Gefördert durch:

Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz

aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages

Schlussbericht

Zuwendungsempfänger:	Förderkennzeichen:
Fraunhofer Gesellschaft München e.V.	03KB152 A
Ausführende Stelle: Fraunhofer IKTS Dresden	
Vogelsang GmbH & Co. KG	03KB152 B
A&U Service- und Vertriebs GmbH	03KB152 C

Vorhabenbezeichnung

Entwicklung und Demonstration eines pumpenbasierten Mischkonzeptes für den flexiblen, effizienzoptimierten und multifeedstockfähigen Betrieb von Biogasanlagen (*FlexPump*)

Teilthema Fraunhofer IKTS

Einsatz der Prozess-Tomographie und numerischen Strömungssimulation zur Anpassung und Optimierung eines hydraulischen Mischsystems für Biogasanlagen an die Anforderungen eines flexiblen Anlagenbetriebes

Teilthema Vogelsang GmbH & Co. KG

Technisch/technologische Optimierung des Gesamtsystems Substratvorbehandlung/Verdrängerpumpe für einen energieeffizienten Einsatz in Biogasanlagen unter besonderer Beachtung der hydraulischen Reaktordurchmischung

Teilthema A&U Service- und Vertriebs GmbH

Verfahrenstechnische Bewertung des im Verbund entwickelten Gesamtkonzeptes unter Praxisbedingungen

Laufzeit des Vorhabens:	01.01.2019 – 31.03.2022

Das diesem Bericht zugrundeliegende Vorhaben wurde aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages mit Mitteln des Bundesministeriums für Wirtschaft und Klimaschutz (BMWK) über den Projektträger Jülich (PTJ) als Projektträger des BMWK für die Förderung von Forschung und Entwicklung zur kosten- und energieeffizienten Nutzung von Biomasse im Strom- und Wärmemarkt »Energetische Biomassenutzung« unterstützt. Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei den Autoren.

Inhalt

1 Zielstellungen 4

2 Planung und Ablauf des Vorhabens 5

3 Stand von Wissenschaft und Technik zu Projektbeginn 9
3.1 Einsatz von außenliegenden Rührsystemen an Biogasanlagen 9
3.2 Einfluss der Ausbildung des Umwälzsystems auf die Reaktordurchmischung bei Einsatz außenliegender Rührsysteme 10
3.3 Einfluss der Substrateigenschaften auf den Misch- und Fermentationsprozess 11
3.4 Alternative Varianten zum Einsatz von Rührtechnik in Biogasreaktoren 13
3.5 Anforderungen an den Mischprozess aus verfahrenstechnischer Sicht 14
3.6 Flexibler Anlagenbetrieb 15

4 Voraussetzungen zur Durchführung des Vorhabens 16
4.1 Wissenschaftlich-technische Voraussetzungen 16
4.2 Grundlagen der analytischen Bewertung der Substrateigenschaften 17
4.2.1 Standardanalytik 17
4.2.2 Bewertung des granulometrischen Zustandes 17
4.2.3 Bewertung des Fließverhaltens 19
4.3 Prozess-Tomographie zur Visualisierung und Quantifizierung von Strömungsprozessen 20
4.3.1 Aufbau und Funktionsweise 20
4.3.2 Bewertung der Mischgüte 22
4.3.3 Ermittlung des Geschwindigkeitsprofils 24
4.3.4 Maßstabsübertragung von Rühr- und Strömungsprozessen 24
4.4 Simulationsrechnungen 27
4.4.1 Grundlagen der Numerischen Strömungsmechanik (CFD) 27
4.4.2 CFD-Modellierung von Biogasreaktoren 28

5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen / Dritten 29

6 Darstellung der wissenschaftlichen und technischen Ergebnisse 30
6.1 Konzipierung und Durchführung von Versuchen im kleintechnischen Maßstab zur externen hydraulischen Durchmischung unter Beachtung einer flexiblen und bedarfsgerechten Biogasproduktion 30
6.1.1 Bewertung der Fermenter- und Substrateigenschaften für einen multifeedstockfähigen Anlagenbetrieb 30
6.1.2 Skalierung und Dimensionierung der großtechnischen Versuchsbedingungen 33
6.1.3 Prozesstomographische Bewertung verschiedener Versuchsbedingungen 34
6.1.4 Numerische Strömungssimulation zur Beschreibung der Durchmischung in Biogasreaktoren und Ableitung von Optimierungsansätzen 48
6.1.5 Mischkonzept 59
6.2 Optimierung und Erarbeitung eines Regelkonzeptes für ein wartungsminimiertes Pumpensystem 61
6.2.1 Beschreibung der Strömungsverhältnisse im Pumpensystem 61
6.2.2 Zusammenhang zwischen Rheologie, Partikelgröße und Strömungseigenschaften 65
6.2.3 Konzept der hydraulischen Durchmischung mit Substratvorbehandlung und Anpassung an den Anlagenbetrieb 66
6.2.4 Anpassung und Optimierung des Mischkonzeptes 69
6.3 Demonstrationsbetrieb des Mischkonzeptes zur hydraulischen Durchmischung auf der Biogasanlage Biocraft Nohra 75
6.3.1 Installation und Inbetriebnahme der Versuchstechnik 75
6.3.2 Verfahrenstechnische Bewertung des Gesamtprozesses 75

6.3.3 Auslegung der hydraulischen Durchmischung im Biogasfermenter 76
6.4 Erstellung von Markteinführungsstrategien, Wirtschaftliche und ökologische Bewertung des Mischkonzeptes 78
6.4.1 Markteinführungsstrategien 78
6.4.2 Wirtschaftliche Bewertung des Mischkonzeptes 78
6.4.3 Ökologische Bewertung des Mischkonzeptes 83

7 Verwertung der Projektergebnisse 90

8 Erkenntnisse von Dritten 91

9 Erfolgte und geplante Veröffentlichungen 91

10 Literaturverzeichnis 92

11 Tabellenverzeichnis 94

12 Abbildungsverzeichnis 95

1 Zielstellungen

Durch gezielte Kopplung von Technik zur Substratvorbehandlung mit einem intelligenten Pumpensystem soll im Rahmen des Verbundvorhabens ein Gesamtsystem zur hydraulischen Durchmischung von Biogasreaktoren entwickelt und unter Praxisbedingungen im Pilotmaßstab überprüft und optimiert werden. Mit der zusätzlichen Erarbeitung und Erprobung eines multifeedstockfähigen Anlagenkonzeptes und der Entwicklung einer komplexen Steuerung zur Anpassung der hydrodynamischen Prozessabläufe soll eine praxistaugliche und nachhaltig rentable Systemlösung zur flexiblen und bedarfsgerechten Biogaserzeugung für einen breiten Anwenderkreis zur Verfügung stehen.

Als wesentlicher Bestandteil des Projektes sind daher die Auslegungskriterien für Pumpen und hydraulische Mischsysteme auf die Eigenschaften der Inputmaterialien (z. B. biogene Reststoffe wie Grassilage und Stroh) und Gärsubstrate, die sich durch strukturviskoses Fließverhalten und einen hohen Anteil an Partikeln und Fasern auszeichnen, zu erweitern. Ausgehend von prozesstomographischen Untersuchungen zur Reaktordurchmischung in Abhängigkeit der Substrateigenschaften und zu variierender Pumpenparameter sowie durchzuführenden numerischen Berechnungen der sich im Pumpensystem ausbildenden Strömungsverhältnisse erfolgt die gezielte Auslegung und Anpassung von Verdrängerpumpen für den Einsatz zur hydraulischen Vermischung. In einem Pilotversuch soll das entwickelte Pumpsystem im Austausch zu einem Rührwerk unter Praxisbedingungen getestet werden.

Das Vorhaben untergliedert sich in folgende Schwerpunkte:

1. Konzipierung eines multifeedstockfähigen Betriebes von Biogasanlagen zur flexiblen Biogaserzeugung auf der Basis von Fermentationsversuchen und einer umfassenden Substratcharakterisierung.
2. Entwicklung eines Pumpsystems zur hydraulischen Durchmischung von Biogasanlagen unter Beachtung eines multifeedstockfähigen Anlagenbetriebes auf Basis prozesstomographischer Untersuchungen im kleintechnischen Maßstab und numerischer Strömungssimulation.
3. Erarbeitung eines Regelkonzeptes für ein wartungsminimiertes Pumpsystem unter Beachtung der Substratvorbehandlung und einer optimierten Prozesswasserführung.
4. Überprüfung und Optimierung des Pumpsystems im Pilotmaßstab unter Praxisbedingungen auf der Biogasanlage Nohra.

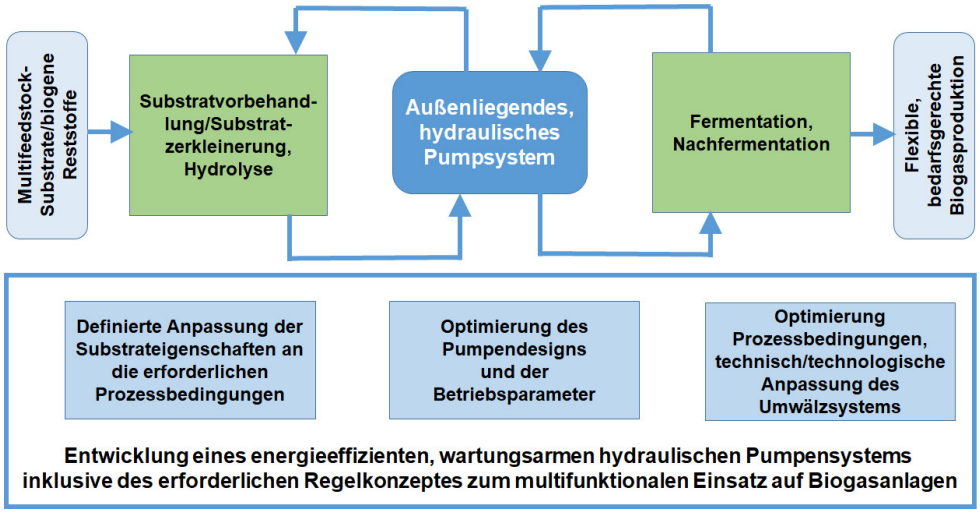


Abbildung 1: Schwerpunkte der Projektbearbeitung

2 Planung und Ablauf des Vorhabens

Zur Umsetzung des Vorhabens wurden drei Teilprojekte formuliert:

Fraunhofer IKTS Dresden (FKZ 03KB152 A)

Einsatz der Prozess-Tomographie und numerischen Strömungssimulation zur Anpassung und Optimierung eines hydraulischen Mischsystems für Biogasanlagen an die Anforderungen eines flexiblen Anlagenbetriebes

Vogelsang GmbH und Co. KG (FKZ 03KB152 B)

Technisch/technologische Optimierung des Gesamtsystems Substratvorbehandlung/Verdrängerpumpe für einen energieeffizienten Einsatz in Biogasanlagen unter besonderer Beachtung der hydraulischen Reaktordurchmischung

A&U Service- und Vertriebs GmbH (FKZ 03KB152 C)

Verfahrenstechnische Bewertung des im Verbund entwickelten Gesamtkonzeptes unter Praxisbedingungen

Für die Bearbeitung des Verbundvorhabens sind folgende Eckdaten anzugeben:

- Antragstellung vom 1.10.2018, mit Ergänzungen vom 29.10.18 und 30.10.2018
- Bewilligung des Verbundvorhabens per Zuwendungsbescheid des PTJ vom 13.12.2018
- Kostenneutrale Verlängerung der Verbundvorhabens um 3 Monate (Beantragung am 16.9.2021)
- Zwischenberichte zum 11.8.19, 11.2.20, 11.8.20, 11.2.21, 11.8.21 und 11.2.22

Das Verbundvorhaben untergliedert sich in drei Teilvorhaben, die aufeinander aufbauen und ineinandergreifen. Für die Erreichung der formulierten Projektziele wurden die notwendigen Arbeitsinhalte in fünf Arbeitspakete (AP) mit jeweils zwei bis zwölf Unterpunkten eingeordnet (Abbildung 2 und Abbildung 3).

Ausgangspunkt des Verbundvorhabens war die Entwicklung eines Verfahrenskonzeptes zum Einsatz eines außenliegenden Pumpsystems zur Beschickung und effizienten hydraulischen Durchmischung von Biogasfermentern. Ausgehend von den Anforderungen eines flexiblen Anlagenbetriebes wurden unterschiedliche Substrate, vornehmlich biogene Reststoffe in die Betrachtungen einbezogen. Mit einer umfassenden Zustandscharakterisierung der zu betrachtenden Stoffsysteme mittels granulometrischer und rheologischen Kenngrößen wurden im Verbund geeignete Pumpsysteme ausgewählt und zur Durchmischung der Reaktoren im Vergleich zu traditionell eingesetzter Rührtechnik eingesetzt.

Zur Realisierung einer umfangreichen Parametervariation wurden zunächst Untersuchungen im kleintechnischen Maßstab mittels der im Fraunhofer IKTS vorhandenen Prozess-Tomographie durchgeführt. In Abhängigkeit stark variierender Substrateigenschaften und unterschiedlicher Beschickungsregime wurden die Strömungsgeschwindigkeiten und Mischgüten im Reaktor bewertet und funktionale Zusammenhänge zwischen den Prozessgrößen und dem Prozessergebnis aufgestellt. Ausgehend von dem Know-how der Verbundpartner Vogelsang und A&U und der systematischen Untersuchungen wurde das Mischsystem angepasst und optimiert.

Untersuchungen zur Substratzusammensetzung, -konzentration und -beschaffenheit verdeutlichten die Notwendigkeit der Einbeziehung der geeigneter Substratzerkleinerungstechnik (Vogelsang). Basierend auf den erfassten Daten wurde die Stabilität des hydrodynamischen Prozesses unter den beschriebenen Bedingungen charakterisiert sowie auftretende Betriebsstörungen und Maßnahmen zu deren Vermeidung/Behebung evaluiert bzw. entwickelt. Zur Reduktion des experimentellen Aufwands wurden die Parameterstudien durch Strömungssimulationen ergänzt.

Die Demonstration des Mischkonzepts erfolgte innerhalb des Arbeitspaketes 3 auf der Biogasanlage Nohra. Die Umfangreiche Bewertung der Stoffströme machte eine weitere Optimierung möglich. Durch die Installation des Pumpsystems im Bypass an Fermenter 1 konnte die Laufzeit der Rührwerke deutlich reduziert werden. Mittels prozesstomographischer Untersuchungen, numerischer Strömungssimulation und durch Tracermessungen wurde das Strömungsverhalten im Reaktor charakterisiert.

Innerhalb des Arbeitspaketes 4 wurde eine wirtschaftliche Bewertung der demonstrierten Innovationen und deren Auswirkungen auf die gesamte Biogasanlage vorgenommen. Weiterhin wurden die Übertragungspotentiale einer Breitenanwendung abgeleitet und somit Perspektiven des Verfahrens für die Zukunft abgeleitet. Diese wirtschaftlichen Betrachtungen wurden durch eine ökologische Bewertung des Gesamtsystems ergänzt und die Bedeutung des zu entwickelnden Verfahrens für die Erfüllung der Klimaschutzziele der Bundesrepublik abgeleitet.

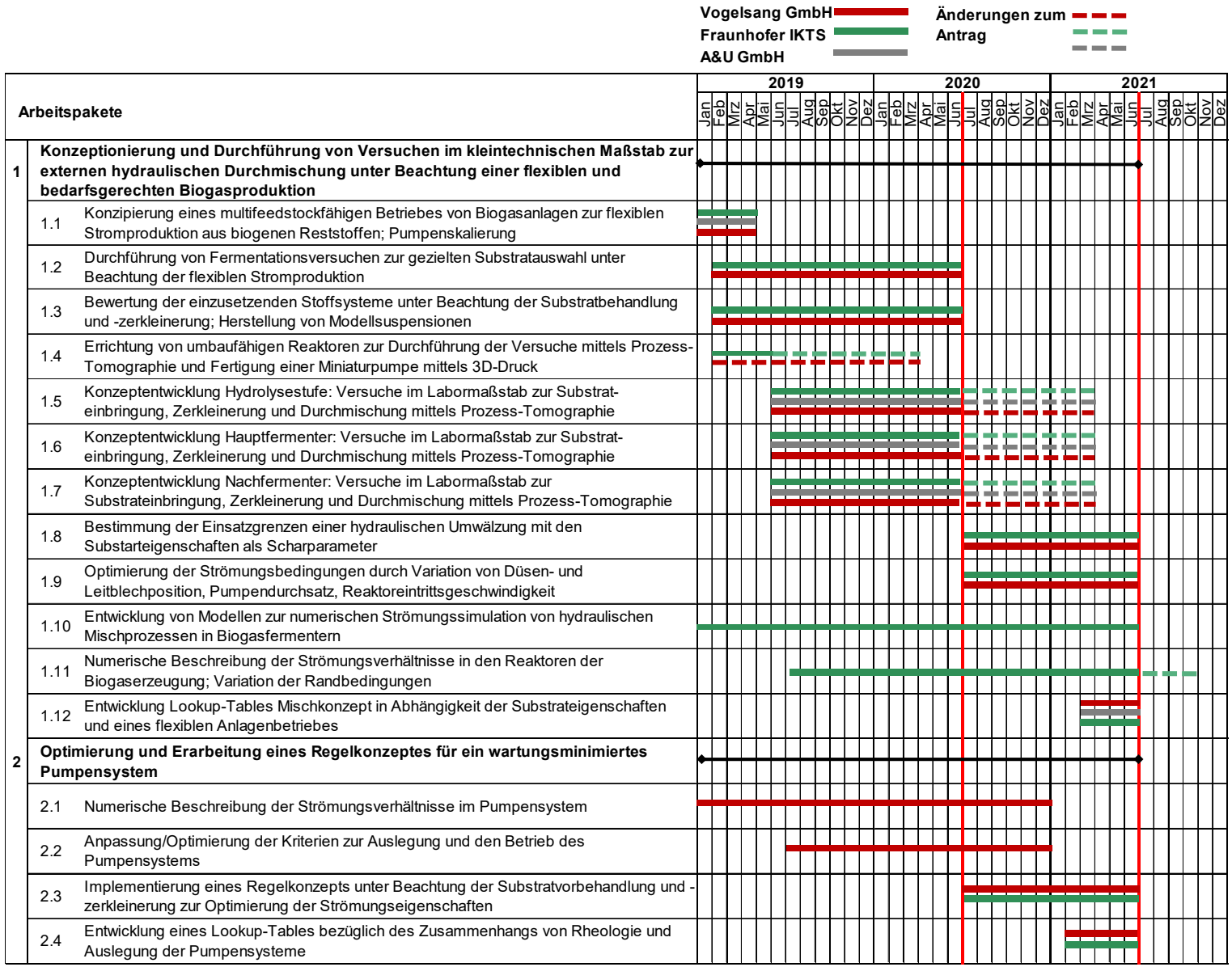
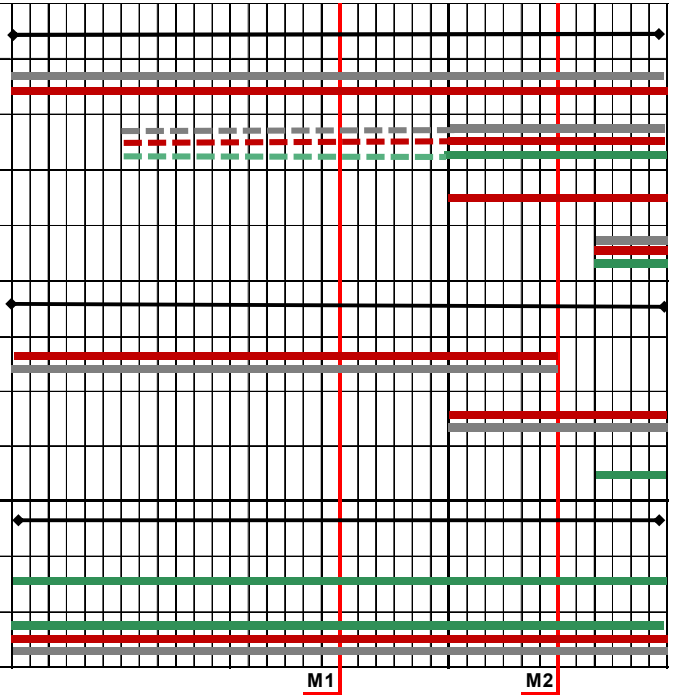


Abbildung 2: Arbeitspakete 1 – 2 des Verbundarbeitsplanes

3	**Zusammenführung der Ergebnisse und Demonstrationsbetrieb im Pilotmaßstab unter Praxisbedingungen**	
	3.1	Installation, Inbetriebnahme und Wartung eines hydraulischen Mischsystems und der erforderlichen Zerkleinerungstechnik im Bypass einer Praxisanlage
	3.2	Verfahrenstechnische Bewertung des Gesamtprozesses für einen flexiblen, multifeedstockfähigen Anlagenbetrieb unter Praxisbedingungen
	3.3	Unterstützende numerische Betrachtungen der Strömungsverhältnisse und Ableiten von Optimierungsansätzen
	3.4	Ableiten von Regeln und Kennzahlen für die Auslegung einer hydraulischen Umwälzung im Biogassektor
4	**Erstellung von Markteinführungsstrategien, Wirtschaftliche und ökologische Bewertung des entwickelten Mischkonzeptes**	
	4.1	Erarbeitung von Markteinführungsstrategien, Identifizierung möglicher Barrieren und Hemmnisse, Vorbereitung von Normen, Standards u. ä.
	4.2	Wirtschaftliche Bewertung der unterschiedlichen Mischkonzepte in Abhängigkeit der Substrateigenschaften
	4.3	Ökologische Bewertung des entwickelten Mischkonzeptes, Erstellung von Treibhausgasbilanzen
5	**Projektkoordination/Publikation**	
	5.1	Koordination des Verbundes
	5.2	Verbundtreffen, Zusammenarbeit mit der Programmbegleitung Energetische Biomassenutzung, Publikationen, Zwischen- und Abschlussbericht



M1: Vorliegen von Mischkonzepten im Technikumsmaßstab
M2: Abschluss der experimentellen Arbeiten im Technikumsmaßstab

Abbildung 3: Arbeitspakete 3 – 5 des Verbundarbeitsplanes

3 Stand von Wissenschaft und Technik zu Projektbeginn

3.1 Einsatz von außenliegenden Rührsystemen an Biogasanlagen

Zur Reduzierung des Wartungsaufwandes und Verschleißes wurde an verschiedenen Stellen (siehe Tabelle 1) versucht, die Rührtechnik so zu installieren, dass Wartungsarbeiten ohne Leeren des Reaktors durchgeführt werden können. Der Nachweis der prinzipiellen Eignung außenliegender Rührer konnte durch FRAUNHOFER IKTS (2014) innerhalb eines SMWA-Verbundprojektes erbracht werden. Nachteilig erwies sich der hohe energetische Aufwand zum Betreiben des damals eingesetzten außenliegenden Propellerrührers infolge des ungenügenden Schub/Leistungsverhältnisses. Weiterhin wurde festgestellt, dass bei hoch viskosen Gärsubstraten nur ein ungenügendes Mischergebnis erzielt werden kann. Zu ähnlichen Erkenntnissen kamen LIPP (1999) und BUSCHMANN (2007). STIRL (2007) konnte außenliegende Rührsysteme nur bei sehr schlanken Reaktoren erfolgreich einsetzen (siehe Tabelle 1). Diese Reaktorgeometrie ist jedoch in der Biogastechnik eher selten anzutreffen.

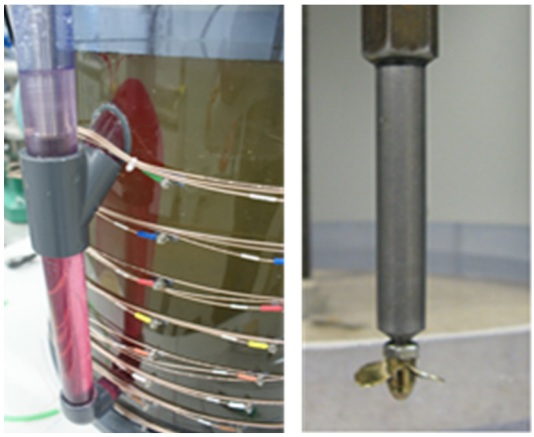


Abbildung 4: Tomographische Bewertung eines außenliegenden Rührsystems; links: Tomographiereaktor; rechts Propeller-rührwerk als außenliegendes Rührwerk (FRAUNHOFER IKTS, 2014)

Tabelle 1: Einsatz von außen liegenden Rührern zur hydraulischen Durchmischung von Biogasanlagen

Verfahren	Beschreibung
Interne Durchmischung	
Lipp (1999) **DE 197 56 485 A1**	Anordnung eines Rührers im unteren Auslauf eines an der Behälterwand angebrachten Rührrohres. Vorteile: gezielte Durchmischung des Reaktors. Nachteile: durch den Einsatz von Schnellläufern auf das Mischen von niedrig-viskosen Stoffsystemen beschränkt.
Externe Durchmischung	
Buschmann (2007) **DE 20 2007 018 863 U1**	Außenliegendes Rührwerk zur Durchmischung und Beschickung von Biogasreaktoren niedrig-viskoser Stoffsysteme.
Stirl (2007) **DE 20 2007 018 465 U1**	Außen liegende Rührwerke, zur Realisierung eines horizontalen Eintrags des umzuwälzenden Gärsubstrates in den Reaktor Nachteil: auf Einsatz sehr schlanker Reaktoren (Verhältnis Höhe zu Fermenterdurchmesser *H/D* = 2:1 bis 1:1) beschränkt.

3.2 Einfluss der Ausbildung des Umwälzsystems auf die Reaktordurchmischung bei Einsatz außenliegender Rührsysteme

Erste Verbesserungsansätze – auch bei höher viskosen Stoffsystemen – ließen sich durch den Einsatz von Leitblechen und Düsen zur gezielten Strömungsführung im Reaktor aufzeigen (FRAUNHOFER IKTS 2014). Die folgenden Abbildungen präsentieren das Einmischen in Carboxymethylcellulose-Lösungen (CMC; Konzentration 10 g/L), deren Fließverhalten praxisrelevante Eigenschaften aufwiesen (Strukturviskosität; K = 4,4 Pa·s^m und m = 0,6). Als disperse Phase diente ebenfalls CMC. Zur Einhaltung der messtechnischen Voraussetzungen für das eingesetzte Tomographie-System wurde lediglich die Leitfähigkeit der dispersen Phase durch die Zugabe von Salz angehoben.

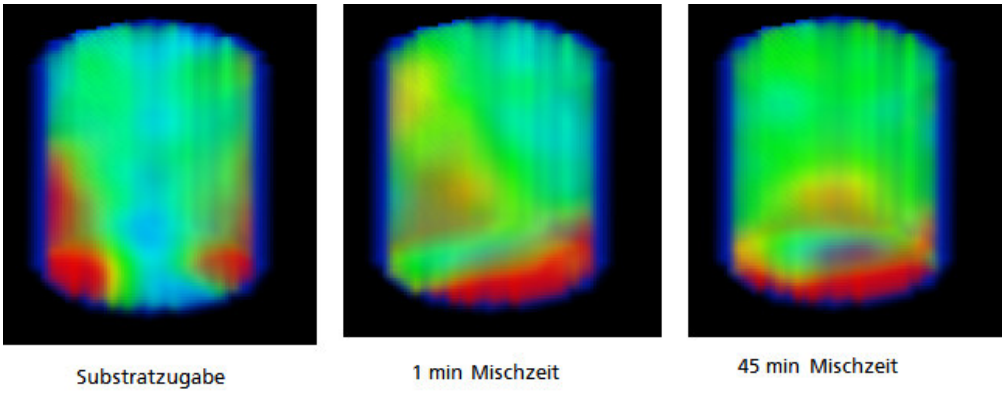


Abbildung 5: Tomogramme zur Bewertung des Einmischens von CMC ohne Einbauten (FRAUNHOFER IKTS 2014)

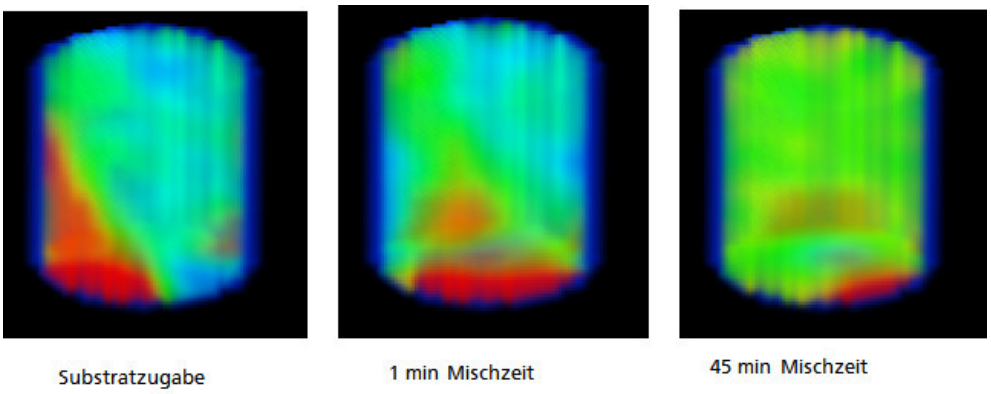


Abbildung 6: Tomogramme zur Bewertung des Einmischens von CMC mit Leitblechen (FRAUNHOFER IKTS 2014)

Ein Vergleich der nach 45 min Mischzeit ermittelten Tomogramme zeigt deutlich die Vorteile einer zielgerichteten Beeinflussung der Strömung. Ohne Einbauten wurde nach 45 min eine Mischgüte von 78 % erreicht, die durch die Nutzung von Leitblechen auf 90 % erhöht werden konnte.

Neben der Beeinflussung der Strömungszuführung in den Reaktor beeinflusst die Gestaltung des außenliegenden Rohrsystems wesentlich die sich im Reaktor ausbildende Strömung. Abbildung 7 zeigt die Ergebnisse zur Ermittlung des Strömungsprofils beim Einmischen eines Glycerin/Farbgemisches in das außenliegende Rohrsystem in Abhängigkeit der gewählten Geometrie des Zulaufstutzens zwischen Reaktor und Rührsystem. Der Reaktor war mit Glycerin gefüllt. Als Rührerumfangsgeschwindigkeit wurden circa 6 m·s^{-1} gewählt. Die Stromlinien im linken Reaktor der Abbildung zeigen, dass ein Großteil des dosierten Fluids ohne Passieren

des Rührers in den Reaktor strömt. Dagegen zeigt die rechte Reaktorgestaltung eine verbesserte Einmischung.

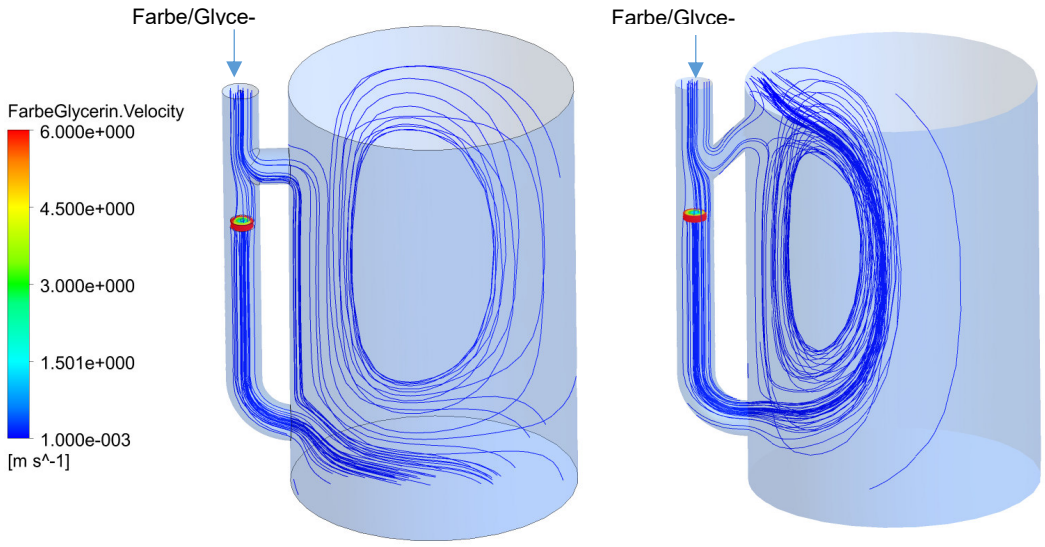


Abbildung 7: Einfluss der Gestaltung des Zulaufstutzens auf die Ausbildung der Strömung (FRAUNHOFER IKTS 2014)

Zusammenfassend ist festzuhalten, dass eine strömungstechnisch optimierte Ausbildung des Umwälzsystems Voraussetzung für eine ausreichende Reaktormischung ist. Die bisher erreichten Ergebnisse (Mischgüte maximal 90 %) weisen jedoch auf ein noch vorhandenes Optimierungspotenzial.

3.3 Einfluss der Substrateigenschaften auf den Misch- und Fermentationsprozess

Fließverhalten und granulometrischer Zustand von Gärsubstraten

Von besonderer Bedeutung ist der Einfluss der Viskosität im Reaktor auf das sich ausbildende Strömungsprofil. In der Regel weisen Gärsuspensionen strukturviskoses Fließverhalten auf, das mit dem Potenzansatz nach Ostwald-de-Waele $\eta_S = K \cdot \dot{\gamma}^{m-1}$ zu beschreiben ist. Die im Rahmen des FNR-Verbundvorhabens *Regelkonzept Mischprozesse* durchgeführten Messungen des Fließverhaltens von Fermenterinhalten unterschiedlichen Biogasanlagen zeigten ein sehr breites Spektrum. Für den Konsistenzfaktor *K* wurden Werte im Bereich von 3 – 30 Pa·s^m ermittelt. Für den Fließindex *m* konnte ein Bereich von 0,3 – 0,5 identifiziert werden. Messungen in großtechnischen Biogasanlagen (ROSTALSKI 2012) zum Einfluss des Feststoffgehaltes auf die Ausbildung der Fließeigenschaften im Fermenter haben gezeigt, dass ein Anstieg von 5 % TR auf 10 % TR eine Erhöhung der Viskosität in Rührernähe um das 7-fache bewirkte. In Extremfällen wurden Viskositäten von 15 – 30 Pa·s gemessen.

Zusätzlich zur Substratkonzentration beeinflusst der granulometrische Zustand der einzumischenden Substrate wesentlich das sich ausbildende Fließverhalten und somit den Strömungsprozess im Reaktor. Abbildung 8 zeigt die Abhängigkeit der dynamischen Viskosität bei einer Scherrate von 10 s^{-1} vom Feststoffgehalt und der maximalen Faserlänge für Gärsubstrate der betrachteten Praxisanlagen bei einer Prozesstemperatur von 40 °C (FRAUNHOFER IKTS 2017).

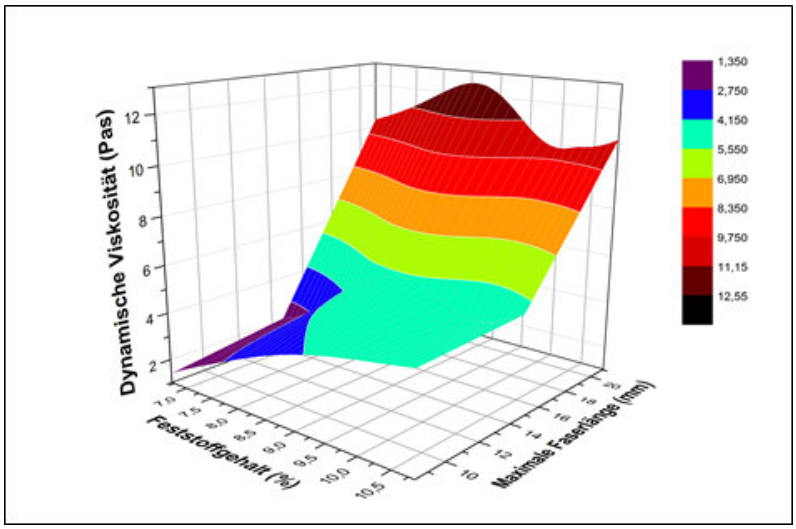


Abbildung 8: Einfluss des Feststoffgehaltes und des granulometrischen Zustandes auf die dynamische Viskosität von Gärsuspensionen in Fermentern (Scherrate 10 s^{-1}; Temperatur 40 °C)

Neben dem bekannten Zusammenhang zwischen dem Partikelfeinanteil und dem Fließverhalten wird die Viskosität zusätzlich durch sehr grobe Partikel erhöht. Eine Verbesserung der Fließeigenschaften kann somit durch Einsatz einer Substratzerkleinerung erzielt werden, wobei eine Anreicherung an Feinstpartikeln möglichst zu vermeiden ist.

Einfluss des Fließverhaltens

Das Ergebnis prozesstomographischer Untersuchungen zum Einfluss des Fließverhaltens bei konstanter Partikelstruktur zeigt Abbildung 9. Bewertet wurde das Einmischen von Stroh in eine Xanthan/Schrot-Suspensionen unter Einsatz von Tauchmotorrührern (Umfangsgeschwindigkeit je Rührer 5,5 $m \cdot s^{-1}$). Zur Variation des Fließverhaltens wurde die Xanthan-Konzentration variiert, wobei die niedrigste Konzentration mit der geringsten Viskosität korreliert.

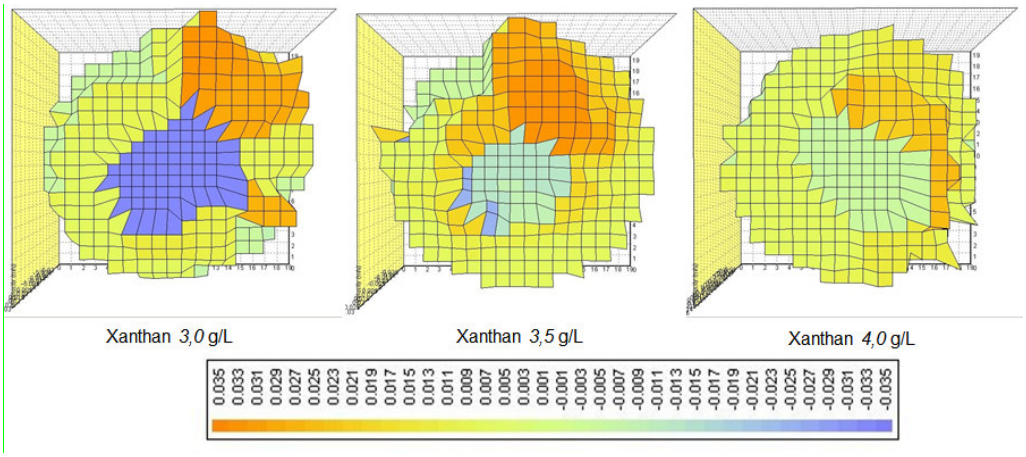


Abbildung 9: Profile der vertikalen Strömung in Abhängigkeit der Xanthan-Konzentration der eingesetzten Xanthan/ Schrot/Stroh-Suspensionen (FRAUNHOFER IKTS 2017)

Einfluss granulometrischer Zustand

Beim Einmischen von zerkleinertem Weizenstroh mit einem mittleren Partikeldurchmesser von 1,5 mm wurde mittels Prozess-Tomographie eine Mischgüte von 0,69 bestimmt (Fraunhofer IKTS 2010). Dieser Wert erhöhte sich beim Einsatz von Weizenstroh mit einem mittleren

Durchmesser von 0,8 mm bei gleichzeitiger Reduzierung des Energieeintrages um 25 % auf 0,76. Die in Abbildung 10 dargestellten Tomogramme verdeutlichen diesen Zusammenhang.

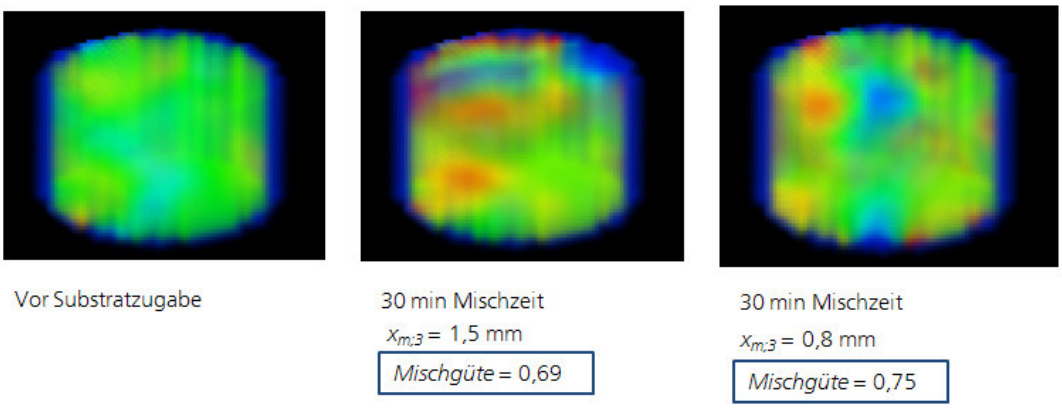


Abbildung 10: Einsatz der Prozess-Tomographie zum Nachweis der Verbesserung der Mischgüte durch Substratzerkleinerung (Einsatz von zwei Tauchmotorrührwerken; FRAUNHOFER IKTS 2010)

Untersuchungen zur Fermentation im Pilotmaßstab (JOBST ET AL. 2015) ergaben, dass eine Reduzierung der maximalen Faserlänge der eingesetzten Grassilage von 67 auf 50 mm eine Erniedrigung der dynamischen Viskosität des Reaktorinhaltes um 35 % bewirkt. Im Ergebnis dessen wird eine erhöhte Biogasausbeute um circa 30 % erzielt.

Der Einfluss der Substratvorbehandlung und somit des granulometrischen Zustandes auf den Misch- und Fermentationsprozess wird gegenwärtig auch innerhalb des BMWi-Vorhabens *ELI-RAS* (FKZ 03KB106) untersucht. Die Ergebnisse sollen in einem Leitfaden zusammengefasst werden.

Zusammenfassend ist festzuhalten, dass der prinzipielle Zusammenhang zwischen granulometrischem Zustand, dem Fließverhalten und dem hier verfolgten Prozessergebnis einer ausreichenden Reaktordurchmischung bzw. der Biogasausbeute bekannt sind. Offen ist eine zielgerichtete Beeinflussung der Substrateigenschaften unter Beachtung eines flexiblen Anlagenbetriebes.

Weiterhin bleibt festzustellen, dass alle bisherigen Untersuchungen darauf ausgerichtet waren, die Fermenterdurchmischung unter Einsatz von Rührtechnik zu verbessern. Diese Feststellung trifft auch auf das gegenwärtig laufende FNR-Verbundvorhaben *OptiFlex* (FKZ: 22401617) zu.

3.4 Alternative Varianten zum Einsatz von Rührtechnik in Biogasreaktoren

Spezielle Verfahren zur hydraulischen Durchmischung

Das SAUTER-Verfahren (DE102008038262B4) beschreibt ein Verfahren zur Feststofffermentation, bei dem flüssiges Substrat aus dem unteren Fermenterbereich über ein Pumpsystem entnommen wird, mit frischem Substrat vermischt und über ein am Fermenter oben angebrachtes Beregnungssystem wieder in den Fermenter zurückgeführt wird. Dabei findet keine vollständige Durchmischung statt, sondern die Ausbildung unterschiedlicher Fermentationszonen. Die Einbringung von frischem Feststoff erfolgt dabei über einen Einschubschacht oder die Stopfschnecke.

PFEFFERKORN (2006) entwickelte ein Gasdruck-Mischverfahren, mit dem der Fermenterinhalt ohne zusätzliche Mischeinrichtungen homogenisiert wird. Als Nachteile sind hoher Bauaufwand und die erforderliche Abdichtung des Gesamtsystems zu nennen.

Einsatz von Pumpen zur Reaktorumwälzung und Reaktorvermischung

Ausgehend von den vorliegenden Erfahrungen zum Einsatz von Pumpen zur Abwasser- und Schlammbehandlung werden Vorteile zur hydraulischen Vermischung durch den Einsatz von Pumpen erwartet, neben einem geringeren energetischen Aufwand spricht eine robuste Bauweise für deren Einsatz in Biogasanlagen.

Das Umwälzen von Faulräumen auf Kläranlagen über außenliegende Pumpen stellt ein sehr einfaches Verfahren dar, das sich insbesondere für Behältergrößen bis 4.000 m³ anbietet (ATV-DVMK-M 368). Aufgrund der häufig auftretenden Defekte wird dagegen der Einsatz von bewegten Teilen (Rührer) nicht favorisiert. Empfohlen wird eine 5-fache Umwälzung des Reaktorinhaltes pro Tag vorzunehmen. Aufgrund der relativ niedrigen Viskositäten von maximal 250 mPa·s werden hier in der Regel Kreiselpumpen eingesetzt.

