

Dissertation

Minimierung des Energieverbrauchs von Rührwerken in Biogasfermentern mittels CFD Methoden

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines
Doktors der technischen Wissenschaften

vorgelegt von

Dipl.-Ing. Stefan Pohn
0225771

12. Oktober 2012

eingereicht an der Technischen Universität Wien
Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften

Betreuer:

Ao. Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Dr.h.c. Anton Friedl
Ass. Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Michael Harasek



Technische Universität Wien
Institut für Verfahrenstechnik,
Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften

Forschungsbereich Thermische Verfahrenstechnik und Simulation
A-1060 Wien, Getreidemarkt 9/166/2

Pohn Stefan

"WE WERE BORN OF RISEN APES, NOT FALLEN ANGELS, AND THE APES WERE ARMED KILLERS BESIDES. AND SO WHAT SHALL WE WONDER AT? OUR MURDERS AND MASSACRES AND MISSILES, AND OUR IRRECONCILABLE REGIMENTS? OR OUR TREATIES WHATEVER THEY MAY BE WORTH; OUR SYMPHONIES HOWEVER SELDOM THEY MAY BE PLAYED; OUR PEACEFUL ACRES, HOWEVER FREQUENTLY THEY MAY BE CONVERTED TO BATTLEFIELDS; OUR DREAMS HOWEVER RARELY THEY MAY BE ACCOMPLISHED. THE MIRACLE OF MAN IS NOT HOW FAR HE HAS SUNK BUT HOW MAGNIFICENTLY HE HAS RISEN. WE ARE KNOWN AMONG THE STARS BY OUR POEMS, NOT OUR CORPSES."

– Robert Ardrey

Kurzfassung

In Österreich gab es im Jahr 2009 341 Biogasanlagen mit einer installierten elektrischen Leistung von 94,5 MW. Diese Anlagen haben in diesem Jahr 524,51 GWh in das Stromnetz von Österreich eingespeist (laut Energie-Control GmbH, OeMAG). Wenn es gelingt, den Wirkungsgrad der Biogasanlagen von momentan 20 % [1] um nur 1 % zu erhöhen, könnten damit etwa 3300 t/a CO₂ eingespart werden (bezogen auf den spezifischen Ausstoß von Emissionen eines GuD (Gas- und Dampfturbinenkraftwerk) Kraftwerks mit 50 % Wirkungsgrad). Wenn einfache Maßnahmen zur Effizienzsteigerung von Biogasanlagen entwickelt werden können, ist das ein nennenswerter Beitrag Österreichs zur Erreichung der Kyoto-Ziele und der Ziele des EU Klimaschutzpaketes 2020.

Die Rührwerke in Biogasanlagen verbrauchen etwa 30 - 40 % des elektrischen Eigenenergiebedarfs einer Anlage. Die restliche Energie konsumieren die Fördereinrichtungen, Zerkleinerungsanlagen und die Gasmotoren. Der Fokus der Arbeit liegt auf der Untersuchung von Rührwerken um deren Energieverbrauch zu reduzieren.

Um dieses Potential aufzudecken, wurde mit Einsatz von CFD Methoden die Strömung im Inneren solcher Fermenter untersucht. Dabei lag besonderes Augenmerk auf der Untersuchung des Fermenters auf Totzonen und Kurzschlussströmungen. Um die Ergebnisse mit realen Fermentern vergleichen zu können, wurden zwei unterschiedliche Biogasanlagen ausgewählt und deren jeweiliger Hauptfermenter simuliert und vermessen. Die Simulationsergebnisse wurden den Daten aus den Prozessleitsystemen der Anlagen gegenübergestellt, um sie zu verifizieren.

Da bei Strömungssimulationen die Randbedingungen und die Stoffeigenschaften immer eine entscheidende Bedeutung haben, mussten rheologische Messungen, Trockensubstanzmessungen und Dichtemessungen an den Fermenterinhalt vorgenommen werden. Die Fermenterinhalt unterzog man auch einer Partikelgrößenanalyse. Da für die Bestimmung der nicht-Newtonschen Viskosität von Fermentationsflüssigkeiten noch kein geeignetes Rheometer zur Verfügung stand, wurde ein solches geplant, gebaut und kalibriert. Mit Hilfe dieses Viskosimeters konnten die rheologischen Eigenschaften bestimmt werden. Insbesondere der hohe Anteil von Grasschnitt in einer der Anlagen verursachte eine besonders hohe Viskosität und ein stark ausgeprägtes nicht-Newtonsches Verhalten.

Diese Ergebnisse lieferten die Grundlagen der Stoffdaten im Simulationsmodell. Es sind mehrere Fälle gerechnet worden, in denen die Drehzahl der Rührwerke variiert wurde. Die simulierte Leistungsaufnahme wurde mit der tatsächlichen Leistungsaufnahme verglichen. Die Ergebnisse zeigen klar, dass in den beiden untersuchten Anlagen ein Potential von 30 - 40 % zur elektrischen Energieeinsparung besteht. Damit kann der Gesamtwirkungsgrad von Biogasanlagen auf etwa 30 - 35 % gesteigert werden.

Ein Vergleich der Messungen mit den Simulationen zeigt, dass die numerischen Modelle sehr zuverlässige Resultate liefern. Daher wurden noch zusätzliche Fermenter von zwei weiteren Unternehmen simuliert, um die beste Konfiguration für die Rührwerksaustat-

tung zu finden. Bei den zusätzlich simulierten Fermentern handelt es sich um die neuesten Entwicklungen der beiden Firmen Thöni (Thöhni Industriebetriebe GmbH) und AAT (Abwasser- und Abfalltechnik GmbH).

Für die beiden bestehenden Anlagen wurden Verweilzeit- und Mehrphasensimulationen durchgeführt. Die Verweilzeitfunktionen wurden durch Experimente direkt an den Anlagen verifiziert. Die Mehrphasensimulation dient dazu die Einmischprozesse in den Fermentern auch numerisch untersuchen zu können.

Mit diesen Ergebnissen lassen sich Biogasanlagen schon in der Planungsphase optimal gestalten. Die Wirkungsgradverbesserung um 15 % in allen bestehenden Biogasanlagen in Österreich könnte damit zu einer CO_2 Einsparung von theoretisch 50000 t/a führen. Diese Arbeit hat damit deutlich gezeigt, dass ein großes Potential besteht, die Rührtechnik in Biogasanlagen effizienter zu machen.

Abstract

In Austria 341 biogasplants were in operation in the year 2009 with an installed capacity of 94.5 MW. These plants produce 524.51 GWh electric power which is fed to the Austrian power grid. The actual efficiency of a biogas plant is 20 %. Increasing the efficiency by only 1 % allows to save 3300 t/a CO_2 (compared to the emission of a modern combined cycle power plant with an efficiency of 50 %). If it is possible to increase the efficiency of biogas plants in operation this could be a substantial contribution to the Austrian commitments in the Kyoto Protocol.

To find the potential of possible savings the flow in these fermenters was investigated using CFD methods. The focus was laid on finding possibilities to reduce the energy consumed by the stirring devices in biogas plants using CFD methods. To date the stirring devices consume 30 %-40 % of the electricity used in these plants. The numerical results should be compared to existing biogas digesters. Therefore, two established biogas plants were chosen to evaluate the numerical results. The main digesters of these plants were simulated and the results were compared to the data from the plant's PCS (process control system).

Since the boundary conditions are essential for CFD simulations, the material properties of the slurries were also a part of the investigations. The rheological behaviour, the dry substance content, and the density were measured and used as material properties in the numerical simulation.

A part of this work was also the design and construction of a new type of viscosimeter. This viscosimeter should be able to measure the rheological properties of the slurries used in biogas digesters. The results show that the slurries in both plants have a non-Newtonian behaviour, in particular a pseudoplastic behaviour. Although both viscosities show a large difference because of the different content and different shape of the particles. The high amount of cut grass used in the biogas plant in Strem leads to a distinct non-Newtonian behaviour.

These results were implemented in the numerical simulations. Several cases were simulated varying the rotation speed of the paddle stirrers. This should lead to a minimal rotation speed the stirrers can work with. From the volumetric velocity distribution it could be concluded that a good mixture of the digesters could be ensured for sufficiently high rotation speeds. The results show that there is a potential of about 30-40 % of energy savings. This can increase the efficiency of the investigated biogas plants up to 30-35 %.

The simulations were compared to the measured data. An important outcome of the project is that CFD can provide reliable results of the mixing process in such digesters. Therefore simulations of other plants were carried out. These plants were in the planning phase at this time of the project. The simulations should provide the plant engineers with information about the best stirrer configuration and the optimal stirrer speed in the

new plants.

For both existing plants a hydraulic residence time simulation and a multiphase simulation were performed.

The retention time determination was also performed as an experiment directly in the digesters and the results were compared to the simulation afterwards. To divide the digester slurries in different phases a procedure was developed. The properties of these different phases were measured and then implemented in the multiphase simulation. With these boundary conditions the multiphase simulations were performed.

Using these results modern biogas plants can already be optimized in the planning phase. With the efficiency increased by 15 % an amount of 50000 t/a CO_2 savings could be reached theoretically. This work was able to show that there is a large potential to optimize biogas plants with a valuable contribution to Austria's effort to protect the environment.

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung	1
1.1	Allgemeines	1
1.2	Motivation	3
1.3	Aufgabenstellung	5
1.4	Stand der Technik	6
1.4.1	Biogasanlagen	6
1.4.2	Rührwerkstechnik in Biogasfermentern	6
1.4.3	Rheologie von Fermentationsflüssigkeiten	7
1.4.4	Simulation von Großfermentern	9
1.5	Biogasprozess	10
1.5.1	Allgemeines zum Biogasprozess	10
1.5.2	Hydrolyse	12
1.5.3	Versäuerungsphase	12
1.5.4	Essigsäurebildung	12
1.5.5	Methanbildung	13
1.6	Beschreibung der untersuchten Biogasanlagen	13
1.6.1	Anlage Reidling	13
1.6.2	Anlage Strem	14
2	Eigenschaften der Fermenterflüssigkeit	17
2.1	Einleitung	17
2.1.1	Reale Flüssigkeit im Fermenter	17
2.1.2	Modellierte Flüssigkeit im Fermenter	20
2.2	Trockensubstanzbestimmung	21
2.3	Siebanalysen	22
2.3.1	Nasssiebanalyse	22
2.3.2	Trockensiebanalyse	22
2.4	Dichte	25
2.5	Sedimentationsversuche	26
2.6	Identifizierung der Phasen	26
3	Grundlagen der Misch- und Rührtechnik	31
3.1	Definition von Mischprozessen	31
3.2	Verfahren	31
3.3	Mischarten	32
3.3.1	Diffusives Mischen	32
3.3.2	Laminares Mischen	33
3.3.3	Turbulentes Mischen	33

3.4	Systemkenngrößen und Mischgüte	34
4	Numerische Simulationen von Großfermentern	37
4.1	Einleitung	37
4.2	Grundlegende Gleichungen	38
4.3	Speziell Gleichungen	38
4.4	Sliding Mesh-Methode	39
4.5	Turbulenzmodellierung	39
4.6	Solver-Einstellungen	40
4.6.1	Diskretisierung	40
4.6.2	Druckbasierter Strömungslöser	41
4.6.3	Druck-Geschwindigkeitskopplung	41
4.6.4	Instationäre Simulation	42
4.6.5	Konvergenz	42
4.7	Verweilzeitsimulationen	42
4.7.1	Frozen Flowfield	43
4.7.2	Diskrete Phasen Modellierung (DPM)	43
4.7.3	Speziell Tracking	44
4.8	Mehrphasensimulationen	44
5	Entwicklung eines Makroviskosimeters	47
5.1	Einleitung	47
5.2	Methoden in der Viskosimetrie	47
5.3	Aufbau und Kalibrierung eines Makroviskosimeters	48
5.3.1	Aufbau	48
5.3.2	Kalibrierung	50
5.3.2.1	Metzner-Otto Methode	50
5.3.2.2	CFD-Methode	52
5.3.2.3	Andere Methoden	53
5.4	Ergebnisse	54
5.4.1	Ergebnisse der analytischen Viskosimetrie	54
5.4.2	Ergebnisse Makroviskosimeter	55
5.4.2.1	Ergebnisse der Kalibrierung	55
5.4.2.2	Viskosität in den Anlagen Reidling und Strem	70
5.4.2.3	Viskosität der künstlichen Phasen	72
5.4.3	Trockensubstanzabhängige Viskosität	72
5.5	Diskussion	76
5.5.1	Kalibrierung des Makroviskosimeters	76
5.5.2	Viskosität in den Anlagen	77
5.5.3	Viskosität der künstlichen Phasen	77
5.5.4	Trockensubstanzabhängige Viskosität	78
6	Numerisches Modell der Fermenter	79
6.1	BGA Reidling, Einphasensimulation	79
6.1.1	BGA Reidling ohne Propellerrührwerk	79
6.1.2	BGA Reidling mit Propellerrührwerk	82
6.2	BGA Strem, Einphasensimulation	84
6.3	Thöni-Fermenter, Einphasensimulation	86
6.3.1	Thöni-Fermenter Variante 1	86

6.3.2	Thöni-Fermenter Variante 2	87
6.3.3	Thöni-Fermenter Variante 3	88
6.4	AAT-Fermenter, Einphasensimulation	88
6.4.1	AAT-Fermenter Variante 1	89
6.4.2	AAT-Fermenter Variante 2	91
6.4.3	AAT-Fermenter Variante 3	91
6.5	Verweilzeitsimulationen	93
6.6	Mehrphasensimulationen	94
6.6.1	Fermenter der BGA Reidling (ohne Propellerrührwerk)	94
6.6.2	Fermenter der BGA Reidling (mit Propellerrührwerk)	94
6.6.3	Fermenter der BGA Strem	94
6.7	Übersicht über alle Fälle	95
7	Ergebnisse der CFD Simulationen der Fermenter	101
7.1	BGA Reidling, Einphasensimulation	101
7.1.1	Reidling ohne Propellerrührwerk	101
7.1.2	Reidling mit Propellerrührwerk	107
7.2	BGA Strem, Einphasensimulation	110
7.3	Thöni Fermenter, Einphasensimulation	117
7.3.1	Thöni Fermenter Variante 1	117
7.3.2	Thöni Fermenter Variante 2	120
7.3.3	Thöni Fermenter Variante 3	120
7.4	AAT Fermenter, Einphasensimulation	122
7.4.1	AAT Fermenter Variante 1	122
7.4.2	AAT Fermenter Variante 2	129
7.4.3	AAT Fermenter Variante 3	139
7.5	Zusammenfassung der Einphasensimulation	145
7.6	Verweilzeitsimulationen	155
7.6.1	Simulierte Altersverteilungen	155
7.6.2	Gemessene Altersverteilung	155
7.7	Mehrphasensimulationen	160
7.7.1	Fermenter BGA Reidling (ohne Propellerrührwerk)	160
7.7.2	Fermenter der BGA Reidling (mit Propellerrührwerk)	162
7.7.3	Fermenter Strem	164
7.7.4	Zusammenfassung der Mehrphasensimulationen	164
8	Schlussfolgerungen	169
8.1	Entwicklung eines Makroviskosimeters	169
8.2	Simulationen der Fermenter	170
9	Zusammenfassung	173
9.1	Entwicklung eines Makroviskosimeters	173
9.2	Simulationen der Fermenter	174
10	Ausblick	177

