007, Tulln, Austria.

Langenhoff, M. & Stuckey D.C, Treatment of dilute wastewater using an anaerobic baffled reactor: effect of low temperature, Water Research , 2000, Vol. 34, No.15, pp.3867-3875

Langenhoff, M., Intrachandra N. and Stuckey D.C, Treatment of dilute soluble and colloidal wastewater using an anaerobic baffled reactor: influence of hydraulic retention time, Water Research, March 2000, Volume 34, Issue 4, Pages 1307-1317

Levenspiel O., Chemical Reaction Engineering, 1972, 2nd ed. John Wiley & Sons, New York

Martínez-Padilla, L. & Quemada, D., Baffled cup and end-effects of a vane-in-a-large cup rheometer for Newtonian fluids
Journal of Food Engineering, 2007, 80, 24-32

Martínez-Padilla, L. & Rivera-Vargas, C., Flow behaviour of Mexican sauces using a vane-in-a-large cup rheometer
Journal of Food Engineering, 2006, 72, 189-196

Pérez, J. S., Rodríguez Porcel, E. R., López, J. C., Sevilla, J. F. & Chisti, Y., Shear rate in stirred tank and bubble column bioreactors
Chemical Engineering Journal, 2006, 124, 1 - 5

Petrie, C. J. S., The rheology of fibre suspensions
Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, 1999, 87, 369-402

Pohn, S. and Kamarad, L., Kirchmayr, R. & Harasek, M. Design, Calibration and numerical investigation of a macroviscosimeter. In PRES, Prague, August 2010

Potantin, A., 3D simulations of the flow of thixotropic fluids, in large-gap Couette and vane-cup geometries
Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, 2010, 165, 299-312

Rodd, A. B.; Dunstan, D. E. & Boger, D. V., Characterisation of xanthan gum solutions using dynamic light scattering and rheology
Carbohydrate Polymers, 2000, 42, 159-174

The University of Southampton and Greenfinch Ltd, Biodigestion of kitchen waste, Project final report, 2000, England.

Werner, T. M. and Kadlec, R.H., Application of residence time distributions to stormwater treatment systems, Ecol., 1996, Eng. 7, pp. 213–234.

Zabranska, J., Jenicek, P., Dohanyos, M., Vliv hydrauliky nádrže na účinnost anaerobní stabilizace kalu (Tank hydraulics influence on the anaerobic sludge stabilisation efficiency), Conference Proceeding, Waste Waters 2000, Tatranske Zruby 26-28.4.2000, ACE SR.

Zitierte Normen

DIN 38 409 - H1 – 1 Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung; Summarische Wirkungs- und Stoffkenngößen (Gruppe H); Bestimmung des Gesamttrockenrückstandes, des Filtrattrockenrückstandes und des Glührückstandes (H 1).
Ausgabedatum: 1985-03-00

DIN 38 409 - H1 – 3 Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung; Summarische Wirkungs- und Stoffkenngößen (Gruppe H); Bestimmung des gesamten organisch gebundenen Kohlenstoffs (TOC) (H 3). Ausgabedatum: 1983-06-00

DIN 1306 Dichte; Begriffe, Angaben Ausgabedatum: 1984-06-00

DIN 66165 Korn-(Teilchen-)Größenanalyse; Siebanalyse; Grundlagen; Durchführung. Ausgabedatum: 1981-02-00

DIN 66141 Darstellung von Korn-(Teilchen-)größenverteilungen; Grundlagen. Ausgabedatum: 1974-02-00

DIN 66161 Messen der Feinheit disperser Systeme; Formelzeichen, Einheiten. Ausgabedatum: 1976-05-00

EN ISO 11885 Wasserbeschaffenheit - Bestimmung von 33 Elementen durch induktiv gekoppelte Plasma-Atom-Emissionsspektrometrie (ISO 11885:1996); Deutsche Fassung prEN ISO 11885:1997.
Ausgabedatum: 1997-06-00