Zur Förderung und Umwälzung hoch viskoser und abrasiver Stoffsysteme eignen sich dagegen Verdrängerpumpen. Die von der Vogelsang GmbH hergestellten Drehkolben- und Exzenterschneckenpumpen sind speziell elastomer-beschichtet, sodass deren Einsatz auch bei robustem Medium nur zu einem sehr geringen Verschleiß führt. Der pulsationsarme Lauf der Pumpen schont trotz hoher Leistung die Mechanik und erhöht somit die Lebensdauer. Aufgrund ihrer intelligenten Bauweise können mit diesen Pumpen hohe Durchsätze energieeffizient gefördert werden. Bisher werden diese Pumpen für sehr unterschiedliche industrielle Anwendungen eingesetzt. Der hier geplante Einsatz zur Fermenterdurchmischung wurde bis dato noch nicht betrachtet. Derzeit gibt es keine Auslegungsroutinen für die Auswahl geeigneter Aggregate in Abhängigkeit der Prozessparameter wie Reaktordesign, Vorbehandlung, Trockenmasse und Substratzusammensetzung im Bereich Biogas.

Neben den zu erwartenden Vorteilen bei Wartung und Verschleiß beim Einsatz von Pumptechnik zur Durchmischung von Biogasreaktoren ist als weiterer Vorzug die energieeffiziente Förderung hoch viskoser Stoffsysteme hervorzuheben. Diese Besonderheit hat zur Folge, dass eine Substratvorzerkleinerung zur Viskositätserniedrigung nur in begrenzten Fällen erforderlich wird, woraus wiederum energetische Vorteile für den Gesamtprozess abzuleiten sind. Die exakten Einsatzgrenzen des Fließverhaltens zur Realisierung einer ausreichenden Reaktorvermischung bei Einsatz von Pumpsystemen sind innerhalb der Projektbearbeitung zu ermitteln.

3.5 Anforderungen an den Mischprozess aus verfahrenstechnischer Sicht

Zur Ableitung quantitativer Aussagen wurden am FRAUNHOFER IKTS (2013) Untersuchungen zum Zusammenhang zwischen der Aktivität der Mikroorganismen, der Mischgüte und dem sich ausbildenden Strömungsprofil vorgenommen. Auf der Basis von Fermentationsversuchen und Berechnungen mittels numerischer Strömungssimulation wurden im Fermenter erforderliche Grenzgeschwindigkeiten zur Maximierung der Biogasausbeute abgeleitet. Zusammenfassend sind folgende Aussagen hervorzuheben:

- Die im Fermenter ablaufenden Prozessschritte Hydrolyse und Versäuerung benötigen eine ausreichende Durchmischung. Strömungsgeschwindigkeiten von circa $5 \cdot 10^{-2}$ m·s^{-1} wirken sich positiv auf Stofftransport- und Stoffaustauschprozesse aus.
- Zur Unterstützung des Aufsteigens von gebildetem Biogas ist die Strömung so auszubilden, dass abwärts gerichtete Geschwindigkeiten größer als $2 \cdot 10^{-3}$ m·s^{-1} möglichst vermieden werden.

- Zur Realisierung dieser Forderungen ist ein intervallmäßiges Betreiben der Rührer sinnvoll. Voraussetzung dafür ist, dass die zur Fermentation eingesetzten Substrate nicht oder nur gering zur Flotation neigen.
- Unter Beachtung des intervallmäßigen Rührerbetriebs wurden die Anforderungen an die zu erreichende Mischgüte abgeleitet. Nach einer Mischzeit von 20 min sollte eine stochastisch homogene Substratverteilung im Reaktor vorliegen und die Mischgüte im Reaktor mindestens 0,9 betragen.

Im geplanten Vorhaben wurden diese verfahrenstechnischen Zielstellung überprüft.

3.6 Flexibler Anlagenbetrieb

Zur Realisierung eines flexiblen Anlagenbetriebes werden sehr unterschiedliche Ansätze verfolgt. Neben dem Gasspeicherzubau oder der Einführung mehrstufiger Konzepte wird die Einflussnahme auf den biologischen Abbauprozess durch eine flexible Fütterung als kosten-günstig angesehen. Mit der von MAUKY et al., (2015) in dem vom Sächsischen Ministerium für Wissenschaft und Kunst geförderten Projekt RegEnFlx (FKZ: 100143221) entwickelten modellprädiktiven Regelung zur Anpassung der Substratbeschickung an den BHKW-Fahrplan, welche die jeweiligen Abbaugeschwindigkeiten der zum Einsatz kommenden Substrate in die Regelung einbezieht, liegt ein potenzielles Verfahren zur flexiblen Biogaserzeugung vor. Bei der Übertragung in Praxisanlagen mit der vorhandenen Eintrags- und Rühr-technik erwies sich eine stoßweise Reaktorbeschickung jedoch als problematisch (NÄGELE 2015). Zur Quantifizierung des Einflusses einer flexiblen Fütterung auf die im Fermenter ablaufenden Stoffaustausch- und Stofftransportprozesse werden derzeit innerhalb des BMWi-Verbundprojektes FlexFeed (FKZ: 03KB101) Untersuchungen an der Forschungsbiogasanlage der Universität Hohenheim im Praxismaßstab vorgenommen. Innerhalb des der-zeit laufenden FNR-Vorhabens OptiFlex (FKZ: 22401617) soll die modellbasierte (stoßartige) Fütterung mit der Regelung des Rührwerksbetriebes gekoppelt werden und so eine praxistaugliche Lösung gefunden werden.

Mit dem im Vorhaben FlexPump geplanten multifeedstockfähigen Anlagenbetrieb steht nicht die beschriebene stoßartige Fütterung für eine bedarfsgerechte Biogasproduktion im Vordergrund. Neben einer gezielten Substratauswahl soll vielmehr durch eine Regelung des Pumpenbetriebes zur Reaktorumwälzung auf die Biogasproduktion Einfluss genommen werden. Weiterhin sollen durch die komplexe Betrachtung des Gesamtsystems, bestehend aus Einbringtechnik, Substratvorbehandlung/Zerkleinerung und hydraulischer Durchmischung gezielt die fluiddynamischen Prozessabläufe optimiert und die genannten Betriebs-probleme vermieden werden.

4 Voraussetzungen zur Durchführung des Vorhabens

4.1 Wissenschaftlich-technische Voraussetzungen

Das Fraunhofer Institut für Keramische Technologien und Systeme ist seit 1995 auf den Gebieten der Umweltverfahrenstechnik und Energietechnik tätig. Nachhaltigkeit und Wirtschaftlichkeit prägen die Zielstellungen der Forschungs- und Systementwicklungsarbeiten auf dem Gebiet des Umweltschutzes zur Ressourcenschonung und zur Schaffung geschlossener Stoff- und Energiekreisläufe. Seit 2006 werden verstärkt ganzheitliche Technologien für den effizienten Betrieb von Biogasanlagen erarbeitet und im Pilotmaßstab umgesetzt. Auszeichnungen erfolgten 2008 mit dem Sächsischen Umweltpreis und 2012 mit dem Innovationspreis der Deutschen Landwirtschaft.

Energieeffiziente Lösungen zur Substratvorbehandlung sowie der Einsatz energieeffizienter Mischsysteme sind wesentliche Bestandteile der innovativen Entwicklungsarbeiten der Ab-teilung Biomassekonversion und Membranverfahrenstechnik. Unter Nutzung der im IKTS vorhandenen Prozess-Tomographie konnte gezeigt werden, dass verfahrenstechnisch günstigere Reaktorgeometrien mit einer optimierten Rührtechnik zu einer Verringerung des Eigenenergiebedarfs von Biogasanlagen bis zu 25 % führen. Aus der gleichzeitig erzielten Verbesserung der Mischgüte um circa 20 %-Punkte resultiert eine Steigerung der Biogasproduktion um 25 %.

Im Rahmen abgeschlossener und laufender Verbundprojekte zur »Regenerativen Energieerzeugung« wurden innovative Prozessschritte zur Biogaserzeugung (Substratvorbehandlung, Reduzierung unerwünschter Begleitstoffe im Biogas, Bewertung und Optimierung von Mischprozessen) entwickelt, die die Wirtschaftlichkeit von Biogasanlagen deutlich erhöhen. Unter anderem arbeitet das IKTS seit 2010 in verschiedenen Verbundprojekten des Förderprogrammes »Energetische Biomassenutzung« sowie an begleitenden Handbüchern (z.B. Methodensammlung) mit.

Die Vogelsang GmbH & Co. KG ist ein international operierender Maschinenbaukonzern mit Hauptsitz im niedersächsischen Essen/Oldenburg. 1929 gegründet wuchs das Unternehmen vom Hersteller für Landmaschinen zum Spezialisten für Pump-, Zerkleinerungs-, Verteil- und Ausbringtechnik in der Agrarwirtschaft sowie in Industrie und Kommunen. Hauptgeschäftsfelder sind heute die Abwasser-, Agar-, Biogas- und Industrietechnik sowie die Vakuum-Entsorgungstechnik. Im Leitbild des Unternehmens stehen Applikationswissen und Kundenorientierung im Mittelpunkt. Innerhalb seiner Kernkompetenzen strebt Vogelsang durch industrielle Forschung und selbstentwickelte Innovationen bewusst neue Märkte an. Die kontinuierliche Optimierung der Produkte und Anpassung an die Bedürfnisse der Kunden und Märkte gehört fest zum Motto der Firma. Zurzeit beschäftigt Vogelsang über 800 Mitarbeiter weltweit. 20 Tochtergesellschaften gehören zur Unternehmensgruppe. Ergänzt durch ein weltweites Händlernetz exportiert das Unternehmen in alle europäischen Länder und wichtigen Industrienationen der Welt.

Die Firma A & U Anlagenbau und Umwelttechnik mbH & Co.KG hat langjährige Erfahrungen in der konstruktiven Auslegung und dem Bau von spezieller Anlagentechnik für Biogasanlagen. Das Unternehmen produziert wesentliche Baugruppen dieser Anlagen und ist in der Lage, Gesamtanlagen zu konfektionieren, zu liefern und zu montieren. Bestandteil dieser Leistungen ist insbesondere auch die Lösung zur Prozessautomatisierung. Hervorzuheben ist die Planung

und Installation von Systemlösungen zur Gärrestaufbereitung für Biogasanlagen der Größenordnung 380 kW bis 1,5 MW.

4.2 Grundlagen der analytischen Bewertung der Substrateigenschaften

4.2.1 Standardanalytik

Grundlage für die durchgeführten Analysen bildeten die in Tabelle 2 aufgeführten Analysenvorschriften.

Tabelle 2: Mess- und Apparatetechnik, Vorschriften

Messgröße	Symbol	Einheit	Mess- und Apparatetechnik	Vorschrift
Trockenrückstand	*TR*	%	Trockenschrank, Modell 400 (Memmert)	**DIN 38414, Teil 2**
Organischer Trockenrückstand	*oTR*	%	M 110 (Heraeus Instruments) 550°C	**DIN 38414, Teil 3**
Elektrische Leitfähigkeit	σ	S/m	TetraCon-325	**DIN 27888;1993-11**
Biogaspotentialbestimmung		NL/kg oTR_{zu}	Milligascounter (Fa. Ritter)	**VDI 4630**

4.2.2 Bewertung des granulometrischen Zustandes

Infolge der komplexen Zusammensetzung biogener Substrate (hochkonzentriert, langfaserig) können kommerzielle Messsysteme nur bedingt zur Bewertung des granulometrischen Zustandes und der Fließeigenschaften derartiger Stoffsysteme herangezogen werden. Im Rahmen eines abgeschlossenen SAB-Förderprojektes (IKTS 2011) wurden intensive methodische Entwicklungen bei der granulometrischen und rheologischen Bewertung faseriger biogener Substrate betrieben, die in der vom DBFZ (2012) veröffentlichten Messmethodensammlung Biogas zusammengestellt wurden.

Die in der Biogastechnik eingesetzten Stoffsysteme sind hinsichtlich ihrer Partikelgrößen sehr breit verteilt, sodass eine Erfassung der granulometrischen Kenngrößen mit einem einzelnen Messverfahren nicht möglich wird. Am Fraunhofer IKTS wird der Ansatz verfolgt, zwei Messverfahren miteinander zu kombinieren, um die Substrate in ihrer Gesamtheit granulometrisch bewerten zu können (Abbildung 11).

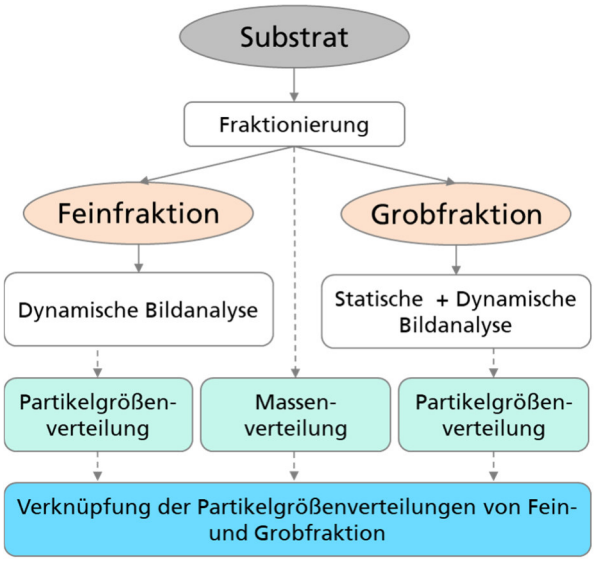


Abbildung 11: Prinzip der granulometrischen Bewertung polydisperser faseriger Stoffsysteme

Dafür erfolgt eine Fraktionierung der zu untersuchenden Stoffsysteme in einen Feinanteil und einen Grobanteil bei einem Trennschnitt von 1 bzw. 0,5 mm.

Der bei der Fraktionierung auf dem Sieb verbleibende Rückstand wird in einem Trockenschrank getrocknet. Daraus wird, unabhängig von der granulometrischen Bewertung der Fein- und Grobfraktion, der Grobstoffanteil ermittelt. Dieser kann mit Hilfe von Gleichung 1 berechnet werden und bezieht sich auf den Trockenrückstandsgehalt, welcher nach DIN 38414 Teil 2 ermittelt wird.

Gleichung 1

$$GS = \frac{\left(m_{Sieb-getrocknet} - m_{Sieb-leer}\right) \cdot 100}{TR \cdot m_{Einwaage}}$$

GS	Grobstoffanteil
$m_{Sieb\text{-}leer}$	Masse leeres Sieb
$m_{Sieb\text{-}getrocknet}$	Masse Sieb mit getrockneter Probe
$m_{Einwaage}$	Einwaage
TR	Trockenrückstand

Mit Hilfe des Grobstoffanteils können bereits erste Aussagen hinsichtlich des Zerkleinerungszustandes der Substrate getroffen werden. Wie bereits angeführt, wird die Fein- und Grobfraktion mit unterschiedlichen Analyseverfahren untersucht.

Der Feinanteil, d.h. Partikel kleiner als 1 mm bzw. 0,5 mm, wird bei sehr fasrigen Stoffsystemen mit Hilfe einer dynamischer Bildanalyse (Gerät Qicpic, LIXELL) bewertet. Der Grobanteil wird ebenfalls mittels dynamischer Bildanalyse bewertet (Gerät Qicpic, RODOS), wobei sehr lange Fasern separiert und mittels statischer Bildanalyse bewertet werden (Gerät FibreShape).

Die so ermittelten Faserlängen und Anteile der verschiedenen Fraktionen können anschließend kombiniert werden, wobei die Faserlänge *LEFI* als einheitliche Partikelgröße zur Anwendung kommt.

Im Ergebnis der Untersuchungen liegt dann eine Verteilung $Q_1(x_{LEFI})$

Gleichung 2

$$Q_1(x_{LEFI}) = \int_{x_{LEFI;min}}^{x_{LEFI;i}} q_1(x_{LEFI;i}) dx_{LEFI}$$

zur Beschreibung des gesamten Stoffsystems vor, wobei $q_{1,\ LEFI}$ die Häufigkeit aller Partikel innerhalb der Klassenbreite dx_{LEFI} angibt.

Darüber hinaus kann der Grobanteil durch weitere Partikelmerkmale wie flächenäquivalenter Kreisdurchmesser *EQPC* oder Faserdicke *DIFI* beschrieben werden. Analog zur Verwendung des x_{LEFI} kann auch mit diesen Größen die Verteilungsfunktion Q_x ermittelt werden. Da die Faserlänge bei diesen Substraten aber die relevante Größe ist, wird diese für die Bewertung herangezogen.

Neben der vorgenommenen Charakterisierung durch die Verteilungsfunktion werden folgende charakteristische Kenngrößen zur Bewertung des Zerkleinerungsgrades herangezogen:

- Die als Erwartungs- bzw. gewichteter Mittelwert $x_{m/3}$ gekennzeichnete integrale Kenngröße

Gleichung 3

$$x_{m/1} = \int_{x_{min}}^{x_{max}} x_{LEFI} \cdot q_1(x_{LEFI}) dx_{LEFI}$$

- Die maximale Faserlänge $LEFI_{max}$ aus der Bewertung der Faserlänge *LEFI* des Grobanteils mittels der quantitativen Bildanalyse.

Voraussetzung zur Kombination der Partikelgrößenverteilungen ist, dass beide Verteilungen einheitliche Mengenarten und vergleichbare Dispersitätsgrößen bzw. daraus abgeleitete Partikelgrößen aufweisen.

Mit Hilfe von Softwaretools können beide Dichtefunktionen und Summenfunktionen unter Berücksichtigung der, aus dem Parameter Grobstoff, abgeleiteten Mengenanteile für die Grob- und Feinfraktion zu einer gemeinsamen Dichtefunktion und Summenfunktion zusammengeführt werden.

4.2.3 Bewertung des Fließverhaltens

Die Messungen wurden bei 41,5 °C und 48 °C, entsprechend der Fermentertemperatur, mit einem Flügeldrehkörper (FL 10) und dem Gerät ViskoPakt (Firma HITEC ZANG) nach Messvorschrift des Fraunhofer IKTS durchgeführt.

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

Gleichung 4

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

Zum besseren Vergleich der Daten wurden im Bericht sowohl die Beschreibung nach Ostwald-de-Waele und die dynamische Viskosität bei einer Scherrate von 10 s^{-1} gewählt als auch ein visueller Vergleich mittels Diagramm.

Dabei ist zu beachten, dass bei Gärsubstraten sowohl die eingesetzten Messsysteme als auch der Potenzansatz an seine Grenzen gelangt. Der Ansatz nach Ostwald-de-Waele beschreibt die Fließeigenschaften für Scherraten <10 s^{-1} nur unzureichend. Weiterhin ist zu beachten, dass die Anzahl an Messwerten für Scherraten <10 s^{-1} sehr gering ist und Messungenauigkeiten somit einen großen Einfluss auf den Kurvenverlauf haben.

4.3 Prozess-Tomographie zur Visualisierung und Quantifizierung von Strömungsprozessen

4.3.1 Aufbau und Funktionsweise

Die Analyse des Strömungs- und Mischzustandes opaker, faserhaltiger Stoffsysteme stellt eine besondere Herausforderung dar. Infolge der hier vorliegenden Stoffeigenschaften ist der Einsatz von Sonden und Tracern nur begrenzt möglich. Eine Abhilfe bietet die am Fraunhofer IKTS genutzte non-invasive Bewertung von Mischprozessen mittels Prozess-Tomographie.

Bei dem vorliegenden Tomographie-System handelt es sich um ein sogenanntes ERT-System (Electrical Resistance Tomography) der Firma Industrial Tomography Systems (ITS P2+, Manchester, UK). Die Messungen erfolgen auf Grundlage von Widerstandsänderungen infolge unterschiedlicher elektrischer Leitfähigkeiten. Voraussetzung für die Visualisierung der Mischprozesse in den Reaktoren sind unterschiedliche elektrische Leitfähigkeiten der zu mischenden Stoffsysteme. Das ERT-System besteht im Wesentlichen aus drei Hauptkomponenten: dem Reaktor mit einer definierten Anzahl von Sensorebenen, dem Datenerfassungssystem (DAS - Data Aquisition System) sowie einem Messplatz-PC mit entsprechender Software. Abbildung 12 zeigt den schematischen Aufbau des ERT-Systems.

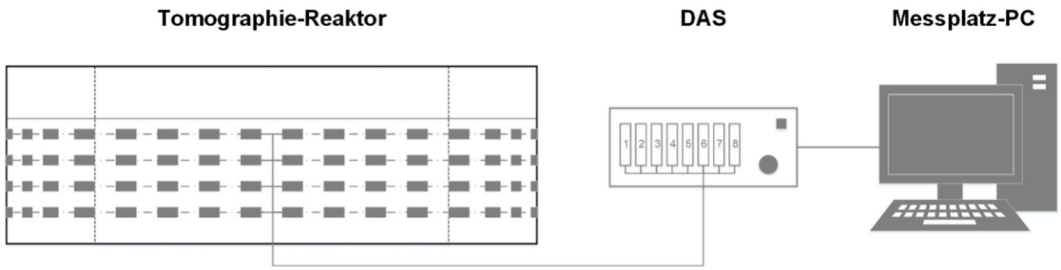


Abbildung 12: Schematischer Aufbau der Messanordnung Prozess-Tomographie

Jede Sensorebene besteht aus 16 Elektroden, die an der Innenseite der Reaktorwandung angebracht sind. Zwischen jeweils zwei benachbarten Elektroden einer Sensorebene wird eine definierte Stromstärke angelegt und die resultierende Spannungsdifferenz zwischen den restlichen Elektrodenpaaren gemessen (Abbildung 13). Dies führt zum Aufbau eines räumlichen Potenzialfeldes, das durch die elektrischen Leitfähigkeiten des Mehrphasensystems unterschiedlich stark beeinflusst wird. Der Ablauf der Messungen erfolgt nach einem intern hinterlegten Messprotokoll.

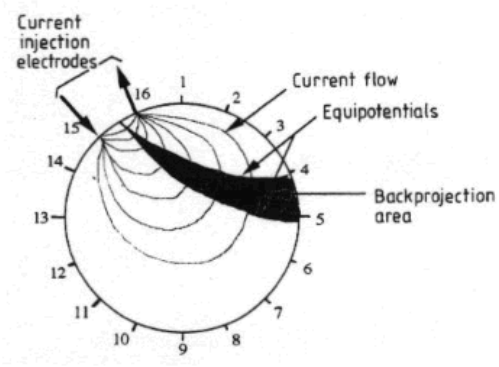


Abbildung 13: Messprinzip des ERT-Systems (LEE 2009)

Die Rekonstruktion der tomographischen Bilder erfolgt mittels des LBP-Algorithmus (Linear Back Projection), eine einfache und rechnerisch schnelle Methode für Online-Bildrekonstruktionen. Dazu wird für jedes Pixel, insgesamt 316 Pixel pro Sensorebene, die elektrische Leitfähigkeit $\sigma_{P(x,y)}$ nach Gleichung 5 ermittelt (DICKIN et.al. 1996).

Gleichung 5

$$\sigma_{P(x,y)} = \frac{\sum_{m=1}^{M}\sum_{n=1}^{N} S_{m,n,x,y}\left(\frac{\Delta V}{V}\right)_{m,n}}{\sum_{m=1}^{M}\sum_{n=1}^{N} S_{m,n,x.y}}$$

$\sigma_{P(x,y)}$	Leitfähigkeit der Pixel
m	Elektrodenpaar, an welches der Strom angelegt wird
n	Elektrodenpaar, an dem die Spannung gemessen wird
V(m,n)	Spannung
S	Sensitivitätskoeffizient

Zur Visualisierung werden die Daten in zwei- oder dreidimensionalen Tomogrammen abgebildet (Abbildung 14). Die Ebene P1 kennzeichnet dabei die obere Ebene.

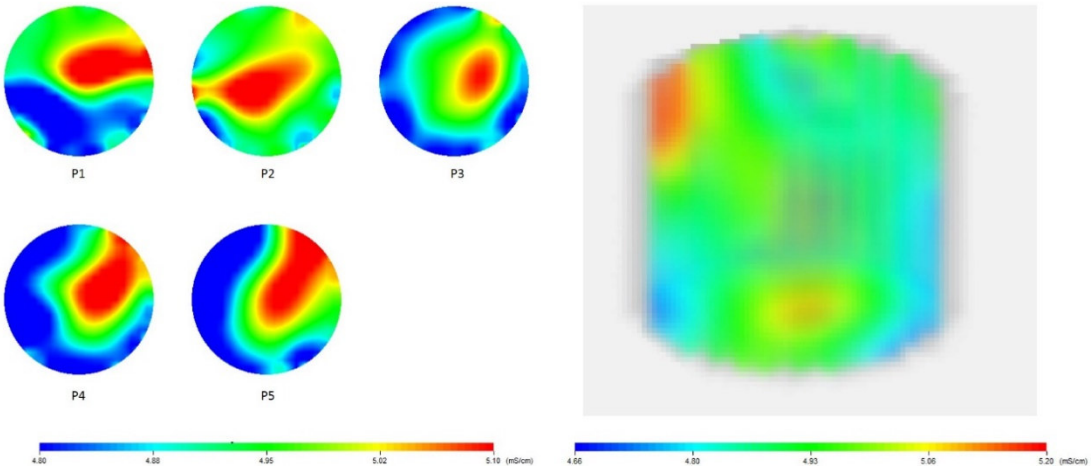


Abbildung 14: 2D- und 3D-Visualisierung der Leitfähigkeitsverteilung

4.3.2 Bewertung der Mischgüte

Auf der Basis der tomographisch ermittelten Leitfähigkeitsverteilungen im Reaktor sowie dem stets streng linearen Zusammenhang zwischen der vorliegenden Volumenkonzentration und den gemessenen elektrischen Leitfähigkeiten werden Aussagen zur Mischgüte abgeleitet. Dazu werden die in jedem einzelnen Pixel *(m,n)* bestimmten elektrischen Leitfähigkeiten $\sigma_{(m,n)}$ mit Hilfe des in Gleichung 36 dargestellten linearen Zusammenhanges mit dem Anstieg *a* und dem Absolutglied *b* in Volumenkonzentrationen $\varphi_{(m,n)}$ umgerechnet.

Gleichung 6

$$\varphi_{(m,n)} = a \cdot \sigma_{(m,n)} + b$$

Mit Hilfe des Ausgangsvolumens $V_{kont.,\,0}$ und dem Zugabevolumen $V_{disp.,\,i}$ kann für eine beliebige Anzahl *i* an Zugaben die globale Volumenkonzentration $\varphi(i)$ der Zugabephase für eine ideale Mischung auf herkömmlichem Weg bestimmt werden.

Gleichung 7

$$\varphi(i) = \frac{V_{disp.,\,i} \cdot i}{V_{kont.,\,0} + V_{disp.,\,i} \cdot i}$$

Für eine unendliche Anzahl von Zugaben lässt sich der nachfolgende Zusammenhang formulieren (Gleichung 38).

Gleichung 8

$$\lim_{i \to \infty} \varphi(i) = \lim_{i \to \infty} \left[\frac{V_{disp.,\,i} \cdot i}{V_{kont.,\,0} + V_{disp.,\,i} \cdot i} \right] = 1$$

Des Weiteren lässt sich für den speziellen Fall keiner Zugabe von disperser Phase der folgende Sachverhalt formulieren.

Gleichung 9

$$\lim_{i \to 0} \varphi(i) = \lim_{i \to 0} \left[\frac{V_{disp.,\,i} \cdot i}{V_{kont.,\,0} + V_{disp.,\,i} \cdot i} \right] = 0$$

Aus den zuvor dargestellten Gleichungen lässt sich damit die ableiten, dass für diese Extremwertbetrachtungen

Gleichung 10

$$\sigma_{(m,n)}(i \to \infty) = \sigma_{0,\,disp.}$$

und

Gleichung 11

$$\sigma_{(m,n)}(i \to 0) = \sigma_{0,\,kont.}$$

entspricht. Die Größe $\sigma_{0,\,disp.}$ stellt die Ausgangsleitfähigkeit der dispersen Phase vor der Zugabe dar. Basierend auf der Ausgangsleitfähigkeit der dispersen Phase, $\sigma_{0,\,disp.}$, und der Ausgangsleitfähigkeit der kontinuierlichen Phase, $\sigma_{0,\,kont.}$, lässt sich damit ein einfaches lineares Gleichungssystem bestehend aus zwei Gleichungen zur Ermittlung der Kalibrierungsgeraden formulieren.

Gleichung 12

$$0 = a \cdot \sigma_{0,\,kont.} + b$$

$$1 = a \cdot \sigma_{0,\,disp.} + b$$

Nach der Lösung des in Gleichung 42 und Gleichung 43 dargestellten linearen Gleichungssystems erhält man den Anstieg *a* und das Absolutglied *b* der Kalibrierungsgeraden und ist somit in der Lage, die in jedem einzelnen Pixel vorliegende Volumenkonzentration $\varphi_{(m,n)}$ der Mischung mit Hilfe von Gleichung 41 zu bestimmen.

Gleichung 13

$$a = \left(\sigma_{0,disp.} - \sigma_{0,kont.}\right)^{-1}$$

$$b = -\sigma_{0,kont.} \cdot \left(\sigma_{0,disp.} - \sigma_{0,kont.}\right)^{-1}$$

Mit Hilfe von Gleichung 46 und Gleichung 47 lässt sich aus der Volumenkonzentration $\varphi(k)$ jeder einzelnen Messebene *k* am Ende des Misch-vorganges und somit dem globalen Erwartungswert der Volumenkonzentration $\overline{\varphi}$ die Varianz $s^2_{(m,n)}$ in jedem Pixel ermitteln.

Gleichung 14

$$\overline{\varphi} = \frac{1}{k}\sum_{i=1}^{k} \varphi(k)$$

Gleichung 15

$$s^2_{(m,n)} = \left(\varphi_{(m,n)} - \overline{\varphi}\right)^2$$

Der Erwartungswert beschreibt hierbei die innerhalb der kontinuierlichen Phase erzielte Volumenkonzentration der dispersen Phase nach vollständiger Durchmischung und er lässt sich aus der Gesamtheit der erfassten Pixel aller Ebenen bestimmen. Hierfür wird aus den in den betrachteten Ebenen erreichten globalen Volumenkonzentrationen der dispersen Phase ein Mittelwert gebildet.

Um abschließend eine Aussage über die erzielte Mischgüte treffen zu können, ist die vorherige Ermittlung der sogenannten maximalen Varianz s^2_{max} erforderlich. Die maximale Varianz ist definiert als das Produkt der Volumenkonzentrationen der beiden eingesetzten Phasen (Φ_1 & Φ_2) bei Annahme einer idealen Vermischung (Gleichung 16). Sie beschreibt den Zustand der vollständigen Entmischung des Mehrphasensystems.

Gleichung 16

$$s^2_{max} = (1 - \Phi_2)\Phi_2 = \Phi_1\Phi_2$$

Bei der Mischgüte handelt sich um eine Größe zur Charakterisierung des Mischungszustandes, die global für den gesamten Reaktorinhalt formuliert wird. Sie beschreibt die Abweichung des real erlangten Mischungszustandes vom Zustand der idealen Durchmischung (Gleichung 17).

Gleichung 17

$$MG = \left(1 - \frac{s}{s_{max}}\right)$$

Es wird aus Gleichung 49 ersichtlich, dass die Mischgüte im Falle einer geringen Streuung der Messwerte um den entsprechenden Erwartungswert, also einer kleinen Varianz s^2, ihren maximalen Wert annimmt. Dies führt schließlich zur Aussage, dass die disperse Phase homogen in jedem einzelnen Pixel verteilt wurde. Für den Fall kleiner Mischgüten kann aufgrund der zu erwartenden größeren Streuung der Messwerte auf eine unzureichende, inhomogene Durchmischung des Reaktorinhalts geschlossen werden. An dieser Stelle ist noch zu erwähnen, dass die ermittelten Leitfähigkeitsverteilungen vor ihrer Umrechnung in Konzentrationsverteilungen bezüglich verschiedener Parameter korrigiert werden müssen. So führen beispielsweise Temperaturschwankungen während des Versuchsverlaufes sowie die Zunahme des Reaktorfüllstandes infolge der Substratzugabe zu einer nachhaltigen Beeinflussung der Leitfähigkeitsverteilung, was eine Korrektur erforderlich macht.

Eine Mischgüte von MG = 1 bedeutet vollständige Homogenität. In vielen Prozessen der Verfahrenstechnik werden Mischgüten von MG = 0,95 angestrebt.

4.3.3 Ermittlung des Geschwindigkeitsprofils

Die Ermittlung der Strömungsprofile, die sich im untersuchten Reaktorsystem einstellen, wird unter Verwendung der kommerziellen Software AIMFlow (Advanced Imaging and Measurement for Flow) Version 1.0 (MOSAIC Scientific Ltd., Leeds, UK) durchgeführt. Mittels Kreuzkorrelation zwischen zwei Sensorebenen kann die Verteilung der vertikalen Geschwindigkeiten im Reaktor bestimmt werden. Grundlage der Bewertung bilden dabei die mittels dem ERT-System ermittelten Leitfähigkeitsverteilungen. Das Messprinzip der Kreuzkorrelation zeigt Abbildung 15 (links), wobei L der Abstand zwischen den beiden Sensorebenen ist und T den Zeitversatz zwischen Ein- und Ausgangssignal in den beiden Ebenen darstellt. Als Ergebnis dessen erfolgt die Berechnung der Verteilung der auf- und abwärtsgerichteten Strömungsgeschwindigkeiten, deren graphische Darstellung Abbildung 15 (rechts) zeigt.

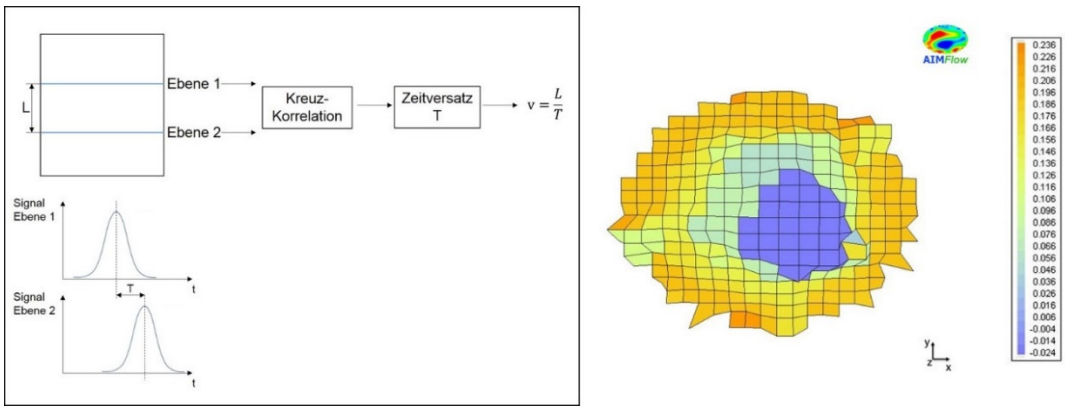


Abbildung 15: links: Prinzip der Ermittlung vertikaler Geschwindigkeiten mittels Kreuzkorrelation – rechts: graphische Darstellung der Verteilung der vertikalen Geschwindigkeiten (auf- und abwärtsgerichtet) im Reaktor

4.3.4 Maßstabsübertragung von Rühr- und Strömungsprozessen

Mit einer Maßstabsübertragung von Rührprozessen werden nachstehende Zielstellungen verfolgt:

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

Für eine Maßstabsübertragung gerührter Systeme stehen unterschiedliche Kriterien zur Verfügung. Deren Wahl erfolgt in Abhängigkeit der Rühraufgabe und ist in zahlreicher Literatur (KRAUME, 2003), (ZLOKARNIK, 1999) für klassische Rührbehälter der chemischen Industrie mit einem Quotienten (Höhe zu Durchmesser des Behälters) $H/D \geq 1$ beschrieben. Eine entsprechende Auflistung findet sich in Tabelle 3. Zu beachten ist bei der Wahl des Kriteriums die Änderung der übrigen Kenngrößen mit dem Scale-up. Als gute Näherung wird oft der spezifische Leistungseintrag gewählt. Dieser liegt bei Biogasanlagen in der Größenordnung von 20 W/m³. Eine Übertragung in den Technikums- und Pilotmaßstab ist auf Grund der geringen spezifischen Leistung jedoch nicht möglich. Biogasanlagen weisen zudem ein H/D-Verhältnis von ca. 0,3 auf. Durch die Änderung der Strömung in Abhängigkeit der Rheologie kommt eine zusätzlich zu beachtende Einflussgröße hinzu.

Tabelle 3: Kriterien der Maßstabsübertragung in Abhängigkeit der Rühraufgabe

Kriterium/Kenngröße	Rühraufgabe
Drehfrequenz	Homogenisieren
Reynoldszahl	Strömungszustand
Umfangsgeschwindigkeit	Suspendieren

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

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

Gleichung 18

$$M_L = \frac{L_H}{L_M} = \mu = konst.$$

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

Gleichung 19

$$M_t = \frac{t_H}{t_M} = konst.$$

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

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

Gleichung 20

$$P_V = P_M / V_M = P_H / V_H = konst\ .$$

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

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

Gleichung 21

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

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

Das Kriterium gleicher Rührer-Froude-Zahlen erscheint nach STIESS (1995) zum Scale-up nicht geeignet, da es aufgrund der Erhöhung der Rührerumfangsgeschwindigkeit vom Modell in die Hauptausführung zu einem starken Anstieg der erforderlichen Rührerleistung kommt.

Gleichung 22

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

Ein geeignetes Kriterium zur Maßstabsübertragung von Mischprozessen ist das Kriterium gleicher Rührerumfangsgeschwindigkeiten.

Gleichung 23

$$u = n_M d_M = n_H d_H$$

Unterstützt wird diese Aussage dadurch, dass der Schubbeiwert für geometrisch ähnliche, axial abströmende Rührer konstant ist (SCHENK 2003). Das bedeutet, dass für geometrisch

ähnliche Rührer bei gleichen Rührerumfangsgeschwindigkeiten identische Rührersaustrittsgeschwindigkeiten in das Fluid geleitet werden. Bei gleichen Fließeigenschaften von Modell und Hauptausführung sind dann in beiden Maßstäben ähnliche Reibungskräfte zu erwarten, so dass sich in geometrisch ähnlichen Bereichen des jeweiligen Reaktors gleiche Fluidgeschwindigkeiten ausbilden.

Konstante Rührerumfangsgeschwindigkeit mit Partikelskalierung

Für die vorgenommenen Scale-down-Betrachtungen zur Übertragung großtechnischer Fermentationsprozesse in den kleintechnischen Maßstab wurde neben der Konstanz der Rührerumfangsgeschwindigkeit eine maßstabsgerechte Skalierung der biogenen Substrate, speziell der in der Suspension enthaltenen Fasern vorgenommen. Grundlage dazu bildete ein vom FRAUNHOFER IKTS (2011) als Scale-up-Kriterium für partikelbeladene Systeme eingeführtes Maßstabskriterium. Die Skalierung der Suspensionseigenschaften ist dabei so vorzunehmen, dass die Faserlänge entsprechend der geometrischen Maßstabszahl M_L unter gleichzeitiger Beachtung gleicher Fließeigenschaften in Modell und Hauptausführung angepasst wird.

Bei diesem Ansatz wurde angenommen, dass die Partikel im Modell und der Hauptausführung der gleichen Scherströmung ausgesetzt sind. Die auf ein Partikel in einer Strömung wirkende Widerstandskraft wird durch die Strömungsverhältnisse selbst und die Geometrie des Partikels bestimmt und kann durch den Widerstandsbeiwert c_W in Abhängigkeit der Partikel-Reynoldszahl Re_P mit $c_W = f(\mathrm{Re}_P)$ beschrieben werden. Neben der auf das Partikel wirkenden Geschwindigkeit v wird die Partikel-Reynoldszahl durch die Partikelgröße d_P beeinflusst. Die Fluiddichte wird durch ρ_l und die Viskosität des Fluids durch η_l beschrieben.

Gleichung 24

$$c_W \propto Re_P = \frac{d_P \cdot v \cdot \rho_l}{\eta_l}$$

Bei Reynoldszahlen > 1 bilden sich beim Umströmen der Partikel Wirbel, die den Widerstand erhöhen und zu einer Verringerung der Strömungsgeschwindigkeit beitragen, wobei die sich ausbildende Geschwindigkeitsänderung Δv von der vorhandenen Partikelgröße bestimmt wird (DECKER 2005). Bei zusätzlicher Übertragung der oben dargestellten geometrischen Skalierung M_L auf die zu vermischende disperse Phase ergeben sich somit für die resultierende Scherrate, das heißt für die aus der Widerstandskraft des Partikels hervorgerufene Geschwindigkeitsänderung im Modell und der großtechnischen Ausführung vergleichbare Verhältnisse.

Gleichung 25

$$\dot{\gamma} = \frac{\mathrm{dv_H}}{\mathrm{dy_H}} = \frac{\mathrm{M_L} \cdot \Delta \mathrm{v_M}}{\mathrm{M_L} \cdot \Delta \mathrm{y_M}} \Rightarrow \frac{\mathrm{M_L} \cdot \mathrm{dv_M}}{\mathrm{M_L} \cdot \mathrm{dy_M}}$$

Daraus ist abzuleiten, dass für Stoffsysteme mit gleichem viskosem Verhalten in geometrisch ähnlichen Reaktoren gleiche Strömungsverhältnisse vorliegen.

4.4 Simulationsrechnungen

4.4.1 Grundlagen der Numerischen Strömungsmechanik (CFD)

Die Numerische Strömungsmechanik (engl. Computational Fluid Dynamcis, CFD) stellt ein weitverbreitetes Werkzeug zur Beschreibung von verschiedensten Strömungsphänomenen in

Natur und Technik dar (SCHWARZE 2013). Die Methode basiert auf der numerischen Lösung der Bilanzgleichungen für Masse und Impuls von Fluiden (Navier-Stokes-Gleichungen) in Form von Differentialgleichungen.

Der generelle Ablauf einer CFD-Berechnung auf Basis der Finiten Volumen Methode lässt sich wie folgt kurz zusammenfassen. Nach einer geometrischen Beschreibung des Bilanzraums (Fluidgebiets) mittels CAD (Computer-aided design) erfolgt die Diskretisierung in eine endliche Anzahl von Kontrollvolumen (Rechengitter). Es folgt die Definition der Material- und Randbedingungen sowie möglicher Untermodelle (Turbulenzmodelle etc.) zur Beschreibung der Strömung, weiterhin die Festlegung und Einstellung des geeigneten Lösers (Solver). Anschließend erfolgt der eigentliche Lösungsprozess und die Auswertung der Ergebnisse (Postprocessing). Die CFD-Berechnungen können hierbei zum Verständnis der Strömungsvorgänge beitragen, indem sie eine hohe räumliche und zeitliche Auflösung der zu betrachtenden Prozessgrößen (Druck, Geschwindigkeit, Temperatur, etc.) ermöglichen, die so experimentell häufig nicht oder nur unter großem Aufwand möglich sind. Der Einfluss verschiedener geometrischer und prozesstechnischer Parameter auf die Strömung lässt sich effizient analysieren und quantifizieren, insbesondere auch in Grenzbereichen, die aus sicherheitstechnischen Gesichtspunkten experimentell nicht abbildbar sind.

4.4.2 CFD-Modellierung von Biogasreaktoren

In der Literatur findet sich eine Vielzahl von CFD-Modellen zur Beschreibung der Strömungen innerhalb von Fermentern und Biogasreaktoren (WANG 2018). Häufige Fragestellungen betreffen die Verbesserung der Durchströmung und Erhöhung der Mischgüte innerhalb des Fermenters durch Einsatz von Rührtechnik und Pumpsystemen. Die weiteren Ziele sind die Vermeidung von Totzonen, Schwimmschichten und Kavernenbildung. Besonderheiten der CFD-Modellierung von Fermentern betreffen die Beschreibung des rheologischen Verhaltens, die Mehrphasen- und Turbulenzmodellierung sowie die Abbildung der Rührtechnik. Im Folgenden soll auf diese Punkte kurz eingegangen werden.

Modelle zur Abbildung des rheologischen Verhaltens

Zur Abbildung des nicht-newtonschen Verhaltens der Fermentationsflüssigkeiten steht eine Vielzahl von Modellen zur Verfügung. Das am häufigsten verwendete Modell ist das Power-Law-Modell (Potenzgesetze nach Herschel-Bulkley oder nach Ostwald-de Waele). Die Parametrisierung dieser Modelle erfolgt in den meisten Fällen durch experimentelle Charakterisierung (siehe Abschnitt 4.2) und anschließender Regressionsanalyse.