Abbildungsverzeichnis

1.1	Ansicht der Biogasanlage Reidling	3
1.2	Ansicht der Biogasanlage Strem	4
1.3	Schematische Darstellung unterschiedlicher rheologischer Verhaltensweisen	8
1.4	Viskosität-Zeit-Diagramm thixotroper und rheopexer Fluide	8
1.5	Übersicht über den gesamten Biogasprozess	14
1.6	Fließbild BGA Reidling	15
1.7	Fließbild BGA Strem	16
2.1	Substrate in Reidling	18
2.2	Substrate in Strem	19
2.3	Trockensubstanzgehalte und organische Trockensubstanzgehalte	21
2.4	Nasssiebanalyse	22
2.5	Partikelgrößenverteilung BGA Reidling	23
2.6	BGA Reidling Siebstufen	23
2.7	Partikelgrößenverteilung BGA Strem	24
2.8	BGA Strem Siebstufen	24
2.9	Partikellängenverteilung auf den jeweiligen Siebstufen	25
2.10	Partikellängenverteilung bei Maissilage und bei Grassilage	26
2.11	Ergebnisse der Dichtemessungen in Reidling und Strem	27
2.12	Bestimmung der Dichte	27
2.13	Sedimentationsversuche mit den Fermenterinhalt	28
5.1	Schematische Darstellung des Makroviskosimeters	49
5.2	Ansichten des Viskosimeters	49
5.3	Ansichten des Viskosimeters im numerischen Modell	52
5.4	Übersicht über das Kalibrierverfahren	54
5.5	Vergleich der analytischen Viskosimetrie für die Xanthan Lösung 0.25 w%	56
5.6	Vergleich der analytischen Viskosimetrie für die Xanthan Lösung 0.35 w%	56
5.7	Vergleich der analytischen Viskosimetrie für die Xanthan Lösung 0.55 w%	57
5.8	Vergleich des Drehmoments bei Newtonschen Fluiden	58
5.9	Vergleich der Leistungs-Zahl bei Newtonschen Fluiden	58
5.10	Vergleich des Drehmoments bei nicht-Newtonschen Fluiden	59
5.11	Vergleich der Leistungs-Zahl bei nicht-Newtonschen Fluiden	60
5.12	Vergleich der Scherrate bei nicht-Newtonschen Fluiden	60
5.13	Vergleich der Wirbel in Glyzerin für 125 U/min	61
5.14	Vergleich der Wirbel für 250 U/min	62
5.15	Vergleich der Wirbel für 400 U/min	63
5.16	Skizze des Rührerblattes	64

5.17	Vergleich der Scherratenprofile, 125 U/min , $Z = 0.07\ m$	64
5.18	Vergleich der Scherratenprofile, 250 U/min , $Z = 0.07\ m$	65
5.19	Vergleich der Scherratenprofile, 400 U/min , $Z = 0.07\ m$	65
5.20	Vergleich der Scherraten-Profile, 125 U/min , $Z = 0.036\ m$	66
5.21	Vergleich der Scherraten-Profile, 250 U/min , $Z = 0.036\ m$	67
5.22	Vergleich der Scherraten-Profile, 400 U/min , $Z = 0.036\ m$	67
5.23	Vergleich des Geschwindigkeits-Profiles, 125 U/min	68
5.24	Vergleich des Geschwindigkeits-Profiles, 250 U/min	69
5.25	Vergleich des Geschwindigkeits-Profiles, 400 U/min	69
5.26	Viskosität in der BGA Strem	70
5.27	Viskosität in der BGA Reidling	71
5.28	Viskosität der einzelnen Phasen bei 39°C	73
5.29	Viskosität der einzelnen Phasen bei 49.5°C	73
5.30	Viskosität bei einem TS Gehalt von 3.9 %	74
5.31	Viskosität bei einem TS Gehalt von 4.5 %	75
5.32	Viskosität bei einem TS Gehalt von 5 %	75
5.33	Viskosität bei einem TS Gehalt von 6.2 %	76
6.1	Modell des Fermenters der BGA Reidling	80
6.2	Modell der Paddel, mit Rechengitter	80
6.3	Photographie des Paddelrührwerkes der BGA Reidling	81
6.4	Modell des Fermenters in Reidling mit Propellerrührwerk	82
6.5	Modell des Propellerrührwerkes, mit Rechengitter	83
6.6	Photographie der Propellerrührwerke der Firma ITT Flygt	83
6.7	Modell des Fermenters der BGA Strem	84
6.8	Modell der Paddel, mit Rechengitter	85
6.9	Photographie des Paddelrührwerkes der BGA Strem, kurz nach dem Einbau	85
6.10	Modell des Fermenters von der Firma Thöni in der Variante 1	86
6.11	Modell des Propellers von der Firma Thöni	87
6.12	Modell des Fermenters von der Firma Thöni in der Variante 2	88
6.13	Modell des Fermenters von der Firma Thöni in der Variante 3	89
6.14	Modell des Fermenters von der Firma AAT in der Variante 1	90
6.15	Modell des Propellers von der Firma AAT, mit Rechengitter	90
6.16	Photographie des Propellerrührwerkes in den AAT Fermentern	91
6.17	Modell des Fermenters von der Firma AAT in der Variante 2	92
6.18	Modell der modifizierten Geometrie des Paddelrührwerks von AAT	92
6.19	Modell des Fermenters von der Firma AAT in der Variante 3	93
7.1	Geschwindigkeitsfeld im Fermenter Reidling	102
7.2	Vektorfeld am Paddelrührwerk in der BGA Reidling	103
7.3	Fermenter BGA Reidling, Iso-Flächen der Geschwindigkeit	104
7.4	BGA Reidling, Geschwindigkeitsverteilung - mittleren Geschwindigkeit	105
7.5	BGA Reidling, Geschwindigkeitsverteilung - Drehzahl	106
7.6	BGA Reidling, Geschwindigkeitsverteilung - spezifische Leistung	106
7.7	Geschwindigkeitsfeld im Fermenter Reidling bei 15 U/min , mit Propeller	107
7.8	Geschwindigkeitsfeld vor dem Propeller der BGA Reidling	108
7.9	Vektorfeld am Propellerrührwerk in der BGA Reidling	109
7.10	Geschwindigkeitsfeld im Fermenter Strem Ebene 1	111
7.11	Geschwindigkeitsfeld im Fermenter Strem Ebene 2	112

7.12	Vektorfeld am Paddelrührwerk in der BGA Strem	113
7.13	Fermenter der BGA Strem, Iso-Flächen der Geschwindigkeit	114
7.14	BGA Strem, Geschwindigkeitsverteilung - mittlere Geschwindigkeit	115
7.15	BGA Strem, Geschwindigkeitsverteilung - Drehzahl	116
7.16	BGA Strem, Geschwindigkeitsverteilung - spezifische Leistung	116
7.17	Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von Thöni, Variante 1	117
7.18	Geschwindigkeitsfeld, Propeller im Fermenter Thöni Variante 1-3	118
7.19	Thöni, alle Varianten, Iso-Flächen der Geschwindigkeit	121
7.20	Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von Thöni, Variante 2	122
7.21	Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von Thöni, Variante 3	122
7.22	Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von AAT Variante 1	123
7.23	Geschwindigkeitsfeld vor den Propellern im Fermenter AAT Variante 1	124
7.24	AAT Fermenter Variante 1, Iso-Flächen der Geschwindigkeit	126
7.25	Vektorfeld am Paddelrührwerk der Firma AAT in der alten Bauweise	127
7.26	Vektorfeld Propellerrührwerk, Fermenter AAT, Variante 1	128
7.27	BGA AAT Variante 1, Geschwindigkeitsverteilung - Drehzahl	129
7.28	BGA AAT Variante 1, Geschwindigkeitsverteilung - spezifische Leistung	130
7.29	BGA AAT Variante 1, Geschwindigkeitsverteilung - mittlere Geschwindigkeit	130
7.30	Geschwindigkeitsfeld im von Fermenter AAT, Variante 2	131
7.31	Geschwindigkeitsfeld vor Propeller im Fermenter von AAT Variante 2	133
7.32	AAT Fermenter Variante 2, Iso-Flächen der Geschwindigkeit	135
7.33	Vektorfeld am Paddelrührwerk der Firma AAT in der neuen Bauweise	136
7.34	Vektorfeld Propellerrührwerk, Fermenter der Firma AAT, Variante 2	137
7.35	BGA AAT Variante 2, Geschwindigkeitsverteilung - Drehzahl	138
7.36	BGA AAT Variante 2, Geschwindigkeitsverteilung - spezifische Leistung	138
7.37	BGA AAT Variante 2, Geschwindigkeitsverteilung - mittlere Geschwindigkeit	139
7.38	Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von AAT Variante 3	140
7.39	Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von AAT Variante 3, vor Propeller	141
7.40	AAT Fermenter Variante 3, Iso-Flächen der Geschwindigkeit	142
7.41	BGA AAT Variante 3, Geschwindigkeitsverteilung - Drehzahl	143
7.42	BGA AAT Variante 3, Geschwindigkeitsverteilung - spezifische Leistung	144
7.43	BGA AAT Variante 3, Geschwindigkeitsverteilung - mittlere Geschwindigkeit	144
7.44	Rührcharakteristika der Fermenter und Rührwerke	145
7.45	Drehmoment der Rührwerke abhängig von der Drehzahl	146
7.46	Leistungsaufnahme der Rührwerke abhängig von der Drehzahl	147
7.47	spezifische Leistungsaufnahme - Drehzahl	148
7.48	spezifische Leistungsaufnahme - mittlere Geschwindigkeit	149
7.49	jährliche Leistungsaufnahme - Drehzahl	150
7.50	jährliche Leistungsaufnahme - mittlere Geschwindigkeit	151
7.51	Einsparungspotential in den Anlagen Reidling und Strem	151
7.52	Einsparungspotential in den Anlagen Reidling und Strem	152
7.53	jährliche spezifische Leistungsaufnahme - Drehzahl	154
7.54	jährliche spezifische Leistungsaufnahme - mittlere Geschwindigkeit	155
7.55	Altersverteilung simuliert in den BGA Reidling und Strem	156
7.56	Verhalten eines idealen Rührkessels	156
7.57	Altersverteilung ideal - gemessen mit Sporen in Reidling	157
7.58	Altersverteilung ideal - gemessen mit Sporen in Strem	158
7.59	Altersverteilung ideal - gemessen mit <i>LiOH</i> in Reidling	159

7.60	Altersverteilung ideal - gemessen mit $LiOH$ in Strem	160
7.61	Standardabweichung der Phasenzusammensetzung, BGA Reidling	161
7.62	Durchmischung im Fermenter der BGA Reidling zum Zeitpunkt 0s	161
7.63	Durchmischung im Fermenter der BGA Reidling zum Zeitpunkt 60s	162
7.64	Standardabweichung der Phasenzusammensetzung, BGA Reidling, Propeller	163
7.65	Durchmischung im Fermenter der BGA Reidling zum Zeitpunkt 0s	163
7.66	Durchmischung im Fermenter der BGA Reidling zum Zeitpunkt 60s	164
7.67	Standardabweichung der Phasenzusammensetzung in der BGA Strem	165
7.68	Durchmischung im Fermenter der BGA Strem zum Zeitpunkt 0s	165
7.69	Durchmischung im Fermenter der BGA Strem zum Zeitpunkt 60s	166
7.70	Standardabweichung der Phase 1, Vergleich aller Fermenter	166
7.71	Standardabweichung der Phase 2, Vergleich aller Fermenter	167
7.72	Standardabweichung der Phase 3, Vergleich aller Fermenter	167
7.73	Standardabweichung der Phase 4, Vergleich aller Fermenter	168

Tabellenverzeichnis

1.1	Von den Ausgangsstoffen zu Methan	11
1.2	Typische Zusammensetzung von Biogas	11
1.3	Substrate, Bakterienstämme und Produkte der Hydrolyse nach [2]	12
1.4	Substrate, Bakterienstämme und Produkte der Versäuerungsphase nach [2]	12
1.5	Substrate, Bakterienstämme und Produkte der Essigsäurebildung nach [2]	13
1.6	Substrate, Bakterienstämme und Produkte der Methanbildung nach [2]	13
1.7	Eigenschaften der Anlagen Reidling und Strem	15
2.1	Substrate in den Anlagen Reidling und Strem	20
3.1	Übersicht über Phasen und Aufgaben bei Mischprozessen	32
5.1	Spezifikationen des Viskosimeterantriebes	50
5.2	Übersicht über verwendete Methoden	50
5.3	Übersicht über die Kalibrationsflüssigkeiten	55
5.4	Übersicht über die Koeffizienten der Viskosität in der BGA Strem	71
5.5	Übersicht über die Koeffizienten der Viskosität in der BGA Reidling	72
6.1	Phasen in der Mehrphasensimulation Reidling	94
6.2	Phasen in der Mehrphasensimulation Strem	94
6.3	Übersicht über alle gerechneten Fälle, Einphasensimulationen, Teil 1	95
6.4	Übersicht über alle gerechneten Fälle, Einphasensimulationen, Teil 2	96
6.5	Übersicht über alle gerechneten Fälle, Single-Phase, Teil 3	97
6.6	Übersicht über alle gerechneten Fälle, Speziessimulationen	98
6.7	Übersicht über alle gerechneten Fälle, Mehrphasensimulationen	99
7.1	Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Reidling ohne Propeller	107
7.2	Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Reidling mit Propeller	108
7.3	Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Strem	117
7.4	Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Thöni Variante 1	119
7.5	Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Thöni Variante 2	120
7.6	Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Thöni Variante 3	120
7.7	Volumen-Geschwindigkeitsanteil AAT Fermenter, Variante 1	128
7.8	Volumen-Geschwindigkeitsanteil AAT Fermenter, Variante 2	137
7.9	Volumen-Geschwindigkeitsanteil AAT Fermenter, Variante 3	141
7.10	Energieverbrauch der Rührwerke in Reidling	153
7.11	Energieverbrauch der Rührwerke in Strem	153

Kapitel 1

Einleitung

1.1 Allgemeines

Die momentane energiepolitische- (Gaskrise 2009) und Klimasituation (Treibhauseffekt) machen es notwendig, vermehrt auf regenerative Energiequellen zurückzugreifen. Dazu zählt, unter vielen anderen Möglichkeiten, die Herstellung von Biogas aus nachwachsenden Rohstoffen beziehungsweise biologischen Abfallstoffen. Auch die veränderten Rahmenbedingungen in der Landwirtschaft, etwa der Wegfall von Subventionen durch die öffentliche Hand und die Öffnung der Märkte, führen dazu, dass neben der Lebensmittelproduktion weitere Einnahmequellen erschlossen werden müssen. Die Produktion von Biogas zur anschließenden Einspeisung in das örtliche Gasnetz oder zur direkten Erzeugung von Strom und Wärme wird durch die Regierung und die Europäische Union weiterhin gefördert. Diese Subventionierungen werden auf mittlere Sicht wegfallen, daher muss die Erzeugung von Biogas konkurrenzfähig zu anderen Möglichkeiten der Energieerzeugung werden, sei es durch regenerierbare, nukleare oder konventionelle Energiequellen. Da die Bioenergie mit bereits weit entwickelten, erforschten und hocheffizienten fossilen Technologien konkurrieren muss, ist es erforderlich, die bestehenden Anlagen zu optimieren. Dazu müssen die Zusammenhänge im Inneren eines Biogasfermenters und das Umfeld der Anlagen genau untersucht werden. So können mögliche Verbesserungspotentiale gefunden und genutzt werden. Für die Optimierung von Biogasanlagen bestehen mehrere Möglichkeiten, beispielsweise eine Erhöhung der Ausbeute von Biogas [3] und/oder der Senkung des Strombedarfes der Rührwerke durch eine Senkung der Rührdauer und der Drehzahl der Rührwerke [4]. Weitere Möglichkeiten zur Optimierung von Biogasanlagen zeigt die Arbeit von [5]. Eine Methode zur Optimierung von Rührwerken wurde von [6] vorgestellt.