Tabellen

Tabelle 1: Zusammenstellung der Daten der BGA Reidling und Strem.....	3
Tabelle 2: Zusammenstellung der ein gesetzten Substrate.....	6
Tabelle 3: Faktoren der viskosen Eigenschaften	14
Tabelle 4: Dichten der Fermenterinhalt.....	15

Abbildungen

Abbildung 1: Fließschema der Anlage Reidling	4
Abbildung 2: Fließschema der Anlage Strem.....	4
Abbildung 3: Makroviskosimeter	7
Abbildung 4: Modelle Reidling	10
Abbildung 5: Rührwerke Reidling	10
Abbildung 6: Fermenter Strem, Paddel Strem	10
Abbildung 7: Modelle AAT	11
Abbildung 8: Rührwerke AAT	11
Abbildung 9: Modelle Thöni.....	12
Abbildung 10: Propeller in den Anlagen von Thöni.....	12
Abbildung 11: Unterschiedliche Gasblasen in den Fermenterproben (BGA Reidling - links, BGA Strem – rechts).....	16
Abbildung 12: Partikelfraktion > 4mm Trockensiebanalyse und Nasssiebanalyse.....	16
Abbildung 13: Füllstandzunahme und Schwimmschichtbildung beim Abschalten der Rührwerke (BGA Strem).....	18
Abbildung 14: Gärsuspension aus den Fermentern und BG-Sporen isoliert aus dem Gärgut.....	20
Abbildung 15: Zellen und Sporen vom <i>Bacillus Globigii</i>	21
Abbildung 16: Sporensuspension (links), Dosierung durch Feststoff Eintrag (rechts).....	22

Diagramme

Diagramm 1: Inputstoffe - BGA Reidling	5
Diagramm 2: Inputstoffe - BGA Strem.....	5
Diagramm 3: Viskoses Verhalten in der BGA Reidling und in der BGA Strem.....	13
Diagramm 4: Rheologisches Verhalten der 4 Phasen	14
Diagramm 5: Mittelwerte von TS und oTS für BGA Reidling und BGA Strem (links), Mittelwerte der Dichte (rechts)	15
Diagramm 6: Histogramm Siebanalysen (Trocken 6a, Nass 6b) BGA Reidling und BGA Strem.....	17
Diagramm 7: Partikellänge der einzelnen Siebstufen (AA=BGA Reidling, BA=BGA Strem).....	17
Diagramm 8: Vergleich von der Partikellänge bei der Maissilage und Grassilage	18
Diagramm 9: Tagesdurchschnittswerte der Viskosität, TS und oTS (Hauptfermenter BGA Strem).....	19
Diagramm 10: Unterschiede in der Viskosität zwischen dem Hauptfermenter und Nachfermenter (BGA Strem).....	20
Diagramm 11: Die durchgeführten Tracerversuche mit Lithiumsalzen an den Biogasanlagen Reidling und Strem	21
Diagramm 12: Die mit den <i>Bacillus Globigii</i> Sporen durchgeführte Tracerversuche an den Biogasanlagen Reidling und Strem	23
Diagramm 13: Volumen-Geschwindigkeit	24
Diagramm 14: mittlere Geschwindigkeit.....	24
Diagramm 15: Drehmomente der Paddel- und Propellerrührwerke.....	25
Diagramm 16: Leistungscharakteristik der Paddelrührwerke.....	26
Diagramm 17: Leistungseintrag abhängig von der mittleren Geschwindigkeit	26
Diagramm 18: Leistungskurve bezogen auf die Rührerdrehzahl	27
Diagramm 19: Leistungseintrag bezogen auf den vom Paddelrührwerk geförderten Volumenstrom	27
Diagramm 20: Einsparungspotential abhängig von der Drehzahl.....	28
Diagramm 21: Standardabweichung des Geschwindigkeitsfeldes in den Anlagen von AAT und Thöni .	28
Diagramm 22: Standardabweichung der Phasenzusammensetzung	30
Diagramm 23: Tracerkonzentration am Ausgang der Fermenter.....	31