Modelle zur Beschreibung der Rührtechnik

Eine Methode zur Beschreibung der Rührerbewegung stellt der MRF-Ansatz (Multiple Reference Frame) dar. Hierbei wird für die Zone nahe der Rührer ein separates, rotierendes Bezugssystem verwendet. Das Rechengitter bleibt unverändert und bewegt sich nicht. Die Rührerbewegung wird als zusätzliche Impulsquelle abgebildet. Diese Methode kann auch für stationäre Berechnungen angewandt werden und zeichnet sich durch eine erhöhte Robustheit aus.

Die Sliding-Mesh-Methode bildet die Bewegung der Rührer ab und kann nur für instationäre Berechnungen verwendet werden. Das Rechengitter bewegt sich hierbei mit, was zu einem realistischeren Abbild der Strömung gegenüber der MRF-Methode führt, allerdings ergibt diese Gitterbewegung einen erhöhten Rechenaufwand (POHN 2012).

Mehrphasenmodellierung

Während des Fermentationsprozesses herrscht in den meisten Fällen ein Dreiphasensystem vor (Biogas, Fermenterflüssigkeit, Feststoffpartikel). Zur Beschreibung der Mischprozesse stellen die Einphasenmodelle die größtmögliche Vereinfachung dar. Hierbei werden die granulometrischen Eigenschaften der eingesetzten biogenen Substrate und Gärsuspensionen nur unzureichend beachtet. Die Mehrphasenmodelle ermöglichen die Beschreibung von hochkonzentrierten Suspensionen aus grobdispersen, faserigen Partikeln und zeigen eine erhöhte Aussagesicherheit für partikelbeladene Systeme in hochkonzentrierten Suspensionen.

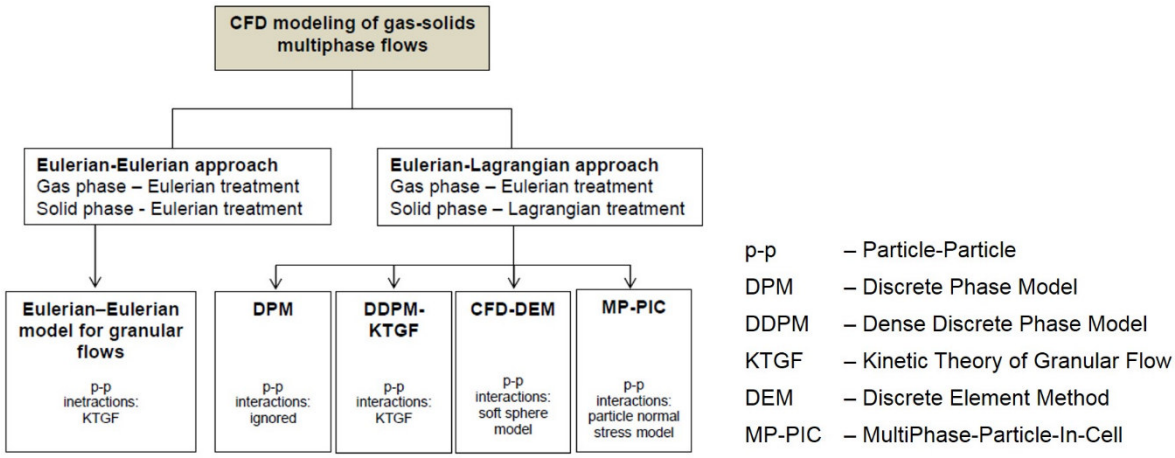


Abbildung 16: Zusammenstellung von Modellen zur Berechnung von Mehrphasenströmungen gasförmig/fest (ARIYARATNE 2018)

Eine Methode zur Beschreibung von Fest-Flüssig-Systemen ist das Discrete Phase Model (DPM). Dieses Modell nutzt den Euler-Lagrange-Ansatz. Die kontinuierliche Phase (Fluidphase) wird als Kontinuum betrachtet. Die Lösung mittels Massen- und Impulsbilanzen basiert auf den Navier-Stokes-Gleichungen. Die disperse Phase (Partikel) wird als Partikelstrom (punktförmig) betrachtet. Entsprechend des Lagrange-Ansatzes wird die Strömung einzelner Partikel verfolgt, wobei für jedes einzelne Partikel eine Kräftebilanz aufgestellt wird. Partikel-Wand-Interaktionen werden erfasst, Partikel-Partikel-Interaktionen bleiben jedoch unberücksichtigt. Der Partikeldurchmesser wird als mittlere Partikelgröße oder als Verteilungsfunktion in die Rechnungen integriert. Eine Kopplung der dispersen Phase mit der Fluidphase ist möglich (Impuls- und Energieaustausch). Ohne Rückkopplung wird das Partikel nur durch die Strömung beeinflusst, mit Rückkopplung die gegenseitige Wechselwirkung beachtet. In jedem Fall ist eine iterative Lösung notwendig. Voraussetzung zur Anwendung des DPM ist, dass der Volumenanteil der dispersen Phase < 10 – 12 % beträgt (ANSYS Fluent Manual).

5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen / Dritten

Die Projektaufgaben wurden in der Verantwortung von den Projektpartnern Fraunhofer IKTS, Vogelsang GmbH und A&U GmbH realisiert. Die Realisierung des Mischkonzeptes fand auf der Biogasanlage Nohra, betrieben durch die Biocraft Nohra GmbH & Co.KG, in enger Zusammenarbeit mit den Projektpartnern statt.

6 Darstellung der wissenschaftlichen und technischen Ergebnisse

6.1 Konzipierung und Durchführung von Versuchen im kleintechnischen Maßstab zur externen hydraulischen Durchmischung unter Beachtung einer flexiblen und bedarfsgerechten Biogasproduktion

6.1.1 Bewertung der Fermenter- und Substrateigenschaften für einen multifeedstockfähigen Anlagenbetrieb

Die Umsetzung eines Regelkonzeptes für einen flexiblen Anlagenbetrieb setzt eine umfangreiche messtechnische Bewertung des Gesamtprozesses voraus. Von besonderer Bedeutung ist dabei die Erfassung einschließlich der zielgerichteten Beeinflussung des Fließverhaltens der Gärsubstrate. Zur Verbesserung der im Fermenter ablaufenden Stofftransport- und Stoffaustauschprozesse, aber auch aus energetischer Sicht sollten die im Fermenter befindlichen Substrate ein gutes Fließverhalten, d.h., eine geringe Viskosität aufweisen.

Das Fließverhalten von Suspensionen wird durch eine Vielzahl von Stoffparametern beeinflusst. Neben der Viskosität der Flüssigphase bestimmen die Konzentration der Feststoffphase, interpartikuläre Abstände, der granulometrische Zustand, die Temperatur bis hin zu Grenzflächenphänomenen gemäß der DLVO-Theorie sowie wirkende Normal- und Schubspannungen das Fließverhalten (MLADENCHEV, T. 2007). Daher wurde über den gesamten Projektzeitraum das Fließverhalten, der granulometrische Zustand und bei ausgewählten Proben auch das Biogaspotential bestimmt, um das vorhandene Optimierungspotential der Anlagen ausschöpfen zu können.

Fließeigenschaften

In Abbildung 17 sind die innerhalb des Projektzeitraumes vermessenen Fließkurven aus Fermenter 1 miteinander verglichen.

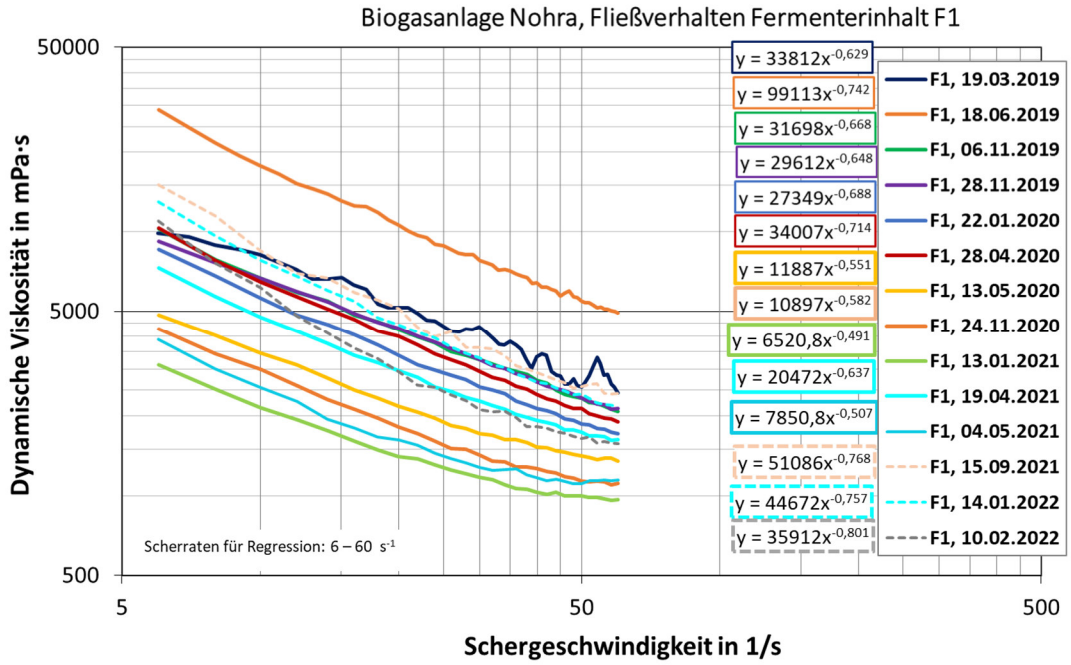


Abbildung 17: Bewertung der Fließeigenschaften in Fermenter 1 im Projektzeitraum

Mit Inbetriebnahme der Zerkleinerungstechnik Ende 2019 kann eine Verbesserung der Fließfähigkeit des Gärsubstrates festgestellt werden, was auf die gute Zerkleinerungswirkung der Aggregate zurückzuführen ist. Dies kann die nachfolgend dargestellte Entwicklung des granulometrischen Zustandes bestätigen.

Weiterhin ist ab September 2021 eine Verringerung der Fließfähigkeit, also eine Zunahme der Viskosität feststellbar. Ursächlich dafür ist eine starke Erhöhung des Strohanteils an der Fütterung und der damit verbundene Eintrag langer Fasern. Die Zerkleinerungswirkung war in diesem Zeitraum zu gering.

In Tabelle 4 ist der Trockenrückstand der Proben aus Fermenter 1 miteinander verglichen. Der Trockenrückstand war während der Projektlaufzeit relativ konstant und lag im Mittel bei 13,2 %, sodass die Änderungen des Fließverhaltens nicht auf Schwankungen des Trockenrückstandes zurückgeführt werden können.

Tabelle 4: Bewertung Trockenrückstand in Fermenter 1 im Projektzeitraum

Probenahme F1	TR in %
06.11.19	12,95
28.11.19	13,45
22.01.20	12,98
28.04.20	13,81
13.05.20	14,30
24.11.20	11,71
13.01.21	12,48
04.05.21	13,47
15.09.21	13,39
10.02.22	13,06

Granulometrischer Zustand

Für die Bewertung der Zerkleinerungs- und Desintegrationstechnik (PreMix und DisRuptor) ist die Charakterisierung des granulometrischen Zustandes, neben dem Biogaspotential und den Oberflächeneigenschaften ein entscheidender Faktor. Deshalb wurden die Input-Substrate im Originalzustand vermessen, nach Behandlung mit dem jeweiligen Aggregat und auch die Änderung der Partikelgrößenverteilung im Fermenter wurde betrachtet. Die Partikelgrößenverteilung der Inputmaterialien ist beispielhaft in Abbildung 18 dargestellt.

Die Partikelgrößenverteilungen sind alle durch ein sehr breites Spektrum an Partikelgrößen gekennzeichnet. Dabei weisen besonders die Substrate Rindermist und Stroh einen hohen Anteil an sehr langen Fasern auf. Im Fermenter selbst ist der Anteil langer Fasern nicht erkennbar, da die Substrate gut zerkleinert zugeführt wurden.

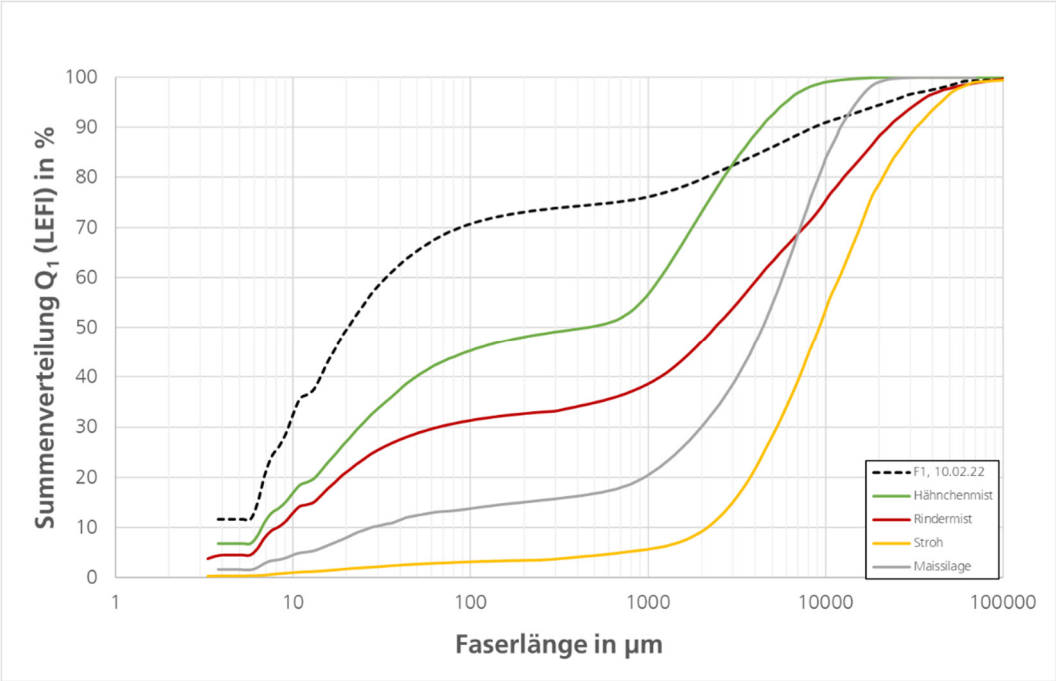


Abbildung 18: Partikelgrößenverteilung der Inputsubstrate im Vergleich zu Fermenter 1

Selbst bei wechselnden Inputstoffen findet eine gute Zerkleinerung statt, sodass die Partikelgrößenverteilung im Fermenter selbst nur geringen Schwankungen unterlegen ist. Dies zeigt Abbildung 19. Mit der Anpassung und Optimierung der Zerkleinerungs- und Aufbereitungstechnik konnte trotz der deutlich gesteigerten Inputmengen an langfasrigen Substraten eine effektive Reduktion der Faserlängen erzielt werden.

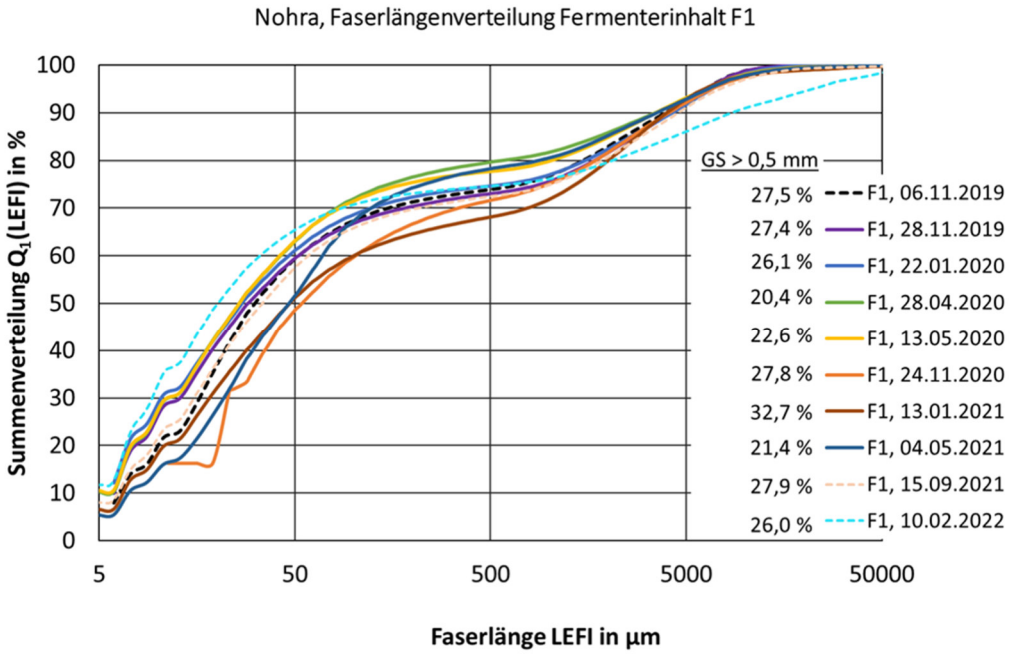


Abbildung 19: Bewertung des granulometrischen Zustandes in Fermenter 1 im Projektzeitraum

Zusammenfassend haben diese Untersuchungen gezeigt, dass die Biogasanlage Biocraft Nohra hinsichtlich der eingesetzten Substrate als auch der Fahrweise große Herausforderungen

an das Mischkonzept stellt und dass dieses nur mit einer geeigneten Substratvorbehandlung und Aufbereitungstechnik realisierbar ist.

6.1.2 Skalierung und Dimensionierung der großtechnischen Versuchsbedingungen

Auslegung und Dimensionierung der großtechnischen Aggregate

Für die Skalierung der Versuchsbedingungen waren grundsätzlich das Volumen des Fermenterinhalts und die einzubringende Menge des Substrats ausschlaggebend.

Es ist zu erwähnen, dass zwei Förderkreisläufe realisiert wurden, in denen die entsprechende Biosuspension aus verschiedenen Gründen gefördert wird. Zum einen handelt es sich um einen Kreislauf zum Zuführen des angemaischten Substrats in den Fermenter, zum anderen um einen Kreislauf zum Aufschließen der in der Suspension enthaltenen Faserstoffe durch mechanische Desintegration. Die dafür benötigten Maschinen unterliegen verschiedenen Auslegungskriterien.

Das Einbringen des Substrats wurde durch den PreMix realisiert, einem Einbringsystem zum Beschicken des Fermenters mit angemaischten Feststoffen. Der PreMix besteht aus einem Lochzerkleinerer und einer Exzenterschneckenpumpe. Das Substrat, dass aus dem Feststoffdosierer mittels einer Förderschnecke an den PreMix überführt wird, muss zunächst durch den Lochzerkleinerer, wobei es gehäckselt wird. Anschließend wird das gehäckselte Substrat zusammen mit der Biosuspension aus dem Fermenter vermischt und über die abführende Exzenterschneckenpumpe dem Fermenter zugeführt. Die zum Anmaischen benötigte Biosuspension wird zunächst von einer zuführenden Exzenterschneckenpumpe aus dem Fermenter zum PreMix gefördert. Die Auslegung des PreMix und der Exzenterschneckenpumpen wird bei Vogelsang über die Software CAPSpro umgesetzt. Neben der normalen Pumpenauslegung verfügt das Programm über ein Off Set für das Einbringen von Faserstoffen, dass eigens von Vogelsang zur Auslegung des PreMix entwickelt wurde (Abbildung 20).

Zur Realisierung des im Projekt geforderten multifeedstockfähigen Betriebes wurde das Einbringen von täglich 50 t Rindermist angenommen. Außerdem wurden andere Inputstoffe wie Maissilage und Hähnchenmist berücksichtigt, so dass ein täglicher Eintrag von 100 t Feststoffe in den Fermenter möglich wäre.

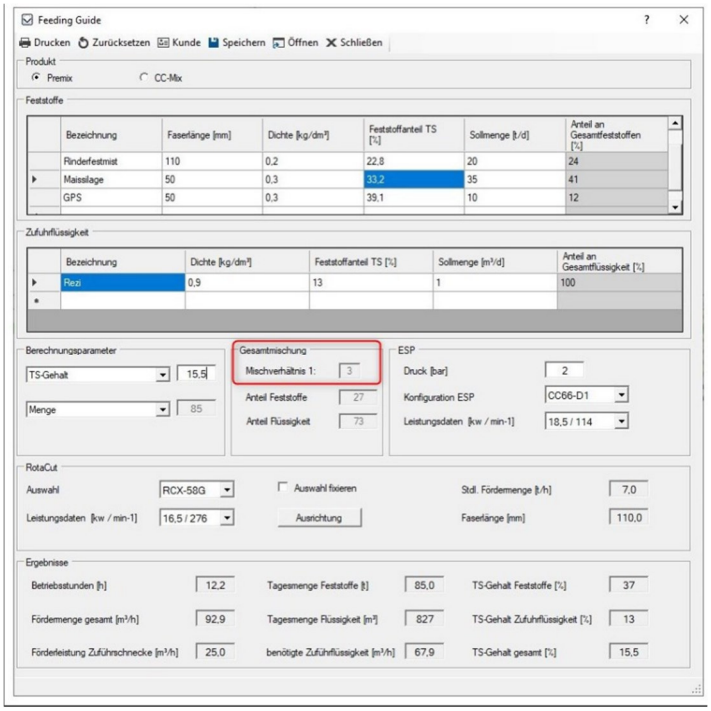


Abbildung 20: Betriebspunkt des PreMix; Mischungsverhältnis 1:3 (Feeding Guide, CapsPro)

Die mechanische Desintegration mit dem DisRuptor wurde nach dem Fermentervolumen von 4.000 m³ ausgelegt. Um zeitnah sichtbare Ergebnisse bzgl. einer Steigerung des Gasertrages der Biogasanlage zu bekommen, wurde zu Projektbeginn der größtmögliche DisRuptor gewählt. Im entsprechenden Rohrleitungskreislauf befindet sich eine druckseitig positionierte Exzenterschneckenpumpe, welche die Biosuspension aus dem Fermenter durch den DisRuptor fördert. Entsprechend der Auslegung ist ein theoretischer Volumenstrom von bis zu 60 m³/h durch den DisRuptor möglich, wodurch ein Umwälzen des Fermenterinhaltes in etwa 3 Tagen ermöglicht wird.

Die zuführenden Exzenterschneckenpumpen wurden so ausgelegt, dass diese einen Volumenstrom von 150 m³/h, bei einer vom Frequenzumrichter ausgegeben Erregerfrequenz von f = 100 Hz fördern können. Die Förderleistung wurde in dieser Höhe ausgelegt, um auch Tests zum Durchmischen des Fermenterinhalts durchführen zu können, bei denen durch Steigerung des Volumenstroms an einen Effekt herantastet werden kann.

150 m³/h ist für Pumpen dieser Art in diesem Einsatzgebiet ein sehr hoher Volumenstrom. Entscheidend dafür war die Wahl der richtigen Getriebemotoren (Asynchronmotoren). Der Drehzahlbereich wurde so gewählt, dass auch ein Betrieb mit Bedingungen, die einer normalen Biogasanlage entsprechen, durchgeführt werden kann. Der von der Zuführpumpe des PreMix geförderte Volumenstrom lag zuletzt bei 51 m³/h Biosuspension aus dem Fermenter.

Die Abführpumpe des PreMix wurde größer dimensioniert, um die zusätzlich eingebrachten Feststoffe samt der zugeführten Biosuspension fördern zu können.

6.1.3 Prozesstomographische Bewertung verschiedener Versuchsbedingungen

Skalierung der Versuchsbedingungen für die Prozesstomographische Bewertung

Zur Minimierung des Aufwandes bei der großtechnischen Versuchsdurchführung und zur Erhöhung der Aussagesicherheit sollen im Projekt kleintechnische Mischversuche mittels Prozesstomographie durchgeführt werden. Ausgehend von dem vorhandenen Know-how zum Einsatz der Prozesstomographie wird eine ausreichend hohe Auflösung der Messsignale in Reaktoren mit einem Durchmesser ≤ 1 m erzielt. Zur Etablierung von fünf Messebenen wird eine Füllhöhe von circa 0,2 m erforderlich, bei einem Reaktorvolumen von 100 L. Unter Berücksichtigung des am großtechnischen Fermenter vorliegenden Verhältnisses von Reaktorhöhe/Reaktordurchmesser von 0,3 ergibt sich im kleintechnischen Maßstab ein Reaktordurchmesser von 650 mm. Mit dem dann gegebenen Skalierungsfaktor können alle geometrischen Hauptabmessungen im kleintechnischen Maßstab und den Technikumsmaßstab abgeleitet werden (siehe Tabelle 5).

Tabelle 5:Skalierung der Abmessungen des großtechnischen Fermenters in den kleintechnischen Maßstab

	Fermenter 1 BGA Nohra	**Tomographie 100 L**	**Tomographie 1m³**
Volumen	4.000 m³	100 L	1 m³
Durchmesser	25 m	650 mm	1300 mm
Füllhöhe	7,4 m	192 mm	38,4
Durchmesser Flygt	2,5 m	70 mm	140 mm
Rührerumfangs-geschwindigkeit Flygt	4,71 m/s		
Durchmesser Phantom	1 m	28 mm	56 mm
Rührerumfangs-geschwindigkeit Phantom	10,47 m/s		
Pumpendurch-satz	Anpassung des Pumpendurchsatzes unter Berücksichtigung gleicher Strömungsgeschwindigkeiten		
Maßstabsfaktor	--	38,5	19,2

Unter Beachtung der geometrischen Ähnlichkeit zwischen großtechnischen Fermenter und der Reaktorgeometrie werden die tomographischen Untersuchungen in einem vorhandenen 100-L-Acrylglasreaktor (Reaktordurchmesser 650 mm) durchgeführt. Zur praxisrelevanten Gestaltung der prozesstomographischen Untersuchungen im IKTS wurde durch Vogelsang für die Versuche im IKTS eine kommerzielle Excenterschneckenpumpe zur Verfügung gestellt.

Diese im April 2020 gelieferte Pumpe wurde im IKTS getestet und anschließend in den Versuchsstand eingebunden (siehe Abbildung 21).

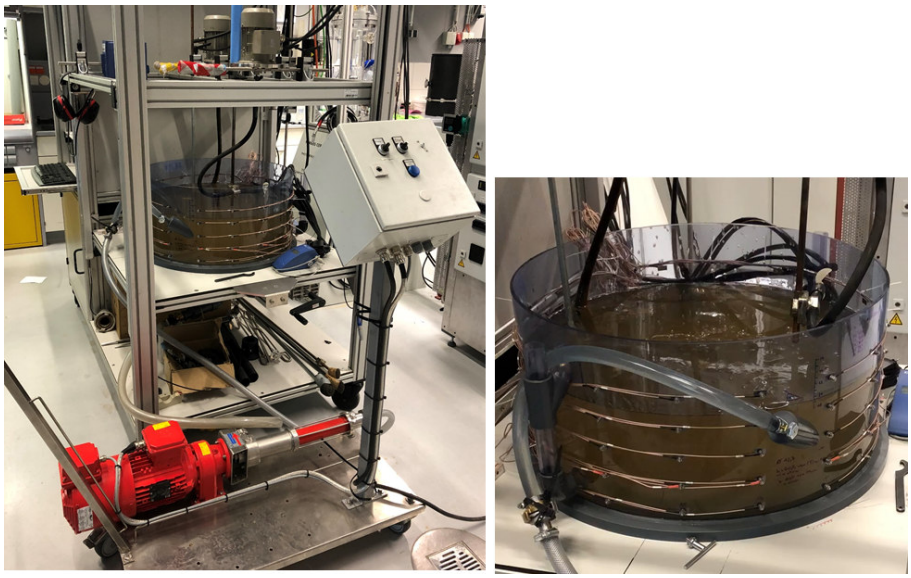


Abbildung 21: Einbindung der Excenterschneckenpumpe in den Versuchsstand Tomographie (links); Tomographiereaktor mit fünf Messebenen und Schlauchleitung des Umwälzkreislaufes (rechts)

Nach Fertigstellung des Versuchsstandes zur Prozesstomographie wurden ab Mai 2020 experimentelle Untersuchungen zur Bewertung des Mischprozesses durchgeführt. Grundlage der Versuchsdurchführung bildete, die im Fermenter F1 der Anlage Nohra installierte Rührtechnik. Neben zwei langsam laufenden Propeller-Tauchmotorrührwerken (TMR) mit einem Propellerdurchmesser von 2,5 m werden zwei Schnellläufer mit einem Durchmesser von 1 m genutzt. Die Schnellläufer dienen vor allem zur Verhinderung bzw. Beseitigung von Schwimmschichten. Ergänzt werden diese Propellerrührer durch einen Paddelgiganten.

Die Spezifikation der einzelnen Rührwerke ist Tabelle 10 zu entnehmen. Neben dem Rührerdurchmesser d_R die Nennleistung P und die genutzte Rührerumfangsgeschwindigkeit u zusammengestellt.

Tabelle 6:Positionierung der Rührtechnik im Fermenter

Rührwerk	Einbauhöhe in m	Winkel (0° = Norden)	Abstand zur Wand in m
1	2,5	70°	0
2	2	340°	6
3	3,5	252°	1
4	4	160°	6
5	5,5	120°	1

Die Skalierung in den Technikumsmaßstab erfolgte unter Beachtung der geometrischen Ähnlichkeit (siehe Tabelle 7). Um die fluiddynamische Ähnlichkeit einzuhalten, wurden die Rührerumfangsgeschwindigkeiten identisch der im großtechnischen Maßstab vorliegenden Geschwindigkeiten gewählt.

Tabelle 7:Skalierung von Reaktor und Rührtechnik in den Technikumsmaßstab

Rührwerk	BGA Nohra	Tomographie
Reaktordurchmesser	25 m	650 mm
Reaktorfüllhöhe	7,4 m	192 mm
Maßstabsfaktor	38	1
Durchmesser FLygt-Rührwerke 1 und 2	2,5 m	70 mm
Rührerumfangsgeschwindigkeiten Flygt-Rührwerke	4,71 m/s	4,71 m/s
Durchmesser Phantom-Rührwerk	1 m	28 mm
Rührerumfangsgeschwindigkeit Phantom-Rührwerk	10,47 m/s	10,47 m/s

Für die tomographischen Untersuchungen wurde auf den Einsatz des Paddelgiganten verzichtet. Die bisher durchgeführten Strömungssimulationen haben gezeigt, dass dieses Rührwerk nur unwesentlich den Mischprozess beeinflusst. Weiterhin wurde auch nur ein Phantom-Rührwerk eingesetzt, da der zweite in Nohra installierte Schnellläufer nur bei Bedarf zur Beseitigung von Schwimmdecken genutzt wird. Die Anordnung der zur Tomographie verwendeten Rührtechnik zeigt Abbildung 22.

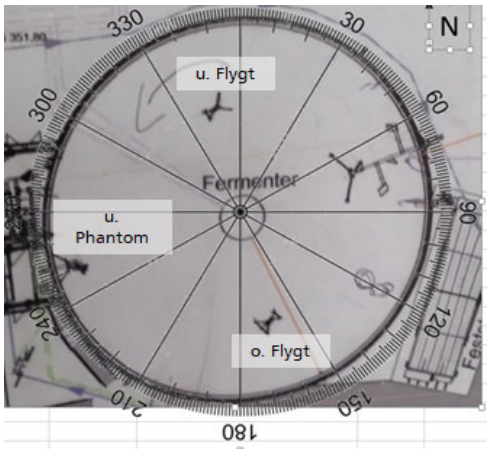


Abbildung 22: Anordnung der Rührtechnik im Tomographie-Reaktor

Skalierung des Pumpendurchsatzes in den Technikumsmaßstab

In Voruntersuchungen wurden 95 L/h als minimaler Pumpendurchsatz bestimmt. Aus diesem Durchsatz und der in den Reaktor führenden Schlauchleitung mit einem Innendurchmesser von 12,7 mm resultiert eine Eintrittsgeschwindigkeit in den Reaktor von 0,21 m/s. Vergleichbare Strömungsverhältnisse werden auf der großtechnischen Anlage erreicht. Unter Beachtung des vorhandenen Eintrittsstutzens in den Fermenter von DN 250 entsprechen die gewählten 95 L/h einem großtechnischen Förderstrom des PreMix von 36,8 m³/h.

Das hier gewählte Kriterium konstanter Reaktoreintrittsgeschwindigkeiten wurde in Anlehnung an Untersuchungen zur Maßstabsübertragung von Rührsystemen in nicht-Newtonschen Fluiden gewählt (LOMTSCHER et al. 2017). Hier konnte gezeigt werden, dass bei gleichen Propelleraustrittsgeschwindigkeiten in geometrisch ähnlichen Systemen auch eine fluiddynamische Ähnlichkeit erzielt wird.

Versuchsdurchführung und Ergebnisse

Zur Gewährleistung konstanter Bedingungen wurden die Untersuchungen unter Nutzung von Modellfluiden durchgeführt. Zum Einsatz kamen Carboxymethylcellulose (CMC)-Lösungen mit Konzentrationen von 12, 17, 19 und 21 g/L. Mit diesen Fluiden wurde das Fließverhalten der großtechnischen Anlage nachgestellt (Tabelle 8).

Tabelle 8: Parameter der Fließfunktion für die eingesetzten Modellfluide

Modellfluid	**Konsistenzfaktor *K* in Pa·s^m**	**Fließindex m --**
CMC 12 g/L	8,7	0,45
CMC 17 g/L	17,0	0,46
CMC 19 g/L	26,5	0,40
CMC 21 g/L	35,5	0,38

Zur Nachbildung des Ist-Zustandes der Anlage Nohra war der Mischprozess zunächst mit alleinigem Betrieb der Rührtechnik nachgestellt worden. Bewertet wurde das Einmischen von 200 mL, mit Kochsalz angereicherter CMC-Lösung. Das Messprinzip der hier zum Einsatz kommenden Prozesstomographie basiert auf der Erfassung von Widerstandsänderungen des elektrischen Feldes, die beim Passieren der diskreten Phase (z.B. dosiertes Substrat) durch die Messebenen ausgelöst werden. Voraussetzung dieser Detektion ist, dass zwischen kontinuierlicher Grundphase und der diskreten Phase unterschiedliche elektrische Leitfähigkeiten vorliegen. Dieser Forderung wurde mit der Salzanreicherung entsprochen.

Ausgehend von den aufgenommenen Widerstandsänderungen wird die Verteilung der eingemischten diskreten Phase z.B. in Abhängigkeit der Mischzeit erfasst. Weiterhin kann mittels Kreuzkorrelation die Strömungsgeschwindigkeit zwischen den einzelnen Messebenen bestimmt werden. Die im Folgenden dargestellten Ergebnisse zeigen die zwischen den Messebenen 1 und 4 berechneten Geschwindigkeiten.

Abbildung 23 veranschaulicht die ermittelten Geschwindigkeitsprofile bei Einsatz der Flygt-Rührtechnik (u = 4,71 m/s) und eines Phantom-Rührwerkes (u = 10,47 m/s). Der Ort der Substratzugabe ist durch den schwarzen Pfeil gekennzeichnet.

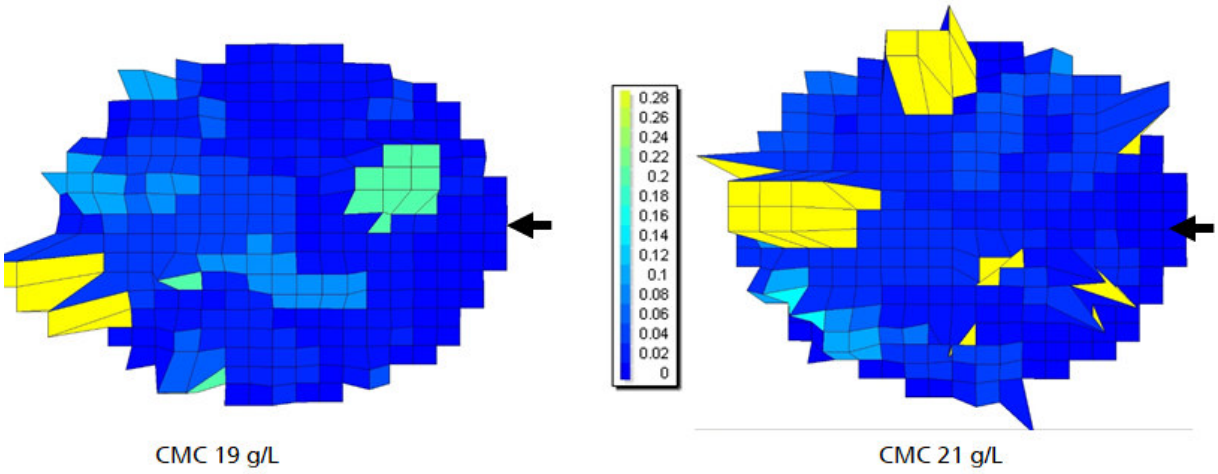


Abbildung 23: Geschwindigkeitsprofile bei Nutzung der in Nohra installierten Rührtechnik in Abhängigkeit der CMC-Konzentration des Modellfluids

Die Geschwindigkeitsprofile zeigen die lokale Ausbildung höherer Strömungsgeschwindigkeiten bis zu 0,2 m/s, weisen aber auch auf Bereiche mit sehr geringen Geschwindigkeiten hin. Der Einfluss des Fließverhaltens für die hier genutzten CMC-Konzentrationen ist eher gering.

Der alleinige Einsatz der Excenterschneckenpumpe zur Durchmischung bei einem Förderstrom von 95 L/h wird in Abbildung 24 dargestellt. In der Reaktormitte ist eine signifikant ausgebildete abwärts gerichtete Strömung ausgebildet. Die Bereiche der größten Geschwindigkeiten von 0,2 m/s sind vor allem im Bereich des Zu- und Ablaufs des Umwälzstromes in bzw. aus dem Reaktor zu erkennen.

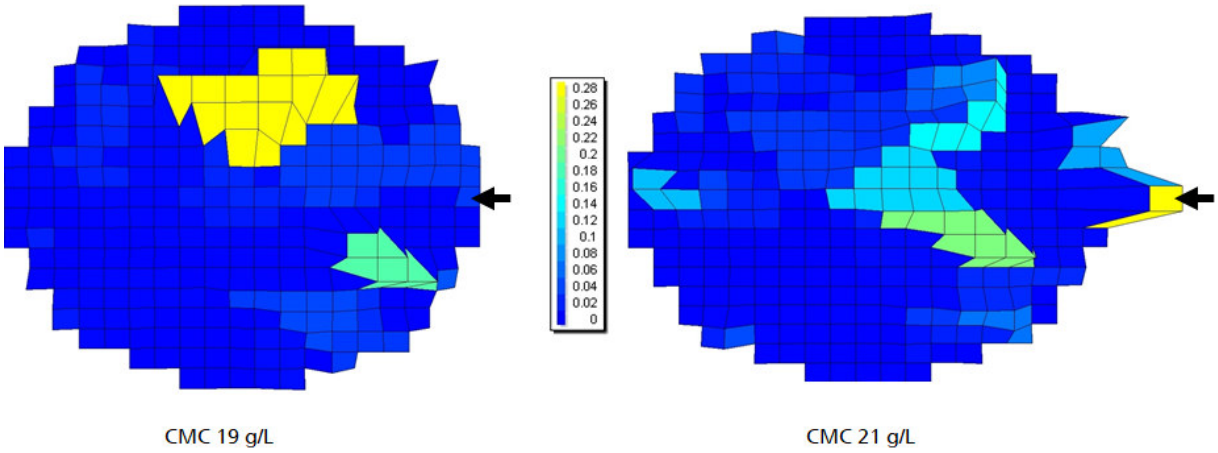


Abbildung 24: Geschwindigkeitsprofile bei alleinigem Pumpenbetrieb in Abhängigkeit der CMC-Konzentration des Modellfluids

Abbildung 25 stellt die Summenverteilung der sich ausbildenden abwärts gerichteten Geschwindigkeiten im Reaktor bei alleinigem Rührbetriebes der Verteilung beim Pumpeneinsatz gegenüber. Daraus ist abzuleiten, dass bei Einsatz der Rührer circa 40 % der örtlich verteilten Geschwindigkeiten < 0,01 m/s sind. Dagegen wiesen beim Pumpenbetrieb circa 60 % aller Geschwindigkeiten Werte von < 0,01 m/s auf.

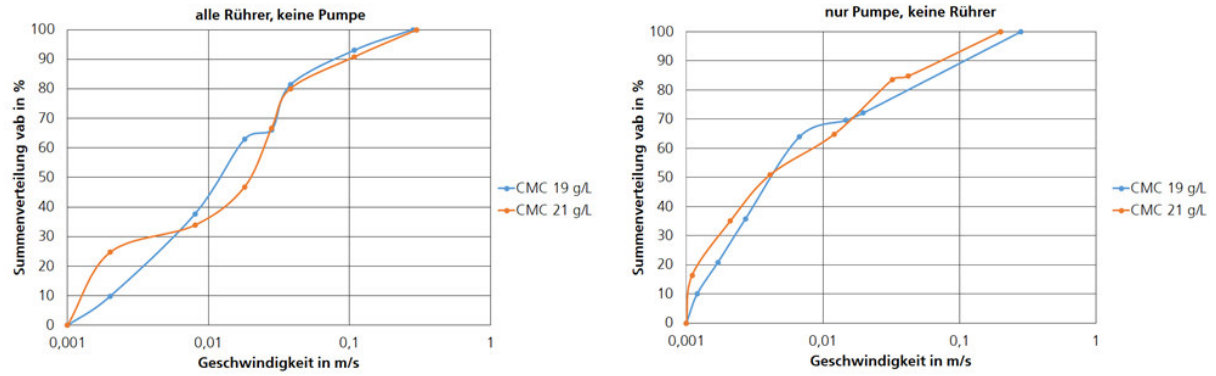


Abbildung 25: Summenverteilung der abwärts gerichteten Geschwindigkeiten im Reaktor, Gegenüberstellung des alleinigen Betriebs von Rührtechnik und des alleinigen Betriebes der Umwälzpumpe

Durch den Pumpenbetrieb wird jedoch auch eine Kurzschlussströmung erzeugt. Zur Ausnutzung des gesamten Reaktorvolumens für den anaeroben Abbau erweist sich daher eine Kombination aus Pump- und Rührtechnik zur Reaktordurchmischung als sinnvoll. Mit dieser kombinierten Mischtechnik wird ein hoher Anteil an Geschwindigkeiten > 0,05 m/s erzielt (siehe Abbildung 26). Entsprechend des derzeitigen Kenntnisstandes wird somit vor allem die Hydrolyse beschleunigt und der sonst vorhandenen Limitierung der Methanbildung entgegengewirkt. Diese Verfahrenskombination kann beispielsweise als Intervallbetrieb genutzt werden.

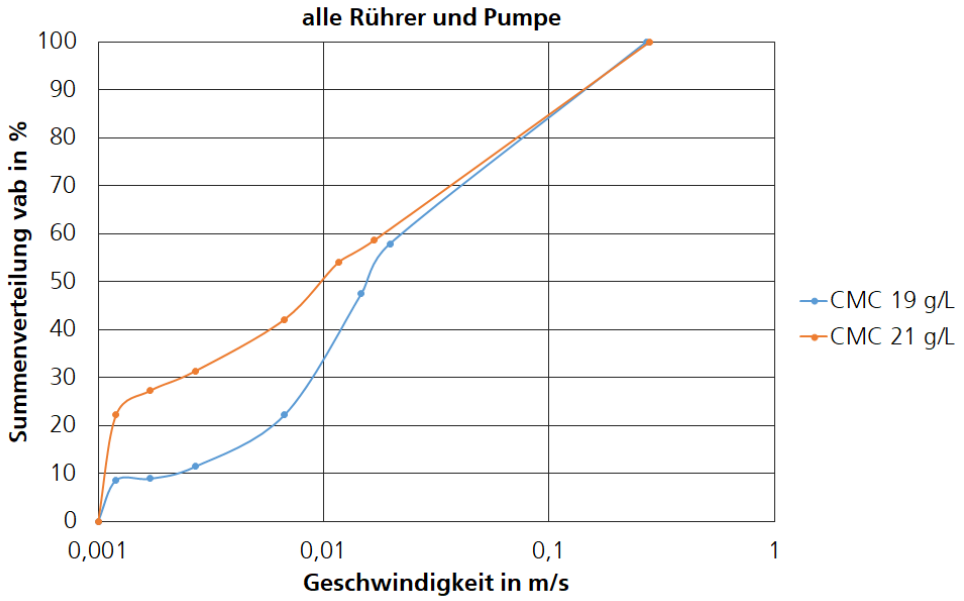


Abbildung 26: Summenverteilung der abwärts gerichteten Geschwindigkeiten im Reaktor bei Nutzung von Rühr- und Pumptechnik

Aufgrund der Änderung der Fließeigenschaften im Fermenter 1 wurden Versuche mit einem weiteren Modellfluid durchgeführt (CMC 17g/L). So können verschiedene Betriebszustände des Fermenters 1 der Biogasanlage in Nohra miteinander vergleichen werden. Die Konzentration des Modellfluids von 21 g/L ist vergleichbar mit den Fließeigenschaften zu Projektbeginn in Fermenter 1 (Abbildung 27). Am 19.3.2019 war das Fließverhalten im Fermenter 1 gekennzeichnet mit K = 33,8 Pa s wohingegen eine CMC von 21 g/l einen Konsistenzfaktor von K = 35,5 Pa s.