Diese Arbeit beschäftigt sich mit den Vorgängen innerhalb des Fermenters. Es soll festgestellt werden, ob es möglich ist, durch die Reduzierung der Drehzahlen der Rührwerke eine nachhaltige Einsparung von Energie beziehungsweise eine Reduktion des Eigenenergiebedarfes zu erzielen.

Diese Untersuchung soll mittels numerischer Simulationen und Messungen, die die Randbedingungen für die Simulationen festlegen, durchgeführt werden. Die Ergebnisse der Simulationen werden durch bereits bestehende und in Betrieb befindliche Anlagen quantifiziert. So erhält man einen objektiven Blick auf die derzeitigen Eigenschaften der Anlagen. Auch die Verbesserungsvorschläge, die sich aus dieser Arbeit ergeben, werden in diesen Anlagen umgesetzt, um zu testen, ob die Ergebnisse auch realen Zusammenhängen entsprechen. Auf diese Weise soll sicher gestellt werden, dass die Ergebnisse verlässlich

und die hier vorgestellten Methoden auch auf andere Anlagen anwendbar sind. Der Zusammenhang zwischen Drehzahl und Energieverbrauch beziehungsweise Energieeintrag soll durch eine numerische Strömungssimulation der Fermenter hergestellt werden. Diese Simulationen werden von diversen Messungen der Fermentereigenschaften sowie der Eigenschaften der Flüssigkeit(en) im Fermenter begleitet. Dazu zählen die Bestimmung der viskosen Eigenschaften des Inhaltes, Bestimmung des Trockengehaltes, Identifizierung von Phasen für die CFD-Simulation, Messung der Korngrößenverteilung, Dichtebestimmung und die Ermittlung der theoretischen und der realen Verweilzeit im Fermenter. Um die Simulationsergebnisse validieren zu können, wurden zwei Biogasanlagen, die bereits seit einigen Jahren in Betrieb sind, untersucht. Die erste Anlage befindet sich in Reidling¹ in der Nähe von Tulln an der Donau in Niederösterreich (siehe Bild 1.1), die zweite Anlage wurde in Strem², in der Nähe von Güssing im Südburgenland, errichtet (siehe Bild 1.2).

Die Anlage in Reidling wird vor allem mit Schweinemist, Maissilage und anderen nachwachsenden Rohstoffen betrieben. Die Anlage in Strem hingegen wird fast ausschließlich mit Grasschnitt, Maissilage und Wasser betrieben. Der Inhalt der beiden untersuchten Fermenter unterscheidet sich in großem Maße. Daher muss durch geeignete Messverfahren und ein geeignetes Messprotokoll sichergestellt werden, dass alle Messungen vergleichbar sind. So erhält man einen objektiven Blick auf die derzeitigen Eigenschaften der Anlagen. Auch bei den installierten Rührorganen unterscheiden sich die beiden Anlagen wesentlich.

Während in Reidling ein langsam laufendes vertikales Paddelrührwerk und ein schnell laufendes Propeller-Tauchrührwerk eingesetzt werden, sind in Strem zwei horizontale, langsam laufende Paddelrührwerke eingebaut. Aus diesen so erhaltenen Daten über den Fermenterinhalt, den geometrischen Aufbau der Anlagen und den Eigenschaften der Rührwerke kann ein numerisches Modell generiert werden, dass die strömungsmechanischen Eigenschaften der Anlagen abbildet.

Mit diesen Daten können die Strömungssimulationen validiert und Aussagen über die Genauigkeit getroffen werden. Im Anschluss daran werden andere Fermentertypen der Firmen AAT³ aus Vorarlberg und Thöni⁴ aus Tirol simuliert. Diese Fermenter sind mit unterschiedlichen Rührwerken und mit verschiedenen Rührwerkskonfigurationen ausgestattet. Da sich diese Fermenter zum Zeitpunkt der Arbeit noch in der Planungsphase befinden, können hier keine Daten aus dem Prozessleitsystemen zum Vergleich herangezogen werden.

Aus diesem Grund wurde auch eine Validierung des Simulationstools anhand bestehender Anlagen sichergestellt. Somit sind die Ergebnisse verlässlich und vor allem vergleichbar. Das Resultat der Simulationen soll eine Mindestdrehzahl sein, bei der ein optimales Rühren des gesamten Fermenterinhalts möglich ist. Eine Reduzierung der Drehzahl führt direkt zu einer Reduzierung des Eigenstrombedarfs der Anlage und somit zu einer Effizienzsteigerung.

Die Simulationen erlauben einen Vergleich der Fermenter und der eingesetzten Rührwerke bereits im Planungsstadium einer Biogasanlage. Durch eine CFD-Analyse kann die Leistung und das Drehmoment, welches die Motoren aufbringen müssen, bestimmt werden und schon im Vorfeld eine Abschätzung des Energieaufwandes geliefert werden.

¹R(o)HKRAFT Ing. Karl Pfiel GmbH

²Biogas Strem Errichtungs- und Betriebs GmbH

³Abwasser- und Abfalltechnik GmbH

⁴Thöni Industriebetriebe GmbH



Abbildung 1.1: Ansicht der Biogasanlage Reidling

Diese zusätzlichen Informationen führen somit zu einer verbesserten Planung und damit zu weiteren Möglichkeiten zur Energieeinsparung auf dem Biogassektor. Die numerische Analyse von Fermentern ist ein universell einsetzbares Instrument, es besteht keine Beschränkung durch die Rührwerksgeometrie oder andere Parameter. Somit kann mit dieser Methode jeder schon in Betrieb genommene oder noch in der Planungsphase befindliche Fermenter analysiert und sein Optimierungspotential gefunden werden.

1.2 Motivation

Im Rahmen des Kyoto-Protokolls hat sich Österreich verpflichtet, seine Treibhausgas Emissionen bis zum Jahr 2012 um 13 % des Ausstoßes von 1990 zu senken. Im Jahr 2005 lag der Ausstoß jedoch um 18 % höher als 1990. Das bedeutet, dass die Emissionen gegenüber 1990 um 14,2 Millionen Tonnen über dem Ausstoß von 1990 liegen und somit 24,4 Millionen Tonnen über den Kyoto-Zielen ([7], [8]). Österreich hat sich auch im Rahmen des EU-Klimaziels 2020 verpflichtet, seine Emissionen zu reduzieren [9]. Da eine Überschreitung zu Sanktionen gegen die Republik Österreich führt, muss die Regierung alles daran setzen, eine drastische Verringerung bis Ende 2012 zu erreichen. Dies ist auch im Regierungsprogramm niedergeschrieben [10]. Eine detaillierte Aufzeichnung über die österreichische Klimastrategie 2009-2012 zur Erreichung der Kyoto-Ziele findet sich in [8] des Bundesministeriums für Land- und Forstwirtschaft.

Es bestehen vielfältige Möglichkeiten Treibhausgas-Emissionen einzusparen. Der Einsatz von erneuerbaren Energieträgern und Energieumwandlungsverfahren ist dabei ein wichtiger Faktor. Allerdings kann der Ausstoß von Treibhausgasen reduziert werden, indem bestehende Anlagen optimiert werden. Diese Optimierung kann einerseits dazu führen, dass entweder die Ausbeute gesteigert oder der Energieeinsatz verringert wird.

Im Rahmen der ersten Ausschreibung des Energieforschungsprogrammes "Energie der



Abbildung 1.2: Ansicht der Biogasanlage Strem

Zukunft" wurde das Projekt von der österreichischen Forschungsförderungsgesellschaft (FFG) finanziert (FFG-Projektnummer 815.663, Projekttitel Entwicklung von Rührwerksystemen mit optimalem Mischverhalten in Biogasanlagen und verringertem Energiebedarf mittels numerischer Strömungssimulation (AD-CFD)). Das Ziel war, eine Möglichkeit zu finden, um Biogasanlagen mit Einsatz von CFD-Methoden zu optimieren. Schwerpunkt dabei lag vor allem darauf, den Eigenenergieverbrauch durch die Reduzierung des Energieeintrages der Rührwerke zu senken. Die Rührwerke sind der größte Verbraucher von hochwertiger Energie in Biogasanlagen. Die zum Rühren aufgewendete Energie beträgt etwa 40 % des gesamten Eigenenergiebedarfs [11] eines Kraftwerkes. Auf Basis der hier gefundenen Ergebnisse sollte es möglich sein, die Anlagen, die in Österreich bereits im Betrieb sind, effizienter zu gestalten. Durch die Verringerung des Eigenenergiebedarfs soll österreichweit ein wesentlicher Betrag zur Verminderung der Treibhausgasemissionen erzielt werden.

In einer umfangreichen Literaturrecherche wurde erkannt, dass es kaum Arbeiten auf dem Gebiet der numerischen Beschreibung von großen Fermentern gibt. Auch das numerische Modellieren von nicht-newtonschen Medien durch Methoden der CFD wurde nur wenig untersucht. Diese Arbeit soll somit auch einen Vorschub in der Entwicklung dieser Methoden leisten und zeigen, dass es möglich ist, auch große und komplexe Geometrien mit numerischen Simulationen zu behandeln und verlässliche, mit den realen Applikationen vergleichbare Resultate zu erzielen.

Ein weiterer Schwerpunkt dieser Arbeit liegt auf der Bestimmung der Eigenschaften der Fermenterflüssigkeit und dabei vor allem auf den rheologischen Eigenschaften. Weiters wurden andere Eigenschaften (Dichte, Trockensubstanzgehalt, Partikelgrößenverteilung) eingehend und methodisch getestet, um ein umfassendes Bild über die Inhalte der Fermenter zu bekommen. Diese Daten sind eine fundamentale Eingangsgröße in den Simulationen, da insbesondere das nicht-newtonsche Verhalten der Medien einen großen Einfluss auf den strömungsmechanischen Zustand der Fermenter hat.

Alle diese Schwerpunkte liefern auf dem Gebiet der numerischen Simulation, der Un-

tersuchung von komplexen und großen Geometrien einerseits, sowie der rheologischen Untersuchung von komplexen Medien andererseits, einen wesentlichen Beitrag. Es wird gezeigt, dass die hier entwickelten Methoden in der Lage sind, die Fermenter und ihre Inhalte zu beschreiben und damit Potentiale zur Energieeinsparung aufzuzeigen.

1.3 Aufgabenstellung

Um die eingangs dargestellten Forderungen erfüllen zu können, musste eine Aufgabenstellung definiert werden, in der die Methoden und die verwendeten Modelle entwickelt werden sollen. Die vorrangige Aufgabe dabei war es, eine verlässliche und robuste Methode zu finden und großvolumige Fermenter mit komplexen Flüssigkeiten zu simulieren. Sobald ein solches Modell gefunden und erfolgreich validiert wird, kann es auf ähnliche Problemstellungen angewandt werden. Dieses Modell erreicht durch die Validierung eine Allgemeingültigkeit auf dem Gebiet der Simulation. Es kann zukünftig angewandt werden, um Optimierungsaufgaben in Fermentersimulationen zu bewältigen.

Um ein erfolgreiches Simulationsmodell zu generieren, ist es vor allem notwendig, über sämtliche Randbedingungen und Eigenschaften der simulierten Medien, möglichst alle Details, Bescheid zu wissen.

Da es nicht möglich war, verlässliche Aussagen über die rheologischen Eigenschaften der Fermentationsflüssigkeiten zu erhalten, war es notwendig ein Viskosimeter zu entwickeln, das in der Lage ist, die Viskosität einer komplexen Flüssigkeit zu bestimmen. Da die Partikel in diesen Fermentationsmedien eine Größe von bis zu 30 mm Durchmesser und Fasern bis zu mehreren Zentimetern Länge beinhalten können, musste das Viskosimeter größer gebaut werden als bisher handelsübliche Rheometer. Aus diesem Grund wurde dieser neue Typ auch Makroviskosimeter genannt. Dieses Viskosimeter musste vor seinem ersten Einsatz kalibriert werden. Dies erfolgte mit schon bereits bekannten Methoden. Es wurde auch eine neue Möglichkeit getestet, das Viskosimeter mit Hilfe von numerischen Methoden zu kalibrieren. Nachdem die Kalibrierung abgeschlossen wurde, konnte die scherratenabhängige Viskosität der Fermenterinhalt bestimmt werden.

Um auch den anderen Eigenschaften der Fermentationsflüssigkeiten Rechnung zu tragen, musste ein Messprotokoll definiert werden, in dem alle angewandten Messungen und Ergebnisse festgehalten werden. Ein solches Messprotokoll erlaubt eine übersichtliche und kompakte Zusammenstellung aller Messungen und Verfahren die im Rahmen dieses Projektes eingesetzt wurden (Eine Übersicht dazu findet sich in den Kapiteln 2 und 5). Nachdem dieses Messprotokoll angefertigt war, wurden in einem Zeitraum von einem Jahr regelmäßig Messungen vorgenommen, deren Ergebnis als Randbedingungen in die Simulation eingeflossen sind.

Eine weitere Aufgabenstellung war das Generieren der Rechengitter für die Simulationen. Dies wurde erleichtert durch das Einsetzen von 3D Planungsmodellen, die von den Firmen Thöni und AAT zur Verfügung gestellt wurden. Eine besondere Herausforderung dabei war, in die komplexen Modelle rein hexaedrische Gitter einzufügen. Eine weitere besondere Anforderung war die hohe Genauigkeit, mit der hier gearbeitet werden musste. Da die Rührwerke rotieren, musste darauf geachtet werden, dass die Drehachsen und die Schnittstellen zu den nicht beweglichen Gitterteilen exakt ausgeführt werden, um eine Verschiebung der Drehachse beziehungsweise ein Überschneiden der Gitterelemente während der Rotation zu verhindern.

Das Erstellen des numerischen Modells erfolgte im Programm FLUENT® 6.3.26, das Gitter wurde in GAMBIT 2.4® erstellt. Eine genaue Beschreibung der Randbedingung

und Modelle erfolgt in späteren Kapiteln. Die Ergebnisse der Simulation mussten so dargestellt werden, dass sie sich für den Vergleich mit allen unterschiedlichen Typen von Fermentern und Rührwerken eignen. Um die Validierung durchführen zu können, wurde eine Jahresenergiebilanz aus den Prozessdaten der Anlagen in Strem und Reidling erstellt und mit den Simulationen verglichen. Nachdem die Validierung erfolgreich abgeschlossen war, konnte mit den Simulationen der Anlagen von AAT und Thöni begonnen werden. Diese Anlagen befanden sich zu der Zeit noch in der Planungsphase. Aus diesen Simulationen wurde dann ermittelt, mit welchen Mindestdrehzahlen gearbeitet werden muss, um eine effiziente Biogasfermentation zu gewährleisten.

1.4 Stand der Technik

1.4.1 Biogasanlagen

Der Prozess der Biogasherstellung durch Fermentation von biologischen Abfallstoffen ist seit vielen Jahren bekannt. Eine gute Zusammenfassung über den Prozess, die technische Ausrüstung und seine wirtschaftliche Auslegung findet sich in [12]. [2] liefert in seiner Arbeit eine Übersicht über Rührwerkstechnologien, die in Biogasfermentern eingesetzt werden. Diese haben sich seit dem Erscheinen der Arbeit verändert und weiterentwickelt. Darauf wird in folgenden Kapiteln näher eingegangen. Aktuelle Arbeiten zur Technologie der Biogasherstellung finden sich in [12] [13], [14], [15], [16] und [17].

Die technische Ausstattung von Biogasanlagen, Vorschriften über deren Betrieb, Instandhaltung und Qualitätsanforderungen finden auch in zahlreichen Normen und Richtlinien ihren Niederschlag. (VDMA 4330 [18], VDI 4631 [19], Ö-Norm S2207-1 [20], Ö-Norm S2207-2 [21])

1.4.2 Rührwerkstechnik in Biogasfermentern

In der Rührwerkstechnik allgemein und in der Rührwerkstechnik für Biogasfermenter im Speziellen werden vielfältige Formen von Rührorganen eingesetzt. Diese Rührwerke unterscheiden sich in der Geometrie, dem Drehzahl- und Drehmomentbereich und auch in der Wirkungsweise in den zu rührenden Medien und Behältern. Im Folgenden wird ein Überblick über Rührwerke, die gegenwärtig in Biogasfermentern eingesetzt werden, gegeben. Einen Einblick in gängige Rührorgane findet sich in DIN 28131 [22], ISO 21630 [23] und VDMA 24656 [24].

Ein mögliches Unterscheidungskriterium ist die Drehzahl, mit der die Rührwerke betrieben werden. Rührwerke, die mit geringen Drehzahlen laufen, werden als Langsamläufer bezeichnet, Rührwerke mit höheren Drehzahlen Schnellläufer. Schnell laufende Rührwerke weisen durchgehend einen kleinen Durchmesser auf. Allgemein kann man sagen: je größer der Durchmesser, desto kleiner wird die Drehzahl, mit der die Rührwerke gefahren werden.

Ebenso eignet sich die Umfangsgeschwindigkeit als Kriterium, um Rührwerke einzuteilen. Langsam laufende Rührwerke, die momentan verwendet werden, sind unter anderem Fabrikate der Firma AAT [25] und der Firma Thöni [26]. Beide Firmen waren Partner in dieser Projektarbeit. Die Funktionsweise der Rührwerke dieser beiden Hersteller unterscheidet sich signifikant.

Ein weiteres Unterscheidungskriterium der Rührwerke ist die Position des Antriebes, außerhalb oder innerhalb des zu rührenden Mediums. Bei letzterem Fall spricht man

von Tauchrührwerken. Diese Unterscheidung wird vor allem bei Propellerrührwerken getroffen. Unter anderem produziert die Firma SUMA Rührtechnik GmbH Modelle von Tauchrührwerken [27].

Es gibt auch Propellerrührwerke, die mit einem Stator ausgestattet sind. Dieses Leitblech dient dazu, einen kohärenteren Strahl zu erzeugen, um so die Wirkung des Rührwerks besser ausrichten zu können. Ein hier angeführtes Beispiel sind die Propeller der Firma ITT Flygt Pumpen GmbH [28].

Ein weiteres Unterscheidungskriterium ist die Lage der Drehachse. Hierbei wird vor allem bei den langsam laufenden Rührwerken zwischen horizontalen und vertikalen Rührwerken unterschieden (AAT - Vertikalpaddelrührwerk, Thöni - Horizontalpaddelrührwerk). Es gibt aber auch Rührwerke, die eine allgemeinere Lage der Drehachse aufweisen, wie zum Beispiel das Rührwerk BIOBULL[®] der Firma Streisal GmbH [29].

Auch die primär erzeugte Strömungsform bildet ein Unterscheidungskriterium. Hier wird zwischen axialer und radialer Strömungsrichtung differenziert. Diese Form der Unterscheidung ist von allgemeinerer Form und betrifft alle Rührwerke, nicht nur Rührwerke, die in großvolumigen Fermentern eingesetzt werden.

1.4.3 Rheologie von Fermentationsflüssigkeiten

Die grundlegenden Methoden, um die rheologischen Eigenschaften von komplexen, mehrphasigen Medien zu bestimmen, wurden in den 1950er Jahren von A.B. Metzner beschrieben [30]. Metzner beschäftigte sich zudem intensiv mit Wärmeübertragung und Konzentrationsverteilungen in nicht-Newtonschen Fluiden [31], [32], [33],[34]. Alle später folgenden Methoden basieren auf dem Zusammenhang, den Metzner in seinen Arbeiten gefunden hat. Eine Übersicht zu verschiedenen rheologischen Verhaltensweisen von Fluiden wird in Bild 1.3 und in Bild 1.4 gegeben (bei den nicht-Newtonschen Flüssigkeiten in dieser Arbeit handelt es sich durchwegs um strukturviskose oder auch pseudoplastische Fluide). Im ersten Bild ist das Verhalten unabhängig vom zeitlichen Verlauf der Scherung dargestellt⁵, im zweiten Bild ist das zeitliche Verhalten abgebildet. (Die Graphik wurde erstellt von David Spura⁶)

Zu Beginn des 20. Jahrhunderts gab es Bestrebungen, die rheologischen Eigenschaften von Flüssigkeiten, in denen sich Partikel befinden, abhängig von deren Gehalt und Form, zu bestimmen. Eine Übersicht dazu findet sich in [35]. Hier werden verschiedene mathematische Modelle vorgestellt, die unter Berücksichtigung der Form der Partikel und des Partikelgehaltes die rheologischen Eigenschaften der Flüssigkeit bestimmen. Eine weitere Arbeit, die sich mit der Viskosität von faserhaltigen Flüssigkeiten beschäftigt, stammt von [36].

Im Besonderen wird in der vorliegenden Arbeit auf die Viskositätsmessungen mit Hilfe von rotierenden Körpern eingegangen. Vor allem sind dies zylindrische Rotationskörper, Vane-Rührer (Blattrührwerk) und rotierende Platten. Diese Methode wird verwendet, um ein Viskosimeter zu konstruieren, das die rheologischen Eigenschaften von Fermenterflüssigkeiten bestimmen kann. Eine Übersicht zur Vane-Rheometrie bietet [37]. Eine State-of-the-Art Zusammenfassung der Rheologie von Abwasserschlämmen findet sich in [38]. Eine allgemeine Abhandlung über Rheometrie wurde von [39] zusammengestellt. [40] stellen instrumentelle Techniken zur Viskositätsmessung vor.

Eine Arbeit zur numerischen Untersuchung von Vane-Viskosimetern wurde von [41] vor-

⁵<http://www.wori.de/html/stoffgrossen.htm>

⁶http://de.wikipedia.org/w/index.php?title=Datei:Thixotropie_und_Rheopexie.svg

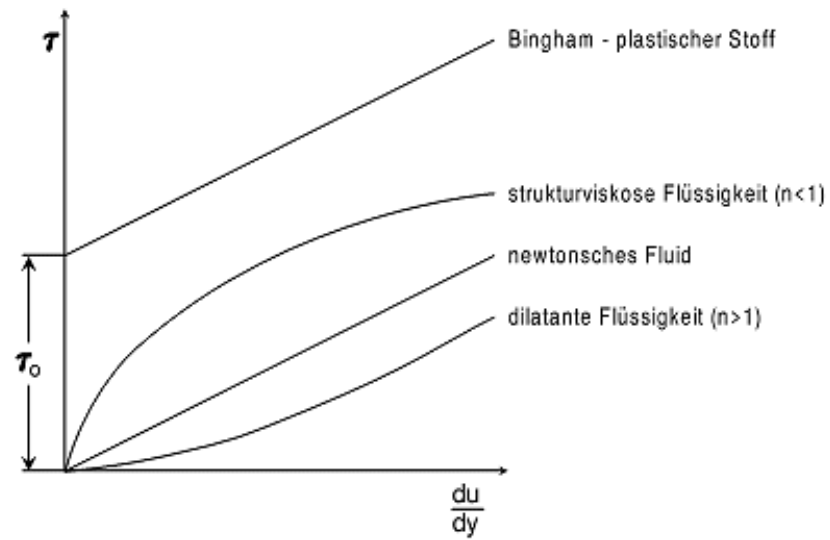


Abbildung 1.3: Schematische Darstellung unterschiedlicher rheologischer Verhaltensweisen

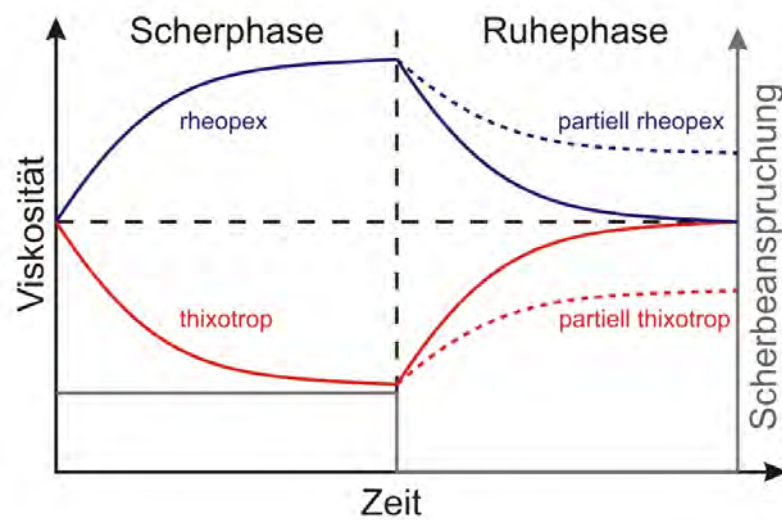


Abbildung 1.4: Viskosität-Zeit-Diagramm thixotroper und rheopexer Fluide (schematisch)

gestellt. Die Autoren bestimmen die Iso-Fläche der Scherrate in Vane-Viskosimetern bei unterschiedlichen rheologischen Verhalten (viskoelastisches und viskoplastisches Verhalten) durch Finite-Elemente-Methoden. Diese Untersuchung bestätigt die Annahme, dass in Vane-Rheometern das Fluid zwischen den Blättern festgehalten wird und sich so annähernd wie ein starrer Zylinder verhält. Dies unterstreicht die Eignung der Methode zur Viskositätsbestimmung in komplexen Stoffsystemen. Ein weiterer numerischer Beitrag zur Untersuchung von nicht-Newtonschem Verhalten an rotierenden Körpern stammt von [42]. Diese Arbeit widmet sich dem Einfluss des nicht-Newtonschen Verhaltens auf die Strömung in Rührer-Nähe. Der Autor stützt sich in seiner Arbeit auch auf die vorher bereits erwähnte Metzner-Otto Methode, um nicht-Newtonsches Verhalten zu beschreiben. [43] beschreiben ein zeitabhängiges, nicht-Newtonsches Verhalten in Vane-Rheometern mit Hilfe von CFD-Methoden. Thixotropes Verhalten in der Rotationsviskosimetrie wurde von [44] untersucht, allerdings mit der Vereinfachung, dass sich der Rotationskörper in einem unendlich ausgedehnten Medium bewegt.

Analytische Beiträge zur Beschreibung von nicht-Newtonschem Verhalten von Flüssigkeiten werden in den Arbeiten von [45], [46], [47], [48], [49] und [50] erläutert.

Messungen von unterschiedlichen Fermentationsflüssigkeiten, Klärschlämmen, verschiedenen Lebensmitteln und anderen Flüssigkeiten aus der Abfallstoffverwertung finden sich bei [51], [52], [53], [54], [55], [56], [57], [58], [59], [60], [61], [62] und [63]. Die von den Autoren verwendeten Methoden haben eines gemeinsam: alle Messungen wurden mit Rotationsviskosimetern durchgeführt.

Die Autoren [64] beschreiben in ihrer Arbeit die Entwicklung eines neuen Rheometers zur Bestimmung der Eigenschaften von Suspensionen zur Sprengstoffherstellung. Sie bedienen sich dabei ebenfalls eines Rotationsviskosimeters.

Um die Ergebnisse der Messungen überprüfen zu können, wurden die rheologischen Daten von bekannten Medien herangezogen. Die Untersuchungen dazu stammen von [65]. Kontinuierliche Verfahren zur Viskositätsbestimmung haben insbesondere in der industriellen Produktion einen großen Stellenwert, da das viskose Verhalten häufig ein Gütemerkmal darstellt. [66], [67] und [68] liefern in ihren Arbeiten Beiträge, um kontinuierlich die Viskosität von nicht-Newtonschen und auch mit Partikeln beladenen Flüssigkeiten zu messen.

Einen kurzen Überblick über alternative rheometrische Methoden bietet [69] und eine Anwendung dazu findet sich in der Arbeit von [70].

1.4.4 Simulation von Großfermentern

Die numerische Simulation von großen und komplexen Geometrien, wie sie in dieser Arbeit vorliegen, stellt verschiedenste Anforderungen an die Anwender von CFD-Methoden. Neben der Gitterqualität muss auch berücksichtigt werden, dass die hohe Zellenanzahl einen großen Rechenaufwand bedeutet. Die Verwendung von Interfaces, um die rotierenden Körper zeitlich aufgelöst simulieren zu können, stellt auch eine besondere Anforderung an die Qualität und die Präzision des Rechengitters. Interfaces setzen voraus, dass das Gitter besonders sorgsam und genau erstellt wird. Somit muss ein Kompromiss zwischen Gitterauflösung, Gitterqualität und die Einbettung der rotierenden Zonen gefunden werden. Die Arbeiten von [71], [72], [73], [74] und [75] beschäftigen sich mit der Simulation von anaeroben Fermentern. Allerdings werden dort auch Rührwerke und Rührmethoden vorgestellt, die in der vorliegenden Arbeit nicht eingesetzt werden. Dennoch bieten die Arbeiten der genannten Autoren eine wichtige Hilfestellung für diese Aufgabe.

Die Modellierung der viskosen Strömung in solchen Fermentern stellt eine weitere Herausforderung dar. Verschiedene Drehzahlen und Durchmesser der Rührwerke führen dazu, dass in manchen Bereichen des Fermenters eine turbulente Strömung herrscht, in anderen Bereichen eine laminare. Bis jetzt ist es noch nicht möglich einen laminaren und einen turbulenten Solver in einem Modell zu verwenden. Da das starke nicht-Newtonsche Verhalten der Flüssigkeiten im Fermenter dazu führt, dass Turbulenzen rasch abgebaut werden, wird in dieser Arbeit ausschließlich laminar gerechnet (mit Ausnahme einiger Simulationen des Makroviskosimeters). Untersuchungen zu verschiedenen Modellen, welche eingesetzt werden können, um Rührkessel zu simulieren, wurden von [76], [77], [78], [79], [80] und [81] durchgeführt. Dabei wurde auch das nicht-Newtonsche Verhalten von Fermenterflüssigkeiten miteinbezogen. Eine experimentelle Herangehensweise zur Bestimmung des Strömungsregimes findet sich in [82].

Bei der Strömung in Biogasfermentern handelt es sich um Mehrphasenströmungen. Es handelt sich, genauer gesagt, um eine Dreiphasenströmung, da die Fermenter mit Flüssigkeiten und Feststoffen gefüttert werden und im Fermenter selbst Biogas produziert wird. Diese Phasen müssen nicht bei allen Simulationen berücksichtigt werden, da der Anteil der Gasphase und der Feststoffphase im Bereich von einigen wenigen Prozenten bis jeweils maximal 10 - 12 % beträgt. Dennoch gibt es einige Aspekte in CFD-Simulationen, bei denen die Gas- und Feststoffphase nicht vernachlässigt werden können. Dies betrifft etwa die Simulation des Mischverhaltens und der Partikelverteilung im Fermenter. Arbeiten dazu wurden von [83], [84], [85], [86] und [87] verfasst.