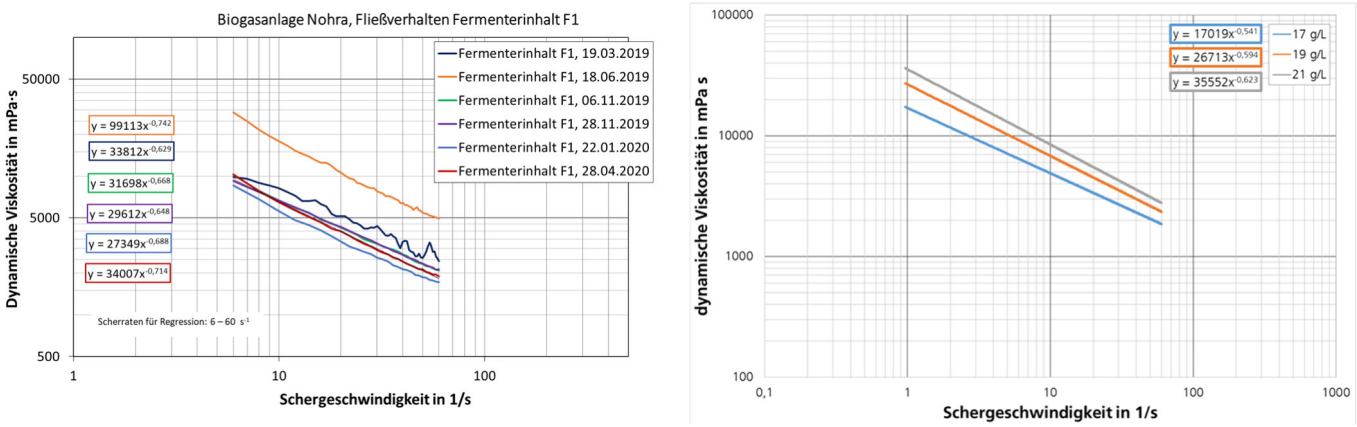


Abbildung 27: Vergleich der Fließeigenschaften im Fermenter 1 (links) mit dem Modellfluid CMC (rechts)

Für das Modellfluid CMC mit einer Konzentration von 21 g/L wurde der Pumpendurchsatz variiert und es wurden die folgenden Verfahrenskombinationen untersucht:

- alleiniger Pumpenbetrieb
- Pumpe + Rührtechnik
- nur Rührtechnik.

Als Skalierungskriterium für die Übertragung der Pumpentechnik in den Labormaßstab wurde das Kriterium gleicher Austrittsgeschwindigkeiten des Volumenstroms in den Reaktor gewählt, sodass die Strömungsverhältnisse zwischen BGA und Labormaßstab vergleichbar sind. In Tabelle 9 ist ein Vergleich der Variation der Pumpendurchsätze für Labormaßstab und BGA mit den entsprechenden Austrittsgeschwindigkeiten dargestellt.

Tabelle 9: Gegenüberstellung der Pumpendurchsätze

Austrittsgeschwindigkeit in m/s	Pumpendurchsatz Nohra in m³/h	Pumpendurchsatz Tomographie in L/h
0,21	37	95
0,25	44	115
0,29	50	130
0,34	60	155

Abbildung 28 zeigt die Strömungsprofile für die jeweiligen Pumpendurchsätze. Der Zulauf befindet sich jeweils auf der rechten Reaktorseite mittig und ist jeweils mit einem schwarzen Pfeil gekennzeichnet.

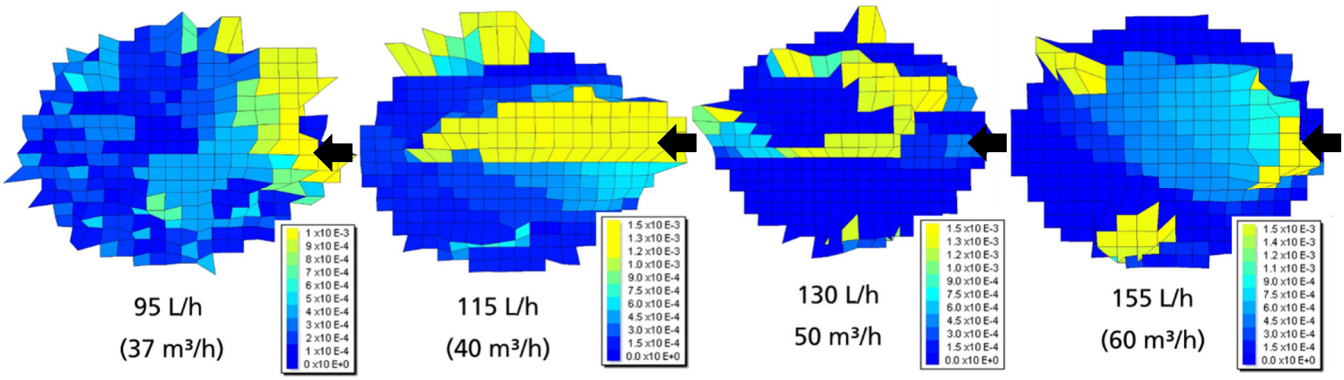


Abbildung 28: Vergleich der abwärts gerichteten Geschwindigkeiten in m/s unter Variation des Pumpendurchsatzes bei alleinigem Pumpenbetrieb zwischen Ebene 2 und 3, CMC 21 g/L

Am Reaktorzulauf ist bei allen Durchsätzen eine abwärts gerichtete Strömung erkennbar. Diese kann durch die Zugabe bedingt sein. Die Zugabe erfolgt mittels Spritze in den Reaktorzulauf, wobei eine aufgesalzte CMC-Lösung gleicher Konzentration zugegeben wird. Somit hat die Zugabe eine höhere Dichte als der Reaktorinhalt. In der Reaktormitte befindet sich der Pumpenablauf. Auch in diesem Bereich ist bei allen Durchsätzen eine abwärts gerichtete Strömung erkennbar. Als Gemeinsamkeit zwischen allen Pumpendurchsätzen kann weiterhin festgestellt werden, dass es weite Teile des Reaktors ohne abwärts gerichtete Strömungen gibt. Dies ist auf die Ausbildung einer Kurzschlussströmung bei alleinigem Pumpenbetrieb zurückzuführen und wurde sowohl durch einen Farbversuch als auch anhand der durchgeführten Simulationsrechnungen bestätigt, sodass der alleinige Pumpenbetrieb für die Durchmischung des Reaktors nicht ausreichend ist.

Die Steigerung des Pumpendurchsatzes hat bei alleinigem Pumpenbetrieb nur einen sehr geringen Einfluss auf die Strömungsgeschwindigkeiten im Reaktor Abbildung 29.

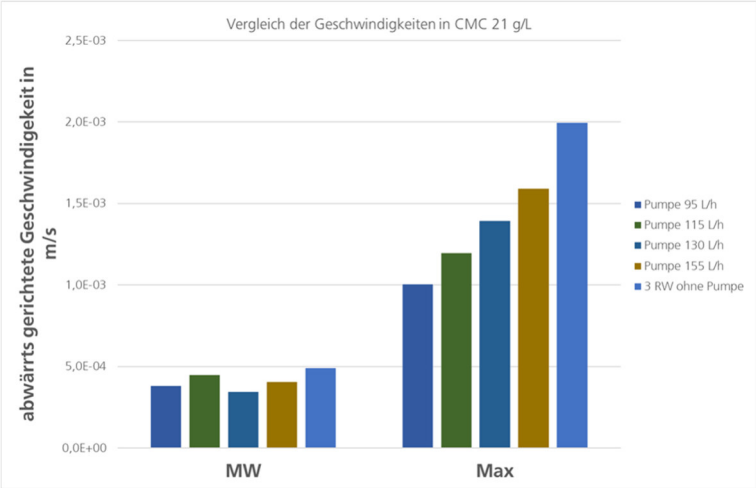


Abbildung 29: Vergleich der abwärts gerichteten Strömungen unter Variation des Pumpendurchsatzes, CMC 21 g/L

So liegen die mittleren abwärts gerichteten Geschwindigkeiten in allen Versuchspunkten bei rund 0,4 mm/s. Für die maximale Geschwindigkeit konnte eine lokal begrenzet Zunahme mit Steigerung des Pumpendurchsatzes festgestellt werden.

Beim Vergleich der Mischgüte in Abbildung 30 ist zu erkennen, dass es bei den Pumpendurchsätzen von 95 und 115 L/h zu keiner weiteren Zunahme der Mischgüte im Versuchsverlauf kommt, wohingegen bei 130 und 155 L/h im Versuchsverlauf eine Verbesserung der Durchmischung ersichtlich wird, die zu Versuchsende in etwa dem Ausgangsniveau entspricht.

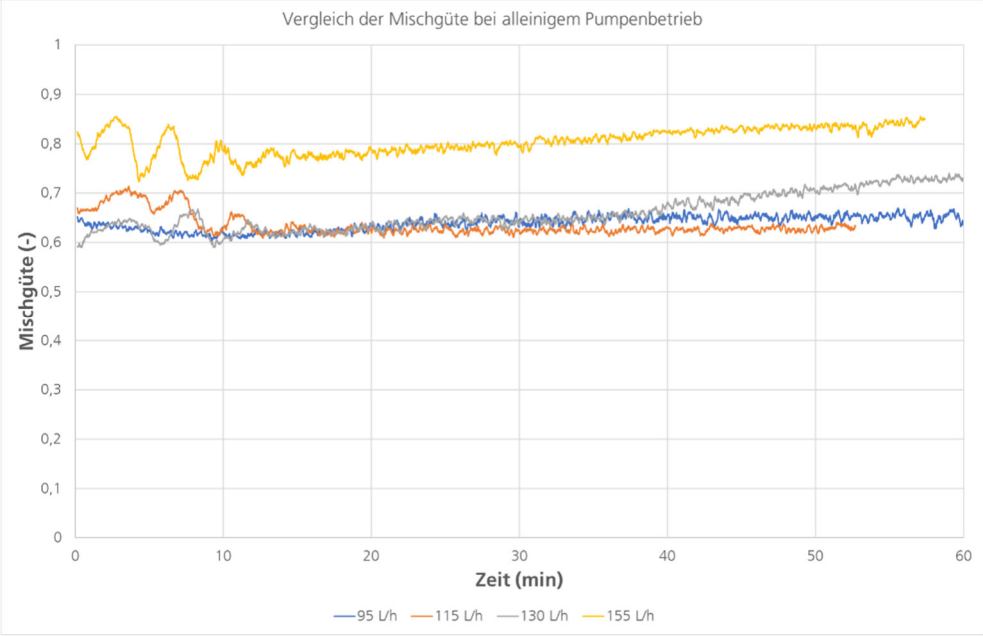


Abbildung 30: Vergleich der Mischgüteverläufe bei alleinigen Pumpenbetrieb, CMC 21 g/L

Im Vergleich zu dem alleinigen Pumpenbetrieb zeigt Abbildung 31 die Geschwindigkeitsprofile für den kombinierten Betrieb von Pumpe und drei Rührwerken. Auch hier wurden an der rechten Reaktorwand infolge der Zugabe wieder abwärts gerichtete Strömungen detektiert. Im gesamten Reaktor ist aber, aufgrund der horizontalen Ausrichtung der Rührwerke der Anteil abwärts gerichteter Strömungen nicht sehr deutlich ausgeprägt.

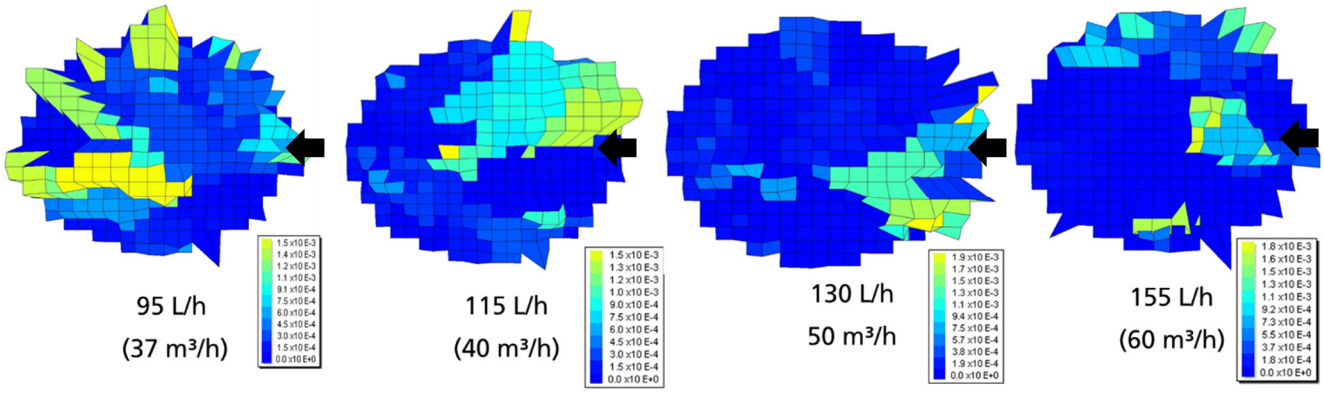


Abbildung 31: Vergleich der abwärts gerichteten Geschwindigkeiten in m/s unter Variation des Pumpendurchsatzes bei Betrieb von Pumpen- und Rührtechnik zwischen Ebene 2 und 3, CMC 21 g/L

Abbildung 32 zeigt wieder den Vergleich der abwärts gerichteten Strömungen für die jeweiligen Versuchspunkte. Auch bei kombiniertem Betrieb von Pumpe und Rührtechnik konnte keine Zunahme der abwärts gerichteten Strömungsgeschwindigkeiten mit Erhöhung des Pumpendurchsatzes festgestellt werden.

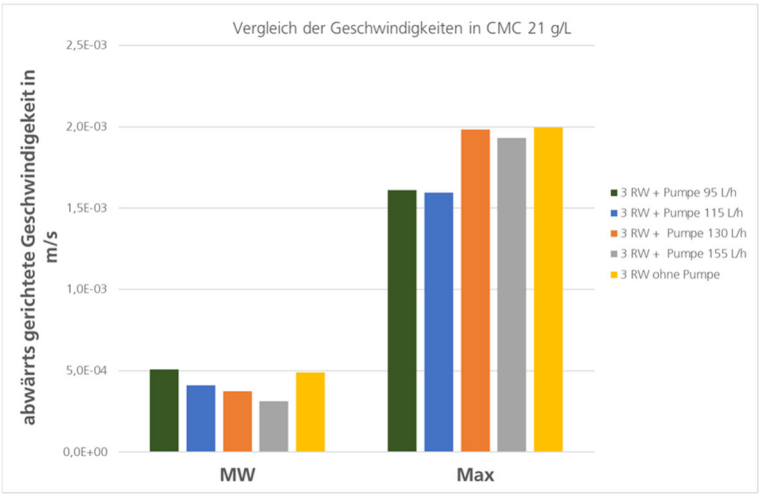


Abbildung 32: Vergleich der abwärts gerichteten Strömungen unter Variation des Pumpendurchsatzes, mit Betrieb der Rührwerke, CMC 21 g/L

Ein Vergleich der Mischgüte für den kombinierten Betrieb von Rührwerken und Pumpe (Abbildung 33) macht allerdings deutlich, dass die Zugabe wesentlich schneller und effektiver eingemischt werden kann. Es ist also davon auszugehen, dass durch den Pumpenbetrieb die Zugabe schnell zu den Rührwerken transportiert wird und somit schnell und effektiv, auch bei sehr viskosen Reaktorinhalten, eingemischt werden kann. Dies stellt eine deutliche Verbesserung des Einmischens von frischem Substrat auf der Anlage in Nohra dar. Denn mit einer raschen und gleichmäßigen Verteilung von frischem Substrat im Reaktorraum wird der Bildung von Schwimm- und Sinkschichten effektiv entgegengewirkt und der Aufwand für die Durchmischung des Reaktors kann nachfolgend reduziert werden. Dies gilt es mit Praxisversuchen auf der Biogasanlage in Nohra im kommenden Berichtszeitraum zu belegen.

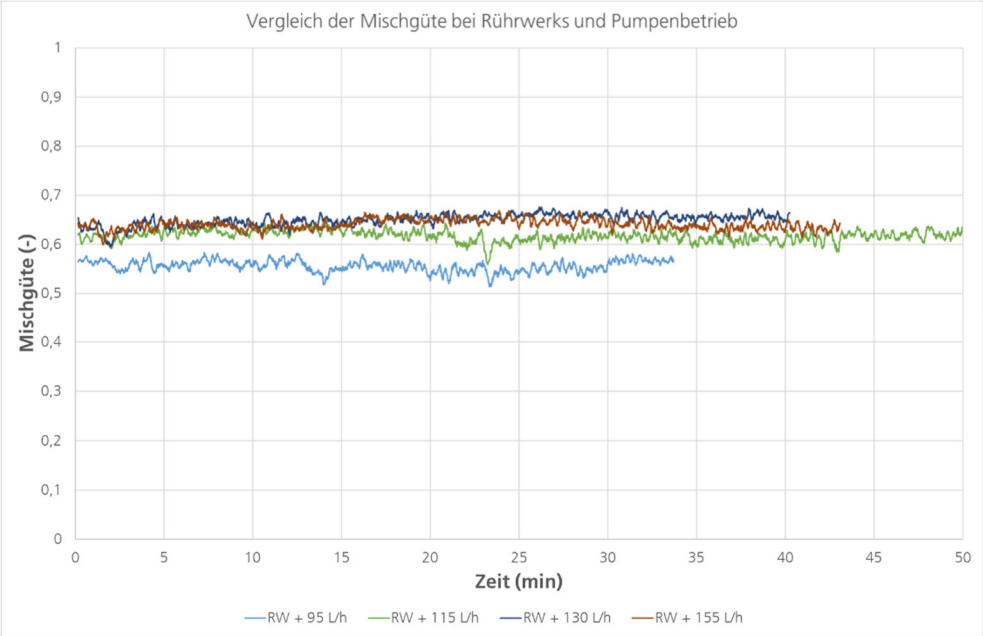


Abbildung 33Vergleich der Mischgüte bei kombiniertem Betrieb von Pumpe und Rührwerken, CMC 21 g/L

Ergänzend zu den tomographischen Untersuchungen im 100 L Maßstab wurden Versuche im 1 m³ Maßstab durchgeführt. Aufgrund der großen Unterschiede im umgewälzten Reaktorvolumen können die Versuche zwischen den Maßstäben nur qualitativ und nicht quantitativ miteinander verglichen werden. So beträgt bei einer Förderleistung von 110 m³/h, wie auf der Anlage in Nohra realisiert, die Dauer für eine komplette Umwälzung des Fermenters etwa 33 h, bei alleinigem Pumpenbetrieb. Bei identischer Einströmgeschwindigkeit ist im 100 L Reaktor und im 1 m³ Maßstab eine Förderleistung von 284 L/h erforderlich, was zu einer Umwälzung des kompletten Reaktors innerhalb von 0,2 h (100 L) bzw. 1,8 h (1 m³) führt.

Für die Versuche im 1 m³-Maßstab wurden drei Betriebszustände miteinander verglichen:

- Alleiniger Pumpenbetrieb
- Kombinierter Betrieb von Pumpe und Rührwerken
- Alleiniger Betrieb der Rührwerke.

Für jeden Betriebszustand wurde drei unterschiedliche Viskositäten untersucht, um die variablen Fließeigenschaften auf der Biogasanlage in Nohra nachzustellen. Dabei wurde, wie auch schon in den vorangegangen Versuchen das Modellsubstrat CMC (Carboxymethylcellulose) in den Konzentrationen 12, 19 und 21 g/L verwendet.

Nachfolgend werden die Mischgüten in Ebene 2 miteinander verglichen. Dabei wurde Ebene 2 ausgewählt, da sich diese am nächsten zum Pumpenauslauf befindet. Eine Mischgüte von „1“ steht dabei für eine vollständig homogen verteilte disperse Phase im Reaktor, wohingegen eine Mischgüte von „0“ eine vollständige Entmischung bedeuten würde. Nachfolgend dargestellt sind zunächst die Versuche im 100 L-Maßstab.

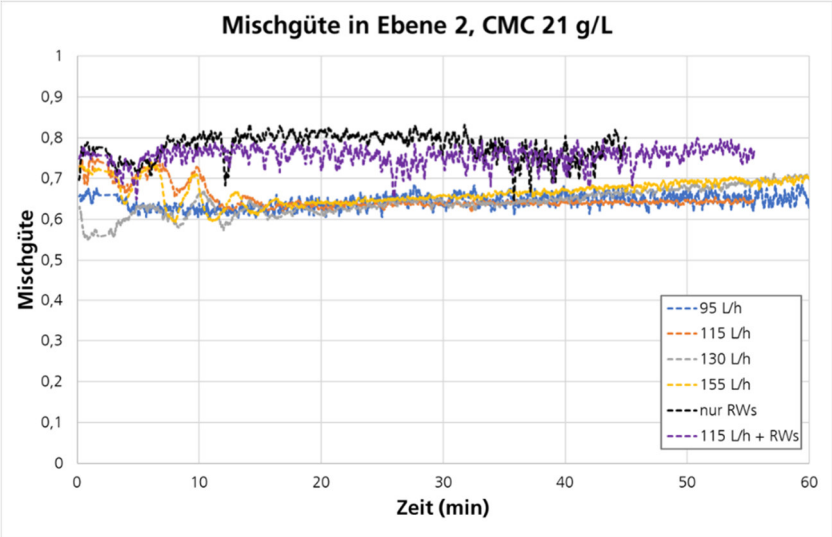


Abbildung 34: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 100 L-Maßstab in CMC 21 g/L

Bei einer CMC-Konzentration von 21 g/L können im 100 L-Maßstab bei alleinigem Pumpenbetrieb vergleichbare Mischgüten nach ca. 15 min erzielt werden (Abbildung 34). Zwischen den Betriebszuständen „alleiniger Betrieb der Rührwerke“ und dem kombinierten Betrieb von Pumpe und Rührwerken sind hingegen kaum Unterschiede im Verlauf der Mischgüte feststellbar. Daraus kann geschlossen werden, dass bei diesen Fließeigenschaften die Rührwerke maßgeblich für die Verteilung von frischem Substrat im Reaktor sind.

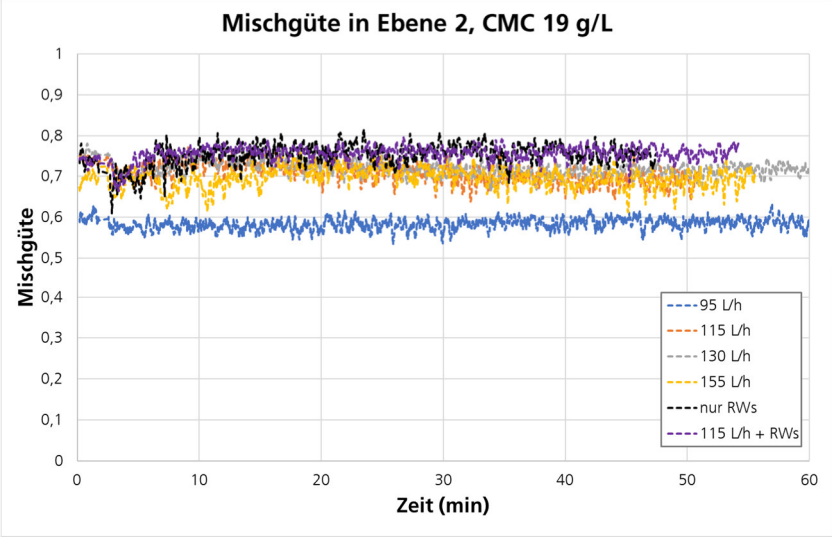


Abbildung 35: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 100 L-Maßstab in CMC 19 g/L

Mit Verringerung der CMC-Konzentration auf 19 g/L kann die Durchmischung bei alleinigem Pumpenbetrieb und entsprechendem Pumpendurchsatz verbessert werden (Abbildung 35). Somit sind die Unterschiede zwischen den einzelnen Versuchen bei entsprechendem Pumpendurchsatz sehr gering. Bei kombiniertem Betrieb von Rührwerken und Pumpe kann keine weitere Verbesserung der Durchmischung erzielt werden.

Wegen der gesteigerten Behandlungsmenge von PreMix und DisRuptor auf der Biogasanlage Nohra konnte Volumenstrom auf 110 m³/h erhöht werden, weshalb im folgenden auch Versuche mit einem Pumpendurchsatz von 284 L/h durchgeführt wurden.

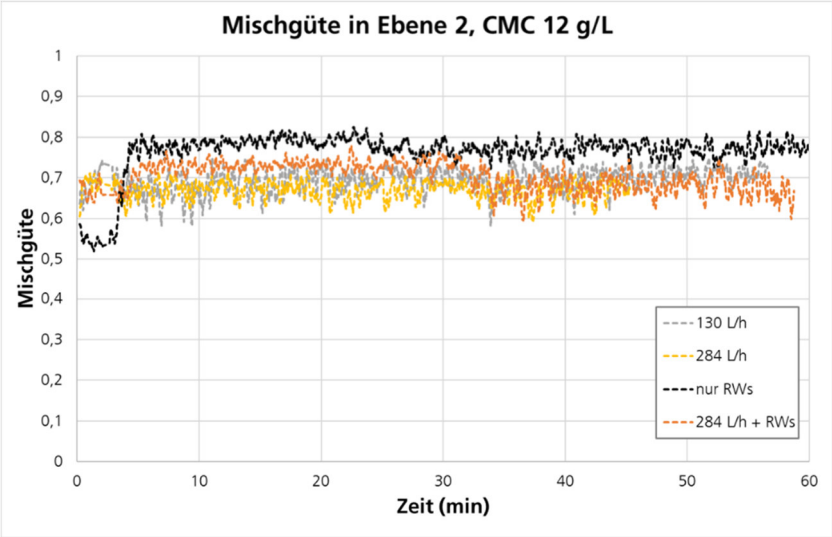


Abbildung 36: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 100 L-Maßstab in CMC 12 g/L

Wird die CMC-Konzentration auf 12 g/L reduziert, können zwischen den untersuchten Betriebszuständen keine wesentlichen Unterschiede festgestellt werden (Abbildung 36).

Nachfolgend werden die Versuche im 1 m³-Maßstab dargestellt.

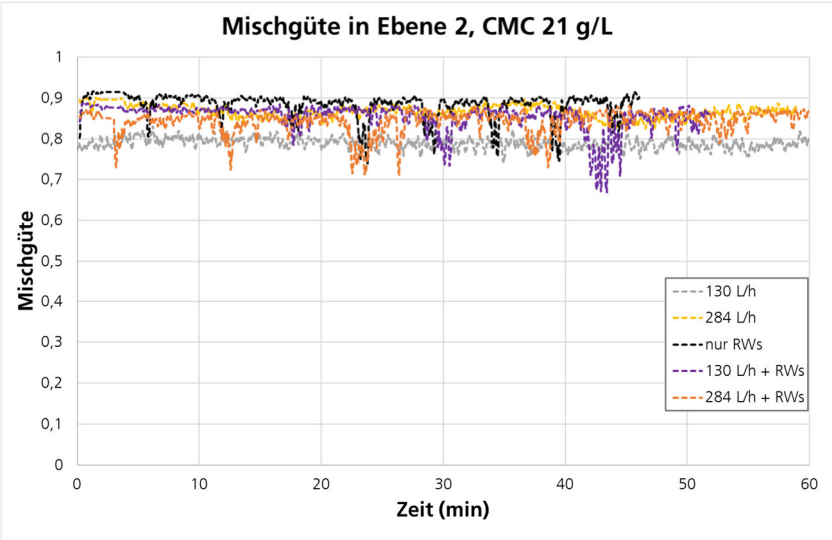


Abbildung 37: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 1 m³-Maßstab in CMC 21 g/L

Bei einer CMC-Konzentration von 21 g/L konnte im 1 m³ Maßstab festgestellt werden, dass bei einem Durchsatz von 284 L/h Durchsatz zwischen den einzelnen Betriebszuständen kaum Unterschiede feststellbar sind und auch für die Kombination von 130 L/h und Rührwerken kann eine gute Durchmischung erzielt werden (siehe Abbildung 37). Bei einem Pumpendurchsatz von 130 L/h ist die Mischgüte geringer und im Gegensatz zum 100 L Maßstab kann im Versuchsverlauf keine Erhöhung der Mischgüte festgestellt werden. Prinzipiell konnten die Ergebnisse aus dem 100 L Maßstab bestätigt werden.

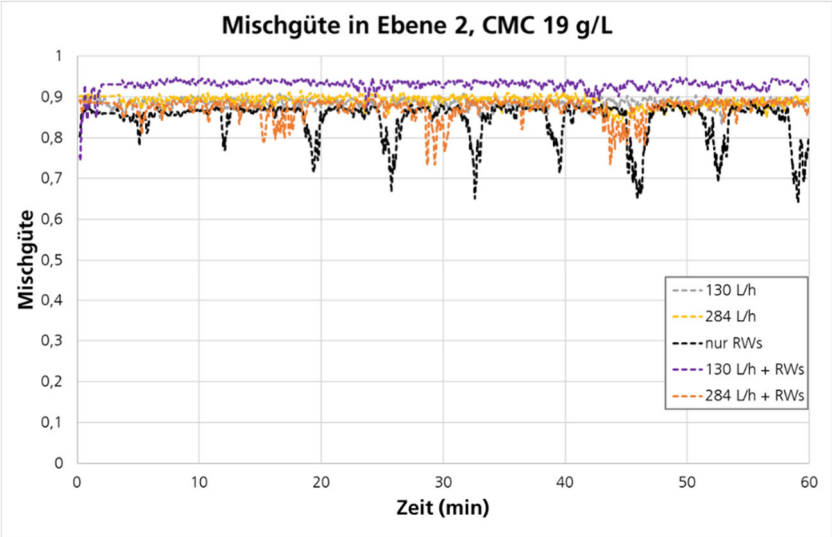


Abbildung 38: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 1 m³-Maßstab in CMC 19 g/L

Mit Verringerung der CMC-Konzentration auf 19 g/L und der damit verbunden Änderung der Fließeigenschaften verbessert sich die Durchmischung auch bei geringerem Pumpendurchsatz (Abbildung 38). So sind bei diesen Fließeigenschaften kaum Unterschiede zwischen den einzelnen Versuchspunkten ersichtlich. Daraus kann geschlossen werden, dass wenn bei alleinigen Pumpenbetrieb eine derartige Durchmischung realisiert werden kann, dass die Laufzeiten der Rührwerke deutlich reduziert werden kann.

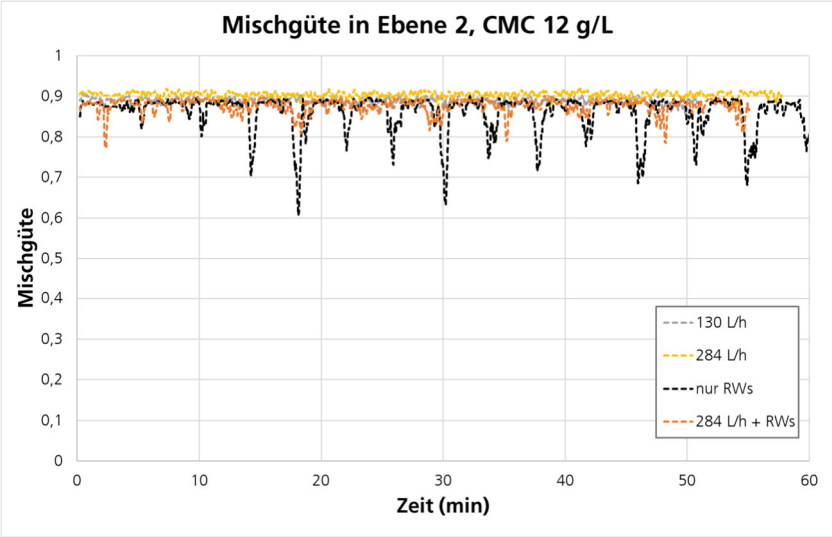


Abbildung 39: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 1 m³-Maßstab in CMC 12 g/L

Bei einer CMC-Konzentration von 12 g/L kann keine weitere Verbesserung der Durchmischung im Reaktor festgestellt werden. Die Fließeigenschaften der Lösung mit einer CMC-Konzentration von 12 g/L entsprechen etwa den aktuellen Fließeigenschaften im Fermenter 1 der Biogasanlage Nohra (Messung am 4.5.2021). Daraus kann geschlossen werden, dass eine Reduktion der Laufzeiten der Rührer, insbesondere der Phantom-Rührwerke, möglich und sinnvoll ist.

Zusammenfassend konnte anhand der durchgeführten Tomographie-Versuche festgestellt werden, dass hohen CMC-Konzentrationen ein alleiniger Betrieb der Pumpe zu einer unzureichenden Einmischung von frischem Substrat führt. Wird die Pumpe allerdings zusammen mit den Rührwerken betrieben, ist auch bei hohen Viskositäten eine ausreichende Durchmischung gegeben. Bei geringem Fließverhalten im Reaktor (CMC-Konzentration von 12 g/L) konnte bei allen Betriebszuständen eine gute Durchmischung erzielt werden kann. Deshalb sollten Laufzeiten und Drehzahl der Rührwerke entsprechend angepasst werden.

6.1.4 Numerische Strömungssimulation zur Beschreibung der Durchmischung in Biogasreaktoren und Ableitung von Optimierungsansätzen

Zu Beginn des Projektzeitraums wurden partikelfreie CFD-Simulationen vorgenommen, d.h., der Fermenterinhalt wurde als Kontinuum betrachtet, das allein durch die rheologischen Parameter charakterisiert wird. Für die Rechnungen wurden die Ergebnisse der rheologischen Untersuchungen des Fermenterinhaltes F1 vom März 2019 (K = 13,5 Pa·s^m; m = 0,429) genutzt. Grundlage der geometrischen Daten des Reaktors bildeten die Abmessungen des Hauptfermenters F1 der Biocraft Nohra (V = 4.000 m³; D = 25 m). Die zur hydraulischen Vermischung zu nutzenden Rohrleitungen entsprechen den Abstimmungen im Verbund und weisen einen Durchmesser von DN 250 auf. Zur Umwälzung des Reaktorinhaltes wurden zunächst zwei Pumpen mit dem Durchsatz von jeweils 60 (100 bzw. 200) m³/h eingesetzt (vergleiche Abbildung 40). Es wurde der kommerzielle CFD-Solver ANSYS Fluent verwendet.

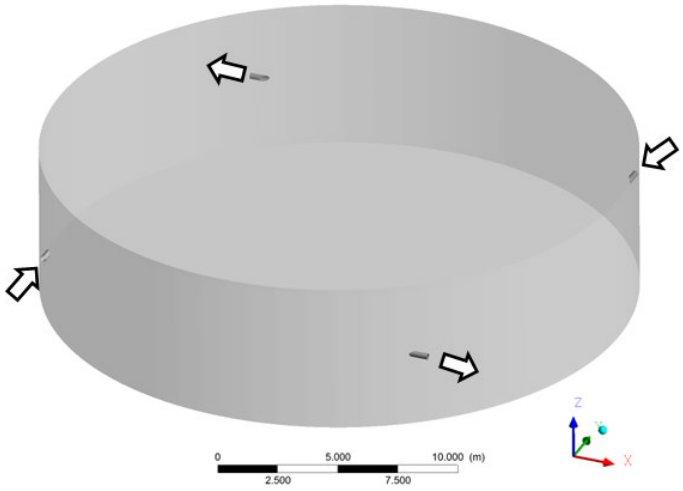


Abbildung 40: Zur CFD genutzte Reaktorgeometrie mit Ein- und Ausgängen zur hydraulischen Umwälzung

Abbildung 41 zeigt das Ergebnis der Simulationsrechnungen für einen Pumpenförderstrom von 60 m³/h.

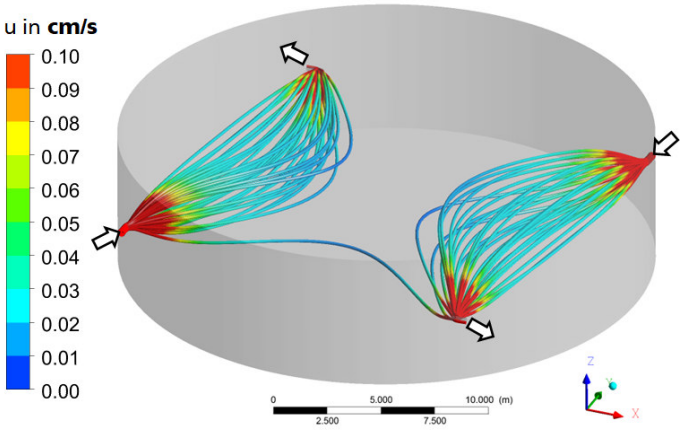


Abbildung 41: Verteilung der Stromlinien bei einem Förderstrom von 60 m³/h und den Standard-Fließeigenschaften

Zur Überprüfung des Einflusses der Viskosität wurden die Simulationen für einen Fermenterinhalt mit verbessertem Fließverhalten wiederholt. Dabei wurde angenommen, dass sich die Parameter des Fließverhaltens durch Einsatz einer Substratvorzerkleinerung auf K = 5 Pa·s^m und m = 0,5 verändern. Eine signifikante Verbesserung der Reaktormischung konnte jedoch nicht erreicht werden.

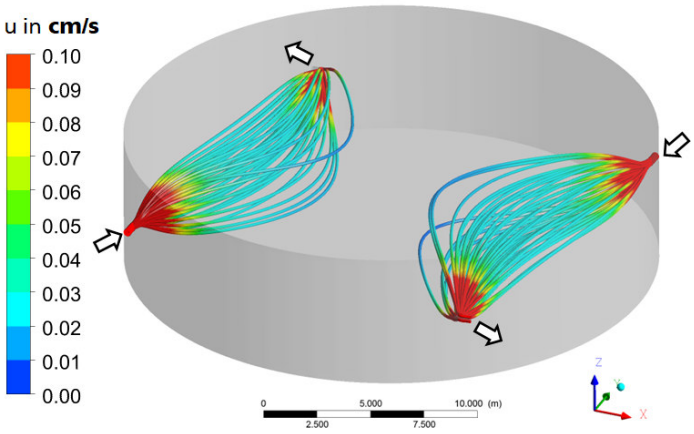


Abbildung 42: Stromlinien bei einem Förderstrom von 60 m³/h und reduzierter Viskosität des Fermenterinhaltes

Zur Vermeidung der vorhandenen Kurzschlussströmungen wurde die Anzahl der Reaktorstutzen reduziert, indem nur noch ein Einlass- und ein Auslassstutzen DN 250 angeordnet wurden. Als Fließparameter wurden K = 5 Pa·s^m und m = 0,5 gewählt. Die sich dann bei einem Pumpdurchsatz von 60 m³/h ausbildenden Strömungsverhältnisse sind aus Abbildung 43 ersichtlich. Gezeigt wird der Konturplot im Bereich der halben Fluidhöhe. Mit den gewählten Parametern konnte die Hälfte des Reaktorvolumens in Bewegung gehalten werden.

Zur Erhöhung des durchmischten Reaktorvolumens wurde der Volumenstrom auf 100 m³/h erhöht (Abbildung 44).

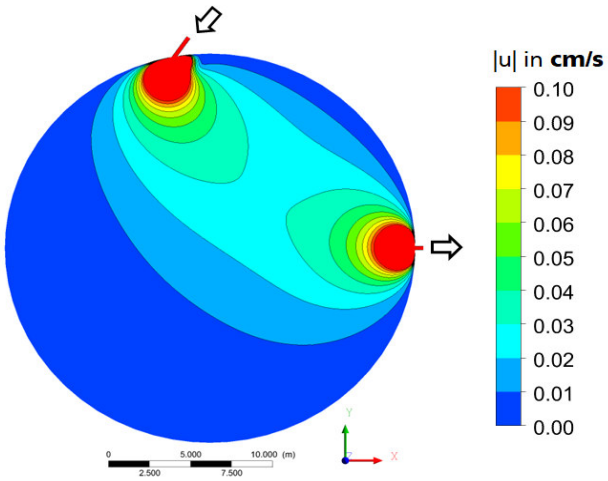


Abbildung 43: Strömung bei reduzierter Anzahl der Stutzen und einem Durchsatz von 60 m³/h (Konturplot bei 0,5·*H*)

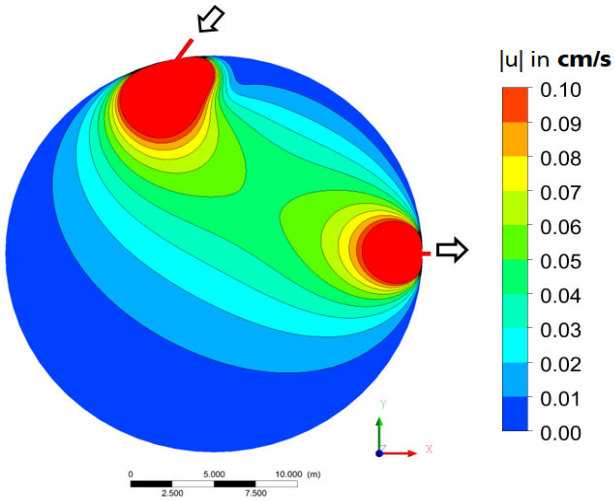


Abbildung 44: Strömung bei reduzierter Anzahl der Stutzen und einem Durchsatz von 100 m³/h (Konturplot bei 0,5·*H*)

Das bestehende CFD-Modell wurde um die im Fermenter F1 installierte Rührtechnik erweitert. Neben zwei langsam laufenden Propeller-Tauchmotorrührwerken (TMR) mit einem Propellerdurchmesser von 2,5 m werden zwei Schnellläufer mit einem Durchmesser von 1 m genutzt. Die Schnellläufer dienen vor allem zur Verhinderung bzw. Beseitigung von Schwimmschichten. Ergänzt werden diese Propellerrührer durch einen Paddelgiganten. Die Anordnung der Rührtechnik im Fermenter zeigt Abbildung 45.

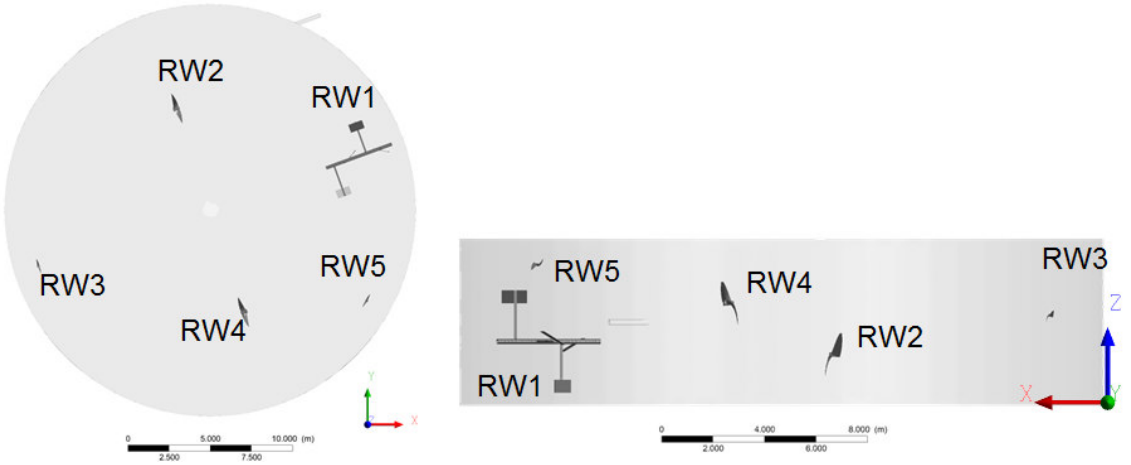


Abbildung 45: Anordnung der Rührtechnik im Fermenter F1 der Anlage Biocraft Nohra

Die Spezifikation zu den einzelnen Rührwerken ist nachstehenden Tabellen zu entnehmen. In Tabelle 2 sind neben dem Rührerdurchmesser d_R die Nennleistung P und die genutzte Rührerdrehzahl n zusammengestellt.