Eine weitere Möglichkeit CFD-Methoden einzusetzen ist die Bestimmung der hydrodynamischen Verweilzeit und der Mischzeit in den Fermentern. Da aber diese Fermenter sehr große Volumina und auch hohe Verweilzeiten (mehrere Wochen) aufweisen, gestalten sich solche Verfahren sehr zeit- und ressourcenaufwändig. Es gibt einige Autoren, die sich mit Verweilzeitsimulationen beschäftigen, allerdings in kleineren Behältern. Die Arbeiten von [88], [89], [90], [91] und [92] befassen sich sowohl mit numerischen als auch experimentellen Methoden zur Verweilzeitbestimmung und zur Bestimmung des Einflusses der Verweilzeit auf den Fermentationsvorgang selbst.

1.5 Biogasprozess

1.5.1 Allgemeines zum Biogasprozess

Die Erzeugung von Biogas ist ein anerkannter Abbauprozess von Biomasse durch Bakterien. Diesen Prozess findet man auf der Erde seit Leben existiert. Es handelt sich damit um einen der ältesten biochemischen Prozesse, die es auf unserem Planeten gibt. Das bei diesem biologischen Abbau erzeugte Gasgemisch setzt sich unter anderem aus Methan (CH_4), Kohlendioxid (CO_2) und Schwefelwasserstoff (H_2S) zusammen. Die Zusammensetzung ist auch abhängig von den Ausgangsstoffen des Fermentationsprozesses und seinem Verhältnis an $C : H : O$. Aus Fetten lässt sich ein hoher Anteil an Methan im Biogas erzeugen, während Kohlenhydrate sich eher negativ auf den Methangehalt auswirken. Ab einem Methangehalt von 50 % kann das Biogas (abhängig vom H_2S Gehalt) direkt in einem Blockheizkraftwerk eingesetzt werden. Auf diese Weise lässt sich ein zusätzlicher Reinigungsschritt, der bei einer Direkteinspeisung in ein örtliches Gasnetz nötig ist, vermeiden. Eine detaillierte Aufstellung von Inhaltsstoffen des Fermenterfeeds, abhängig von seiner Herkunft, findet sich in [93]. Der Prozess der dabei abläuft, ähnelt sehr stark dem Abbauprozess in einem Rindermagen. Er wird von einer Vielzahl von Bakterien-

Tabelle 1.1: Von den Ausgangsstoffen zu Methan

Phase des Abbaus	Produkte
1 Hydrolyse Phase	Aminosäuren, Zucker, langkettige Fettsäuren, Enzyme, fermentative Bakterien
2 Versäuerungsphase	Fettsäuren, Alkohole, Milchsäuren, fermentative Bakterien
3 Essigsäurebildung	Essigsäure, Wasserstoff, Kohlendioxid, acetogene Bakterien
4 Methanbildung	Methan, methanogene Bakterien

Tabelle 1.2: Typische Zusammensetzung von Biogas

Substanz	Volumenanteil
Methan	45-60 %
Kohlendioxid	30-55 %
Wasserdampf	0-10 %
Stickstoff	0-5 %
Sauerstoff	0-2 %
Wasserstoff	0-1 %
Ammoniak	0-1 %
Schwefelwasserstoff	0-2 %

stämmen, die verschiedene Aufgaben des Abbauprozesses in mehreren Stufen erledigen, bewirkt.

Die dem Fermenter zugesetzten langkettigen Substanzen werden über die in Tabelle 1.1 beschriebenen Stufen von verschiedenen Bakterien unter Bildung von kurzkettigeren Produkten in einer anaeroben Atmosphäre zersetzt. Die Methanbildung erfolgt erst in der letzten Stufe. Während unter aeroben Bedingungen der meiste Kohlenstoff in Biomasse und CO_2 umgewandelt wird, werden unter anaeroben Bedingungen etwa 90-95 % in Biogas umgewandelt [2].

Alle Bakterien haben nur einen gewissen Temperaturbereich, in dem sie effizient arbeiten können. Ebenso ist die Konzentration von Säuren und Alkoholen, innerhalb der die Bakterien überleben können, stark begrenzt. Methanbakterien bevorzugen ein neutrales Milieu. Die vorhergehenden Abbaustufen, insbesondere die Hydrolyse- und Versäuerungsphase, laufen jedoch in einem pH-Bereich von etwa 4.5-6.3 [2]. Die Abläufe in den einzelnen Phasen werden in den Kapiteln 1.5.2-1.5.5 näher behandelt.

Es gibt verschiedene Ausführungen von Biogasanlagen. Die bevorzugten Typen, die heute gebaut werden, sind entweder einstufig oder zweistufig ausgeführt. Bei einer zweistufigen Ausführung laufen die ersten beiden Reaktionsphasen, von den letzten beiden Phasen getrennt, in einem anderen Fermenter ab. Der Vorteil einer einstufigen Ausführung sind die niedrigeren Investitionskosten, jedoch ist die Ausbeute an Biogas bei einer zweistufigen Variante etwas höher. Bei einer zweistufigen Anlage stellt der niedrige pH-Wert des Fermenterinhalt eine bautechnische Herausforderung dar. Aus diesem Grund werden die meisten Anlagen heute einstufig ausgeführt.

Tabelle 1.3: Substrate, Bakterienstämme und Produkte der Hydrolyse nach [2]

Substrate	Bakterienstamm	Produkte
Kohlenhydrate	Clostridium spp.	Monosaccharide
Proteine	Bacillus spp.	Aminosäuren
Fette	Pseudomonas spp.	Peptide
	Bacteriodes spp.	Fettsäuren
		Glyzerin

Tabelle 1.4: Substrate, Bakterienstämme und Produkte der Versäuerungsphase nach [2]

Substrate	Bakterienstamm	Produkte
Monosaccharide	Clostridium spp.	Flüchtige Fettsäuren
Aminosäure	Bacteriodes spp.	Aldehyde
Peptide	Butyrivibro spp.	Ketone
Fettsäuren	Acetivibrio spp.	Ammoniak
Glyzerin		Kohlendioxid

1.5.2 Hydrolyse

Die Hydrolyse-Phase ist die erste Zersetzungsstufe der eingesetzten Biomasse. Die Zerkleinerung der biogenen Polymere erfolgt unter der Aufnahme von Wasser, daher die Bezeichnung Hydrolyse. Die Bakterien zerkleinern die Substrate mithilfe von Enzymen. Die Abbaugeschwindigkeit in dieser Stufe bestimmt auch die der anderen Stufen wesentlich mit.

1.5.3 Versäuerungsphase

Die in der Hydrolysephase vorzerkleinerten Ausgangsprodukte werden weiter abgebaut in die Bestandteile Essigsäure, Propionsäure und zu kleineren Teilen auch in Milchsäure, Alkohol, Kohlendioxid und Wasserstoff. Dadurch wird der pH-Wert erheblich abgesenkt. Aus diesem Grund wird diese Phase als Versäuerungsphase bezeichnet. Der hier gebildete Wasserstoff und das Kohlendioxid werden ab dieser Stufe bereits parallel von den Bakterien in Methan umgewandelt. Ist die H_2 Konzentration niedrig, liegt das Reaktionsgleichgewicht auf Seite der Essigsäurebildung. Das bedeutet, dass mehr Essigsäure gebildet wird als Methan.

1.5.4 Essigsäurebildung

In der Phase der Essigsäurebildung werden die Ausgangsprodukte der Methanierungsphase gebildet. Alle Substrate aus der vorangegangenen Phase werden in H_2 , CO_2 und CH_3COOH umgewandelt. Diese Verbindungen sind im Wesentlichen die Ausgangsprodukte der Methanisierung. Diese Reaktionen funktionieren nur bei einem niedrigen Wasserstoffgehalt. Das bedeutet, dass die Wasserstoff verbrauchenden Methanbakterien und die Essigsäurebakterien in einer Art Symbiose leben müssen.

Tabelle 1.5: Substrate, Bakterienstämme und Produkte der Essigsäurebildung nach [2]

Substrate	Bakterienstamm	Produkte
Flüchtige Fettsäuren	Clostridium spp.	Essigsäure
Aldehyde	Synthrophomonas spp.	Kohlendioxid
Ketone	Acetobacterium spp.	Wasserstoff
	AcetoSynthrophobacter spp.	
	Desulfovibrio spp.	

Tabelle 1.6: Substrate, Bakterienstämme und Produkte der Methanbildung nach [2]

Substrate	Bakterienstamm	Produkte
Essigsäure	Methanosarcina spp.	Methan
Kohlendioxid	Methanosaeta spp.	Kohlendioxid
Wasserstoff	Methanobacterium spp.	
	Methanococcus spp.	

1.5.5 Methanbildung

In dieser Stufe werden die voran gebildeten Stoffe in Methan und Kohlendioxid umgewandelt. Methanbakterien sind spezialisierte Bakterien. Sie können nur wenige Ausgangsprodukte umwandeln. Fast alle Bakterien können Wasserstoff und Kohlendioxid umwandeln, die wenigsten Essigsäure. Die Methanbakterien sind anaerobe Bakterien, die bei Kontakt mit Sauerstoff absterben. Ebenfalls negativ beeinflusst werden sie von Licht und pH-Werten unter 6.5. Bei der einstufigen Prozessführung ist also besonders darauf zu achten, dass sich die Produkte der ersten drei Phasen nicht anreichern, da sonst die Methanbildung erheblich verringert wird.

In Abbildung 1.5 ist eine Zusammenfassung über den Biogasprozess zu sehen. In dieser schematischen Abbildung kann man die wichtigsten Eckdaten der Biogasherstellung finden. Auf der linken Seite sind die Bakterien zu finden, welche für die Abbauschritte verantwortlich sind. In der Mitte sind die Produkte der einzelnen Stufen des Biogasprozesses zu finden. Auf der rechten Seite schließlich sind die verschiedenen Phasen des Biogasprozesses angeführt. Die Abbildung wurde von der Firma Schaumann BioEnergy GmbH erstellt ⁷.

1.6 Beschreibung der untersuchten Biogasanlagen

1.6.1 Anlage Reidling

Die BGA Reidling ist in zwei getrennte Hauptlinien mit jeweils einem Fermenter eingeteilt. In Abbildung 1.6 sieht man das Fließbild der Anlage. Der erste Fermenter hat ein Volumen von 2000 m^3 . In diesem Fermenter wird 24 Mal täglich Substrat über eine Schneckenförderanlage zudosiert. Der oberirdisch liegende Behälter ist eine Stahlbetonkonstruktion mit einem Innendurchmesser von 23 m . Die Decke des Fermenters besteht

⁷<http://www.schaumann-bioenergy.eu/biogasproduktion/enzyme.php>

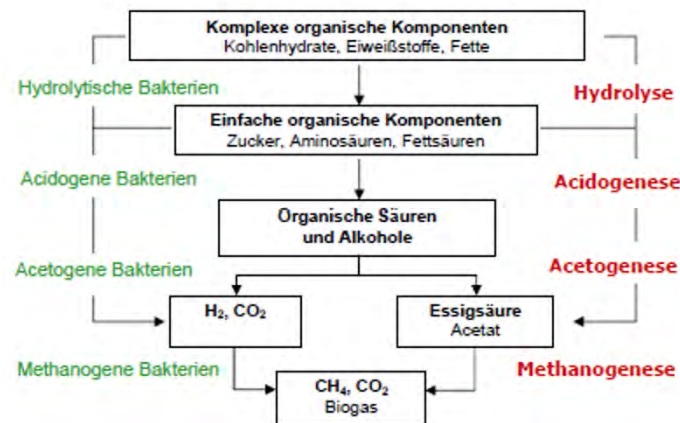


Abbildung 1.5: Übersicht über den gesamten Biogasprozess

ebenfalls aus Stahlbeton. Der Fermenterinhalt wird mittels eines konstant laufenden vertikalen Paddelrührwerks und eines intermittierend laufenden Propeller-Tauchrührwerks durchmischt. Die Einbauhöhe des Tauchrührwerks ist verstellbar. Das produzierte Biogas gelangt vom Fermenter in ein oberirdisches Gaslager aus Edelstahl mit einem Volumen von 1000 m^3 . Das Biogas wird anschließend einem Gasmotor mit einer elektrischen Leistung von 526 kW und einer thermischen Leistung von 586 kW zugeführt. Der Gärrest wird in ein Gärrückstandslager übergeführt und anschließend als Dünger genützt.

Der Fermenter in der zweiten Hauptlinie hat ein etwas geringeres Volumen, 1850 m^3 , da der Gasspeicher hier in den Dachaufbau integriert ist. Dieser Speicher, als Foliengasspeicher ausgeführt, hat ein Volumen von ebenfalls 1000 m^3 . Der Inhalt wird mittels eines Schrägrührwerks und eines Tauchrührwerks, das mit der Ausführung im ersten Fermenter identisch ist, gerührt. Die Substratzudosierung erfolgt auch hier 24 Mal täglich. Die Substrate werden mit rezirkuliertem Fermenterinhalt in einer Dosiervorrichtung angemischt und anschließend in den Fermenter zurück gepumpt. Dazu wird Schweinemist aus einer gemeinsamen Vorgrube zugeben. Das Biogas wird anschließend in einem, mit der ersten Hauptlinie identen Gasmotor genutzt. Die beiden Fermenter werden auf einer konstanten Temperatur von 39°C gehalten.

Die Hauptsubstrate sind Maisganzpflanzensilage, Körnersilage und in geringeren Mengen auch andere biologische Abfallreste. Dazu kommt die Zudosierung von Schweinemist aus einem nahegelegenen Schweinezuchtbetrieb.

Die Beschreibung der Anlage wurde einer Arbeit von [16] entnommen. Darin befinden sich detaillierte Angaben zur durchschnittlichen Substratzusammensetzung dieser Biogasanlage.

1.6.2 Anlage Strem

Die Fermentation in der BGA Strem findet in zwei Fermentern statt. Dabei wird der Überlauf des Hauptfermenters in den Nachfermenter geleitet. Der fertig vergorene Inhalt des Nachfermenters wird über einen Separator geführt, der die Flüssigphase von der Festphase trennt. Die Flüssigphase wird in den Hauptfermenter zur Verdünnung zurückgeleitet. Es kann Regen- und Sickerwasser zur Verdünnung in den ersten Fermenter gepumpt werden. Im ersten Fermenter befinden sich zwei horizontale langsam laufende Paddelrührwerke, gebaut nach Plänen der Firma Thöni. Im Nachfermenter befindet sich

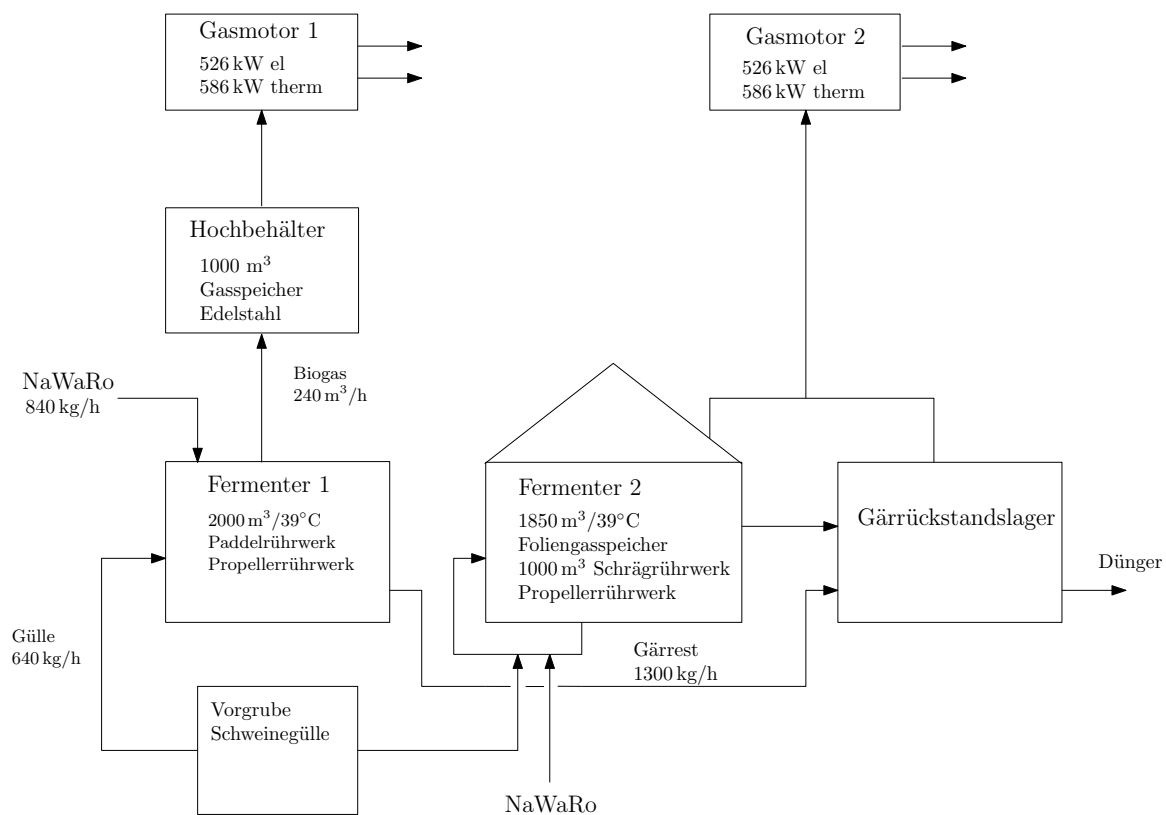


Abbildung 1.6: Fließbild BGA Reiding

Tabelle 1.7: Zusammenfassung der wichtigsten Eigenschaften der Anlagen Reiding und Strem

	BGA Reiding	BGA Strem
elektrische Leistung	1052 kW	526 kW
Betriebstemperatur	39 °C	49.5 °C
Hauptfermentervolumen	2000 m³	1500 m³
Inputmengen (Durchschnitt)	34.4 t/d	57.1 t/d
Beschickungsintervalle	24 1/d	48 1/d
mittlere Verweilzeit	58.1 d	26.3 d
mittlerer TS Gehalt	8.56 %	11.16 %
mittlerer o-TS Gehalt	6.08 %	8.51 %
mittlere Dichte	0.9448 g/cm³	0.9542 g/cm³
Paddelrührwerke	1	2
Propellerrührwerke	1	0
installierte Leistung	25 (10+15) kW	11 (5.5+5.5) kW

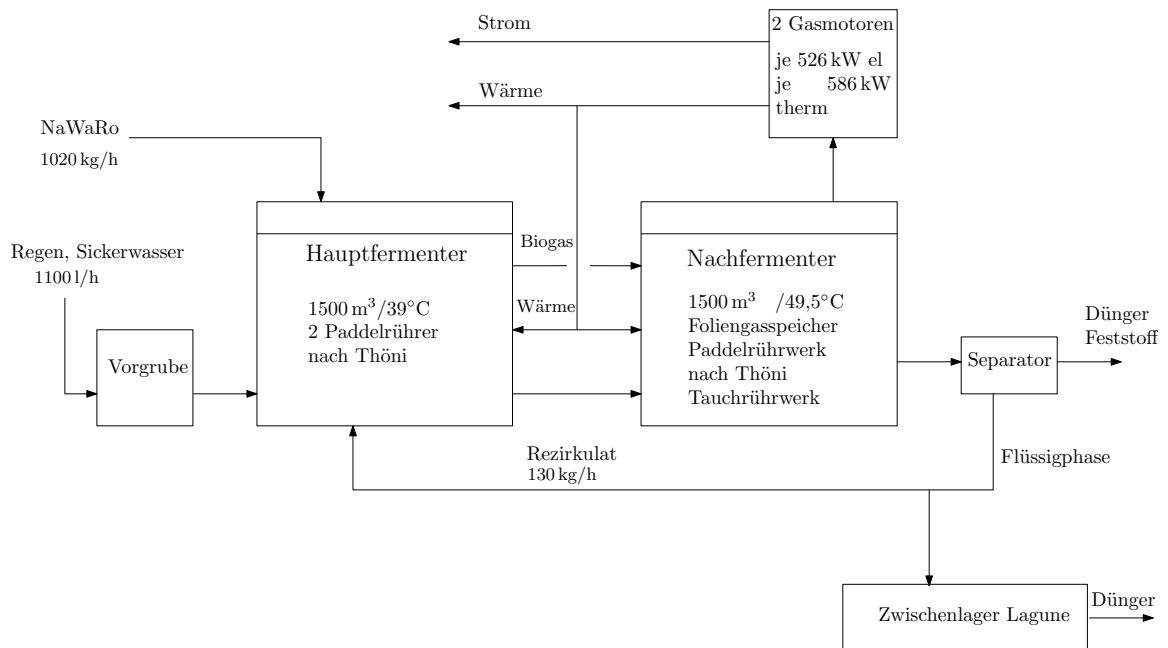


Abbildung 1.7: Fließbild BGA Strem

ein horizontales, langsam laufendes Paddelrührwerk, ebenfalls nach Plänen der Firma Thöni gefertigt. Die Feststoffe werden gelagert und als Dünger verwendet. Der Nachfermenter ist mit einem Foliengasspeicher ausgerüstet. Beide Fermenter haben ein Volumen von 1500 m^3 und sind aus Stahlbeton gefertigt. Die Fermenter werden über innenliegende Rohre aufgeheizt und konstant auf $49,5^\circ\text{C}$ gehalten. Im Foliengasspeicher wird sowohl das im Nachfermenter als auch im Hauptfermenter erzeugte Biogas gespeichert, bevor es zu den beiden Gasmotoren gelangt. Die Gasmotoren verfügen über eine elektrische Leistung von je 526 kW und eine thermische Leistung von je 586 kW .

Die Zudosierung des Substrates, hauptsächlich Gras- und Maissilage, in den Hauptfermenter erfolgt 48 Mal täglich. Ebenfalls häufige Bestandteile des Substrates sind Kleesilage und Körnermais. Die Beschreibung der Anlage wurde der Arbeit von [16] entnommen. In Abbildung 1.7 ist das Fließbild der Anlage Strem dargestellt. Tabelle 1.7 bietet einen vergleichenden Überblick über beide Anlagen.

Kapitel 2

Eigenschaften der Fermenterflüssigkeit

2.1 Einleitung

2.1.1 Reale Flüssigkeit im Fermenter

Um das Rührverhalten, das hydraulische Verhalten und das Einmischverhalten von Fermentern modellieren zu können, ist es unabdingbar, die Eigenschaften des Mediums, das sich darin befindet, zu kennen. Dazu ist die Bestimmung von vielen Parametern notwendig. Diese Parameter unterscheiden sich vor allem wegen der unterschiedlich zusammengesetzten Feed-Stoffe. In den beiden untersuchten Anlagen werden verschiedene Substrate eingesetzt. Daher sind auch die Eigenschaften der Flüssigkeiten unterschiedlich. Die zur Bestimmung der Eigenschaften durchgeführten Messungen fanden am IFA Tulln oder an den Anlagen direkt vor Ort statt. In diesem Kapitel sollen nur Auszüge aus diesen Messungen geboten und die Eigenschaften der Flüssigkeiten kurz charakterisiert werden. Eine größere Anzahl von Messungen und detaillierte Beschreibungen der angewandten Methoden finden sich im veröffentlichten Endbericht des FFG Projektes: Entwicklung von Rührwerksystemen mit optimalem Mischverhalten in Biogasanlagen und verringertem Energiebedarf mittels numerischer Strömungssimulation "AD-CFD" [11], sowie im Zwischenbericht [94].

Die Daten, die den Diagrammen 2.1 und 2.2 zugrunde liegen, wurden aus den Prozessleitsystemen der beiden Anlagen Strem und Reidling entnommen. Dies geschah durch den Forschungspartner IFA Tulln. Deutlich erkennbar ist, dass sich das Substrat in Reidling aus sehr vielfältigen Stoffen zusammensetzt. In Strem hingegen ist der überwiegende Anteil der gefütterten Substrate geschnittenes Gras. Die Substratzusammensetzung wurde über zwei Jahre ausgewertet.

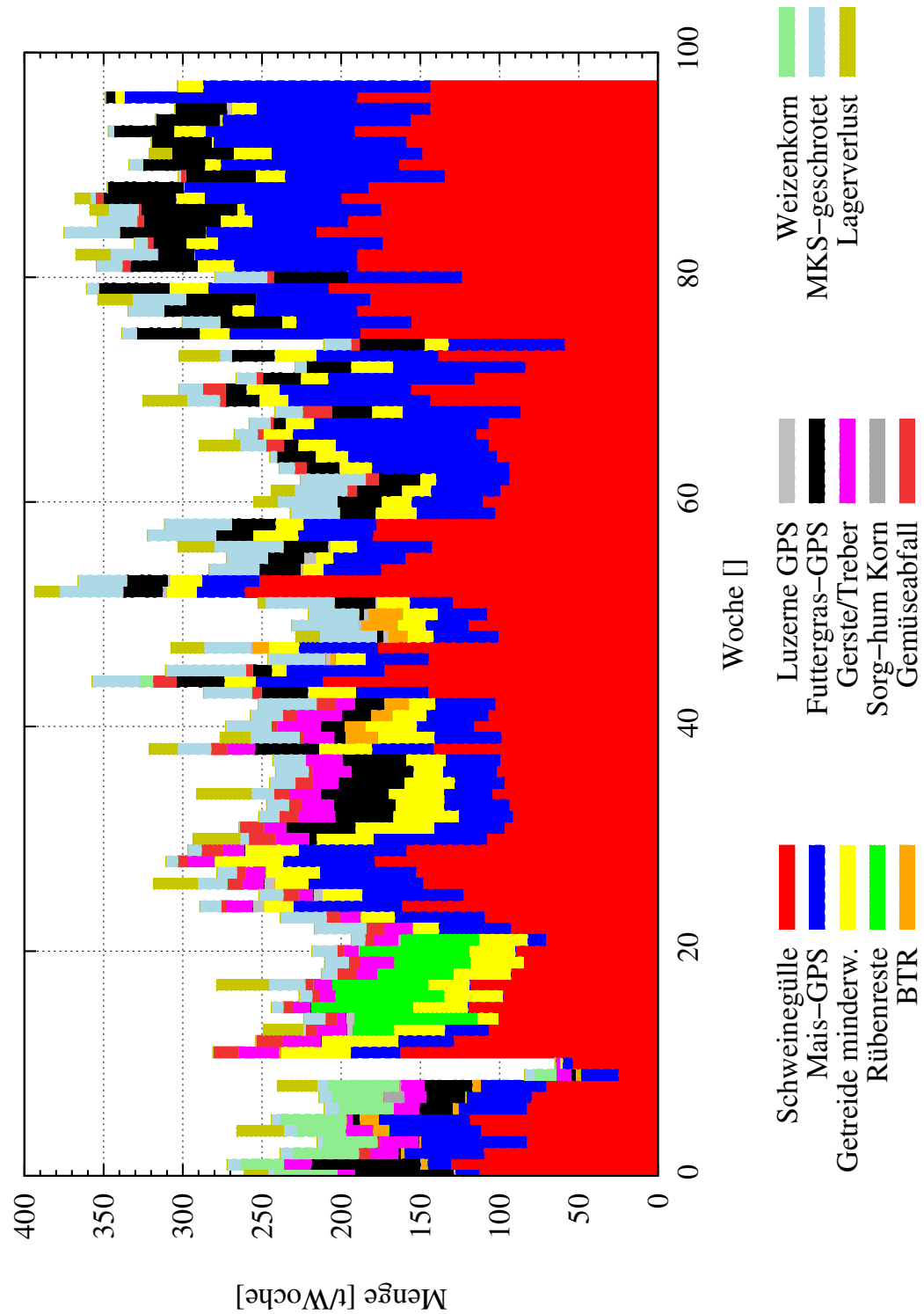


Abbildung 2.1: Substrate in Reidling

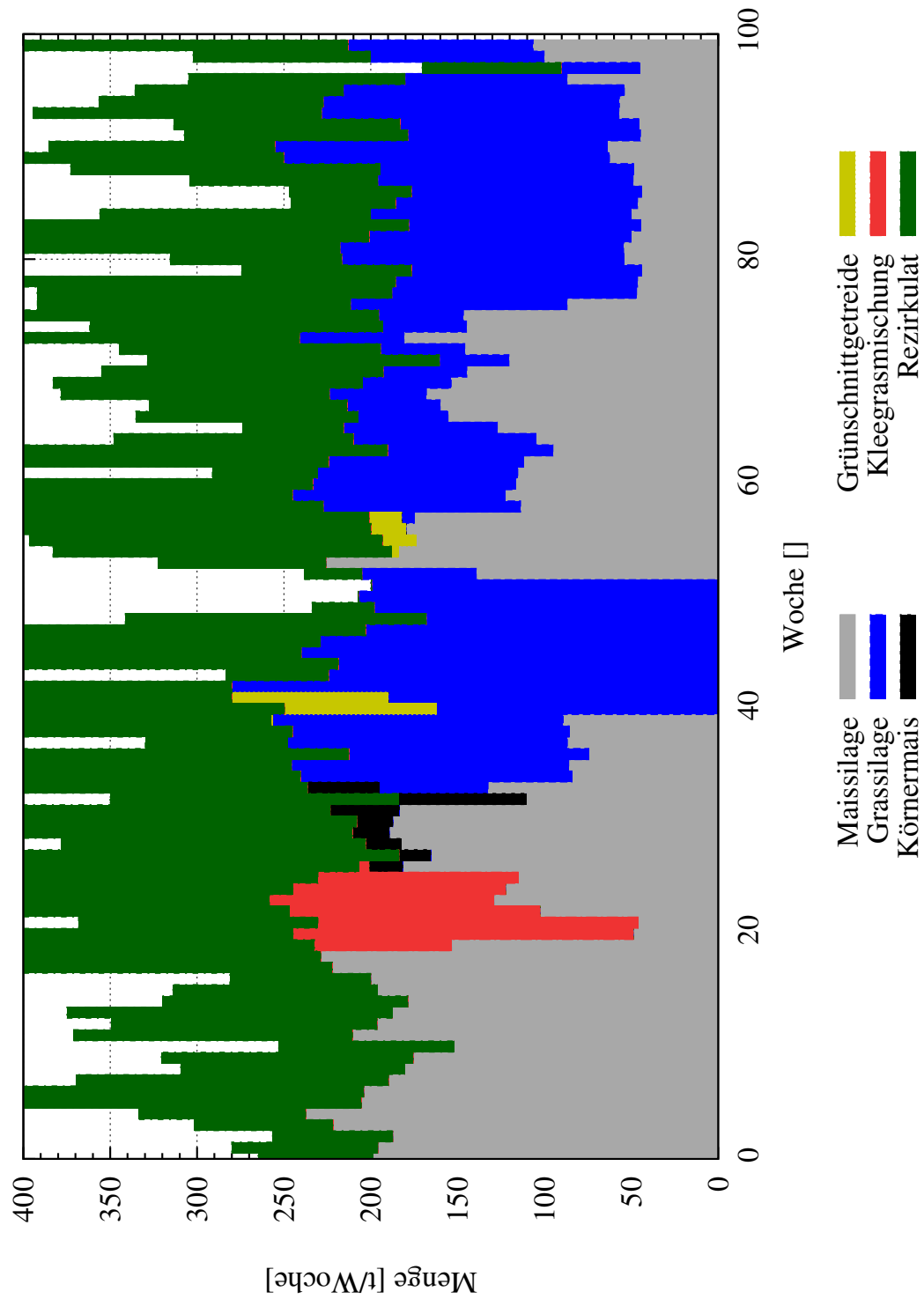


Abbildung 2.2: Substrate in Strem

Tabelle 2.1: Zusammenfassung der wichtigsten Substrate in den Anlagen Reidling und Strem

Substrate	BGA Reidling		BGA Strem	
	[t/d]	[%]	[t/d]	[%]
Gülle	14.5	42.2		
Rezirkulat			27.4	48.0
Maissilage	8.5	24.7	13.3	23.3
Grassilage	3.6	10.3	15.2	26.6
Korn	7.8	22.8	1.1	2.1
Summe	34.4	100	57.1	100

In Tabelle 2.1 sind die Hauptsubstratstoffe beider Anlagen nochmals zusammengefasst. Hier sieht man sehr schnell, daß sich die Hauptzugabematerialien stark unterscheiden. Diese Tabelle ändert jedoch das Bild der starken Diversifizierung der Feed-Stoffe der BGA Reidling. In der Tat sind die meisten Stoffe, die in Diagramm 2.2 angeführt sind, nur Stoffe die saisonal bedingt oder aus anderen Gründen (Ausschussware, etc.) momentan zur Verfügung stehen, nicht jedoch über einen längeren Zeitraum.