Tabelle 10: Rührtechnik im Fermenter F1 der Anlage Biocraft Nohra

Rührwerk	Art	Hersteller und Typ	d_R in m	P in kW	n in min^{-1}
1	Paddelgigant	Agrikomp Paddelgigant	4	15	10
2	Propeller-TMR	Flygt Großflügler SR 4460	2,5	5,7	36
3	Propeller-TMR	RTO Schnellläufer Phantom 1000	1	11 – 20	200
4	Propeller-TMR	Flygt Großflügler SR 4460	2,5	5,7	36
5	Propeller-TMR	RTO Schnellläufer Phantom 1000	1	11 – 20	200

Tabelle 11: Positionierung der Rührtechnik im Fermenter

Rührwerk	Einbauhöhe in m	Winkel (0° = Norden)	Abstand zur Wand in m
1	2,5	70°	0
2	2	340°	6
3	3,5	252°	1
4	4	160°	6
5	5,5	120°	1

Die neben der Rührtechnik installierte Umwälzpumpe förderte mit einem Volumenstrom von 60 m³/h. Die Simulationen wurden einmal ohne Paddelgigant und einmal unter Einsatz aller fünf Rührwerke durchgeführt. Die Umwälzpumpe wurde in jeder der betrachteten Varianten genutzt. Ohne Paddelgigant wurde ein Rechennetz aus 6,4 Mio. Volumenelementen, mit Paddelgigant aus 17,4 Mio. Volumenelementen erzeugt. Die vernetzte Rührtechnik zeigt Abbildung 46.

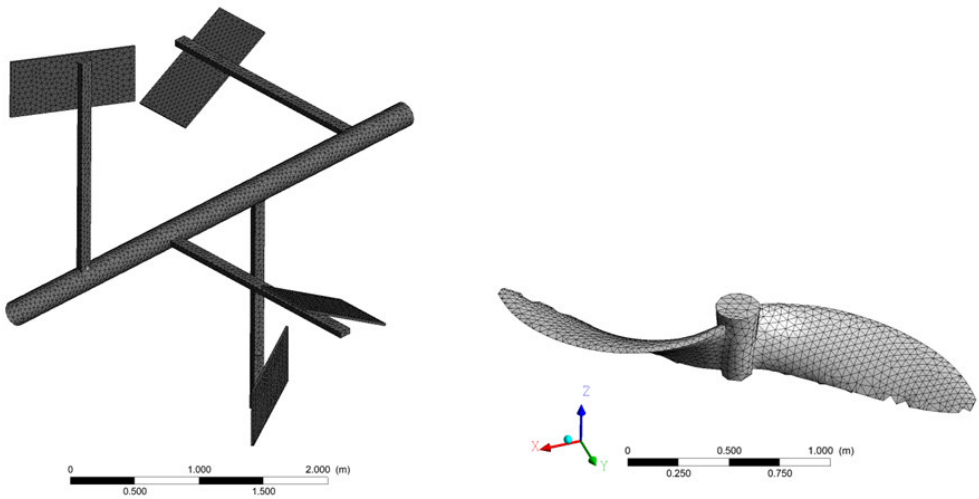


Abbildung 46: Paddelgigant und Propeller-Tauchmotorrührwerk, vernetzt für CFD-Simulation

Die folgenden Simulationen wurden partikelfrei durchgeführt. Das Fließverhalten des Reaktorinhaltes entsprach den Messwerten für den Fermenterinhalt (K = 31 Pa·s^m, m = 0,32). Als Fluiddichte wurden 990 kg/m³ angenommen.

Die Ergebnisse der Untersuchungen ohne Einsatz des Paddelgiganten zeigt Abbildung 47, Abbildung 48 demonstriert die Strömung im Reaktor mit zugeschaltetem Paddelgigant.

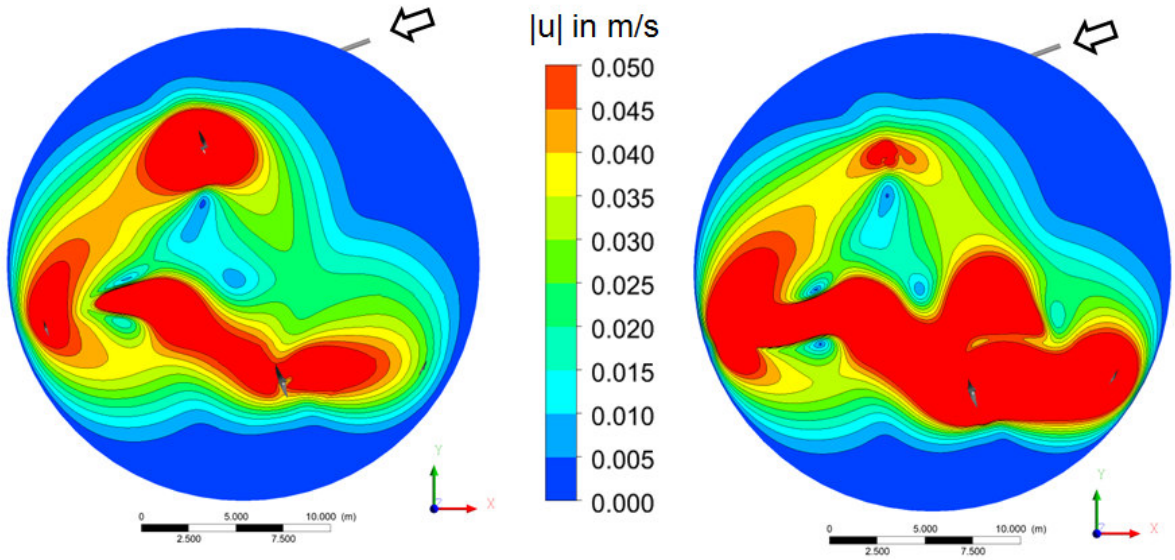


Abbildung 47: Einsatz von Umwälzpumpe und vier Rührwerken – Konturplot bei z = 2 m (links) und z = 4 m (rechts)

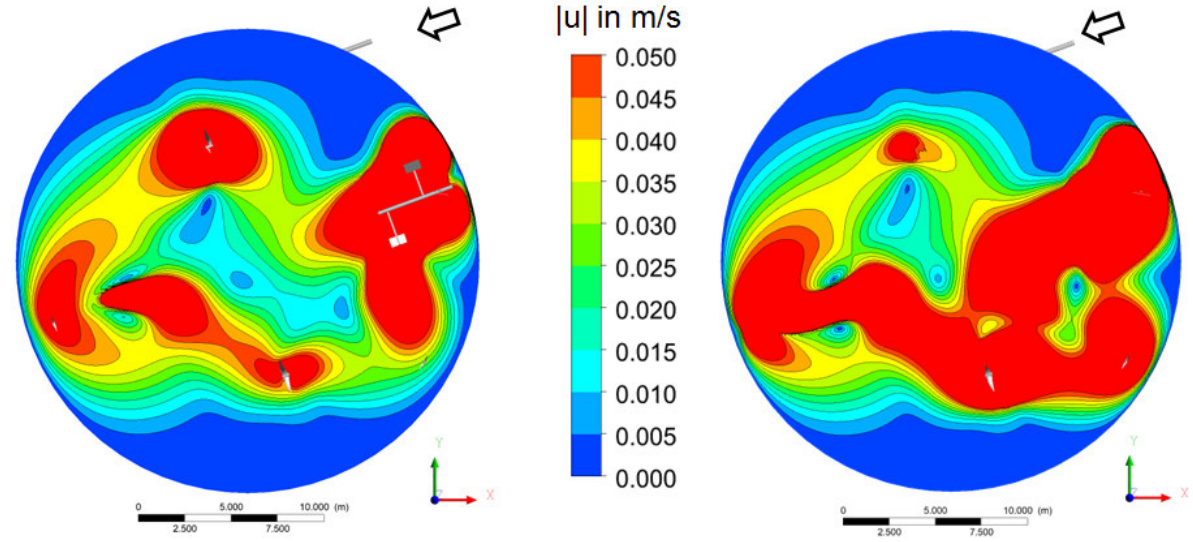


Abbildung 48: Einsatz von Umwälzpumpe und fünf Rührwerken – Konturplot bei z = 2 m (links) und z = 4 m (rechts)

Die Ergebnisse zeigen, dass der Betrieb des Paddelgiganten – trotz hoher Rührerleistung – nur geringfügige, lokal sehr begrenzte Verbesserungen des Mischprozesses bewirkt. Gebiete unzureichender Durchmischung bleiben bestehen.

Verbesserungen der Durchmischung könnten einerseits durch einen erhöhten Durchsatz der Umwälzpumpe und andererseits durch ein verbessertes Fließverhalten respektive einer geringeren Viskosität des Fermenterinhaltes erreicht werden.

Das bestehende CFD-Modell wurde um einen DPM-Ansatz zur Beschreibung des Flüssig/Fest-Systems erweitert. Die angesetzten Massenströme betragen für den Fermenterinhalt $\dot{m}_f$ = 12,8 kg/s und für den Partikelstrom $\dot{m}_P$ = 3 kg/s.

Die folgenden Abbildungen zeigen die Ergebnisse für den zusätzlichen Einsatz von Rührtechnik. Bei diesen Berechnungen wurde die Partikeldichte zu 910 kg/m^3 angesetzt. Betrachtet wurde wiederum der Einfluss der Gravitation bzw. der Einfluss der Wechselwirkung zwischen Partikel und Fluid. Abbildung 49 zeigt den Einfluss der Einbeziehung der Gravitation, jedoch ohne berücksichtigte Wechselwirkung zwischen Fluid und Partikel, wobei für die hier gezeigte Simulation der Dichteunterschied zwischen Fluid und Feststoff nur 50 kg/m^3 beträgt. Bei derart geringen Dichteunterschieden kann der Einfluss der Gravitation vernachlässigt werden. Dagegen sind die Wechselwirkungen zwischen den Phasen Fest/Flüssig unbedingt in die Rechnungen zu implementieren (vergleiche Abbildung 50).

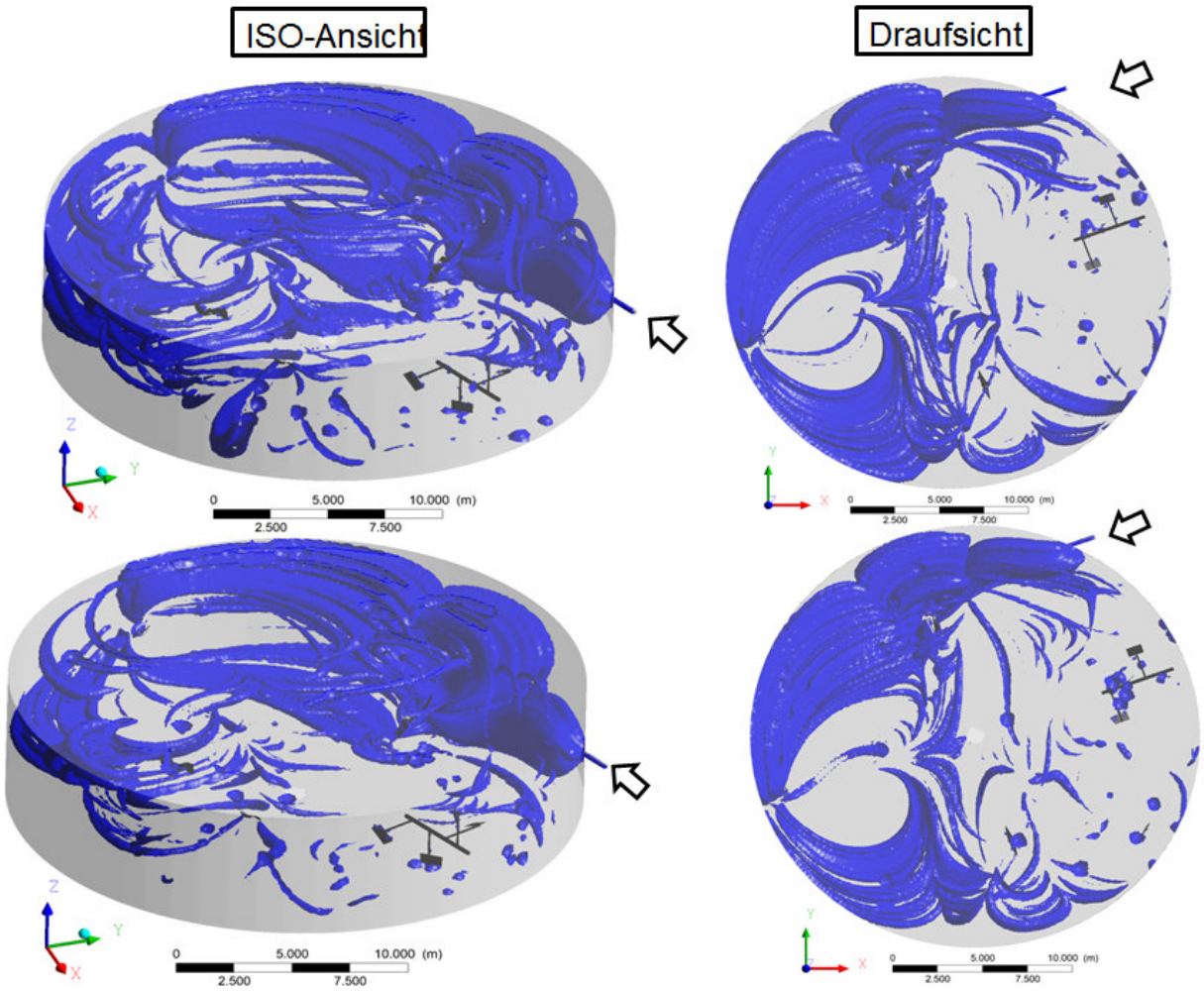


Abbildung 49: Einfluss der Berücksichtigung der Gravitation auf die Verteilung der dispersen Phase im Reaktor bei Einsatz von Rührtechnik und Umwälzung. Oben: ohne Gravitation, unten: mit Gravitation. Berechnungen ohne Rückkopplung

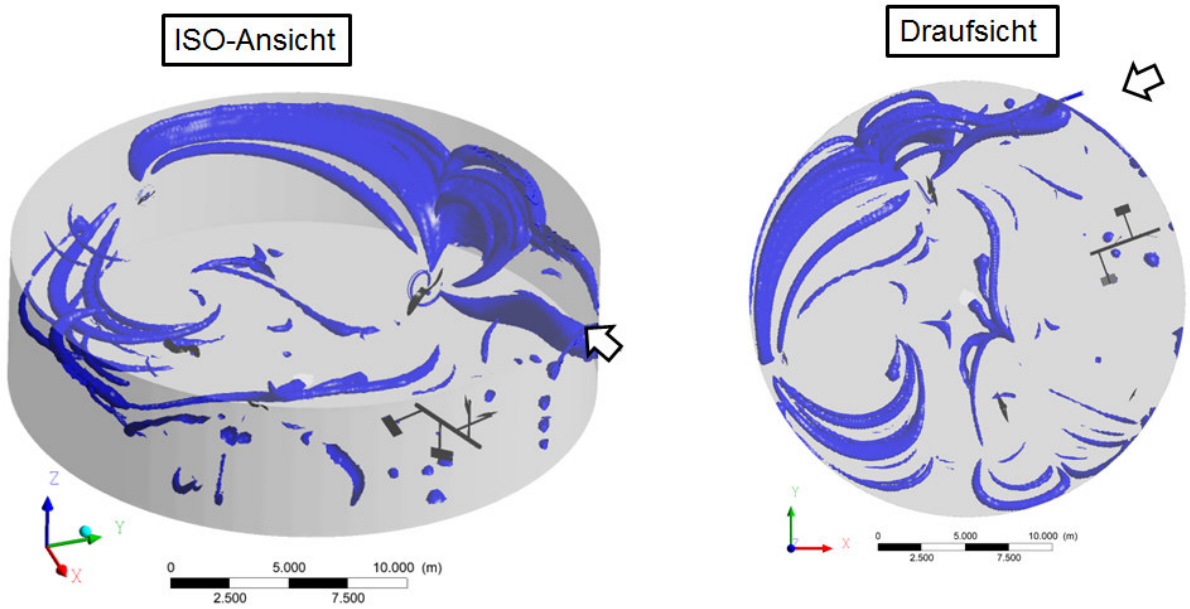


Abbildung 50: Verteilung der dispersen Phase im Reaktor bei Einsatz von Rührtechnik und Umwälzung unter Berücksichtigung der Rückkopplung. Ohne Gravitation

Mit Hilfe des Modells wurde der Einfluss des Pumpendurchsatzes (Einlassvolumenstroms) und der Rheologie auf die Durchmischung im Fermenter untersucht. Es konnte gezeigt werden, dass sich eine Erhöhung des Einlassvolumenstroms und Reduzierung der Viskosität positiv auf die Durchmischung im Fermenter auswirken. Dies zeigt sich in der Reduzierung von Totzonen einhergehend mit der Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit im Reaktor. Zur quantitativen Auswertung wurden die Dichte- und Verteilungsfunktion der Strömungsgeschwindigkeiten im Fermenter 1 ausgewertet (Abbildung 55).

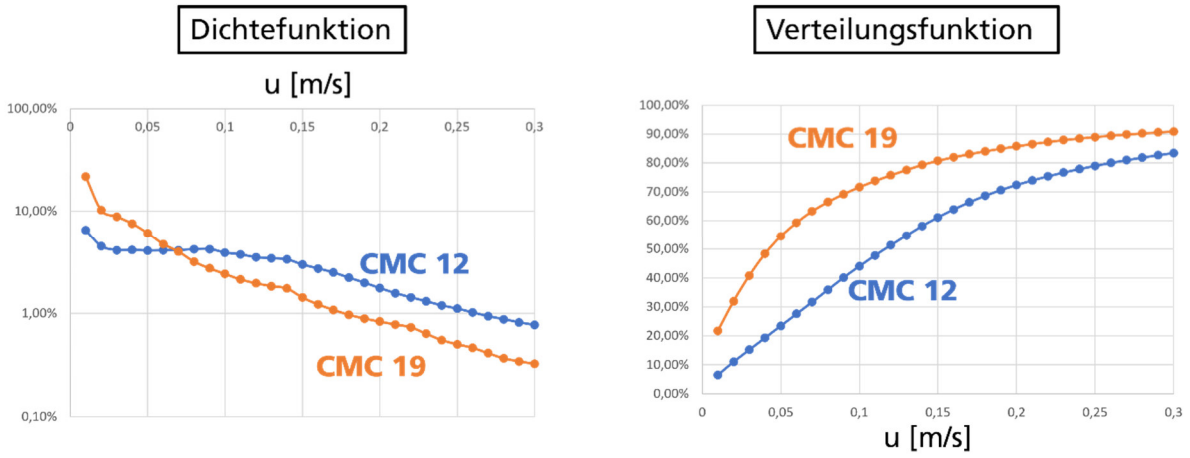


Abbildung 51: Dichte- und Verteilungsfunktion der Strömungsgeschwindigkeit im Fermenter 1, BGA Nohra, 5 Rührwerke, V‘=110 m^3/h

Untersuchungen zum Tomographiereaktor

Zur Validierung der partikelfreien Simulation wird der Tomographiereaktor im Modell nachgebildet. Verglichen werden können die über Kreuzkorrelation ermittelten Geschwindigkeitsprofile an verschiedenen Messebenen sowie die zeitlichen Verläufe der Farbstoffverteilung, was wiederum Rückschlüsse auf die Strömungsverhältnisse im Versuchsreaktor zulässt. Im Abbildung 45 wird der Tomographiereaktor und das verwendete 3D-Modell dargestellt. Die geomet-

rischen Abmaße des Modells stimmen mit dem Versuchsreaktor überein ($h_{Reaktor}$=19,2 cm; $d_{Reaktor}$=65 cm; $d_{Einlass}$=12,7 mm). Als Fluid dient Carboxymethylcellulosen (CMC)-Lösung mit einer Konzentration von 21 g/L. Die rheologischen Eigenschaften sehen wie folgt aus: K=35,5 Pa s^m, m=0,38, hierbei wird das Fließgesetz nach Ostwald-de Waele verwendet. Die Dichte des Fluids entspricht 990 kg/m^3.

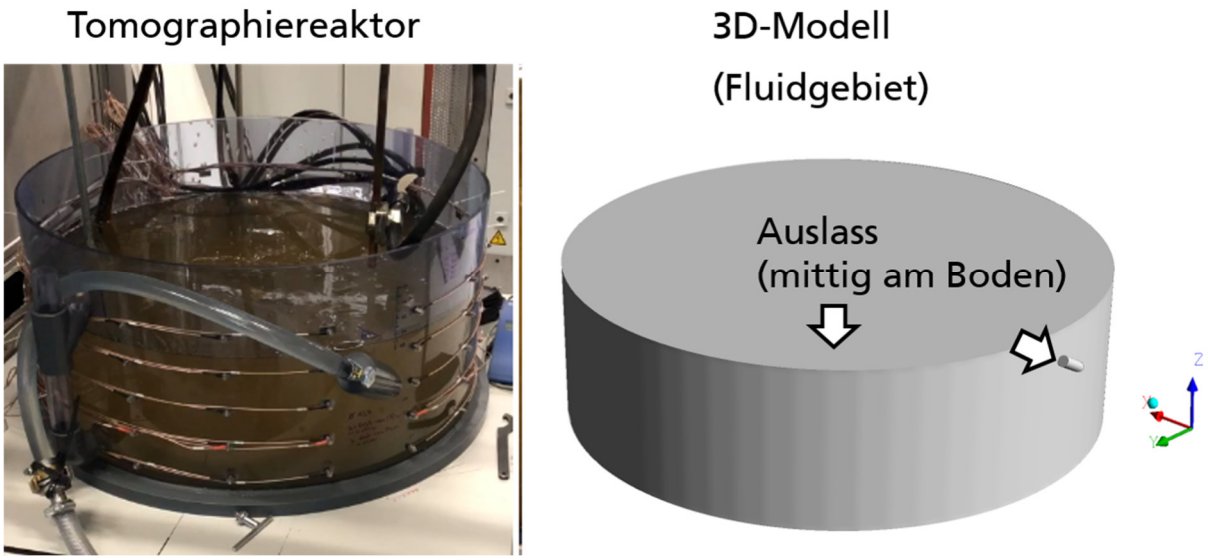


Abbildung 52: Tomographiereaktor (links) und 3D-Modell des Reaktors (Fluidgebiet) (rechts)

Das Rechennetz wurde in ANSYS ICEM-CFD 18 erzeugt. Der Fermenter wurde mit 1,3 Mio. Hexaedern vernetzt. Die Gebiete um die Rührwerke, wo die größten Geschwindigkeitsgradienten zu erwarten sind, wurden feiner aufgelöst (insgesamt 1,7 Mio. Tetraeder). Für die ersten Berechnungen wurden kein Turbulenzmodell oder Mehrphasenmodell verwendet.

Im ersten Schritt wird der alleinige Pumpenbetrieb abgebildet. Wie auch im Versuch wird ein Volumenstrom von 95 L/h angenommen, dies entspricht einer Geschwindigkeit von 0,21 m/s am Einlassrohr des Reaktors. An der oberen Fläche des Fluidvolumens (Grenzfläche zwischen Flüssig- und Gasphase) wird eine Symmetrierandbedingung verwendet. Wie in Abbildung 53 zu sehen ist, bildet sich eine Kurzschlussströmung zwischen dem Ein- und Auslass aus. Es wird nur ein geringer Volumenanteil des Reaktors durchströmt. Der Vergleich der Geschwindigkeitsprofile (Abbildung 54) zeigt eine gute qualitative Übereinstimmung, allerdings größere quantitative Abweichungen. Zur weiteren Validierung des Modells dient der Farbversuch. Der Transport eines passiven Tracers (Farbstoff) wird durch eine skalare Transportgleichung (Diffusions-Konvektionsgleichung) beschrieben, die separat vom CFD-Solver ANSYS Fluent gelöst wird. Der Tracer hat hierbei keinen Einfluss auf die Strömung. Als Diffusionskoeffizient wird 10^{-9} m^2/s angenommen. Die Farbverteilung kann entweder stationär oder transient untersucht werden. Eine transiente Analyse des Strömungsprofils ist aufgrund des hohen Rechenbedarfs nicht praktikabel. Eine transiente Berechnung der Farbstoffverteilung unter Annahme eines stationären Strömungsprofils ist wiederum mit der uns zur Verfügung stehenden Rechentechnik umsetzbar. Der qualitative Vergleich der eingefärbten Zonen zwischen Experiment und Modell im stationären Zustand zeigt eine gute Übereinstimmung, auch hier wird die Kurzschlussströmung ersichtlich.

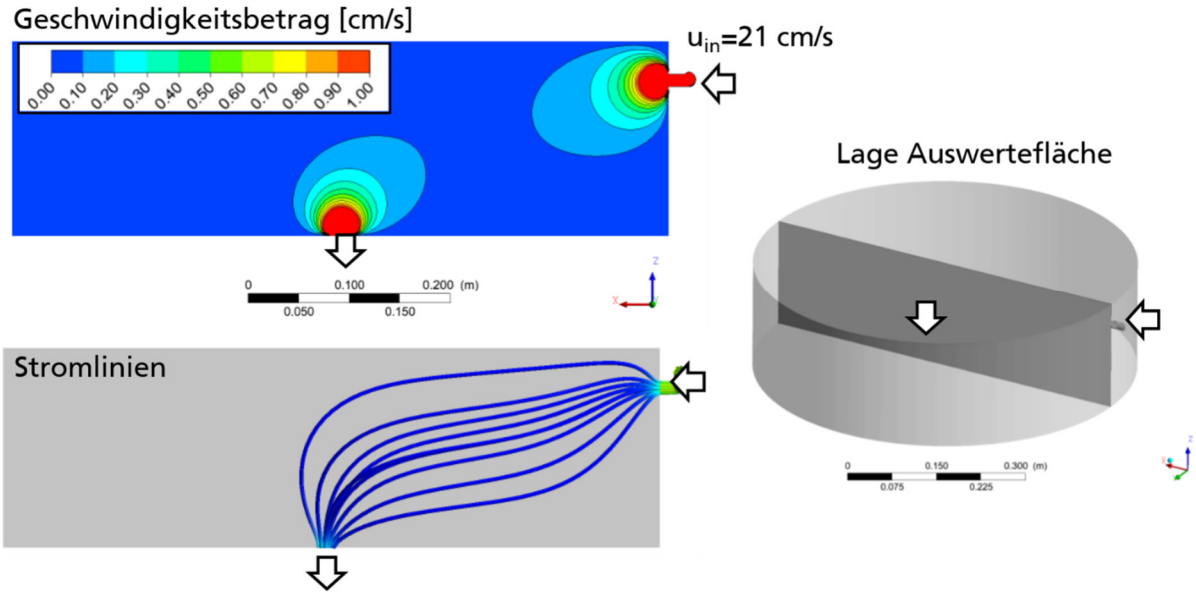


Abbildung 53: Strömung im Versuchsreaktor, alleiniger Pumpenbetrieb bei 95 L/h

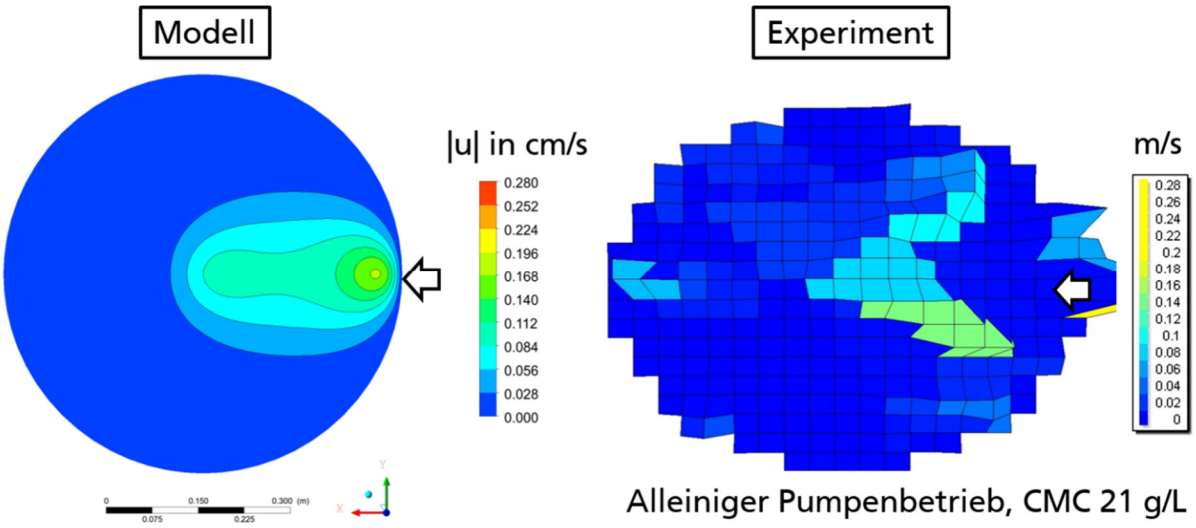


Abbildung 54: Vergleich der Geschwindigkeitsprofile: Im Modell (links, Auswerteebene bei z=10 cm); im Experiment (rechts, zw. Ebene 1 und 4).

Die Gegenüberstellung der eingefärbten Zonen im Experiment und Modell zu verschiedenen Zeitpunkten zeigt eine gute Übereinstimmung (Abbildung 55). Die Ausbildung der Kurzschlussströmung zwischen Ein- und Auslass wird ersichtlich. Ausgehend von der guten zeitlichen Übereinstimmung der Farbstoffausbreitung kann auf eine gute Übereinstimmung der Geschwindigkeitsbeträge geschlussfolgert werden.

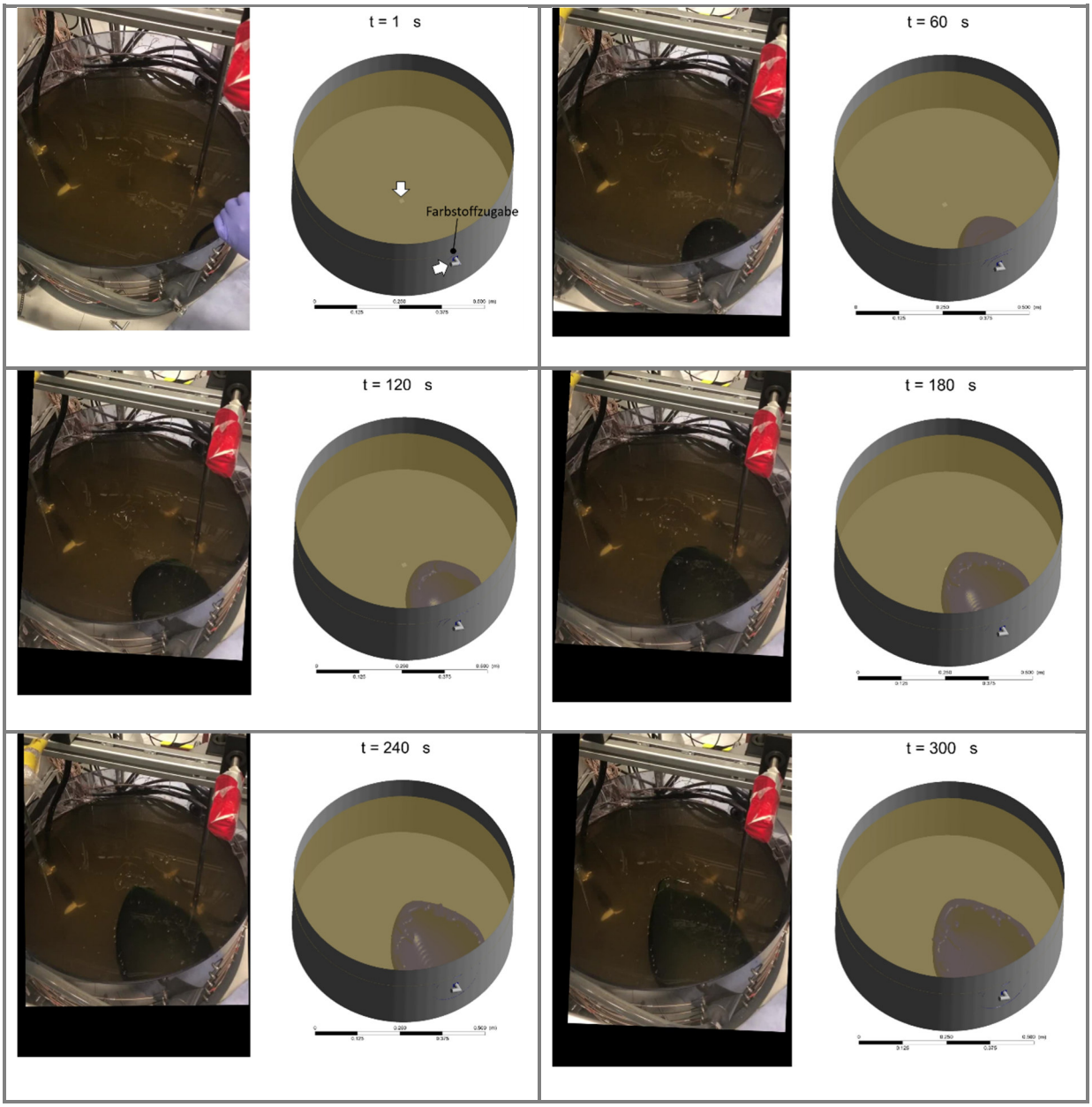


Abbildung 55: Vergleich Farbversuch, Experiment vs. Modell zu verschiedenen Zeitpunkten nach der Farbstoffzugabe, alleiniger Pumpenbetrieb, 95 L/h, CMC 21

Im zweiten Schritt wurde der Pumpenbetrieb mit zwei langsam laufenden Propeller-Tauchmotorrührwerken (TMR) unterstützt, diese entsprechen den Flygt Großflügler SR 4460 der BGA Biocraft Nohra. Die Position, Abmaße der TMR, sowie die Betriebsbedingungen stimmen mit dem Tomographieversuch überein. Im Modell zeigt sich eine deutlich verbesserte Raumausnutzung gegenüber dem alleinigen Pumpenbetrieb. In Abbildung 56 wird die Verteilung des Farbstoffs im stationären Betrieb dargestellt. Es zeigt sich die höchste Farbstoffkonzentration im Gebiet zwischen dem Einlass und dem ersten TMR.

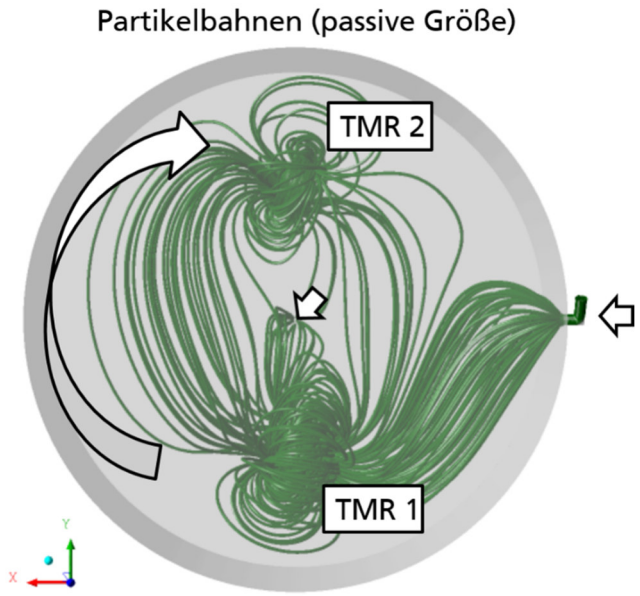


Abbildung 56: Farbversuch, Pumpenbetrieb mit zwei TMR, stationärer Betrieb, 95 L/h.

Mit Hilfe des Modells wurde weiterhin der Einfluss des Rührwerkbetriebs auf die Strömungsverhältnisse im Versuchsreaktor untersucht. In Abbildung 57 sind die ISO-Flächen der Geschwindigkeit für einen festgelegten Wert von 2,5 mm/s dargestellt. Die Zonen im Versuchsreaktor innerhalb der blau dargestellten Gebiete weisen eine Strömungsgeschwindigkeit größer 2,5 mm/s auf. Im ersten Fall (links im Bild, alleiniger Pumpenbetrieb) wird ersichtlich, wie der Impuls der Strömung kurz nach Eintritt in den Reaktor aufgrund der hohen Viskosität stark abgebremst wird. Die Zuschaltung der Rührwerke (RW) führt wie zu erwarten zur Verbesserung der Durchmischung im Reaktor. Im zweiten Fall (Pumpe + beide Flygt-RW) wird die Kavernenbildung im Gebiet um die Flygt-RW deutlich. Die Hinzunahme des 3. RW (Phantom-RW) hat eine weitere Verbesserung der Durchmischung zur Folge.

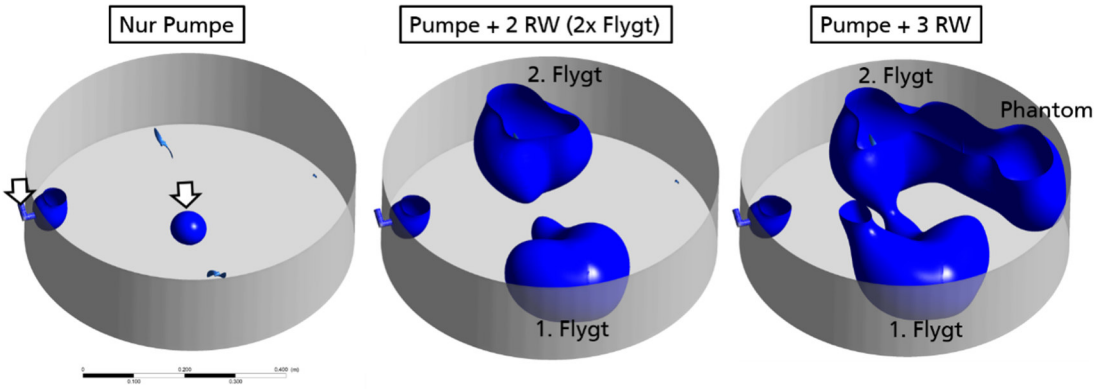


Abbildung 57: ISO-Fläche der Geschwindigkeit (2,5 mm/s) für verschiedene Betriebsmodi im Versuchsreaktor, 95 L/h, CMC 21

Zum besseren quantitativen Vergleich der berechneten Fälle wurden die Anteile der blau dargestellten Zonen (> 2,5 mm/s) am Gesamtreaktorvolumen gegenübergestellt (Abbildung 58).

Es zeigt sich, dass die Zuschaltung der Rührwerke den größten Anteil an einer Verbesserung der Durchmischung im Reaktor hat.

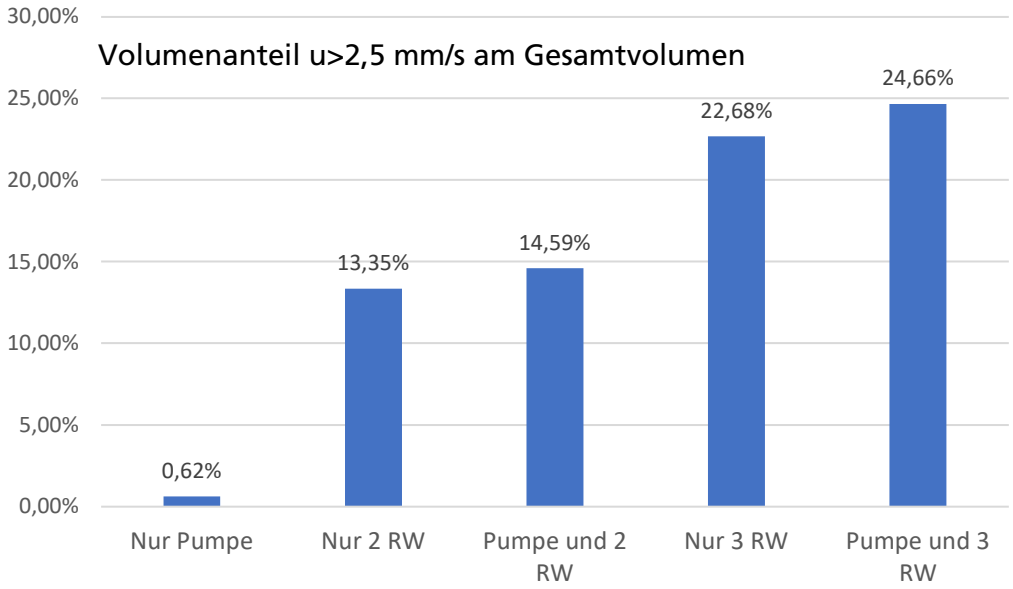


Abbildung 58: Volumenanteil u>2,5 mm/s am Gesamtvolumen im Versuchsreaktor, 95 L/h, CMC 21, 2 RW = beide Flygt-RW

Als Fazit der numerischen Strömungssimulation konnte festgestellt werden, dass der alleinige Betrieb der Pumptechnik zur Durchmischung des Fermenters nicht ausreicht. Das liegt zum einen an der Größe des Fermenters. Mit einem Fermenterdurchmesser von 25 m sind die hydraulischen Durchmesser für die Zu- und Ableitungen des Fermenterinhaltes mit DN 250 zu gering. Für einen sicheren und sinnvollen Betrieb der Anlage Biocraft Nohra war keine größere Ausführung möglich. Des Weiteren ist der Fermenterinhalt sehr viskos, sodass für eine Durchmischung des Behälters an mehreren Stellen Energie eingetragen werden muss.

6.1.5 Mischkonzept

Anhand der umfangreichen Untersuchungen in Labor und Praxis begleitet von einer umfangreichen Analytik konnte innerhalb des Projektes festgestellt werden, dass für die bewertete Anlage eine Verfahrenskombination aus einem hydraulischen Pump-/Mischsystem und axialfördernder Tauchmotorrührwerke zielführend ist. Zum einen spielt die Größe des Fermenters mit einem Durchmesser von 25 m eine entscheidende Rolle. Für eine vollständig hydraulische Durchmischung müssten die Kernlochbohrungen durch die Fermenterwand deutlich größer ausgeführt werden. Des Weiteren ist das Fließverhalten der Anlage herausfordernd, sodass eine rein hydraulische Durchmischung nicht zielführend war. Das Mischkonzept mit einer Kombination aus hydraulischer Durchmischung, minimierter Rührung und Substratzerkleinerung verbunden mit einer Substratanmaischung und die mechanische Desintegration zeigt Abbildung 59.

Im Unterschied zum alleinigen Rührbetrieb werden bei kombiniertem Betrieb Strömungsgeschwindigkeiten ≥ 0,05 m/s im Reaktor erzielt und somit vor allem Hydrolyse-Prozesse beschleunigt und gleichzeitig eine Phasenübersättigung einzelner Reaktorbereiche vermieden. Der kombinierte Betrieb wird vor allem in Phasen der Substrateinmischung empfohlen.

Aus energetischer Sicht ist der kombiniete Betrieb immer noch günstiger als ein Durchgängiger Betrieb der Rührtechnik bei hohen Drehzahlen.

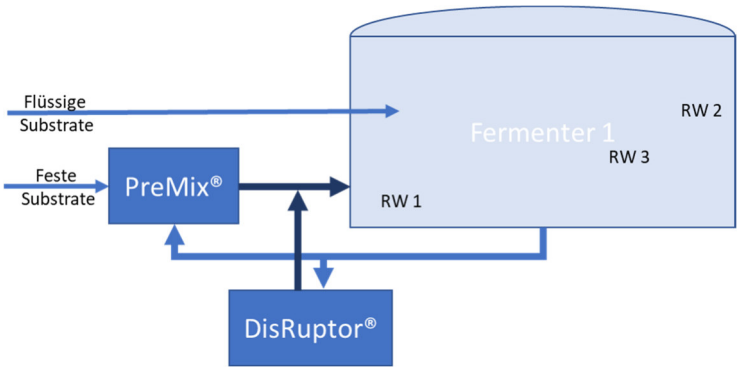


Abbildung 59: Darstellung des Mischkonzeptes

Weiterhin hat sich gezeigt, dass der kombinierte Betrieb aus hydraulischem Pump-/Mischsystem und Rührtechnik bei Einsatz langfaseriger, lignozellulosehaltiger Substrate wie Rinderfestmist eine erforderliche Voraussetzung für einen störungsfreien Anlagenbetrieb darstellt. Neben der unterstützenden Wirkung der Durchmischung sorgt die in das Pump-/Mischsystem integrierte Zerkleinerungstechnik für die notwendige Substrataufbereitung und Desintegration und garantiert somit dauerhaft einen verbesserten anaeroben Abbau in der Fermentation.

Die Bewertung des Praxisbetriebes von PreMix und DisRuptor auf der Anlage Nohra hat gezeigt, dass mit dem installierten Pump-/Mischsystem 2640 m³/d, das heißt, circa 66 % des Fermenterinhaltes hydraulisch umgewälzt werden können. Neben der Verbesserung der Fließeigenschaften kann auch infolge der hydraulischen Umwälzung die zum Rühren eingesetzte Energie deutlich reduziert werden.

6.2 Optimierung und Erarbeitung eines Regelkonzeptes für ein wartungsminimiertes Pumpensystem

6.2.1 Beschreibung der Strömungsverhältnisse im Pumpensystem

Zur Quantifizierung und Visualisierung der Strömungsverhältnisse in der Exzenterschneckenpumpe vom Typ „CC55-M1“ wurde ein transientes Simulationsmodell entwickelt. Innerhalb der Simulation wurde die Pumpe mit einer Drehzahl von 200 min^{-1} gegen 2 bar Differenzdruck betrieben. Durch die Variation der Mediumsviskosität (Wasser 0,001 Pa s; Biosubstrat 6,59 Pa s und Biosubstrat 17,95 Pa s) können rheologische Aussagen gezogen werden.