Durch die unterschiedliche Zusammensetzung der Substrate sind natürlich auch die Eigenschaften beider Flüssigkeiten verschieden. In den folgenden Kapiteln wird nun auf diese Eigenschaften eingegangen. Hier werden immer diejenigen Messergebnisse präsentiert, die auch als Randbedingung in die Simulationen übernommen wurden. Die Summe aller einzelnen Messungen findet sich in der noch unveröffentlichten Dissertation von Ludek Kamarad. Alle Messungen wurden unter den gleichen Umständen und gleichen Bedingungen durchgeführt. Es wurde ein Messprotokoll erstellt, in dem alle an einer Probe vorgenommenen Messungen eingetragen und dargestellt werden können.

2.1.2 Modellierte Flüssigkeit im Fermenter

Den vorher gezeigten, tatsächlich in den Anlagen eingesetzten Substraten muss nun ein Modell gegenübergestellt werden, welches die Eigenschaften gut abbildet. Daher muss man sich, bevor die Simulation erstellt wird, ein Bild machen, welche Fluid-Eigenschaften besonders hervortreten und welche besonderen Einfluss auf die zu untersuchenden Fermentereigenschaften nehmen. Ein numerisches Modell, das alle Eigenschaften, wie eine Dreiphasenströmung, Partikel mit bestimmter Partikelgrößenverteilung, die biologischen Reaktionen und Umwandlungen, viskose Eigenschaften und temperaturabhängige Stoffgrößen beinhalten, ist viel zu rechenaufwändig, um Simulationen in großer Zahl zu ermöglichen. Daher wurden nur die Eigenschaften in die Simulation einbezogen, welche auf den zu untersuchenden Aspekt den größten Einfluss haben. Vernachlässigt wurde die Dreiphasenströmung. Allerdings wurde bei der Dichtemessung darauf geachtet, die Dichte des Gas-Feststoff-Flüssigkeitsgemisches zu bestimmen und diese als Stoffgröße in die Simulationen einzubauen.

Ebenso vernachlässigt wurde die Partikelströmung. Die Bestimmung der Viskosität nimmt allerdings auch teilweise Rücksicht auf die unterschiedlich geformten und konzentrierten Partikel, da sie einen großen Einfluss auf die Viskosität haben. Dennoch kann durch Verzicht der Simulation der Partikelströmung diese nicht vorhergesagt werden. Allerdings lassen sich durch Hilfsmittel, wie zum Beispiel mit der Sinkgeschwindigkeit eines Einzelpartikels, Vorhersagen über die Sedimentation von Partikeln treffen. Diese Methode wur-

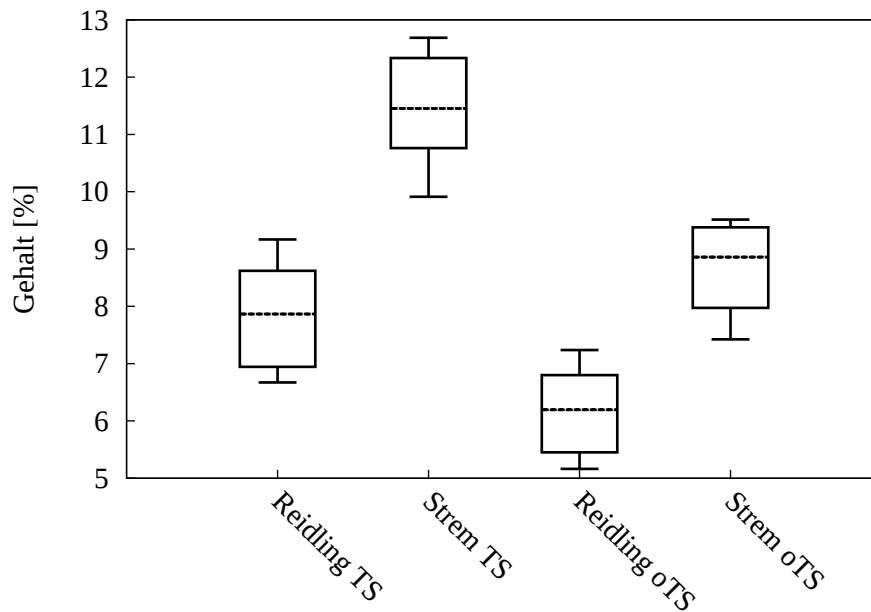


Abbildung 2.3: Trockensubstanzgehalte und organische Trockensubstanzgehalte in Reidling und Strem

de herangezogen, um die stagnaten Zonen eines Fermenters zu bestimmen (siehe Kapitel 7).

Da alle Fermenter immer in einem stationären Zustand arbeiten und daher die Temperatur immer konstant ist, wurde auf Messungen temperaturabhängiger Stoffeigenschaften verzichtet. Es wurden die Stoffeigenschaften bei der jeweiligen Arbeitstemperatur der Fermenter (in Reidling 39°C , in Strem 49.5°C) bestimmt. Aus diesem Grund wurde auch die Energiegleichung nicht in der Simulation berücksichtigt. Die Bestimmung der Wärmeverluste war nicht Ziel dieser Arbeit.

Zusammenfassend kann gesagt werden, dass der Schwerpunkt für die modellierte Fermenterflüssigkeit eindeutig in der Bestimmung der rheologischen Eigenschaften der realen Flüssigkeit lag. Dazu wurde ein Viskosimeter entwickelt, das diese Eigenschaft messen kann (siehe Kapitel 5.3). Trotz allem werden in den folgenden Kapiteln kurz alle angewandten Messungen vorgestellt und das Ergebnis, das auch als Randbedingung für die Simulation benutzt worden ist, präsentiert.

2.2 Trockensubstanzbestimmung

Die Trockensubstanzbestimmung erfolgte nach den Normen DIN 38409-H1-1 [95] und die organische Trockensubstanzbestimmung nach DIN 38409-H1-3 [96]. Dabei wurde, wie erwartet, festgestellt, dass in der Anlage Strem der Trockensubstanzgehalt höher ist als in Reidling, wie in Diagramm 2.3 zu erkennen ist. Die Diagramme 2.1 und 2.2 unterstützen das Resultat der Trockensubstanzbestimmung. Wie später noch zu sehen ist, hat auch der Trockensubstanzgehalt einen wesentlichen Einfluss auf die Viskosität. Je größer der Anteil ist, desto höher wird die Viskosität und um so stärker tritt auch nicht-Newtonsches Verhalten auf. Eine genauere Beschreibung dieser Eigenschaft findet sich



Abbildung 2.4: Nasssiebanalyse

im Endbericht des Projektes "AD-CFD". Der Trockensubstanzgehalt ist als Stoffwert nicht in der Simulation berücksichtigt. Der Trockensubstanzgehalt ist nur indirekt über das viskose Verhalten in die Simulation eingeflossen.

2.3 Siebanalysen

2.3.1 Nasssiebanalyse

Um die Partikel charakterisieren zu können, wurde eine Siebanalyse vorgenommen. Zuerst wurde versucht eine Klassifizierung mittels Nasssiebanalyse vorzunehmen. Diese Vorgehensweise hat den Vorteil, dass die Proben nicht weiter aufbereitet werden müssen. Sie können direkt nach der Entnahme aus den Fermentern auf den Siebturm gebracht und analysiert werden. Diese Methode hat bei den eingesetzten Schlämmen nicht funktioniert. Auf dem obersten Sieb bildet sich ein Siebkuchen (siehe Bild 2.4). Durch diesen Siebkuchen kann kein Material mehr zu den unteren Sieben durchdringen, was eine Analyse unmöglich macht. Daher wird zur Analyse der Verteilung die Trockensiebanalyse angewendet. Diese hat jedoch den Nachteil, dass die Probenvorbereitung aufwendig und energieintensiv ist, da die Probe thermisch getrocknet werden muss. Die Trockensiebanalyse wird im folgenden Kapitel vorgestellt.

2.3.2 Trockensiebanalyse

Da, wie im vorangegangenen Kapitel bereits erklärt, die Nasssiebanalyse kein geeignetes Verfahren ist, wurden die Proben mit Hilfe der Trockensiebanalyse charakterisiert. Die Ergebnisse daraus sind in den Diagrammen 2.5 für die BGA Reidling und 2.7 für die BGA Strem dargestellt. Die Siebanalysen wurden nach den Richtlinien der Normen DIN 66141 [97], DIN 66165 [98] und DIN 66161 [99] durchgeführt. In den Abbildungen 2.6(a),

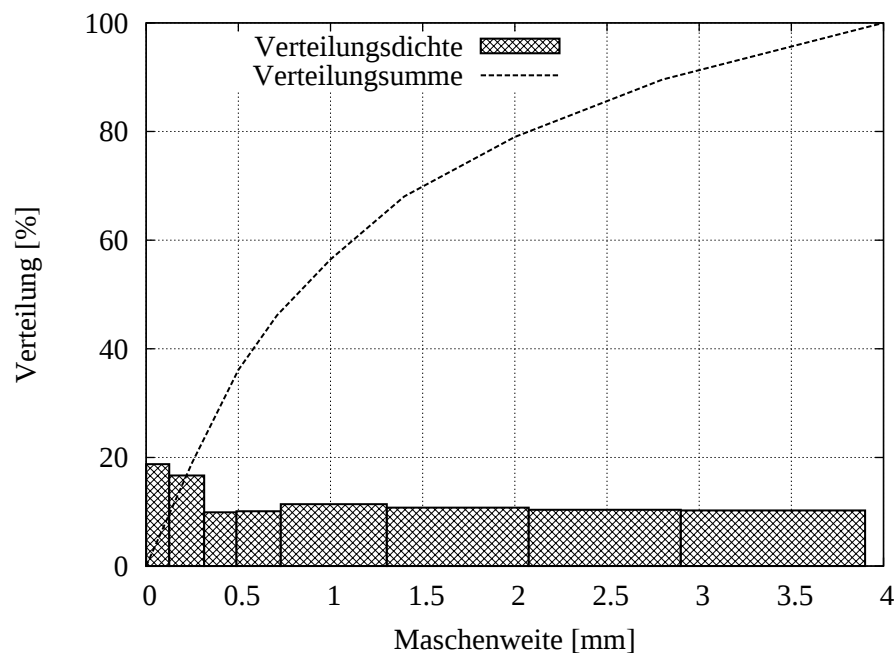
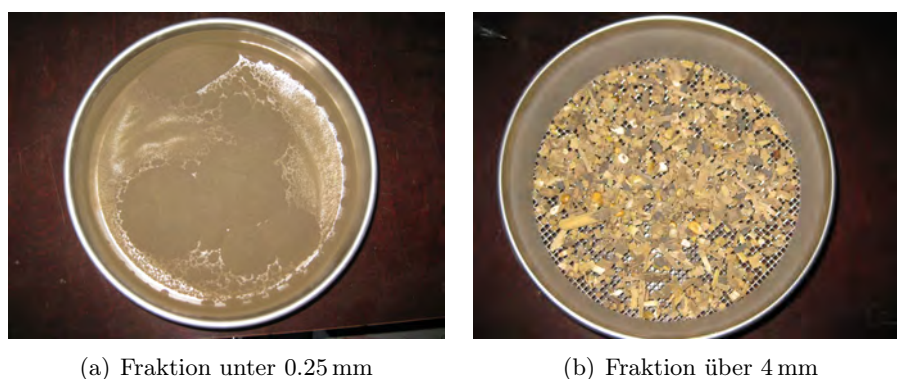


Abbildung 2.5: Partikelgrößenverteilung BGA Reidling

2.6(b), 2.8(a) und 2.8(b) sind die Siebrückstände auf der größten beziehungsweise auf der feinsten Siebstufe zu sehen.

In den Abbildungen 2.5 und 2.7 sind die Partikelgrößenverteilungen dargestellt. Es geht dabei klar hervor, dass die Partikelverteilung in beiden Anlagen nahezu identisch ist. Es scheint, dass die unterschiedlichen Substrate keinen Einfluss auf die Partikelgrößenverteilung haben. Es darf aber nicht vergessen werden, dass hier die Partikelgröße nur durch die Maschenweite des Siebes beschrieben wird und somit keine zuverlässige Aussage über Partikellänge gemacht werden kann.