Tabelle 12: Berechneter Volumenstrom und Reynoldszahl am Pumpenauslassflansch

Medium	Massenstrom [kg/s]	Volumenstrom [m³/h]	Reynoldszahl [-] (Pumpenauslassflansch)
Wasser	11,2	40,3	95.021
Biosuspension (6,59 Pa s)	12,0	43,2	15
Biosuspension (17,95 Pa s)	12,1	43,6	11

Mit zunehmender Viskosität steigt der Volumenstrom, wie in Tabelle 12 erkennbar ist. Damit steigt auch der volumetrische Wirkungsgrad. Erklärbar ist die Zunahme des Volumenstroms durch die Verringerung der Rückströmung durch den Pumpenspalt zwischen Rotor und Stator. Mit höherer Viskosität steigen die Druckverluste im Pumpenspalt und somit fließt weniger in Richtung des Druckgefälles zum Pumpeneinlass durch den Pumpenspalt.

In den Abbildungen 16 bis 18 ist ein 2D-Schnitt der Strömungsgeschwindigkeit für die verschiedenen Viskositäten dargestellt. Die Strömung im Sauggehäuse zeigt ein von der Viskosität unabhängiges Verhalten. Die Strömung ist sehr gleichmäßig.

Innerhalb der Pumpenkammer entstehen bei Wasser hohe Strömungsgeschwindigkeit. Mit zunehmender Viskosität sinkt die Geschwindigkeit in der Pumpenkammer. Da der Volumenstrom bei allen 3 Simulationsvariationen annähernd gleich ist, muss die hohe Geschwindigkeit bei Wasser durch Verwirbelungen innerhalb eines Fördervolumens entstehen.

Am Pumpenauslass mäßigt sich die Geschwindigkeitsverteilung bei allen 3 Varianten wieder. Bei Wasser ist die Geschwindigkeitsverteilung über die Querschnittsfläche gleichmäßiger und erinnert an das Geschwindigkeitsprofil einer turbulenten Strömung. In Gegensatz dazu weist das Strömungsprofil der beiden Simulationen mit höherer Viskosität Charakteristiken einer laminaren Strömung auf.

Die Berechnung der Reynoldszahl (Re) im Pumpenauslass bestätigt, dass bei Wasser ein turbulentes Strömungsprofil vorhanden sein muss und bei höheren Viskositäten ein laminares Geschwindigkeitsprofil (siehe Tabelle 12).

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d}{\eta} \qquad \text{laminar} \leq [\text{Re} = 2.300] \leq \text{turbulent}$$

ρ *Dichte*
v *Strömungsgeschwindigkeit*

d *charakteristische Länge*
η *dynamische Viskosität*

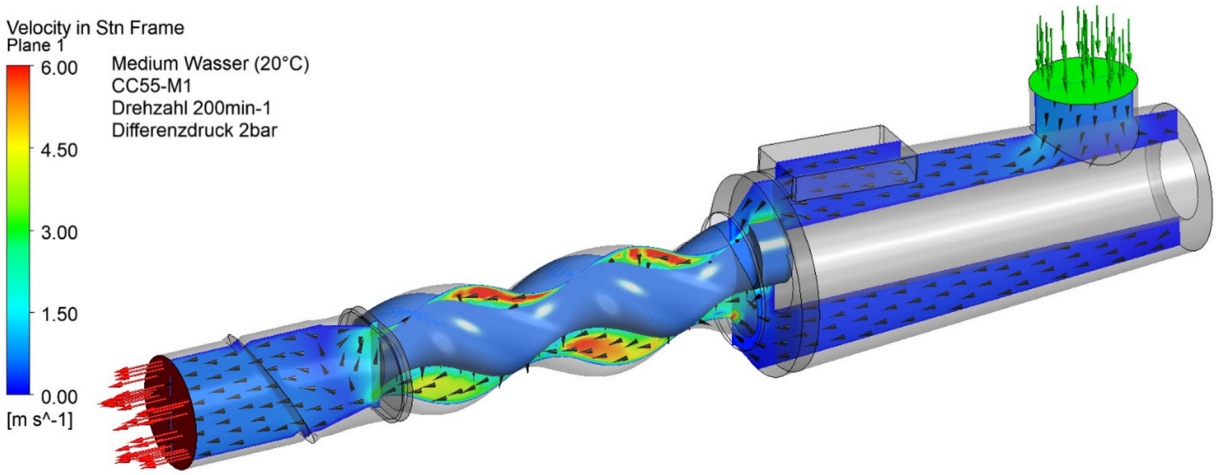


Abbildung 60: Geschwindigkeitsfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Wasser als Fördermedium

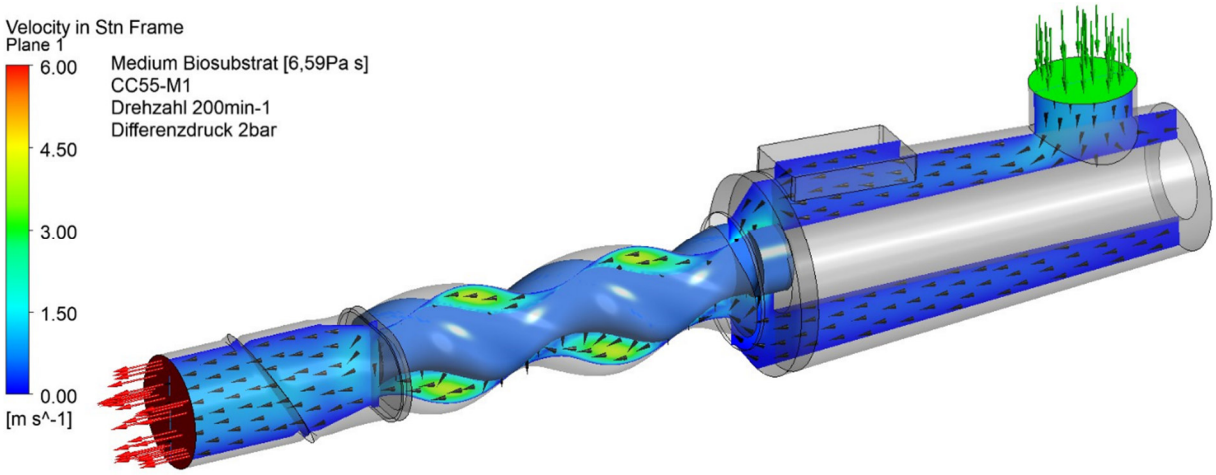


Abbildung 61: Geschwindigkeitsfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 6,59 Pa s als Fördermedium

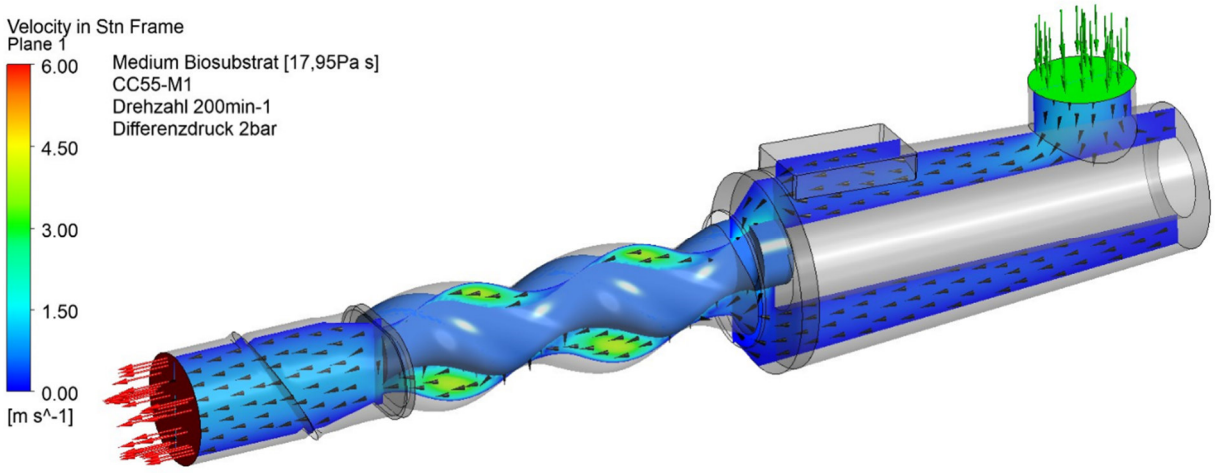


Abbildung 62: Geschwindigkeitsfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 17,59 Pa s als Fördermedium

Die hier getroffenen Aussagen werden durch die Darstellung der Stromlinien in den Abbildung 63 bis Abbildung 65 unterstützt. Hierbei wird der Weg der Fluidpartikel vom Pumpeneinlass

bis zum Pumpenauslass visualisiert. Die vermutete chaotische Strömung bei Wasser innerhalb der Förderkammer ist in Abbildung 63 sehr gut ersichtlich. Im Gegensatz dazu sieht man in den nachfolgenden beiden Abbildungen die gleichmäßige Strömung innerhalb der Förderkammer bei höherer Viskosität.

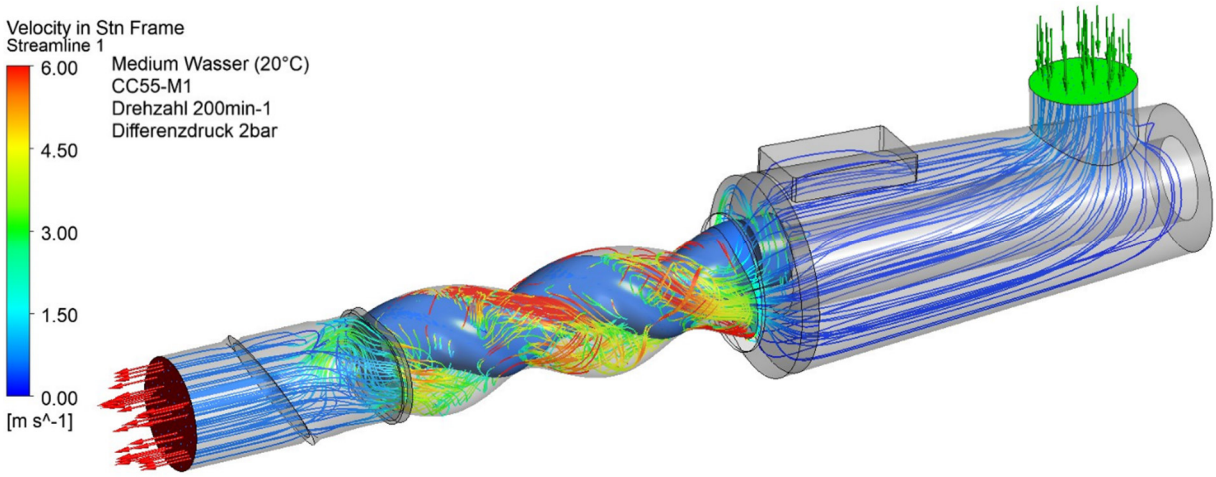


Abbildung 63: Stromlinien in einer Exzenterschneckenpumpe mit Wasser als Fördermedium

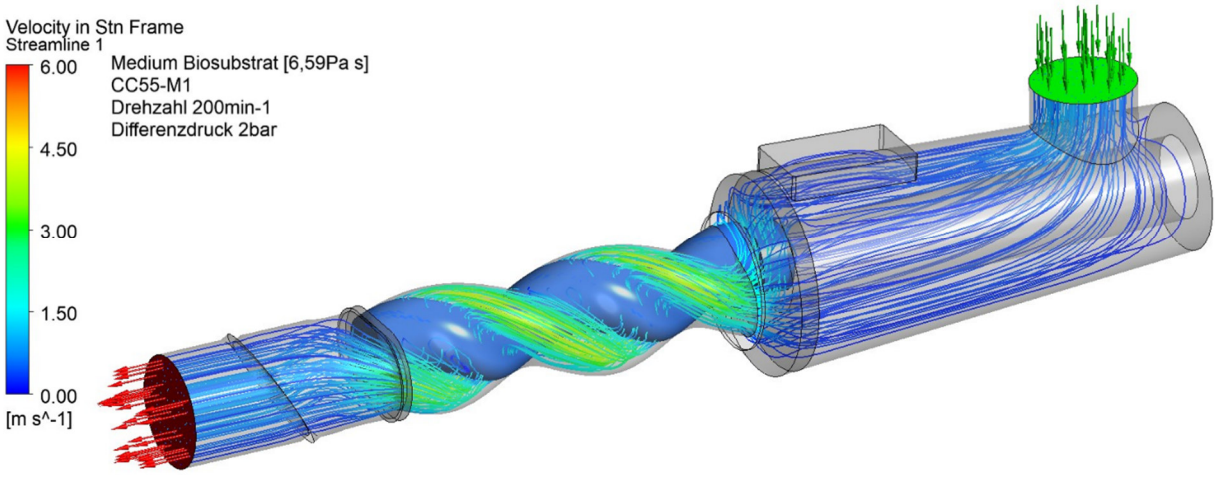


Abbildung 64: Stromlinien in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 6,59 Pa s als Fördermedium

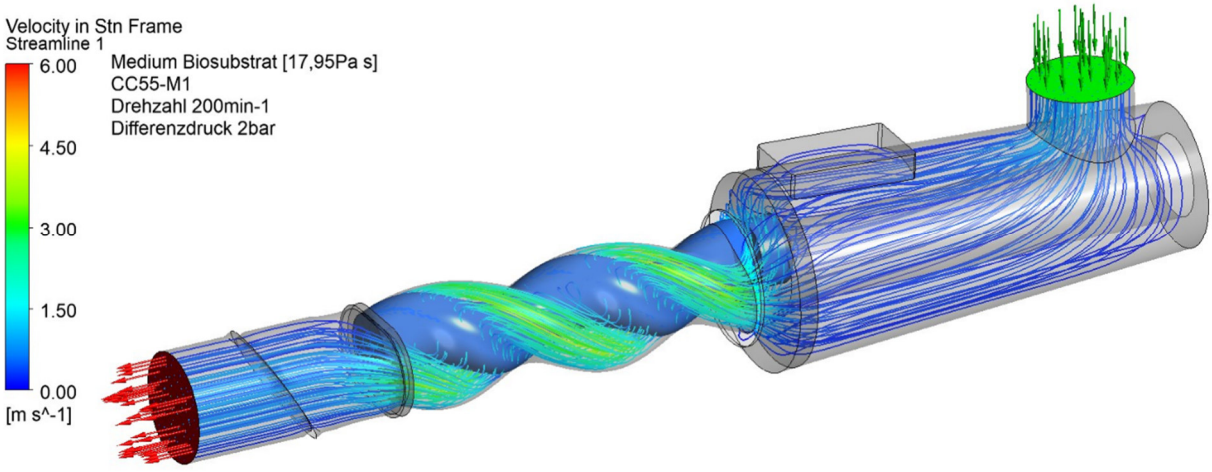


Abbildung 65 Stromlinien in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 17,59 Pa s als Fördermedium

In den folgenden Abbildung 66 bis Abbildung 68ist ein 2D-Schnitt durch die Exzenterschneckenpumpe mit geplotteten Druckfeld mit Veränderung der Viskosität dargestellt. Am Pumpeneinlass lag in allen Simulationen ein Druck von -0,2 bar an und am Pumpenauslass wurde ein Druck von 1,8 bar definiert.

Alle 3 Simulation zeigen eine Druckstufung in den Förderkammern. In der ersten Pumpenkammer, die sich gerade öffnet, ist ein Druck von ca. -0,3 bar vorhanden und liegt somit unter dem Einlassdruck von -0,2 bar. Durch die gerade entstehende Förderkammer entsteht ein Unterdruck, um das Fluid in die neue Förderkammer zu ziehen und diese somit zu befüllen. Dies entspricht dem Pumpprinzip von allen Verdrängerpumpen. Danach steigt der Druck stufenweise an. Die Exzenterschneckenpumpe CC55-M1 hat nur eine komplett geschlossene Förderkammer und je eine Förderkammer, die gerade entsteht und eine, die gerade verschwindet. Durch die verdrehte Form der Förderkammer, wirkt es in 2D-Schnitten immer so, als wären 2 komplette Förderkammern vorhanden.

Ein Vergleich der Abbildungen zeigt, dass bei 17,95 Pa s schon im Sauggehäuse ein stärkerer Unterdruck vorhanden ist. Dies ist durch die höhere Viskosität und die somit stärkeren inneren Verluste erklärbar, weil das Medium zäher ist und weniger bestrebt ist zu fließen. In den Förderkammern sieht man bei erhöhter Viskosität, dass das Medium stärker in Richtung Pumpenauslass durch den Rotor gedrückt wird. Dies ist an den lokal höheren Drücken sichtbar.

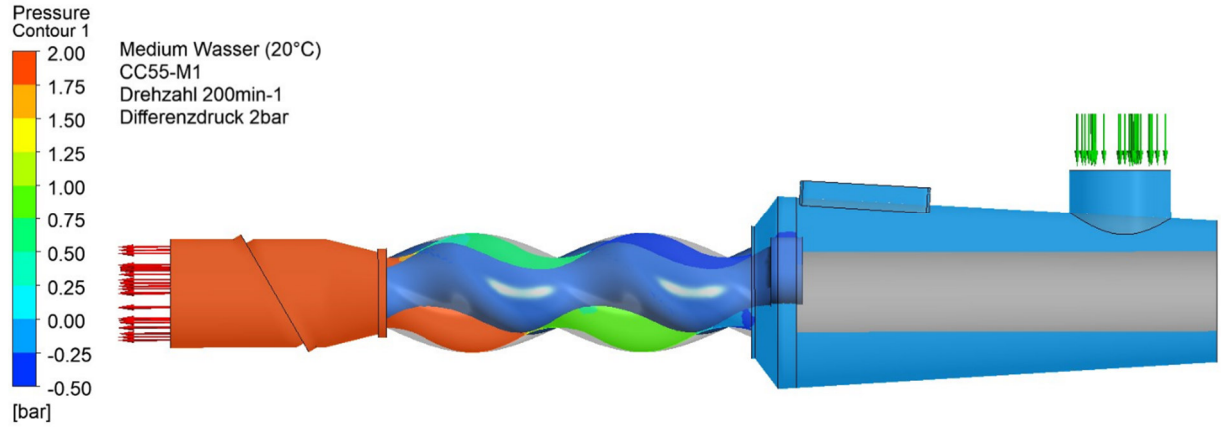


Abbildung 66: Druckfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Wasser als Fördermedium

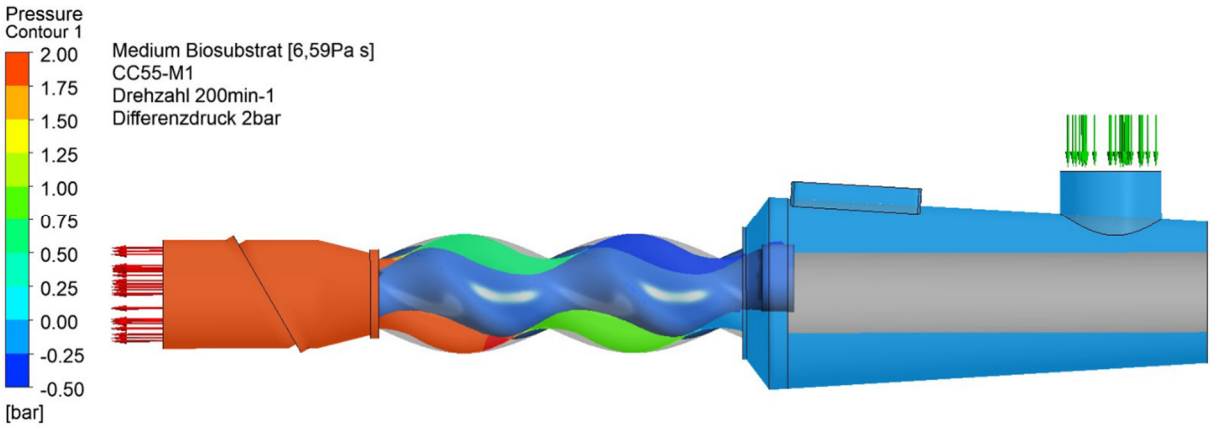


Abbildung 67 Druckfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 6,59 Pa s als Fördermedium

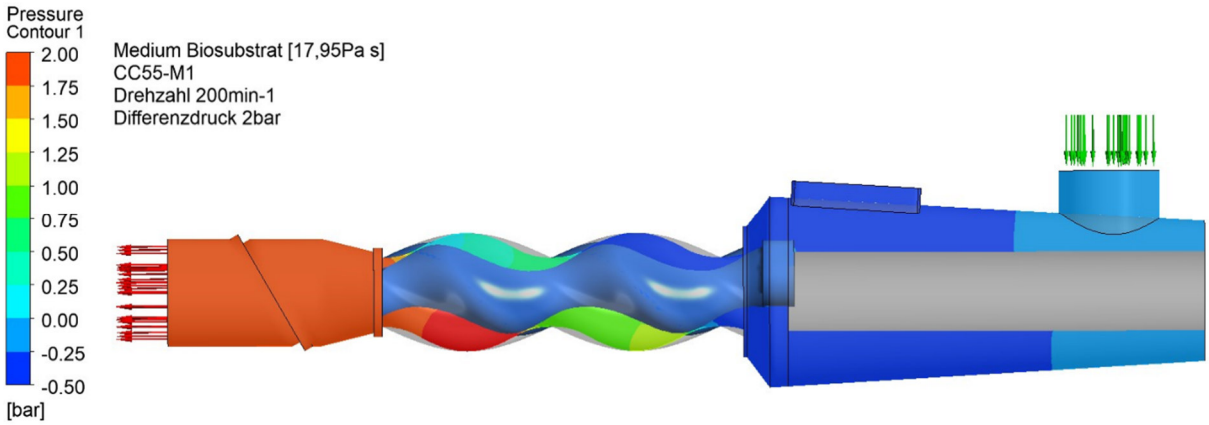


Abbildung 68: Druckfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 17,59 Pa s als Fördermedium

6.2.2 Zusammenhang zwischen Rheologie, Partikelgröße und Strömungseigenschaften

Im Laufe der Projektphase wurde die Biosuspension in Fermenter 1 fast durchgängig über die mechanische Desintegration aufgeschlossen. Das hat zu einem verbesserten Strömungsverhalten des Fördermediums geführt, was sich letztendlich in der Stromaufnahme bzw. am Drehmoment der Pumpen, des DisRuptors und des RotaCut-Nasszerkleinerers am PreMix widerspiegelt. Während zu Beginn des Projektes der Fermenterinhalt einen TR-Gehalt von ca. 12 - 13% hatte, wurde dieser im Projektverlauf auf 14% gesteigert, ohne dass eine Erhöhung der Stromaufnahme erfolgte.

Die Analysen des IKTS haben gezeigt, dass sich die Viskosität der Biosuspension in Fermenter 1 seit Projektbeginn verringert hat. Wie zuvor in Zwischenberichten dargestellt, hat die Faserlänge der Partikel durch die Vorzerkleinerung der Feststoffe im PreMix und den anschließenden Aufschluss durch die mechanische Desintegration abgenommen. Das spiegelt sich auch in der Stromaufnahme der Fermenterrührwerke wider. Die Stromaufnahme der Rührwerke wurde seit November 2019 aufgezeichnet und zeigt seitdem fast durchgängig eine fallende Tendenz. Dies führt zu einer Senkung des Eigenenergiebedarfs der Anlage, aber auch zu einer Verringerung des Verschleißes an mechanischen Komponenten.

Die Stromaufnahme der von Vogelsang eingesetzten Maschinen wurde zu Beginn der Versuchsdurchführung im November 2019 durch Videoaufzeichnungen der Steuerungsvisualisierung dokumentiert. Diese Werte wurden mit den ab Februar 2022 per Datenlogger aufgenommenen Messwerten verglichen. Die Stromaufnahme von der Zuführ- und der Abführpumpe des PreMix wurden auf diese Weise ausgewertet. Die Auswertung zeigte, dass sich die Stromaufnahme, trotz gestiegenem TR-Gehalt in der Biosuspension sogar verringert hat. Vergleicht man die Durchschnittswerte der betrachteten Zeiträume hat sich die Stromaufnahme etwa halbiert. Ursache hierfür sind vermutlich unterschiedliche Betriebsbedingungen der Maschinen zu den Messzeitpunkten, aber auch positive Auswirkungen der mechanischen Desintegration auf die Strömungseigenschaften der Biosuspension und somit auch auf den Leistungsbedarf der Maschinen.

Der DisRuptor und seine Zuführpumpe wurden nicht auf diese Weise ausgewertet, da die Positionen von Pumpe und DisRuptors im Rohrleitungssystem während der Projektlaufzeit getauscht wurden.

6.2.3 Konzept der hydraulischen Durchmischung mit Substratvorbehandlung und Anpassung an den Anlagenbetrieb

Regelungstechnische Anpassung des PreMix an den Feststoffdosierer

Die Anlage für den Versuchsbetrieb (Abbildung 69) wurde am 30.10.2019 in Betrieb genommen. Anfängliche Schwierigkeiten wie z.B. Störungen des Ultraschall-Sensors (US-Sensor), der den Füllstand der Feststoffe in der Austragsschnecke des Feststoffdosierers detektiert, wurden beseitigt.

Abbildung 69: Ansicht der Anlage für den Versuchsbetrieb

Der US-Sensor ist Teil der benötigten Sensorik, die von der Steuerung der Anlage angesprochen wird. Die vom Sensor erfasste Füllstandshöhe ist eine entscheidende Größe, die zum einen garantiert, dass genügend Feststoffe in den Fermenter eingebracht werden und zum anderen dafür verantwortlich ist, dass der Schneckenausgang am Feststoffdosierer mit Feststoffen abgedichtet wird (Pfropfenbildung). Gelangen zu wenig Feststoffe in den Schneckenausgang, läuft das geförderte und zum Anmaischen im PreMix benötigte Rezirkulat in den Feststoffdosierer.

Die Steuerung des PreMix sieht vor, dass bei einer Störung des Ultraschall-Signals die Anlage abgeschaltet wird, um ein Eindringen des Rezirkulats in den Feststoffdosierer zu verhindern. Nach Inbetriebnahme kam es häufiger zu Ausfällen der Anlage, weil das Signal durch freiwerdenden Wasserdampf gestört wurde. Die Störungen traten vor allem bei niedrigen Temperaturen ($T < 5$ °C) auf. Bei niedrigen Temperaturen dampfen Silagen und Wirtschaftsdünger stärker als bei höheren Temperaturen, da kalte Luft weniger Wasserdampf aufnehmen kann.

Manuelle Einstellungen am Sensor konnten den Fehler nicht beheben. Gelöst werden konnte die Problematik durch einen Lüfter, der nachträglich außen am Feststoffdosierer installiert wurde. Dieser führt einen Luftstrom unter die Schutzabdeckung des US-Sensor, wodurch die vom Sensorhersteller als Störgrößen angegeben Gase Wasserdampf und CO_2, aus dem Bereich des Ultraschallsignals ausreichend ferngehalten werden konnten.

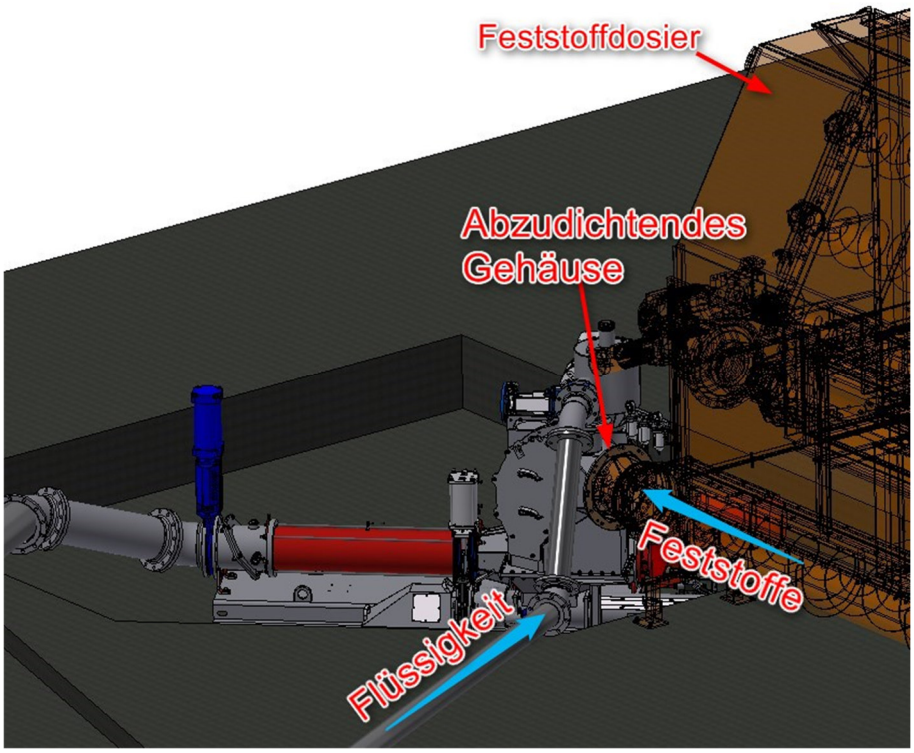


Abbildung 70: Erklärende Ansicht zur Abdichtung PreMix gegenüber Feststoffdosierer

Abbildung 71: Lüfter am Feststoffdosierer

Die Zusammensetzung der Anlagenfütterung wurde während der Projektlaufzeit entsprechend der Substratverfügbarkeit permanent variiert. Diese Situation der sich ändernden Substratzusammensetzung hat ebenfalls Anpassungen der PreMix-Einstellungen erforderlich gemacht.

Entsprechend der Substratzusammensetzung war es im Besonderen notwendig das Anmaischverhältnis anzupassen. In Perioden mit höherem Silageanteil wurde weniger Rezirkulat benötigt, um die Feststoffe angemaischt in den Fermenter einzutragen. Das Mischungsverhältnis lag in diesen Perioden bei 1:2,5; für den Eintrag von einer Tonne Feststoff wurden 2,5 m³ Rezirkulat genutzt.

In Perioden mit geringerem Silageanteil und einem somit höheren Anteil an organischen Reststoffen und Wirtschaftsdüngern wurde das Anmaischverhältnis auf bis zu 1:5 erhöht und je Tonne Feststoff 5 m³ Rezirkulat genutzt.

Die Anlage wurde bei Projektende im April 2022 bei einem Mischungsverhältnis von 1:5 betrieben. Die Betriebsparameter zeigt Abbildung 72.

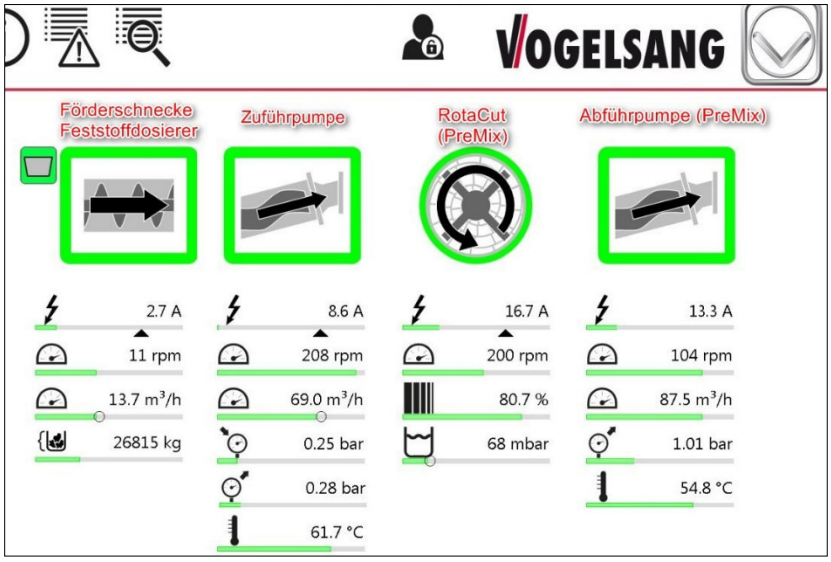


Abbildung 72: Screenshot PreMix-Steuerung während einer Fütterung (Mischungsverhältnis 1:5)

Die Feststoffzufuhr wurde während der Projektlaufzeit zwischen 13 - 20 m³/h und die Rezirkulatzufuhr zwischen 50 - 65 m³/h variiert. Der Volumenstrom in der Fütterungsleitung hat bis zu 85 m³/h betragen. Gefüttert werden sollte die Anlage durchschnittlich einmal je Stunde, doch gab es Störungen und Ausfälle in der automatischen Fütterung, die durch häufigere Fütterungsintervalle nach Behebung der Störung kompensiert werden mussten. Die Störungen in der automatisierten Fütterung wurden primär durch geänderte Eigenschaften neu angelieferter Substratchargen verursacht. Diese führten zu ungleichmäßigem Abtrag im Schubbodensystem des Havelberger Feststoffdosierers und dadurch zu Bildung von Substratbrücken auf dem Schneckenaustrag. Durch Ergänzung einer zweiten Ultraschallsonde über der Austragsschnecke gegenüber der ersten Ultraschallsonde konnten Störungen und Ausfälle der Fütterung letztendlich final verhindert werden.

Betrieb des DisRuptors

Nach Inbetriebnahme konnte lediglich ein ungleichmäßiger Volumenstrom von 2 -10 m³/h durch den DisRuptor gefördert werden, weil die im Fermenter vorhandene hohe Konzentration an langen Faserstoffen häufig Verstopfungen verursachte, die den Durchsatz beeinflussten.

Nach Inbetriebnahme wurde der Fermenter mehrfach umgewälzt und die Fasern im Fermenter vom DisRuptor kontinuierlich aufgeschlossen. Ab dem 08.12.2019 war ein kontinuierlicher Betrieb mit einer Durchsatzleistung von 20 m³/h möglich (Abbildung 73). Die Durchsatzleistung konnte im weiteren zeitlichen Verlauf noch bis auf 26 m³/h gesteigert werden. Dann traten bei dieser Anordnung von DisRuptor und nachgeschalteter Pumpe auch wieder Verstopfungen auf und die Durchsatzleistung brach zusammen. Aufgrund dessen wurde entschieden die Anordnung von DisRuptor und Pumpe zu tauschen und die Pumpe vor den DisRuptor zu positionieren und auf diese Weise nicht mehr durch den DisRuptor zu saugen, sondern zu drücken. Der Umbau der Bypassleitung erfolgte im September 2020. Nach erfolgtem Umbau der Rohrleitung und geänderter Positionierung der Maschinentechnik konnte die Durchsatzleistung auf bis zu 52 m³/h gesteigert werden. Nach Umstellung der Inputmaterialien auf einen erhöhten Strohanteil brach die Förderleistung jedoch wieder ein und wurde deshalb zunächst auf 40 m³/h gedrosselt. Nach weiterer Erhöhung des Strohanteils in der Zusammensetzung der Inputmaterialien auf bis zu 32 t/d musste die Durchsatzleistung zwischenzeitlich auf den Ausgangswert von 26 m³/h zurückgesetzt werden.

Der DisRuptor wurde nach Inbetriebnahme bei 50 Hz und Nenndrehzahl von 975 min^{-1} betrieben. Nach Durchführung der Versuchsreihe zum Effekt des drehzahlbedingten Aufschlussgrades auf Gasertrag, Abbaugrad der Organik und Viskosität (siehe Kapitel 6.2.4) wurde im Juli 2021 auf Wunsch des Betreibers der DisRuptor auf 70 Hz und eine Drehzahl von 1365 min^{-1} umgestellt und fortan so betrieben.

Der DisRuptor wurde nach Inbetriebnahme während der gesamten Projektphase fast durchgängig betrieben. Ruhezeiten waren nur durch Wartungsarbeiten und Störungen in der Anlagensteuerung bedingt.

Nach Umwälzung des Fermenterinhalts und dem dadurch erfolgten Aufschluss der Faserstoffe wird empfohlen die Betriebszeiten auf 4-5 h/d zu reduzieren. Dieses wurde jedoch auf Wunsch des Betreibers und der Befürchtung wieder ansteigender Viskosität und damit einhergehenden Störungen in der Anlagentechnik nicht umgesetzt. Auf diese Weise wäre jedoch der Eigenstrombedarf der Anlage vermutlich nochmals zu reduzieren und die Effizienz der Anlage zu steigern.

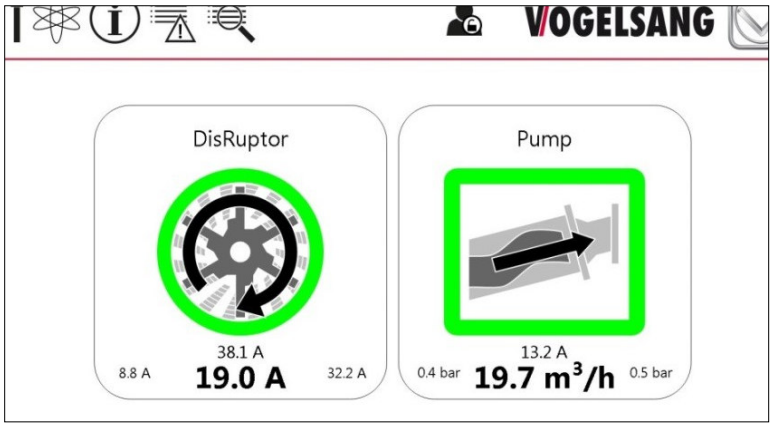


Abbildung 73: Screenshot DisRuptor-Steuerung während eines Pumpvorgangs

6.2.4 Anpassung und Optimierung des Mischkonzeptes

Umbaumaßnahmen

Nachdem unterschiedliche Einstellungen der Exzenterpumpe und des DisRuptors in der Bypassleitung getestet worden waren und der vorgesehene Durchsatz durch den DisRuptor von 60 m³/h aufgrund des in der Biosuspension enthaltenen hohen Anteils an Faserstoffen nicht erreicht werden konnte wurde im Frühjahr 2021 entschieden, die Anordnung von DisRuptor und Pumpe in der Bypassleitung zu tauschen. Die zuvor saugseitig positionierte Exzenterschneckenpumpe wurde druckseitig vor dem DisRuptor in die Rohrleitung eingebunden. Durch die neue Anordnung konnte der Volumenstrom durch den DisRuptor von zuvor 26 m³/h in Spitzen auf bis zu 52 m³/h konstante Durchsatzleistung gesteigert werden. Der vorgesehene Durchsatz von 60 m³/h konnte aufgrund des hohen Anteils schwer zu verarbeitender Strohfasern jedoch weiterhin nicht erreicht werden.

Die Durchsatzleistung musste von September bis Dezember 2021 nach Steigerung des Strohanteils in der Fütterung auf bis zu 32 t/d noch einmal auf 26 m³/h reduziert werden um temporäre Verstopfungen zu vermeiden und eine stabile Durchsatzleistung zu gewährleisten. Nach erneuter Reduktion des Strohanteils an der Zusammensetzung der Fütterung variierte der Durchsatz zwischen 26 m³/h und 40 m³/h, entsprechend der Substratzusammensetzung und der jeweils möglichen Durchsatzleistung.

Optische Auswertungen der zwischen den Messern des DisRuptor festgesetzten Faserstoffe haben gezeigt, dass primär Strohfasern zur Verstopfung des DisRuptors führten (Abbildung 74).

Abbildung 74: Verstopfung des DisRuptors durch Strohfasern

Wartungsarbeiten

Während der Projektphase wurden verschiedene Wartungsarbeiten durchgeführt und Verschleißteile getauscht. Die Messer am RotaCut mussten mehrfach gewechselt werden, aber auch die Messer am DisRuptor und Verschleißteile an den Exzenterschneckenpumpen mussten während der Projektphase ersetzt werden.

Eine Übersicht der erfolgten Wartungsarbeiten am RotaCut und der bis zum Wartungstermin geleisteten Betriebsstunden zeigt Tabelle 13.

Tabelle 13: Wartungsarbeiten am RotaCut und geleistete Betriebsstunden

Datum	Ereignis	Betriebsstunden [h]
04.06.2019	IBN PreMix Mobil	
01.08.2019	IBN PreMix und DisRuptor	0
21.11.2019	Austausch Messer + Sieb PreMix-RotaCut	540
10.01.2020	Austausch Messer + Sieb drehen PreMix-RotaCut	1.130
08.04.2020	Austausch Messer + Sieb PreMix-RotaCut + Rotor	1.630
08.05.2020	Austausch Messer + Sieb drehen PreMix-RotaCut	2.415
19.06.2020	Austausch Messer + Sieb PreMix-RotaCut	2.669
24.07.2020	Austausch Messer + Sieb drehen PreMix-RotaCut	3.195
20.08.2020	Austausch Messer + Sieb PreMix-RotaCut	3.407
16.10.2020	Austausch Messer + Sieb drehen PreMix-RotaCut	3.856
05.11.2020	Austausch Messer + Sieb PreMix-RotaCut	3.971
08.01.2021	Austausch Messer + Sieb drehen PreMix-RotaCut	4.577
26.02.2021	Austausch Messer + Sieb PreMix-RotaCut	5.006
28.03.2021	Austausch Messer + Sieb drehen PreMix-RotaCut	5.261
28.04.2021	Austausch Messer + Sieb PreMix-RotaCut	5.516
09.06.2021	Austausch Messer + Sieb drehen PreMix-RotaCut	5.988
09.07.2021	Austausch Messer + Sieb PreMix-RotaCut	6.408
26.08.2021	Austausch Messer + Sieb drehen PreMix-RotaCut	6.981
07.09.2021	Austausch Stator PreMix-Zuführpumpe	7.221
09.11.2021	Drehdurchführung gerissen, Austausch Messerrotor, Messer + Sieb	7.647
13.12.2021	Austausch Messer + Sieb drehen PreMix-RotaCut	8.023
08.03.2022	Austausch Messer + Sieb+ Rotor + ACC + Welle PreMix-RotaCut	8.971

Ein Zusammenhang zwischen der Zusammensetzung des Feedstocks und den Standzeiten der Schneidwerkzeuge wurde im Vorfeld des Projektes vermutet, konnte jedoch nicht bestätigt werden. Die Menge der über den PreMix eingebrachten Frischmasse je Stunde Standzeit liegt im Bereich von minimal 3,5 t bis maximal 17,5 t (Tabelle 14). Hinzu kommt, dass minimale und maximale Menge je Stunde Standzeit im ersten Halbjahr 2020 direkt aufeinander folgen. Der zwischen Januar 2020 und Juli 2020 eingebrachte Substratmix variiert nicht in dem Maß, dass die abweichenden Standzeiten in diesem Zeitraum damit begründet werden könnten.

Die abweichenden Standzeiten werden einerseits mit den stark abweichenden Eigenschaften der unterschiedlichen Lieferchargen zu begründen sein und andererseits auch mit einem teilweise nicht optimal eingestellten Verschleißsensor, wodurch die Messer vorzeitig als verschlissen angezeigt wurden und erneut getauscht werden mussten.

Tabelle 14: Wartungen, Betriebsstunden, Standzeiten, Verarbeitungsvolumen und Menge je Stunde Standzeit des PreMix

Datum	Ereignis PreMix	Betriebs-stunden [h]	Stand-zeit [h]	Verarbeitungs-volumen [t]	Menge pro Stunde Standzeit [t/h]
01.08.2019	IBN PreMix	0	0	0	0
21.11.2019	Austausch Messer + Sieb	540	540	9.458,9	17,5
10.01.2020	Austausch Messer + Sieb drehen	1130	590	4.122,4	7,0
08.04.2020	Austausch Messer + Sieb	1630	500	8.756,8	17,5
08.05.2020	Austausch Messer + Sieb drehen	2415	785	2.765,1	3,5
19.06.2020	Austausch Messer + Sieb	2669	254	3.742,1	14,7
24.07.2020	Austausch Messer + Sieb drehen	3195	526	3.390,2	6,4
20.08.2020	Austausch Messer + Sieb	3407	212	2.868,1	13,5
16.10.2020	Austausch Messer + Sieb drehen	3856	449	4.941,1	11,0
05.11.2020	Austausch Messer + Sieb	3971	115	1.716,4	14,9
08.01.2021	Austausch Messer + Sieb drehen	4577	606	6.164,3	10,2
26.02.2021	Austausch Messer + Sieb	5006	429	4.607,3	10,7
28.03.2021	Austausch Messer + Sieb drehen	5261	255	2.552,4	10,0
28.04.2021	Austausch Messer + Sieb	5516	255	2.874,1	11,3
09.06.2021	Austausch Messer + Sieb drehen	5988	472	4.009,9	8,5
09.07.2021	Austausch Messer + Sieb	6408	420	2.822,0	6,7
26.08.2021	Austausch Messer + Sieb drehen	6981	573	4.477,5	7,8
09.11.2021	Austausch Messer + Sieb	7647	426	5.688,7	13,4
13.12.2021	Austausch Messer + Sieb drehen	8023	376	3.149,5	8,4
08.03.2022	Austausch Messer + Sieb	8971	948	8.695,3	9,2

Neben dem Verschleiß an den Schneidwerkzeugen musste der Rotor des RotaCut Nasszerkleinerers während der Projektphase dreimal gewechselt werden. Die minimale Standzeit des Rotors von 1324 Betriebsstunden und die maximale Standzeit von 6017 Betriebsstunden wichen ebenfalls stark voneinander ab (Tabelle 15).

Die Welle und der ACC hatten eine Standzeit von 8971 Betriebsstunden und die Drehdurchführung hatte eine Standzeit von 7647 Betriebsstunden.

Der Stator von der Zuführpumpe musste nach einer Standzeit von 7221 Stunden einmalig gewechselt werden. Die Abführpumpe des PreMix musste erst nach Ablauf der Projektphase und über 9200 Betriebsstunden erstmalig gewartet und der Stator getauscht werden.

Tabelle 15: Wartungen, Betriebsstunden und Standzeiten an RotaCut Rotor und Pumpen

Datum	Ereignis PreMix + Pumpkreislauf	Betriebsstunden [h]	Standzeit [h]
08.04.2020	Austausch Rotor	1630	1630
07.09.2021	Austausch Stator PreMix-Zuführpumpe	7221	7221
09.11.2021	Austausch Rotor + Drehdurchführung	7647	6017
08.03.2022	Austausch Rotor + ACC + Welle	8971	1324

Eine Übersicht der erfolgten Wartungsarbeiten am DisRuptor und der Zuführpumpe sowie die Betriebsstunden des DisRuptors zeigt Tabelle 16.

Tabelle 16: Umbau- und Wartungsarbeiten sowie geleistete Betriebsstunden an DisRuptor und Zuführpumpe

Datum	Ereignis	Betriebsstunden [h] DisRuptor
01.08.2019	IBN	0
08.04.2020	Austausch DisRuptor Flügelmesser	2206
17.06.2020	Austausch DisRuptor Flügelmesser	3680
30.09.2020	Fertigstellung Umbau DisRuptor-Bypassleitung; Austausch Steuermodul DisRuptor	6082
02.11.2020	Austausch DisRuptor Cartridge-Dichtung, Austausch Flügelmesser und unteres Ringmesser	6698
23.02.2021	Austausch O-Ringe Zuführpumpe und Messer DisRuptor	9165
24.03.2021	Austausch Lüfterrad Zuführpumpe	9837
21.07.2021	Austausch Cartridge und Temperatursonde Zuführpumpe	12122
21.09.2021	Austausch Cartridge-Dichtung und Flügelmesser	13305
16.12.2021	Austausch Stator Zuführpumpe	15321
01.02.2022	Austausch Cartridge-Dichtung, Flügelmesser und Ringmesser	15904
03.03.2022	12:00	16410

Neben der regelmäßigen Kontrolle und Wartung der Aggregate wurden auch umfangreiche Versuche zur Optimierung des Betriebs durchgeführt.

Bewertung PreMix

Für die Bewertung der Zerkleinerungswirkung des PreMix wurden Proben der Inputmaterialien sowie Fermenter 1 und nach PreMix genommen. Entsprechend den Beschickungsdaten wurde eine Substratmischung „vor PreMix“ hergestellt und mit dem behandelten Gemisch „nach PreMix“ vergleichen. Den Vergleich der Summenverteilung der Faserlängen zeigt Abbildung 75.

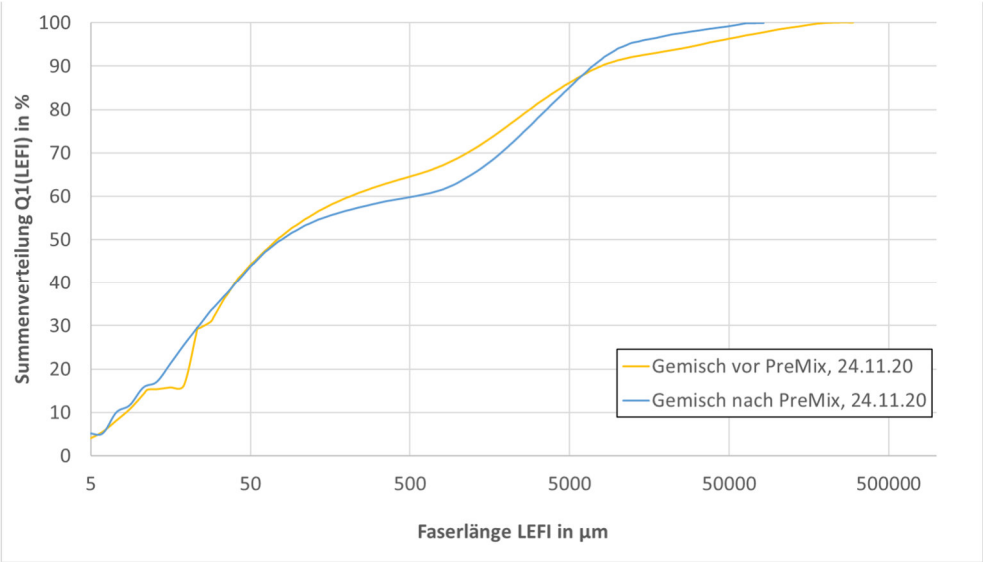


Abbildung 75: Vergleich der Faserlängen vor und nach Behandlung durch PreMix

Die Zerkleinerungswirkung des PreMix wird vor allem im Bereich von Faserlängen zwischen 50 µm – 50 mm deutlich. Fasern größer 50 mm sind nach der PreMix Behandlung kaum noch vorhanden. Gleichzeitig wird aber eine Aufkonzentration des Feinanteils verhindert, was sich neben der Zerkleinerung von langen Fasern zusätzlich positiv auf das Fließverhalten auswirkt.

Als weitere Anpassungen wurde das Mischungsverhältnis Fermenterinhalt zu frischem Substrat an die Beschaffenheit der Inputsubstrate angepasst. Die Menge an frischem Substrat wurde zwischen 13 - 20 m³/h und die Rezirkulatzufuhr zwischen 50 - 65 m³/h variiert. Der Volumenstrom in der Fütterungsleitung hat bis zu 85 m³/h betragen.

Bewertung DisRuptor

Um den Betrieb des DisRuptors zu optimieren, wurden Versuche unter Variation der Drehfrequenz und des Durchsatzes durchgeführt. Die Ergebnisse wurden im 5. Zwischenbericht ausführlich dargestellt. Die Behandlung mittels DisRuptor beeinflusst demnach das Fließverhalten, die Partikelgrößenverteilung, das Biogaspotential und auch die Oberflächenbeschaffenheit der Substrate.

Die nachfolgende Abbildung zeigt die Änderung der Viskosität bei einer Scherrate von 10 s^{-1} und das Biogaspotential jeweils in Relation zur unbehandelten Probe.

Eine Verringerung der Viskosität wirkt sich dahingehend positiv aus, dass die Probe besser pumpfähig und besser einmischbar ist. Dies wurde durch Eine Behandlung bei 70 Hz erzielt. Wird dazu die Änderung des Biogaspotential mit herangezogen, kann das Betriebsoptimum für den DisRuptor bei einer Frequenz von 70 Hz und einem Durchsatz von 20 – 35 m³/h angegeben werden.

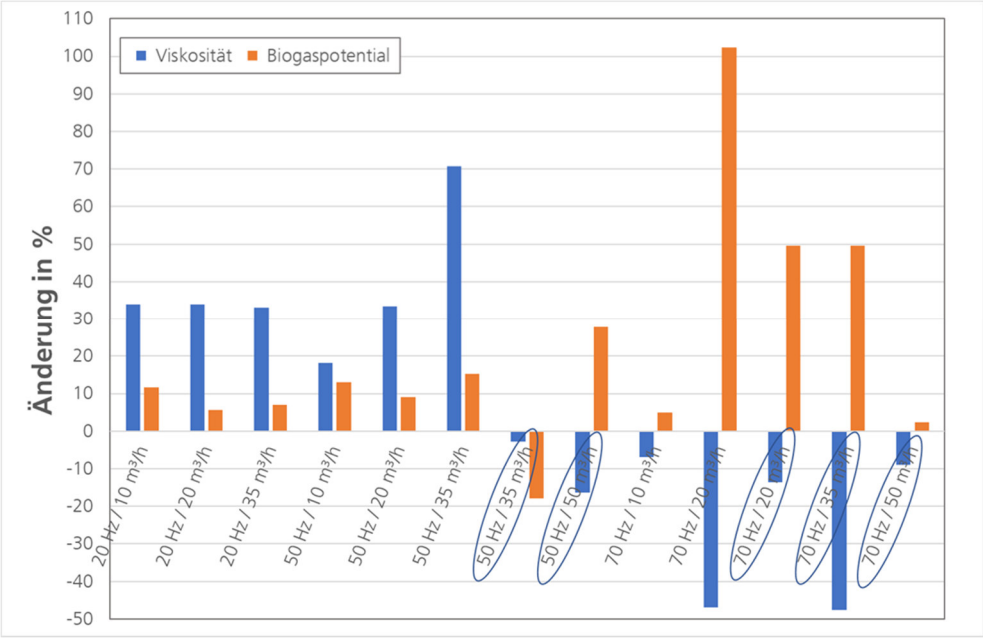


Abbildung 76: Änderung von Viskosität und Biogaspotential durch die Behandlung mittels DisRuptor

Als weitere Optimierung wurde ein Umbau der Pumpe vorgenommen. Mit der konnte druckseitigen Anordnung der Zuführpumpe konnte die Durchsatzleistung des DisRuptors verbessert werden, sodass ein störungsfreier Betrieb mit gleichmäßiger Förderleistung möglich ist.

6.3 Demonstrationsbetrieb des Mischkonzeptes zur hydraulischen Durchmischung auf der Biogasanlage Biocraft Nohra

6.3.1 Installation und Inbetriebnahme der Versuchstechnik

Aufgrund eines anstehenden Substratwechsels von Mais auf Rindermist und dem damit begründeten Wunsch des Betreibers wurde bereits am 06.06.2019 eine zur Verfügung gestellte mobile PreMix Mieteinheit in Betrieb genommen und bis zum 02.08.2019 genutzt. Die für das Projekt vorgesehene Maschinentechnik wurde ab Mitte Juli mit dem zugehörigen Rohrleitungsbau und den Schaltschränken montiert. Zur Gewährleistung eines sicheren Betriebes des PreMix im Havariefall ist eine betonierte Grube vorgeschrieben. Diese war zuvor fertig gestellt worden und der Havelberger Feststoffdosieren H100 war angeliefert worden.

Am 30.10.2019 wurde die Flüssigfütterung über den fest installierten PreMix und die mechanische Desintegration über den DisRuptor in der Bypassleitung in Betrieb genommen.

In den Monaten Juni und Juli waren bereits über 1.000 t Rindermist in den Fermenter über den mobilen PreMix eingebracht worden. Der Mist war jedoch über eine bodennahe Rohrleitung in die Mitte des Fermenters transportiert worden, so dass er von den vorhandenen Rührwerken nur ungenügend erfasst und durchmischt werden konnte. Resultat war eine geringe Gasausbeute im Juli 2019.

Die bei der mobilen PreMix Fütterungseinheit zum Eintrag genutzte Rohrleitung wurde beim stationären PreMix zur Entnahmeleitung von Rezirkulat, welches zum Anmaischen der Feststoffe benötigt wird. Die angemaischten Feststoffe und auch das mechanisch vom DisRuptor aufgeschlossene Material werden durch eine zusätzlich gebohrte Wanddurchführung in 4 m Höhe in den Fermenter eingebracht, wo sie von den Rührwerken ausreichend erfasst und mit der im Fermenter befindlichen Biosuspension durchmischt werden können.

6.3.2 Verfahrenstechnische Bewertung des Gesamtprozesses

Vor Inbetriebnahme des Mischkonzeptes

Infolge aufgetretener Korrosionserscheinungen kam es im Februar 2019 zu einer schweren Havarie, bei der Paddel des Paddelgiganten (Langachsrührwerk) abgefallen waren. Die Reparatur des zentralen Rührwerks dauerte circa eine Woche, das Fementerdach musste geöffnet und der Fermenter entleert werden. Dabei wurde festgestellt, dass sich am Fermenterboden eine circa 2 Meter hohe Schicht aus nicht vergorener oder schlecht vergorener Maissilage befand, die dann ausgefahren wurde. In Verbindung mit nicht produziertem Biogas und Reparatur entstand ein Schaden von ca. 100.000 Euro.

Nach Inbetriebnahme des Mischkonzeptes

Mit der Inbetriebnahme des Pump-Misch-Systems konnte ab 11/2019 ein stabiler Betreib auf der Anlage Biocraft Nohra erreicht werden. Bereits nach kurzer Zeit konnte eine Verbesserung der zu hydraulischen Durchmischung festgestellt werden. Zusammenfassend sind folgende Effekte durch das Mischkonzept erzielt worden:

- Verbesserung der hydraulischen Durchmischung des Fermenter F1. Seit der erfolgten Inbetriebnahme des Flüssigfütterungssystems kommt es nicht mehr zu Rührwerksstörungen im F1. Unter Beachtung des TR in Fermenter 1 von ca. 13 % ist

umso bemerkenswerter. Das Fließverhalten konnte durch die installierte Vogelsang-Technik verbessert werden.

- Senken des Eigenstrombedarfs zum Rühren der Behälter von einem anfänglichen Verbrauch von rund 500 kWh um über 60 %.
- Die Dosierung der Feststoffe über den PreMix hat neben einer verbesserten Einmischung noch weitere positive Nebeneffekte. So ist die Luftzuführung in den Fermenter F1 sehr viel besser steuerbar. Damit konnten die bislang sehr schlechten Entschwefelungswerte mit bis zu 260 ppm Schwefelwasserstoff pro m³ Biogas auf den notwendigen Wert von unter 50 ppm Schwefelwasserstoff/m³ Biogas reduziert werden. Dieser Nebeneffekt ist wichtig in Verbindung mit der Vermessung der Methankonzentration.
- Ein weiterer Effekt ist die Verbesserung der Wärmehaltung im Fermentationssystem. Für den verbesserten Abbau der stark lignozellulosehaltigen Substrate wird die Zugabe von Nährstoffen aus der Gärrestaufbereitung (täglich 5 – 5,5 t) erforderlich. Die Zuführung dieses Gärrest-Prozesswassers erfolgt zwar getrennt über eine gesonderte Leitung in den Fermenter F1, mischt sich aber mit der aus dem PreMix kommenden Suspension sehr schnell in den Fermenter ein. Die Temperatur der in den Fermenter F1 eingefüllten Flüssigkeit liegt immer zwischen 50 – 55 °C und führt in Verbindung mit der durch das Fermentationsverfahren entstehenden Wärmeproduktion zu einer stabilen Prozesstemperatur von 44 – 46 °C. Damit wird die Abbaurate der Biogasanlage verbessert.
- Durch die offenkundige Verbesserung des Gesamtsystems zur Hydrolyse und Methanisierung im Bereich des Fermenters F1 stiegen die Methananteile am Biogas an. In der Spitze wurden Methananteile im Biogas von 62 % gemessen (bei einem Erwartungswert von 52,8 % entsprechend der Errechnung eines Mittelwertes aus den KTBL-Richtlinien für die eingesetzten Stoffe).
- Erhöhung des Anteils an biogenen Reststoffen als Inputsubstrate. Mit der Inbetriebnahme des Mischkonzeptes konnte der Substratmix der Biogasanlage von 85 % Silagen, davon allein 60 % aus Maissilage und 15 % Mist im Jahr 2019 angepasst werden. Die Silagen, insbesondere Maissilage konnte zu einem Großteil durch Hähnchen-, Puten- und vor allem Rindermist von regionalen Betrieben ersetzt werden. Der Mistanteil wurde von 15 auf 70 % gesteigert.
- Vergrößerung der Einsatzstoffdichte mit Erhöhen der Raumbelastung von weniger als 2,5 kg oTS/m³ Fermenterraum auf nahezu 4 kg oTS/m³ bei verbesserten spezifischen Gaserträgen der Einsatzstoffe.
- Absolute Vergrößerung der Gasproduktion von 16.500 m³ Gas/d auf 20.000 m³ Gas/d durch Verlängerung der Fermentationskapazität und Vergrößerung der Raumbelastung der Stoffe. Eine der Ursachen ist die stark verbesserte Durchmischung des Fermenters F1. Die Verbesserung der Durchmischung wird auch durch den Betrieb des DisRuptors dokumentiert.

6.3.3 Auslegung der hydraulischen Durchmischung im Biogasfermenter

Für die Bewertung der hydraulischen Durchmischung im Fermenter 1 der BGA Nohra wurden Versuche im Labormaßstab (100 L), Technikumsmaßstab (1 m³), numerische Strömungssimulationsrechnungen und ein Praxisversuch unter Einsatz eines Tracers durchgeführt.

Für die Versuche im Labor- und Technikumsmaßstab sowie bei der numerischen Strömungssimulation wurden das Fließverhalten, die Rührerdrehzahlen und die hydraulische Umwälzmenge variiert. Der Tracer Versuche diente der Bestätigung der erzielten Ergebnisse unter realen Bedingungen.

Als Bewertungskriterium wurden die Mischgüte und die Strömungsgeschwindigkeit herangezogen. Zwischen den tomographisch bewerteten Maßstäben 100 L und 1 m³ ist ein Vergleich der Mischgüte nur bedingt möglich, da aufgrund des Skalierungskriteriums gleicher Austrittsgeschwindigkeiten und der verwendeten Pumpe der hydraulische Durchmesser zwischen den beiden Ausführungen identisch ist. Somit ist das hydraulisch umgewälzte Volumen im 100 L Maßstab deutlich größer und damit stellt sich auch eine schnellere Durchmischung ein.

Die Durchgeführten Untersuchungen haben allerdings deutlich gemacht, dass das Fließverhalten einen entscheidenden Einfluss auf die Durchmischung hat. Zum einen kann bei geringer Viskosität die Rührintensität deutlich reduziert werden, dass schon nach kurzer Zeit eine homogene Verteilung der Input-Substrate gewährleistet ist. Andererseits konnte aber auch festgestellt werden, dass bei hoher Viskosität eine homogene Verteilung der Inputstoffe auch bei maximaler Durchmischung (Pumpendurchsatz + Rührer) infolge von Kavernenbildung deutlich länger dauert.

Unter den gegebenen Bedingungen ist eine reinhydraulische Durchmischung des Fermenters 1 auf der Biogasanlage Biocraft Nohra nicht möglich, sondern nur in Verbindung mit der vorhandenen Rührtechnik. In Kombination mit einer geeigenten Substratvorbehandlung und Aufbereitungstechnik ist der Einsatz der hydraulischen Umwälzung auch an großen Anlagen mit einem hohen Anteil an biogenen Reststoffen problemlos möglich und führt zu einer deutlichen Entlastung der Rührtechnik. Als besonders vorteilhaft hat sich in diesem Zusammenhang die Kombination aus Substratzerkleinerung und Anmaischung mittels PreMix erwiesen, da das angemaischte Substrat sehr gut eingemischt werden konnte. Auch bei geringen Rührerdrehzahlen konnte kein Ausschwimmen der Fasern festgestellt werden.

6.4 Erstellung von Markteinführungsstrategien, Wirtschaftliche und ökologische Bewertung des Mischkonzeptes

6.4.1 Markteinführungsstrategien

Das Konzept der Flüssigfütterung durch den PreMix und die mechanische Desintegration durch den DisRuptor in der Fermenterumwälzung werden jeweils für sich oder in Kombination vertrieben und finden in Fütterungs- und Umwälzprozessen von Biogasanlagen bereits Anwendung.

Die im Projekt nachgewiesenen und dargestellten Effekte bezüglich Reduktion der Viskosität und der dadurch erzielten Steigerung der Anlageneffizienz werden sich als förderlich für den Vertrieb der Produkte darstellen. Die im Projekt generierten Datensätze und Analyseergebnisse werden als Nachweis auf zu erwartende Effizienzsteigerungen durch die eingesetzte Maschinentechnik im Rahmen von Bafa-Förderanträgen genutzt werden können. Durch die Kombination des Nachweises auf den effizienzsteigernden Effekt der Maschinentechnik und eines positiven Förderbescheides werden sich Kunden vermehrt entscheiden in neue Maschinentechnik zu investieren, gerade in Zeiten steigender Energie- und Rohstoffkosten.

6.4.2 Wirtschaftliche Bewertung des Mischkonzeptes

Im Rahmen der Auswertung des Projektes bezüglich der Wirtschaftlichkeit des Anlagenbetriebs wurden folgende Aspekte betrachtet und ausgewertet:

1. Energiebedarf der im Rahmen des Projektes zusätzlich installierten Maschinentechnik
2. Energiebedarf der installierten Rührwerke in den Fermentern
3. Energieproduktion
4. Wärmevermarktung
5. Beschaffungskosten für den eingesetzten Substratmix
6. Instandhaltungskosten

Energiebedarf der im Rahmen des Projektes zusätzlich installierten Maschinentechnik

Der Energieverbrauch der im Rahmen des Projektes zusätzlich installierten Maschinentechnik (Zuführpumpe PreMix, RotaCut-PreMix, Abführpumpe PreMix, Zuführpumpe DisRuptor, DisRuptor) wurde von Juni 2019 bis April 2022 über eine Datencloud aufgezeichnet. Die aufgezeichneten Werte waren jedoch berechnete Werte und entsprachen aufgrund der zur Regelung der Antriebstechniken installierten Frequenzumwandlern nicht dem tatsächlichen Energieverbrauch. Aus diesem Grund wurde ein zusätzlicher Datenlogger mit 5 Messzellen im Februar 2022 installiert. Die aufgezeichneten Werte im Zeitraum von Februar 2022 bis Mai 2022 lagen summiert minimal bei 82,7 kWh/Tag, maximal bei 321,2 kWh/Tag und im Durchschnitt bei 215,1 kWh/Tag.

Energieverbrauch der installierten Rührwerke in den Fermentern

Der Energieverbrauch der fünf Rührwerke in Fermenter 1 wurde von November 2019 bis Mai 2022 über einen Datenlogger aufgezeichnet. Der aufgezeichnete Energieverbrauch der Rührwerke lag summiert minimal bei 66,5 kWh/Tag, maximal bei 602,6 kWh/Tag und im Durchschnitt bei 359,2 kWh/Tag. Im Verlauf des Aufzeichnungszeitraums konnte eine Abnahme des Energiebedarfs beobachtet werden, so lagen die aufgezeichneten Werte in 2019 noch um 500 kWh/Tag und seit Ende Februar 2022 unterhalb 100 kWh/Tag (Abbildung 77). Der maximale Energiebedarf von 602,6 kWh wurde im Mai 2021 nach einer technischen Betriebsstörung aufgezeichnet.

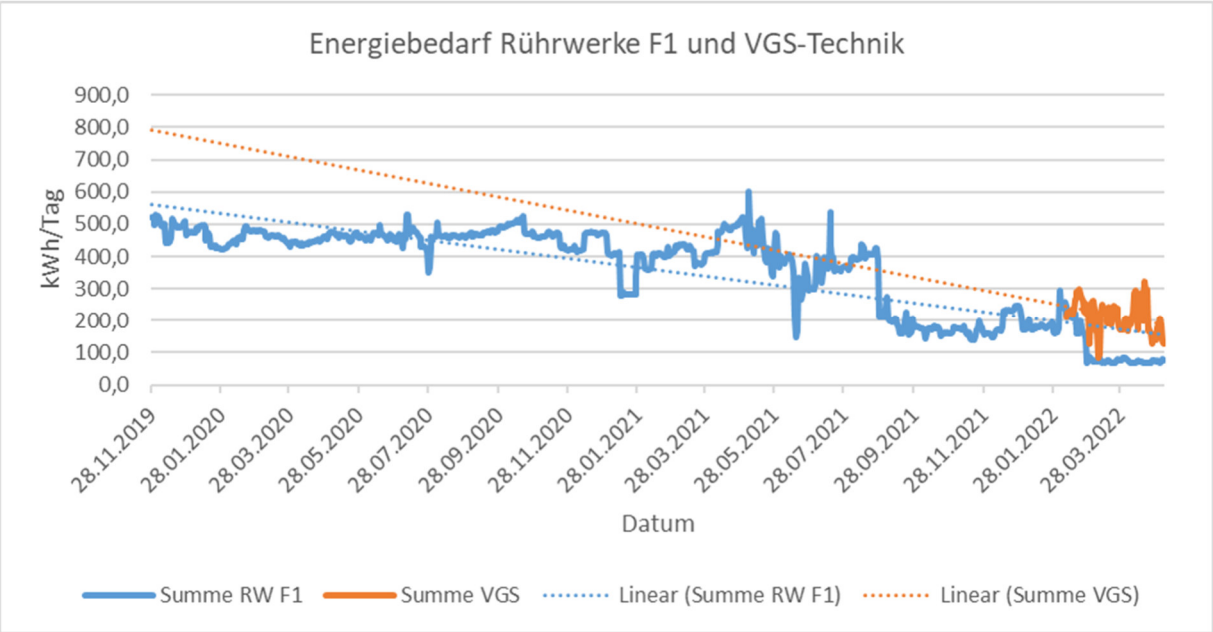


Abbildung 77: Verlauf des Energieverbrauchs der Rührwerke in Fermenter 1 und der Vogelsang (VGS) Maschinentechnik

Es ist anzunehmen, dass der summierte Energieverbrauch der Rührwerke vor Inbetriebnahme des Datenloggers und der im Projektzeitraum installierten Maschinentechnik ebenfalls mindestens 500 kWh/Tag betrug.

Der in Fermenter 1 dokumentierte Energieverbrauch wird in ähnlicher Größenordnung im Nachgärer und im Endlager angenommen. Der summierte Energieverbrauch der Rührwerke in den drei Behältern wird vor Beginn des Projektes somit etwa drei mal 500 kWh/d, in Summe 1.500 kWh/d angenommen und zu Projektende noch etwa drei mal 100 kWh/d, in Summe 300 kWh/d. Die Reduktion des Energiebedarfs der Rührwerke wird somit etwa in der Größenordnung von 1.200 kWh/d erwartet, abzüglich des durchschnittlich benötigten Energiebedarfs für die installierte Maschinentechnik in der Größenordnung von 215 kWh/d beträgt die Energieeinsparung der Anlage etwa 985 kWh/d.

Bei einem angenommenen Preis von 0,15 €/kWh Bezugsenergie konnten die jährlichen Betriebskosten um etwa 53.900 € reduziert werden (Tabelle 17).

Tabelle 17: Berechnung der Kosteneinsparung durch reduzierten Energiebedarf der Rührwerke

Strombedarf Rührwerke Fermenter 1 Referenzzeitraum	kWh/Tag	500,00
Strombedarf Rührwerke Fermenter 1 Betriebszeitraum	kWh/Tag	100,00
Stromreduktion Rührwerke Fermenter 1	kWh/Tag	400,00
Stromreduktion Rührwerke Gesamtanlage (3 Gärbehälter)	kWh/Tag	1.200,00
Energiebedarf Maschinentechnik	kWh/Tag	215,13
Reduktion Energiebedarf BGA	kWh/Tag	984,87
Kosten je kWh Bedarfsenergie	€/kWh	0,15
Reduktion Energiekosten Tag	€/Tag	147,73
Reduktion Energiekosten Jahr	€/Jahr	**53.921,78**

Die tendenzielle Abnahme des Energiebedarfs der Rührwerke ist auf die reduzierte Viskosität der Gärsuspension und einen dadurch bedingten reduzierten Rührbedarf zurückzuführen. Zu-

dem konnte die Laufzeit eines der beiden in den Gärbehältern installierten Schnellläuferrührwerke auf wenige Minuten am Tag reduziert werden, welches vor Inbetriebnahme der im Projektrahmen installierten Maschinentechnik fast durchgängig zum Aufrühren von Schwimmschichten betrieben wurde.

Mit der starken Erhöhung der Stromeinkaufspreise (oder erhebliche Schmälerung der verkaufsfähigen Stromproduktion) gewinnt die Verbesserung der Energieeffizienz bei den Stromverbrauchern an Bedeutung. Das Senken des Aufwandes an Elektroenergie für das Durchmischen der Reaktoren ist somit ein wichtiger Beitrag zur Kostensenkung. Ein zweiter wichtiger Beitrag ist die Möglichkeit mit der Bearbeitungstechnologie „Flexpump“ nicht gemahlenes Stroh mit guten Gaserträgen und ohne Nachteile in der Durchmischung der Reaktoren einsetzen zu können. Bisher war die herrschende Meinung, dass nicht gemahlenes Stroh zu Schwimmschichten und sehr schlechten Gaserträgen für die Strohanteile im Mist oder Stroh führt, z.B. die KTBL-Bewertung des Gasertrages für Rinderfestmist mit 85- 90 m³ Gas/t. Dieser Sachverhalt ist durch die im Versuchsbetrieb nachgewiesenen Effekte nicht erschüttert – aber es wurde eine alternative Verarbeitung zum Strohmahlen vor dem Einsatz des Strohs in der Biogasanlage systematisch entwickelt. Durch den technischen Großversuch der A&U in 3-6/2022 zum Einsatz von mit der Strohpresse kurz geschnittenen Stroh wurde nachgewiesen, dass die nachträgliche Nassvermahlung mittels Disruptor + vorhergehender Einmischung der kurzen Strohabschnitte durch den Premix in die Gärflüssigkeit, einen offenkundig ähnlichen Effekt erbringt. Die gut gesicherte Gasausbeute von 125-135 m³ Biogas mit CH4- Anteil von 54% aus strohhaltigen Rinderfestmist ist ein gutes Ergebnis und liegt etwa 130/ m³/t = 50 % über vergleichbaren KTBL-Ergebnissen. Mit dieser Technologie wird damit der hohe Stromverbrauch durch Mahlen von Stroh in der Hammermühle überflüssig.

Energieproduktion

Für die Auswertung der Anlageneffizienz bezüglich der Energieproduktion wurde der Zeitraum von Januar 2019 bis April 2022 ausgewertet, wobei die Monate Januar bis Juni 2019 als Referenzzeitraum betrachtet wurden. Die Installation der Einbringtechnik PreMix und der Desintegrationstechnik DisRuptor erfolgte im August 2019, Ende Juni 2019 wurde jedoch bereits ein mobiler PreMix der Biogasanlage Nohra als Einbringtechnik zur Verfügung gestellt und in Betrieb genommen.

Die Auslastung der im Flexbetrieb betriebenen BHKW mit jeweils 1.560 kW Leistung konnte nach Inbetriebnahme der Maschinentechnik um über 20 % gesteigert und die Energieproduktion somit um etwa 2.876.000 kWh/a erhöht werden (Tabelle 18). Dies entspricht einer installierten Leistung von 328 kW.

Tabelle 18 Berechnung der Erlöse aus der gesteigerten Stromproduktion

MW BHKW-Auslastung Referenzzeitraum 01-06/2019	%	85,6
MW BHKW-Auslastung Betriebszeitraum 07/2019 - 04/2022	%	106,1
Differenz BHKW-Auslastung	%	20,5
MW Energieproduktion Referenzzeitraum	kWh/Tag	32.063,0
MW Energieproduktion Betriebszeitraum VGS	kWh/Tag	39.942,3
Differenz Energieproduktion / Tag	kWh/Tag	7.879,4
Differenz Energieproduktion / Jahr	kWh/Jahr	2.875.966,1
Einspeisevergütung	€/kWh	0,20
Benefit Stromproduktion	€/Jahr	**575.193,21**

Die gesteigerte BHKW-Auslastung wird vornehmlich durch die reduzierte Viskosität, den verbesserten Substrataufschluss der Gärsuspension und der dadurch bedingten Optimierung in der Ausgasung sowie reduzierter Störzeiten in der installierten Rührtechnik zu begründen sein.

Wärmevermarktung

Für die Vermarktung der Wärme spielt das Umfeld der BGA eine große Rolle. Bei den derzeit angebotenen Preisen für Fernwärme[1] mit Vorhaltepreis von 60 €/a für die vertragssichere KWh Wärmelieferungszusage (Grundpreis) und einen Arbeitspreis von mehr als 22 Cent pro KWh Wärme und etwa 2 Cent für CO_2-Anteil ist die Lieferung für Einfamilienhäuser und relativ dünn bebaute Orte attraktiv für den Lieferanten.

Für den Verkauf an Gewerbebetriebe spielt auch hier bereits die Art der Wärmeproduktion eine ausschlaggebende Rolle für die Vermarktung. So hat der untersuchte Betrieb Biocraft Nohra eine Ausnahmesituation im Wettbewerb. Die in unmittelbarer Nachbarschaft entstehenden Hallen mit einer Gesamtgröße von 50.000 m² haben einen Wärmebedarf von 1800 KW. Der Errichter der Hallen muss die Wärme zu 65% aus regenerativen Energien abdecken und hat den Anspruch, die Wärme zu 100% CO_2-frei zu liefern[2]. Beides kann die Biogasanlage einhalten und dazu noch bezahlbare Preise anbieten. Sie schlägt damit alle anderen Anbieter (Geothermie oder Luft-Wasserwärmepumpen) um Längen.

Auch hier ist wiederum die Hauptgrundlage für das qualitativ hervorregende Angebot zur völlig CO_2-freien Lieferung von Wärme die Verarbeitung großer Mengen an Mist aller Art mit dem dadurch möglichen CO_2-Nachweis.

Beschaffungskosten für den eingesetzten Substratmix

Der Substratmix bestand vor Projektbeginn vermehrt aus kostenintensiven NaWaRo und wurde im Laufe des Projektzeitraums vermehrt auf die vom Anlagenbetreiber zum Teil unentgeltlich bezogenen Wirtschaftsdünger HTK und Rindermist sowie organische Reststoffe wie Molke und Stroh umgestellt. Die Beschaffungskosten für NaWaRo konnten durch die Substratumstellung im Projektverlauf um über 138.000 €/a reduziert werden (Tabelle 19).

Tabelle 19: Berechnung der Kostenreduktion durch den reduzierten Einsatz an NaWaRo's

NaWaRo Inputsubstrat	Mais	GPS	Getreide
Bedarf Referenzzeitraum [t/d]	32,93	4,78	0,31
Bedarf Betriebszeitraum [t/d]	26,18	2,91	0,10
Differenz [t/d]	6,75	1,88	0,21
Beschaffungskosten [€{t]	40,00	35,00	200,00
Kostenreduktion [€/d]	270,08	65,73	42,66
Kostenreduktion [€/Jahr]	98.580,54	23.991,65	15.569,33
Kostenreduktion Summe [€/Jahr]			138.141,53

[1] Fernwärmevertrag AVACON Juli 2022
[2] Panattoni Aufforderung zur Abgabe eines Angebotes zur Versorgung der Hallen des Panattoni-Parks mit Fernwärme 3-2022

Dem gegenüber stehen die Beschaffungskosten für die alternativ eingesetzten Wirtschaftsdünger und organischen Reststoffe, welche in Summe jährlich etwa 216.000 € betragen (Tabelle 20).

Tabelle 20: Berechnung der Beschaffungskosten für den gesteigerten Einsatz von Wirtschaftsdünger und org. Reststoffen

Wirtschaftsdünger und Reststoffe	HTK	Rinder-mist	Rinder-gülle	Opti+7	Stroh
Bedarf Referenzzeitraum [t/d]	16,8	7,5	19,5	0,0	0,0
Bedarf Betriebszeitraum [t/d]	22,7	21,3	4,9	10,9	3,7
Differenz [t/d]	5,9	13,8	-14,6	10,9	3,7
Kosten [€{t]	27	10	8	26	35
Kostenreduktion [€/d]	159,35	138,05	-116,83	283,20	128,13
Kostenreduktion [€/Jahr]	58.162,31	50.388,20	-42.642,11	103.366,23	46.767,57
Kostenreduktion Summe [€/Jahr]					216.042,20

Besonders positiv wirkt sich die gesteigerte Verarbeitung von Rindermist aus, da die Beschaffungskosten vergleichsweise gering ausfallen. Zum einen können viele BGAs aufgrund von Schwierigkeiten bei der Verarbeitung diesen nicht einsetzen. Durch im Projekt erarbeitete Mischkonzept ist diese Schranke beseitigt. Wenn viele Biogasanlagen von dieser Technologie Gebrauch machen, wird sich dieser Preis automatisch erhöhen, da er hinsichtlich der Unterschiede in der Gasausbeute im Vergleich zu anderen Substraten nicht begründet ist. Weiterhin sind die Kosten für den Transport gering. Sowohl Rindermist als auch der bei der Separation entstehende feste NPK-Dünger wird mit dem gleichen Transportmittel gefahren. Der somit mögliche Pendelverkehr (Abholen des NPK-Düngers und Anliefern des Rinderfestmistes führt zu einem günstigen Bezugspreis).

Die folgende Tabelle 21 zeigt eine Gesamtbilanzierung der ausgewerteten wirtschaftlich relevanten Aspekte. Der durch das Projekt FlexPump generierte zusätzliche Nutzen der Anlage beträgt summiert etwa 550.000 €/a.

Tabelle 21: Gesamtbilanzierung der ausgewerteten Wirtschaftsaspekte

Gesamtkalkulation		
Kostenreduktion NaWaRo's	€/Jahr	138.141,53
Kosten Wirtschaftsdünger + Reststoffe	€/Jahr	-216.042,20
Benefit Stromproduktion	€/Jahr	575.193,21
Reduktion Energiekosten	€/Jahr	53.921,78
Summe finanzielle Ersparnis	**€/Jahr**	**551.214,32**

Insgesamt kann aber die Bedeutung der verbesserten Nutzungsmöglichkeit zur Verwendung strohhaltiger bzw. lignocellulosehaltiger Substrate nicht hoch genug eingeschätzt werden. Die Kombination „Verknappung der Substrate durch vergrößerte Nachfrage“, „Verteuerung der Einkaufspreise der Substrate durch teure landwirtschaftliche Transporte durch Dieselpreis und Mauterhöhung führt zu der überragenden Bedeutung der Versorgung einer BGA mit territorial anfallenden landwirtschaftlichen Reststoffen wie Stroh aller Art und Einstreu und Mist aus Tierhaltungen.

Instandhaltungskosten

Instandhaltungskosten quantifiziert zu beurteilen ist schwer möglich, da die Reparaturereignisse, veranlasst durch Havarien, auch erheblichen Zufällen unterliegen.

Aber ein Trend ist bei der Anlage in Nohra erkennbar. Im Jahr 2019 gab es 4 schwere Betriebsstörungen, begründet durch Rührwerksstörungen. Im Jahr 2021 eine Störung, in 2022 (1. Halbjahr) keine einzige Störung. Eine positive Auswirkung der besseren Fermenterdurchmischung ist somit unverkennbar.

Ökologische Bewertung

Der ökologische Nutzen des Projektes FlexPump für Mensch und Umwelt ist einerseits in der Reduktion des Energiebedarfes der Rührwerke in den drei vorhandenen Gärbehältern von summiert täglich etwa 1 MWh zu sehen, andererseits aber auch durch den zur Verstromung verfügbaren Gasmehrertrag in Höhe von 328 kW Leistung. Die aus dem Gasmehrertrag eingespeiste Energie muss nicht alternativ aus fossilen Energieträgern generiert werden und trägt so zur Reduktion von Kohlenstoffemissionen bei.

Ein weiterer ökologischer Nutzen ist in der teilweisen Substitution der eingesetzten NaWaRo durch Wirtschaftsdünger und organische Reststoffe zu sehen. Der zur Produktion von NaWaRo benötigte Energiebedarf wird eingespart, ebenso der Einsatz von pflanzenbaulichen Hilfsstoffen inklusive deren ökologischer Auswirkungen und des zur Produktion der Hilfsstoffe benötigten Energiebedarfs.

Zusätzlich werden durch den Einsatz der Wirtschaftsdünger im kontrollierten Gärprozess Methanemissionen vermieden, die ansonsten gegebenenfalls durch unkontrollierte Verrottungsprozesse verursacht worden wären. Die Bilanzierung des CO_2-Fußabdrucks von Fermenter 1 ist in Kapitel 6.4.3 dargestellt.

6.4.3 Ökologische Bewertung des Mischkonzeptes

Für die ökologische Bewertung des Mischkonzepts wurden folgende Aspekte berücksichtigt:

- Rührenergie Fermenter 1,
- Energieverbrauch der Vogelsang der Versuchstechnik (Pumpen, PreMix, DisRuptor),
- Substratmix,
- Gaspotential der Einsatzstoffe,
- Transportwege,
- Düngegutschrift: Gesamte Nährstofffracht, welche im Kreislauf geführt wird (N, P, K), ohne Wirtschaftsdünger, da diese so wie so als Dünger genutzt werden
- Keine Gärrestaufbereitung: Der Aufwand der Gärrestbehandlung wird nicht bewertet, da es in FlexPump ausschließlich um die Änderung von Substrat, Voraufschluss und Rührung geht. Die Gärrestbehandlung erfüllt noch andere Aufgaben, wie z.B. die Abgasnachbehandlung und die Abtrennung von Dünger. Für die LCA Analyse im Projekt FlexPump wird die Annahme getroffen, dass die BGA jeweils mit den Substraten laut BTB beschickt wird. Zur Aufrechterhaltung der Rührfähigkeit müsste eigentlich in Bilanzzeitraum II und III noch etwas Prozessflüssigkeit ergänzt werden, aber ohne Einfluss auf die Nährstoffausbringung oder die Gasausbeute.
- BHKW - Stromerzeugung und Emissionen: el. Wirkungsgrad 38 %, Methanschlupf 0,5 % und Berücksichtigung der NO_2-Emmission,

- Wärmenutzung: 20 % Wärmenutzung für Zwecke, welche sonst beheizt werden müssen (Heizöl und Erdgas).
- Anlagenbau: Der Bau von einer BGA-Einheit schlägt laut BACHMAIER et al (2009) mit ca. 10 g/kWhel zu Buche. Da hier 1 m³ Methan das Produkt ist und daraus 3,79 kWh Strom hergestellt werden, wurde 0,01 * 3,79 = 0,0379 kg eingesetzt.

Die Rührenergie in Fermenter 1 unterlag diversen Schwankungen, infolge der Viskosität im Fermenter und dem Betrieb der Rührtechnik. Deshalb wurden für die Betrachtung 3 Bilanzzeiträume ausgewählt (Abbildung 78). Für die Bilanzzeiträumen wurden folgende Energieverbräuche zugrunde gelegt:

- Bilanzzeitraum I: 500 kWh/d
- Bilanzzeitraum II: 460 kWh/d
- Bilanzzeitraum III: 200 kWh/d

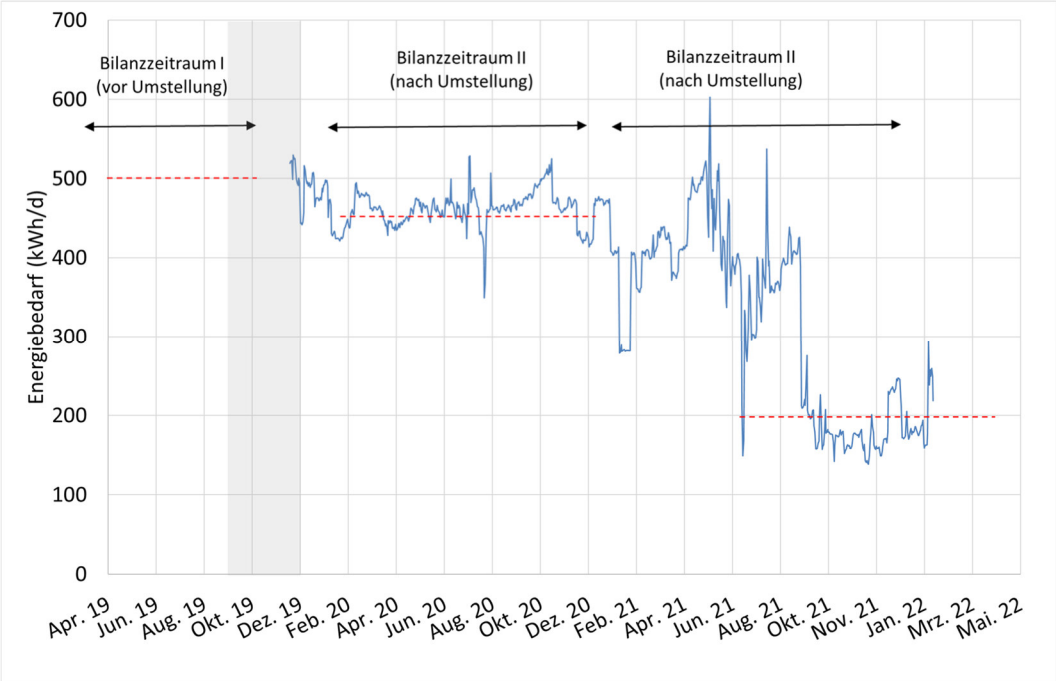


Abbildung 78: Energiebedarf der Rührtechnik mit verschiedenen Bilanzzeiträumen

Für den Betrieb der Pump- und Mischtechnik wurde ein Verbrauch von 212 kWh/d angesetzt. Weiterhin wurde von einem Methanschlupf von 0,5 % ausgegangen.

Der für die ausgewählten Bilanzzeiträume eingesetzte Substratmix ist in Abbildung 79 dargestellt. Der Anteil an Silage wurde Gülle wurde deutlich reduziert, wobei die Mengen an Mist und Stroh stark zugenommen haben. Für die Bilanzierung wurde das Gaspotential der Einsatzstoffe in Batch-Gärtests bestimmt, die Werte fasst Tabelle 22. Getreide und Kartoffelwasser wurden in der Bewertung aufgrund der geringen Mengen nicht mitberücksichtigt.

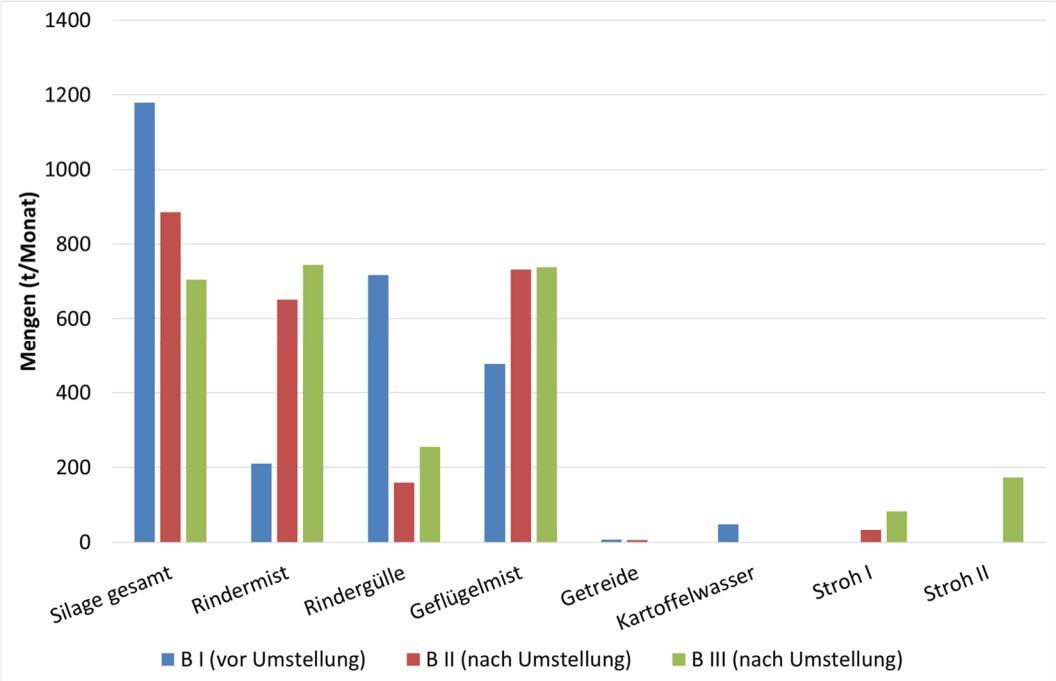


Abbildung 79: Entwicklung Substratmix in den Bilanzzeiträumen

Tabelle 22: Zusammenfassung der Bilanzierung des Substratmix

	Mais	GPS	Rinder-mist	Rinder-gülle	HTK	Stroh	Opti7+
% TR	32,57	31,97	30,078	9	52,155	90	37,76
% oTR	95,95	92,9	76,82	80	84,65	90	73,7
Nm³ CH4/ t oTR	408,7	345	366,8	250	287,7	200	434
Nm³ CH4/t FM	127,72	102,47	84,75	18,00	127,02	162	120,8

Weiterhin wurde die mittels BHKW erzeugte Elektroenergie bilanziert. Dabei wurden der Verbrauch aus dem Betriebstagebuch mit der anhand des Gasverbrauchs erzeugten Elektroenergie gegenübergestellt. Die Ursache der Abweichung konnte nicht ermittelt werden, ist aber für die Bilanzierung nicht relevant, da sich die Abweichungen in den einzelnen Bilanzzeiträumen ausgleichen.

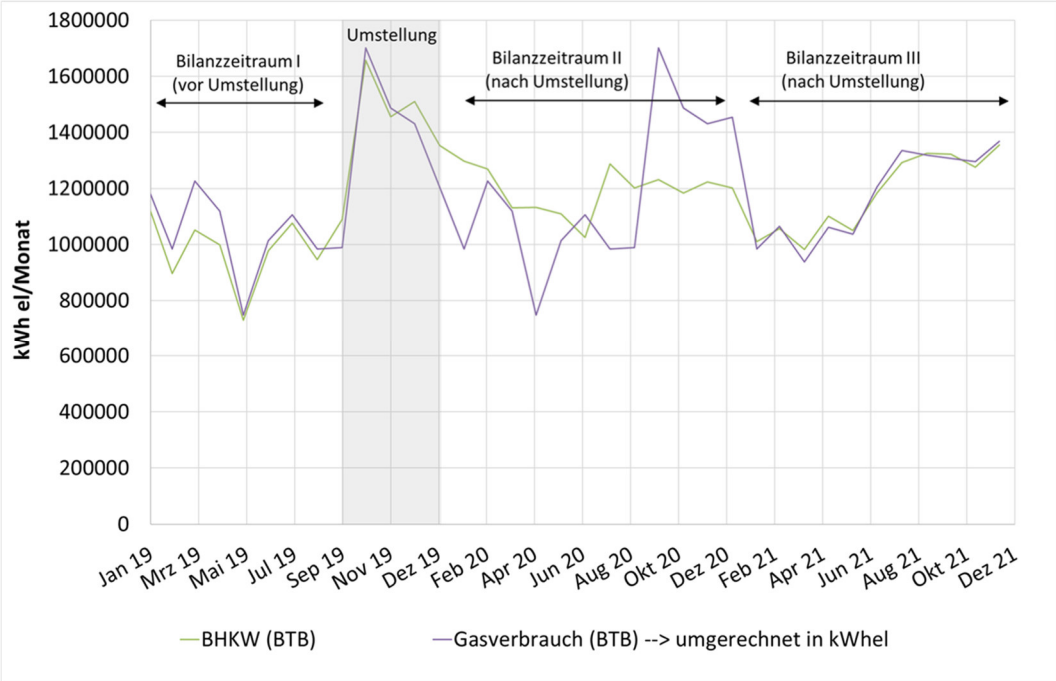


Abbildung 80: Stromerzeugung mittels BHKW

Nachfolgend dargestellt sind die CO_2-Äquivalente der einzelnen Bilanzzeiträume. Nach den Berechnungen wurden im Ausgangszustand 0,1 kg CO_2-Äquivalent pro kWh erzeugt. Mit der Inbetriebnahme des Mischkonzeptes konnte im Bilanzzeitraum II bereits eine Reduktion um 20 % auf 0,08 kg CO_2-Äquivalent pro kWh erzielt werden. Im Bilanzzeitraum III, mit der Optimierung des Mischkonzeptes fand eine weitere Verbesserung statt, sodass, verglichen mit dem Ausgangszustand der CO_2-Fußabdruck um 30 % reduziert werden konnte, auf 0,07 kg CO_2-Äquivalent pro kWh.

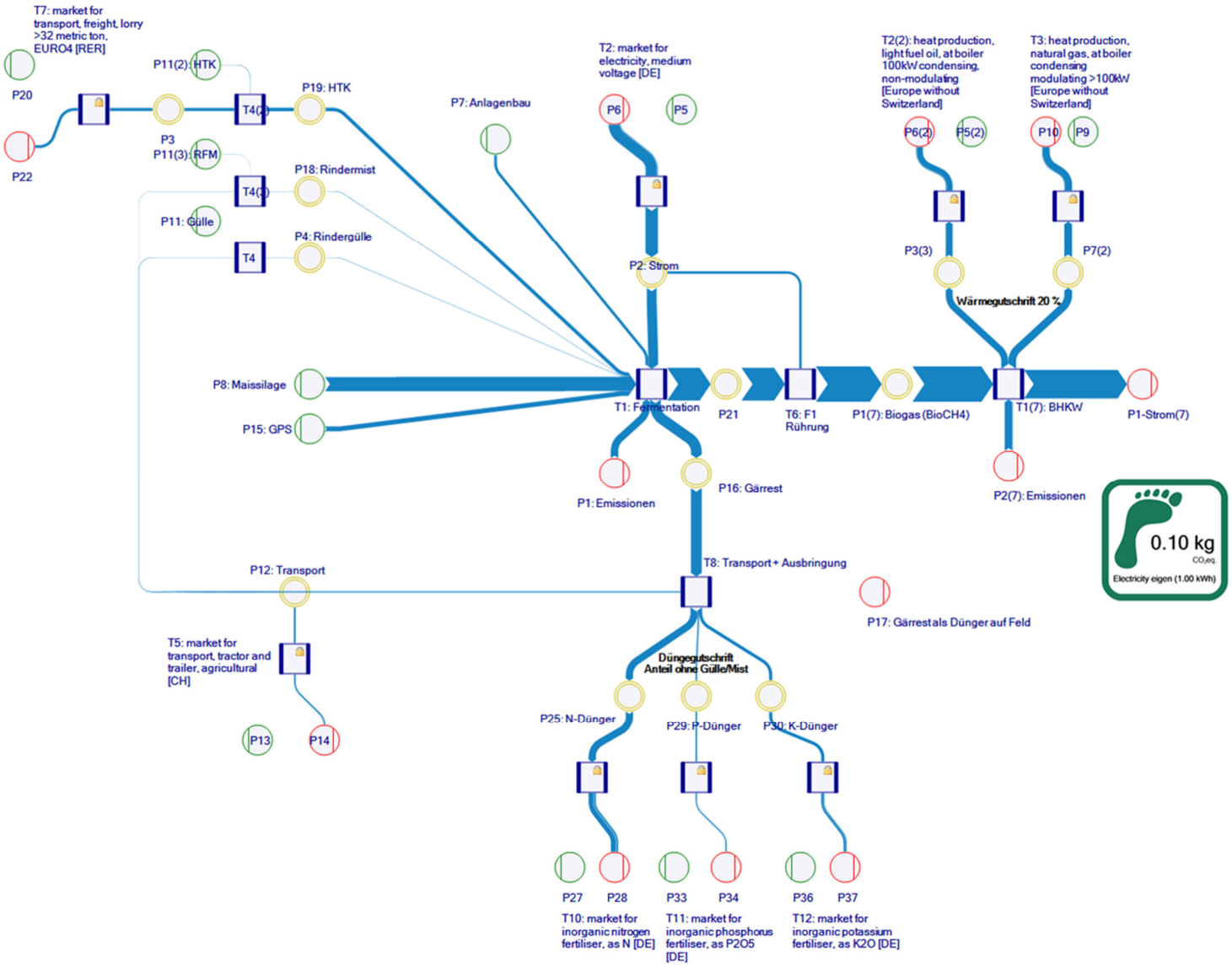


Abbildung 81: Ökologische Bewertung des Ausgangszustandes vor Inbetriebnahme des Mischkonzeptes (Bilanzzeitraum I)

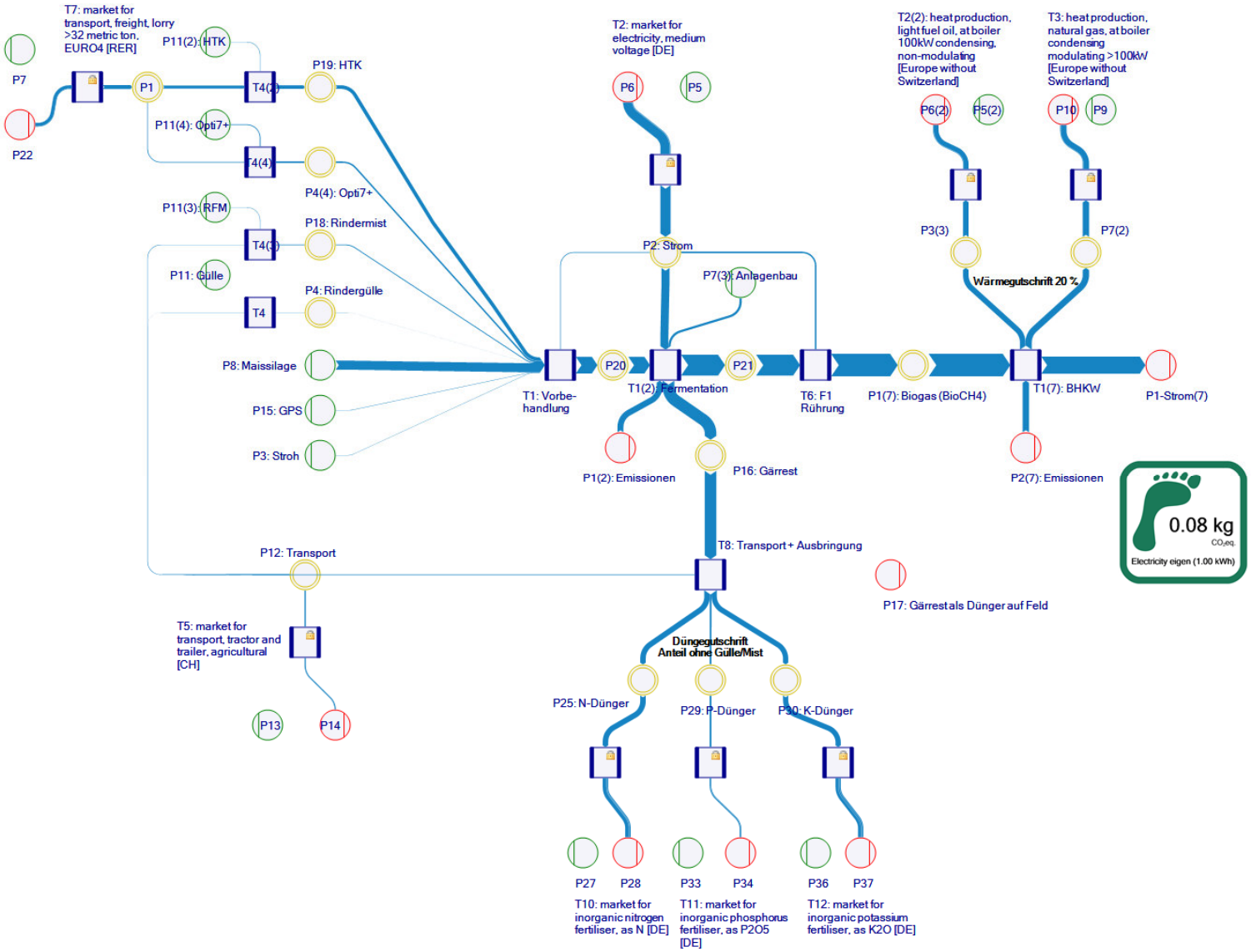


Abbildung 82: Ökologische Bewertung des Mischkonzeptes (Bilanzzeitraum II)

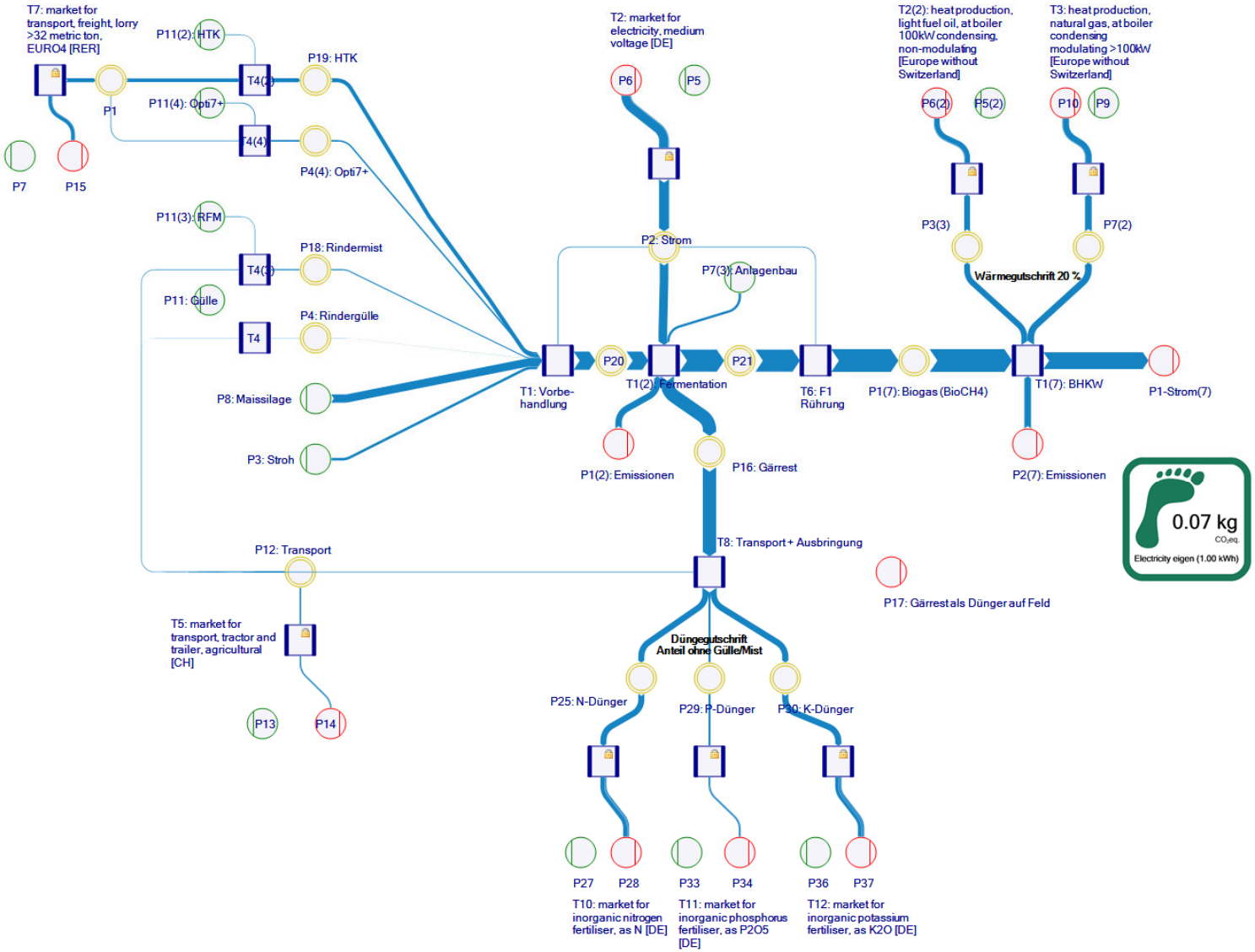


Abbildung 83: Ökologische Bewertung des Mischkonzeptes (Bilanzzeitraum III)

7 Verwertung der Projektergebnisse

Die Hauptziele des Projektes waren die Entwicklung eines Konzeptes für die hydraulische Durchmischung von Biogasfermentern, um einen flexiblen und multifeedstockfähigen Anlagenbetrieb zu gewährleisten. Mit der Integration der Substratvorbehandlung, Anmaischung und Aufbereitungstechnik in das Mischkonzept konnte ein Verfahren entwickelt werden, mit dem die Rührenergie deutlich reduziert werden kann und der Einsatz eines hohen Anteils an biogenen Reststoffen möglich wird.

Auf der Basis der erarbeiteten Ergebnisse konnten alle Projektpartner ihre ausgewiesenen Expertisen in Theorie, Labor und Praxis auf den Gebieten der Fluiddynamik, Strömungsmechanik, Modellierung, Rührwerkstechnik und der Bioenergie weiter ausbauen. In Form von Veröffentlichungen wurden die erzielten Ergebnisse einem breiten Spektrum aus interessierten Anwendern, Praktikern und Wissenschaftlern zugänglich gemacht.

Fraunhofer IKTS

In der experimentellen Bewertung von Rühr- und hydraulisch durchmischten Prozessen konnten Fortschritte erzielt werden. So wurden im Projekt verschiedene Methoden und Einsatzstoffe zur Charakterisierung und Modellierung der Gärsubstrate und der eingesetzten Substrate entwickelt und überprüft. Zusätzlich konnte der Versuchsstand zur experimentellen Bewertung der Durchmischung weiter ausgebaut werden. Die Auswertemethoden wurden verfeinert, sodass die Untersuchungen eine hohe Übertragbarkeit in die Praxis aufweisen. Die gewonnenen Erkenntnisse zum Zusammenhang zwischen Substratvorbehandlung, Fermenterrheologie, Mischverhalten, Rühr- und Pumpeinstellungen können auch in Folgeprojekten sinnvoll eingesetzt werden.

Vogelsang GmbH & Co. KG

Wie bereits im Kapitel 6.4 beschrieben, werden die im Projektzeitraum aufgezeichneten Daten und deren Auswertungsergebnisse im Rahmen von BAFA-Förderanträgen genutzt, wodurch zukünftig zusätzliches Auftragsvolumen generiert werden kann.

Die Absatzzahlen in den Produktsparten Zerkleinerungstechnik und Verdrängerpumpen konnten jedoch bereits in der Projektphase gesteigert werden. Umsätze im Bereich Zerkleinerungstechnik, bestehend aus PreMix, RedUnit, RotaCut und DisRuptor, konnten zwischen 2019 und 2021 um 48,8 % gesteigert werden und der Bereich Verdrängerpumpen, zusammengesetzt aus Drehkolben- und Exzenterschneckenpumpen, konnte eine Umsatzsteigerung von 10,8 % verzeichnen (s. Tabelle 23).

Nicht betrachtet wurden Systemlösungen, in denen ebenfalls Zerkleinerungstechnik und Verdrängerpumpen verbaut werden.

Tabelle 23: Umsatzsteigerungen in den Bereichen Zerkleinerungstechnik und Verdrängerpumpen

Produktsparte	Umsatz 2019 [%]	Umsatz 2021 [%]
Zerkleinerungstechnik	100,0	148,8
Verdrängerpumpen	100,0	110,8

Durch das Projekt FlexPump konnten aber zusätzlich auch Entwicklungen im Bereich der standzeitoptimierten Exzenterschneckenpumpe vorangetrieben werden. Ein Einsatz der standzeitoptimierten Exzenterschneckenpumpe war bereits im Projektzeitraum vorgesehen, dieser konnte jedoch aufgrund von gestörten Lieferketten und dadurch verlängerten Entwicklungszeiten nicht realisiert werden. Die standzeitoptimierte Exzenterschneckenpumpe ist mittlerweile als Prototyp fertig gestellt und auf ersten Anlagen im Probebetrieb.

Durch die Konjunkturlage der vergangenen Jahre konnte zusätzliches Personal im Unternehmen eingestellt werden. Die Ergebnisse und das aus dem Projekt FlexPump zusätzlich generierte Auftragsvolumen werden helfen dieses Personal auch bei unsicherer Wirtschaftslage zu halten.

A&U Service- und Vertriebs GmbH

Die Verwertung der Ergebnisse erfolgt in der Vergrößerung von Umsatz und Ertrag in der Sparte Anlagen- und Maschinenbau. Die erprobte Technologie zur verbesserten Reaktordurchmischung in Verbindung mit der Technologie zur Zuführung fester, strohhaltiger Einsatzstoffe über den Annahmeschubboden und Substratvorbehandlung (entweder Wangenmix oder Premix) kommt in weiteren 4 Projekten zum Einsatz, die bereits in Durchführung sind. Damit werden pro Projekt Umsätze zwischen 250.000 bis 850.000 € generiert, da die Beauftragung nicht nur die Baugruppen Schubboden, PreMix und DisRuptor beinhaltet, sondern bei 2 Projekten eine komplette Optimierung der Biogasanlage. Die Projekte konnten praktisch ohne den üblichen Aufwand an Akquisitionen über Werbeveranstaltungen und Handelsvertreter erzielt werden. Die Veröffentlich von Zwischenergebnissen des Projektes in der Bauernzeitung 41/2021 bzw. Firmenzeitschrift Vogelsang bzw. 2 Webbinare waren ausreichend für eine große Kundennachfrage. Die Begrenzung der erzielbaren Umsätze aus unmittelbar aus dem Projekt ableitbaren Aufträgen erfolgt nicht durch mangelnde Kundennachfrage, sondern durch fehlende Kapazitäten bei A&U und gestörte Lieferketten.

8 Erkenntnisse von Dritten

Vorhabenrelevante Ergebnisse von Dritten sind nicht bekannt.

9 Erfolgte und geplante Veröffentlichungen

Nachfolgend eine Auflistung der geplanten und bereits erfolgten Veröffentlichungen zum Projekt FlexPump:

- Biogas Journal: Hydraulische Mischkonzept für Biogasanlagen; Veröffentlichung geplant für November 2022
- FNR/KTBL-Online-Kongress: Biogas in der Landwirtschaft – Stand und Perspektiven, 29. und 30.9.2021, Poster: Intelligentes Pumpensystem zur Durchmischung von Biogasreaktoren
- 10. Statuskonferenz des BMWi-Forschungsnetzwerks Bioenergie 2021: Intelligentes Pumpensystem zur Durchmischung von Biogasreaktoren
- Bauernzeitung 2021, 41. Woche: Der ganz große Kreislauf: Mit innovativen Ideen, Forschung und moderner Technik machte der Betreiber der Biogasanlage Biocraft Nohra seine Anlage unweit von Weimar zukunftssicher.
- Jahresbericht IKTS 2020/21, Intelligentes Pumpensystem zur Durchmischung von Biogasreaktoren.

- Think Red! Das Vogelsang Magazin, 2020: Mist rein, Wirtschaftlichkeit rauf, Ausgabe 4/2020

10 Literaturverzeichnis

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

ARIYARATNE, WK HIROMI, et al. "CFD approaches for modeling gas-solids multiphase flows–A review." Proceedings of The 9th EUROSIM Congress on Modelling and Simulation, EUROSIM 2016, The 57th SIMS Conference on Simulation and Modelling SIMS 2016. No. 142. Linköping University Electronic Press, 2018.

BACHMAIER, H et al (2009): Treibhausgasemissionen der Energieproduktion aus Biogas. Biogasforum Bayern, Nr. V – 3/2009.

BUSCHMANN, K. (2007): Gär- bzw. Faulbehälter. Gebrauchsmusterschrift DE 20 2007 018 863 U1.

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

DICKIN, F., WANG, M., Electrical resistance tomography for process applications. *Measurement Science and Technology* 1996, *7*, 247-260.

FRAUNHOFER INSTITUT FÜR KERAMISCHE TECHNOLOGIEN UND SYSTEME (IKTS 2014): Entwicklung eines außenliegenden Rührsystems für Biogasanlagen. SMWA-Verbundvorhaben, Vorhaben: 100064421, April 2014.

FRAUNHOFER INSTITUT FÜR KERAMISCHE TECHNOLOGIEN UND SYSTEME (IKTS 2017): Entwicklung eines Steuerungs- und Regelkonzeptes für Mischprozesse in Biogasfermentern auf der Basis zu validierender Prozessmodelle, FNR Verbundprojekt, FKZ 22023012, März 2017.

FRAUNHOFER INSTITUT FÜR KERAMISCHE TECHNOLOGIEN UND SYSTEME (IKTS 2010): Bewertung von Mischprozessen mittels Prozesstomographie. KSB-Biogasanwenderforum, Halle, 12.11.2010.

FRAUNHOFER INSTITUT FÜR KERAMISCHE TECHNOLOGIEN UND SYSTEME (IKTS 2013): Bewertung des Einflusses der Schergeschwindigkeit/Rührerdrehzahl auf den Biogasertrag. Abschlussbericht, Dresden, 2013.

FRAUNHOFER INSTITUT FÜR KERAMISCHE TECHNOLOGIEN UND SYSTEME (IKTS 2011): Verbesserung der Wirtschaftlichkeit der Biogasproduktion durch Nutzung alternativer biogener Substrate, energieeffiziente Substratvorbehandlung und innovative Prozessführung einschließlich Biogasnutzung in einer SOFC-Brennstoffzelle. SMWA-Verbundprojekt Erhöhung der Wirtschaftlichkeit und Zuverlässigkeit der nachhaltigen Energieversorgung aus Biomasse – Entwicklung der Biogaserzeugung als Zukunftstechnologie. Fördernummer SAB: 12641/2094, Dresden, 2011.

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

JOBST, K.; LOMTSCHER, A.; DEUTSCHMANN, A.; FOGEL, S.; ROSTALSKI, K.; BREHMER, M.; KRAUME, M.: Optimale Auslegung und Betrieb von Rührsystemen in Biogasanlagen. FNR/KTBL-Kongress "Biogas in der Landwirtschaft - Stand und Perspektiven“, Vortrag, Potsdam, 22.–23.09.2015.

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

KRAUME, M. (2003): Mischen und Rühren: Grundlagen und moderne Verfahren, WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim.

LIPP, X. (1997): Faulbehälter mit Rührwerk und Verfahren zum Betreiben eines Rührwerks in einem Faulbehälter. Offenlegungsschrift DE 197 56 485 A1.

LOMTSCHER, A.; JOBST, K.; FOGEL, S.; ROSTALSKI, K.; STEMPIN, S.; KRAUME, M. (2017): Scale-up of mixing process of highly concentrated suspensions using electrical resistance tomography. In: Flow Measurement and Instrumentation 53 (2017), S.56 – 66.

MAUKY, E.; JACOBI, F.H.; LIEBETRAU, J.; NELLES, M. (2015): Flexible biogas production for demand-driven energy supply – Feeding strategies and types of substrates. In: Bio-resource Technology. Bd. 178. S. 262–269.

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

MLADENCHEV, T. (2007): Modellierung des Filtrations- und Fließverhaltens von ultrafeinen, kompressiblen, flüssigkeitsgesättigten Partikelpackungen. Dissertation, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, 2007.

NÄGELE, H. (2015): Flexible Biogasproduktion – Werktags und am Wochenende. Vortrag 10. Biogastag Baden-Württemberg, 03.03 2015.

PFEFFERKORN, H. (2006): Verfahren zur Gewinnung von Methangas aus organische Sub-strate enthaltende Medien. Patent EP 1852400 A1.

POHN, STEFAN. Minimierung des Energieverbrauchs von Rührwerken in Biogasfermentern mittels CFD Methoden. Diss. 2012, TU Wien

ROSTALSKI, K. (2012): Rührkonzepte in Biogasanlagen. KSB-Biogasanwenderforum, Halle, 30.03.2012.

SCHENK, H.: Der Standschub von Propellern und Rotoren.www.network.de /magazin/artikel_02/art_02-0037/Standschub.pdf (Abruf 25.10.2013).

SCHWARZE, RÜDIGER. CFD-Modellierung, Grundlagen und Anwendungen bei Strömungsprozessen. Springer Berlin Heidelberg, 2013.

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

STIRL ANLAGENTECHNIK GMBH (STIRL 2007): Biogasfermenter mit separatem Rührwerk. Gebrauchsmusterschrift DE 20 2007 018 465 U1 2008.09.18.

WANG, JUN, et al. "A review on CFD simulating method for biogas fermentation material fluid." Renewable and Sustainable Energy Reviews 97 (2018): 64-73.

ZLOKARNIK, M. (1999): Rührtechnik - Theorie und Praxis, Springer-Verlag, Berlin.

11 Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Einsatz von außen liegenden Rührern zur hydraulischen Durchmischung von Biogasanlagen 9

Tabelle 2: Mess- und Apparatetechnik, Vorschriften.....17

Tabelle 3: Kriterien der Maßstabsübertragung in Abhängigkeit der Rühraufgabe 25

Tabelle 4: Bewertung Trockenrückstand in Fermenter 1 im Projektzeitraum 31

Tabelle 5:Skalierung der Abmessungen des großtechnischen Fermenters in den kleintechnischen Maßstab.....35

Tabelle 6:Positionierung der Rührtechnik im Fermenter 36

Tabelle 7:Skalierung von Reaktor und Rührtechnik in den Technikumsmaßstab.....37

Tabelle 8: Parameter der Fließfunktion für die eingesetzten Modellfluide 38

Tabelle 9: Gegenüberstellung der Pumpendurchsätze 41

Tabelle 10: Rührtechnik im Fermenter F1 der Anlage Biocraft Nohra 51

Tabelle 11: Positionierung der Rührtechnik im Fermenter 51

Tabelle 12: Berechneter Volumenstrom und Reynoldszahl am Pumpenauslassflansch 61

Tabelle 13: Wartungsarbeiten am RotaCut und geleistete Betriebsstunden 71

Tabelle 14: Wartungen, Betriebsstunden, Standzeiten, Verarbeitungsvolumen und Menge je Stunde Standzeit des PreMix 72

Tabelle 15: Wartungen, Betriebsstunden und Standzeiten an RotaCut Rotor und Pumpen..72

Tabelle 16: Umbau- und Wartungsarbeiten sowie geleistete Betriebsstunden an DisRuptor und Zuführpumpe.....73

Tabelle 17: Berechnung der Kosteneinsparung durch reduzierten Energiebedarf der Rührwerke 79

Tabelle 18 Berechnung der Erlöse aus der gesteigerten Stromproduktion 80

Tabelle 19: Berechnung der Kostenreduktion durch den reduzierten Einsatz an NaWaRo's 81

Tabelle 20: Berechnung der Beschaffungskosten für den gesteigerten Einsatz von Wirtschaftsdünger und org. Reststoffen 82

Tabelle 21: Gesamtbilanzierung der ausgewerteten Wirtschaftsaspekte 82

Tabelle 22: Zusammenfassung der Bilanzierung des Substratmix.....85

Tabelle 23: Umsatzsteigerungen in den Bereichen Zerkleinerungstechnik und Verdrängerpumpen 90

12 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Schwerpunkte der Projektbearbeitung 4

Abbildung 2: Arbeitspakete 1 – 2 des Verbundarbeitsplanes 7

Abbildung 3: Arbeitspakete 3 – 5 des Verbundarbeitsplanes 8

Abbildung 4: Tomographische Bewertung eines außenliegenden Rührsystems; links: Tomographiereaktor; rechts Propeller-rührwerk als außenliegendes Rührwerk (FRAUNHOFER IKTS, 2014) 9

Abbildung 5: Tomogramme zur Bewertung des Einmischens von CMC ohne Einbauten (FRAUNHOFER IKTS 2014) 10

Abbildung 6: Tomogramme zur Bewertung des Einmischens von CMC mit Leitblechen (FRAUNHOFER IKTS 2014) 10

Abbildung 7: Einfluss der Gestaltung des Zulaufstutzens auf die Ausbildung der Strömung (FRAUNHOFER IKTS 2014) 11

Abbildung 8: Einfluss des Feststoffgehaltes und des granulometrischen Zustandes auf die dynamische Viskosität von Gärsuspensionen in Fermentern (Scherrate 10 s^{-1}; Temperatur 40 °C).....12

Abbildung 9: Profile der vertikalen Strömung in Abhängigkeit der Xanthan-Konzentration der eingesetzten Xanthan/ Schrot/Stroh-Suspensionen (FRAUNHOFER IKTS 2017) 12

Abbildung 10: Einsatz der Prozess-Tomographie zum Nachweis der Verbesserung der Mischgüte durch Substratzerkleinerung (Einsatz von zwei Tauchmotorrührwerken; FRAUNHOFER IKTS 2010) 13

Abbildung 11: Prinzip der granulometrischen Bewertung polydisperser faseriger Stoffsysteme 18

Abbildung 12: Schematischer Aufbau der Messanordnung Prozess-Tomographie.....20

Abbildung 13: Messprinzip des ERT-Systems (LEE 2009) 21

Abbildung 14: 2D- und 3D-Visualisierung der Leitfähigkeitsverteilung 21

Abbildung 15: links: Prinzip der Ermittlung vertikaler Geschwindigkeiten mittels Kreuzkorrelation – rechts: graphische Darstellung der Verteilung der vertikalen Geschwindigkeiten (auf- und abwärtsgerichtet) im Reaktor 24

Abbildung 16: Zusammenstellung von Modellen zur Berechnung von Mehrphasenströmungen gasförmig/fest (ARIYARATNE 2018) 29

Abbildung 17: Bewertung der Fließeigenschaften in Fermenter 1 im Projektzeitraum.....30

Abbildung 18: Partikelgrößenverteilung der Inputsubstrate im Vergleich zu Fermenter 1 32

Abbildung 19: Bewertung des granulometrischen Zustandes in Fermenter 1 im Projektzeitraum 32

Abbildung 20: Betriebspunkt des PreMix; Mischungsverhältnis 1:3 (Feeding Guide, CapsPro) 34

Abbildung 21: Einbindung der Excenterschneckenpumpe in den Versuchsstand Tomographie (links); Tomographiereaktor mit fünf Messebenen und Schlauchleitung des Umwälzkreislaufes (rechts).....36

Abbildung 22: Anordnung der Rührtechnik im Tomographie-Reaktor 37

Abbildung 23: Geschwindigkeitsprofile bei Nutzung der in Nohra installierten Rührtechnik in Abhängigkeit der CMC-Konzentration des Modellfluids 38

Abbildung 24: Geschwindigkeitsprofile bei alleinigem Pumpenbetrieb in Abhängigkeit der CMC-Konzentration des Modellfluids.....39

Abbildung 25: Summenverteilung der abwärts gerichteten Geschwindigkeiten im Reaktor, Gegenüberstellung des alleinigen Betriebs von Rührtechnik und des alleinigen Betriebes der Umwälzpumpe 39

Abbildung 26: Summenverteilung der abwärts gerichteten Geschwindigkeiten im Reaktor bei Nutzung von Rühr- und Pumptechnik.....40

Abbildung 27: Vergleich der Fließeigenschaften im Fermenter 1 (links) mit dem Modellfluid CMC (rechts).....40

Abbildung 28: Vergleich der abwärts gerichteten Geschwindigkeiten in m/s unter Variation des Pumpendurchsatzes bei alleinigem Pumpenbetrieb zwischen Ebene 2 und 3, CMC 21 g/L 41

Abbildung 29: Vergleich der abwärts gerichteten Strömungen unter Variation des Pumpendurchsatzes, CMC 21 g/L.....42

Abbildung 30: Vergleich der Mischgüteverläufe bei alleinigen Pumpenbetrieb, CMC 21 g/L.42

Abbildung 31: Vergleich der abwärts gerichteten Geschwindigkeiten in m/s unter Variation des Pumpendurchsatzes bei Betrieb von Pumpen- und Rührtechnik zwischen Ebene 2 und 3, CMC 21 g/L 43

Abbildung 32: Vergleich der abwärts gerichteten Strömungen unter Variation des Pumpendurchsatzes, mit Betrieb der Rührwerke, CMC 21 g/L 43

Abbildung 33Vergleich der Mischgüte bei kombiniertem Betrieb von Pumpe und Rührwerken, CMC 21 g/L 44

Abbildung 34: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 100 L-Maßstab in CMC 21 g/L 45

Abbildung 35: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 100 L-Maßstab in CMC 19 g/L 45

Abbildung 36: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 100 L-Maßstab in CMC 12 g/L 46

Abbildung 37: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 1 m³-Maßstab in CMC 21 g/L 46

Abbildung 38: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 1 m³-Maßstab in CMC 19 g/L 47

Abbildung 39: Vergleich der Mischgüte in Ebene 2 1 m³-Maßstab in CMC 12 g/L 47

Abbildung 40: Zur CFD genutzte Reaktorgeometrie mit Ein- und Ausgängen zur hydraulischen Umwälzung.....48

Abbildung 41: Verteilung der Stromlinien bei einem Förderstrom von 60 m³/h und den Standard-Fließeigenschaften 49

Abbildung 42: Stromlinien bei einem Förderstrom von 60 m³/h und reduzierter Viskosität des Fermenterinhaltes 49

Abbildung 43: Strömung bei reduzierter Anzahl der Stutzen und einem Durchsatz von 60 m³/h (Konturplot bei 0,5·*H*) 50

Abbildung 44: Strömung bei reduzierter Anzahl der Stutzen und einem Durchsatz von 100 m³/h (Konturplot bei 0,5·*H*) 50

Abbildung 45: Anordnung der Rührtechnik im Fermenter F1 der Anlage Biocraft Nohra.....51

Abbildung 46: Paddelgigant und Propeller-Tauchmotorrührwerk, vernetzt für CFD-Simulation 51

Abbildung 47: Einsatz von Umwälzpumpe und vier Rührwerken – Konturplot bei z = 2 m (links) und z = 4 m (rechts) 52

Abbildung 48: Einsatz von Umwälzpumpe und fünf Rührwerken – Konturplot bei z = 2 m (links) und z = 4 m (rechts) 52

Abbildung 49: Einfluss der Berücksichtigung der Gravitation auf die Verteilung der dispersen Phase im Reaktor bei Einsatz von Rührtechnik und Umwälzung. Oben: ohne Gravitation, unten: mit Gravitation. Berechnungen ohne Rückkopplung 53

Abbildung 50: Verteilung der dispersen Phase im Reaktor bei Einsatz von Rührtechnik und Umwälzung unter Berücksichtigung der Rückkopplung. Ohne Gravitation 54

Abbildung 51: Dichte- und Verteilungsfunktion der Strömungsgeschwindigkeit im Fermenter 1, BGA Nohra, 5 Rührwerke, V‘=110 m^3/h.....54

Abbildung 52: Tomographiereaktor (links) und 3D-Modell des Reaktors (Fluidgebiet) (rechts) 55

Abbildung 53: Strömung im Versuchsreaktor, alleiniger Pumpenbetrieb bei 95 L/h 56

Abbildung 54: Vergleich der Geschwindigkeitsprofile: Im Modell (links, Auswerteebene bei z=10 cm); im Experiment (rechts, zw. Ebene 1 und 4).....56

Abbildung 55: Vergleich Farbversuch, Experiment vs. Modell zu verschiedenen Zeitpunkten nach der Farbstoffzugabe, alleiniger Pumpenbetrieb, 95 L/h, CMC 21 57

Abbildung 56: Farbversuch, Pumpenbetrieb mit zwei TMR, stationärer Betrieb, 95 L/h. 58

Abbildung 57: ISO-Fläche der Geschwindigkeit (2,5 mm/s) für verschiedene Betriebsmodi im Versuchsreaktor, 95 L/h, CMC 21 58

Abbildung 58: Volumenanteil u>2,5 mm/s am Gesamtvolumen im Versuchsreaktor, 95 L/h, CMC 21, 2 RW = beide Flygt-RW.....59

Abbildung 59: Darstellung des Mischkonzeptes.....60

Abbildung 60: Geschwindigkeitsfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Wasser als Fördermedium.....62

Abbildung 61: Geschwindigkeitsfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 6,59 Pa s als Fördermedium 62

Abbildung 62: Geschwindigkeitsfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 17,59 Pa s als Fördermedium.....62

Abbildung 63: Stromlinien in einer Exzenterschneckenpumpe mit Wasser als Fördermedium 63

Abbildung 64: Stromlinien in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 6,59 Pa s als Fördermedium.....63

Abbildung 65 Stromlinien in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 17,59 Pa s als Fördermedium.....63

Abbildung 66: Druckfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Wasser als Fördermedium 64

Abbildung 67 Druckfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 6,59 Pa s als Fördermedium.....64

Abbildung 68: Druckfeld in einer Exzenterschneckenpumpe mit Biosubstrat 17,59 Pa s als Fördermedium.....65

Abbildung 69: Ansicht der Anlage für den Versuchsbetrieb 66

Abbildung 70: Erklärende Ansicht zur Abdichtung PreMix gegenüber Feststoffdosierer 67

Abbildung 71: Lüfter am Feststoffdosierer 67

Abbildung 72: Screenshot PreMix-Steuerung während einer Fütterung (Mischungsverhältnis 1:5).....68

Abbildung 73: Screenshot DisRuptor-Steuerung während eines Pumpvorgangs.....69

Abbildung 74: Verstopfung des DisRuptors durch Strohfasern 70

Abbildung 75: Vergleich der Faserlängen vor und nach Behandlung durch PreMix.....73

Abbildung 76: Änderung von Viskosität und Biogaspotential durch die Behandlung mittels DisRuptor 74

Abbildung 77: Verlauf des Energieverbrauchs der Rührwerke in Fermenter 1 und der Vogelsang (VGS) Maschinentechnik 79

Abbildung 78: Energiebedarf der Rührtechnik mit verschiedenen Bilanzzeiträumen.....84

Abbildung 79: Entwicklung Substratmix in den Bilanzzeiträumen 85

Abbildung 80: Stromerzeugung mittels BHKW 86

Abbildung 81: Ökologische Bewertung des Ausgangszustandes vor Inbetriebnahme des Mischkonzeptes (Bilanzzeitraum I).....87

Abbildung 82: Ökologische Bewertung des Mischkonzeptes (Bilanzzeitraum II).....88

Abbildung 83: Ökologische Bewertung des Mischkonzeptes (Bilanzzeitraum III).....89