Daher ist es nötig, die Partikel noch genauer zu analysieren. Dies wurde mit einer Hilfe einer Digitalkamera und einer Bildauswertungssoftware bewerkstelligt. Die genaue Beschreibung dazu findet sich ebenfalls im Projektbericht [11]. Die Rückstände auf den verschiedenen Siebstufen wurden zusätzlich durch die Partikellängen charakterisiert. Das



(a) Fraktion unter 0.25 mm

(b) Fraktion über 4 mm

Abbildung 2.6: BGA Reidling Siebstufen

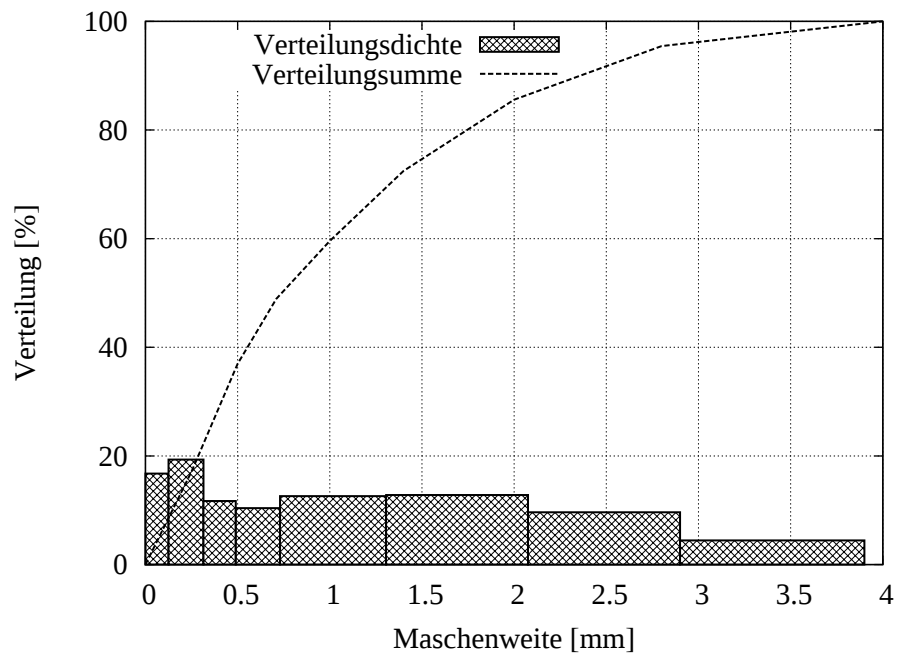


Abbildung 2.7: Partikelgrößenverteilung BGA Strem



(a) Fraktion unter 0.25 mm



(b) Fraktion über 4 mm

Abbildung 2.8: BGA Strem Siebstufen

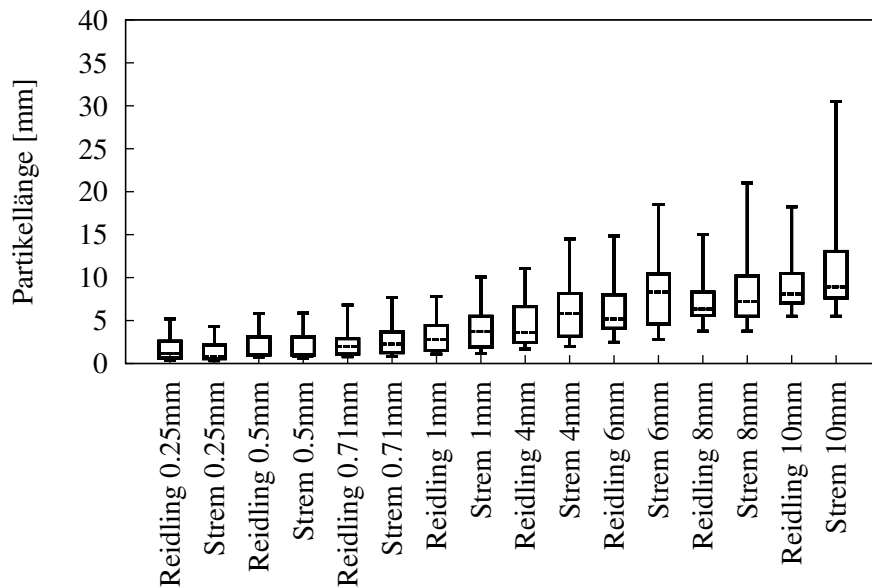


Abbildung 2.9: Partikellängenverteilung in den BGA's Reidling und Strem auf den jeweiligen Siebstufen

Ergebnis ist in Diagramm 2.9 zu sehen. Hier zeigen sich nun die Unterschiede in den beiden Anlagen. In der BGA Strem sind die Partikel auf beinahe jeder Siebstufe, durch Einsatz von Grassilage, länger als in der BGA Reidling. In der BGA Strem sind die längsten Partikel 30 mm. Es wurden auf diesen Siebstufen auch einzelne Fasern gefunden, die deutlich länger waren, bis zu 90 mm. In den Messungen der Inhalte der BGA Reidling waren die Partikel maximal 50 mm lang. Eine Analyse des Rohmaterials der Mais- und Grassilage bestätigte die Erwartungen nach diesen Messungen.

Die Partikellänge wurde auch in den Substraten selbst bestimmt. In Diagramm 2.10 sieht man, dass die Partikel in der Grassilage erwartungsgemäß länger sind als in der Maissilage. Die längsten Partikel in der Grassilage lagen sogar bei etwa 115 mm. Das zeigt, dass zum Zeitpunkt der Zuführung zur Partikelmessung die Grasfasern schon teilweise abgebaut worden sind. Allerdings kann es auch sein, dass die Fasern durch den Aufgabeprozess mit Schnecken oder Pumpen und durch die Scherkräfte, welche die Rührwerke aufbringen, zerkleinert werden.

2.4 Dichte

Die Messung der Dichte erfolgte direkt an den Anlagen. Das sollte ein Entweichen des enthaltenen Biogases vermeiden (Abbildung 2.12). Sofort nach dem Ablassen aus dem Fermenter wurde der Messzylinder gasdicht verschlossen. Somit trat nur aus den obersten Schichten eine geringfügige Menge an Gas aus, bis sich der Gasdruck angeglichen hat. Dann wurde das Volumen und die Masse bestimmt und daraus die Dichte errechnet. Ebenso wichtig war, dass sich das Gärgut nicht allzu stark abkühlt, da die Dichte eine temperaturabhängige Größe ist. Wie vorher schon erwähnt, wurden die Werte bei den jeweiligen Betriebstemperaturen der Anlagen bestimmt. Die Messung erfolgte in Über-

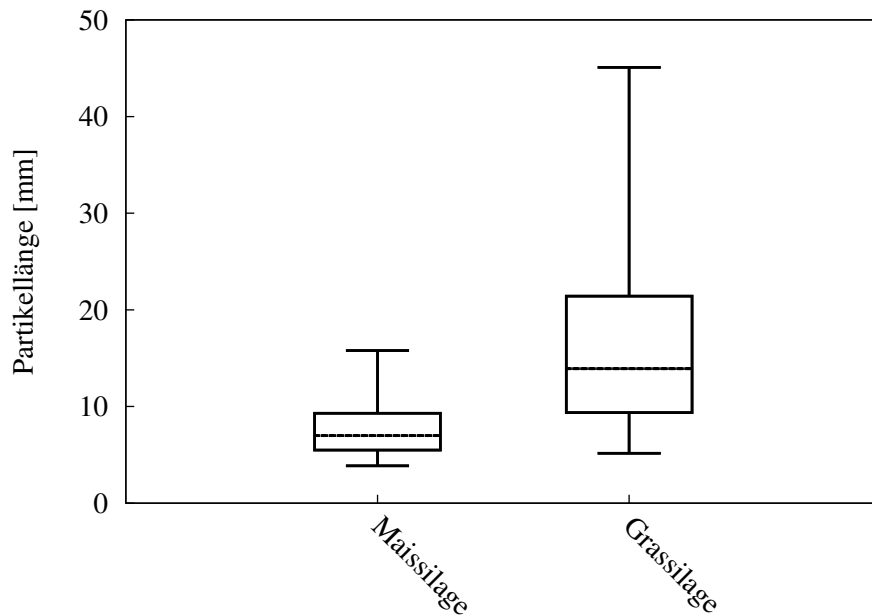


Abbildung 2.10: Partikellängenverteilung bei Maissilage und bei Grassilage

einstimmung mit DIN 1306 [100].

2.5 Sedimentationsversuche

Da Sedimente in Biogasfermentern eine wichtige Rolle spielen, wurde auch das Sedimentationsverhalten untersucht. Dazu entnahm man Proben aus den beiden Anlagen und untersuchte diese in einem Messzylinder auf das Sedimentationsverhalten. Dies ging jedoch nicht in die Simulation ein.

In den Abbildung 2.13(a) und 2.13(b) sind die Ergebnisse nach einer Woche Sedimentation zu sehen. Weitere Ergebnisse und detaillierte Beschreibungen zu diesen Versuchen finden sich im Bericht [11].

2.6 Identifizierung der Phasen

Als Randbedingung für die Mehrphasensimulationen war es notwendig, vier Phasen zu identifizieren, die anschließend in der Simulation vermischt werden sollen. Um dies möglichst am realen Zustand abbilden zu können, wurde der Fermenterinhalt der beiden Anlagen in Strem und Reidling herangezogen. Diese wurden filtriert und anschließend Trockenmassen mit bestimmter Partikellänge eingemischt. Die Menge der zugegebenen Trockenmasse wurde so bestimmt, dass der Trockensubstanzgehalt der künstlichen Phase dem der Ausgangsflüssigkeit entspricht. Die Feststoffe wurden aus den Rückständen auf den Filtrierstufen der Trockensiebanalyse erzeugt. Dieser Rückstand wurde auf vier Siebstufen getrennt und anteilig dem Filtrat zugegeben. So sollten möglichst reale Randbedingungen für die Mehrphasensimulationen gemessen werden. Die Trennstufen, die dabei verwendet wurden, sind in den Tabellen 6.1 und 6.2 zu finden. Sie reichen bis zu

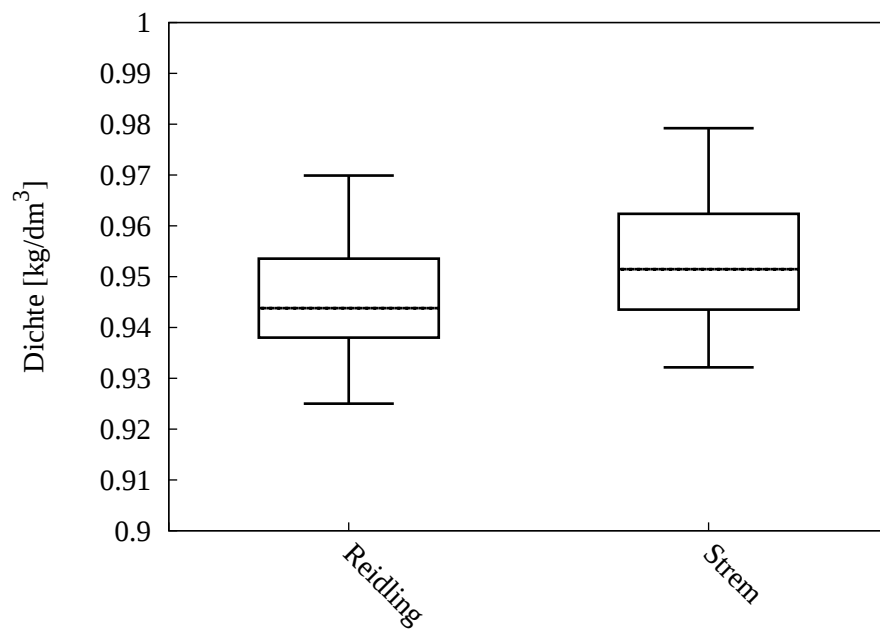


Abbildung 2.11: Ergebnisse der Dichtemessungen in Reidling und Strem

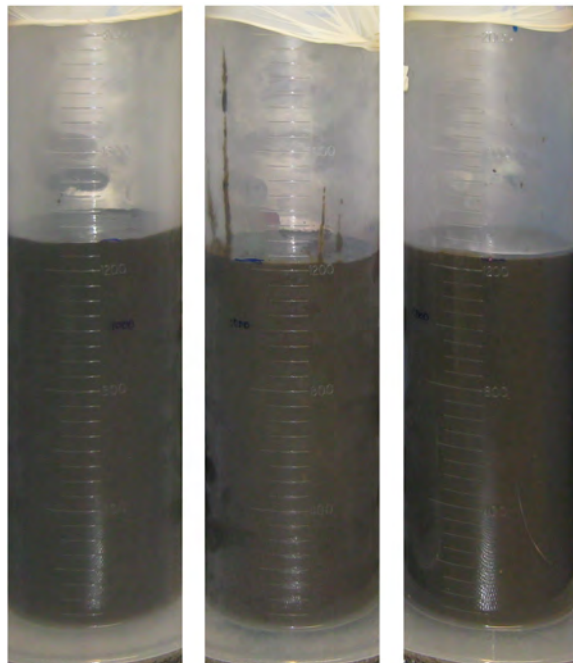


Abbildung 2.12: Bestimmung der Dichte



(a) Gaseinschlüsse Reid- (b) Gaseinschlüsse Strem
ling

Abbildung 2.13: Sedimentationsversuche mit den Fermenterinhalt der Anlagen Reidling und Strem

einer maximalen Siebgröße von 4 mm . Die Ergebnisse aus den Messungen finden sich in Kapitel 5.4.2.3.

Kapitel 3

Grundlagen der Misch- und Rührtechnik

3.1 Definition von Mischprozessen

Mischen und Rühren sind Grundoperationen in der Verfahrenstechnik.¹ Sie werden in vielen Prozessen und Prozessschritten angewandt. Diese Operationen werden eingesetzt, um zwei oder mehrere Stoffe, eventuell vorliegend in verschiedenen Phasen und mit unterschiedlichen Eigenschaften, zu vermengen. Dabei kann es zu chemischen Reaktionen kommen. Abhängig davon ob diese Reaktion(en) exotherm oder endotherm sind, muss Wärme zu- und abgeführt werden. Dies beeinflusst natürlich auch den Mischvorgang. Eine besondere Anforderung stellt das Mischen von Medien mit nicht-Newtonschen Eigenschaften dar. Nicht-Newtonsche Medien erhöhen den Rühraufwand oft beträchtlich. Ein weiterer Aspekt ist nicht nur eine scherratenabhängige Viskosität, sondern auch ein zeitlich abhängiges viskoses Verhalten (Rheopexie und Thixotropie). Dies kann zu erheblichen Einschränkungen des Rührprozesses führen.

Man unterscheidet dabei grundsätzlich zwischen den Systemen, die gerührt werden sollen, und nach der Aufgabe, die sich dabei stellt. Eine kurze Zusammenfassung findet sich in Tabelle 3.1. Sie vermittelt eine allgemeine Übersicht zu den gängigen Problemstellungen bei diesen verfahrenstechnischen Operationen.

3.2 Verfahren

Diese vielfältigen Ausgangsprobleme werden durch verschiedene Ansätze gelöst. Dabei kann man grundlegend zwischen Batch-Verfahren und kontinuierlichen Verfahren unterscheiden. Batch-Reaktoren haben die vorteilhafte Eigenschaft, dass die Medien sehr gut und exakt zudosiert werden können. Allerdings haben Batch-Reaktoren ein größeres Volumen als kontinuierlich arbeitende Reaktoren. Dies führt zu einem kleineren Oberflächen- zu Volumenverhältnis, was den Wärmeaustausch erschwert. Batch-Reaktoren werden häufig als Puffer in kontinuierlichen Prozessen eingesetzt, um Ausfälle zu kompensieren. Es gibt allerdings semi-kontinuierlich gefahrene Prozesse, in denen mehrere Synthesestufen realisiert werden müssen. Auch hier finden Batch-Reaktoren ihre Anwen-

¹Die folgenden Ausführungen sind im Wesentlichen aus den ersten beiden Kapiteln des Buches Mischen und Rühren - Grundlagen und moderne Verfahren von Matthias Kraume (2003) entnommen, [101]. Andere verwendete Literatur wird explizit zitiert.

Tabelle 3.1: Übersicht über Phasen und Aufgaben bei Mischprozessen

Hauptphase	Zusatzphase	Gas	Flüssigkeit	Feststoffpartikel
Gas		Homogenisieren	Zerstäuben	Zerstäuben Verwirbeln
Flüssigkeit	löslich	Begasen	Homogenisieren	Suspendieren
	nicht löslich	Begasen	Emulgieren	Suspendieren
Feststoff		Pneumatisches Mischen, Fluidisieren	Befeuchten, Coaten	Feststoffmischen

dung. Bei kontinuierlich arbeitenden Reaktoren ist das Kammervolumen meist kleiner. Dies gilt insbesondere für die in der Mikroverfahrenstechnik angewandten Reaktoren. Allerdings ist es hier notwendig, zeitlich konstant dosieren zu können. Dies macht insbesondere bei kleinen Dosen häufig Probleme in der Prozessführung. Ein weiterer Unterschied wird zwischen statischen und dynamischen Mischern gemacht. Dynamische Mischer haben bewegte Rührorgane und/oder bewegte Behälter. In statischen Mischern wird das Medium durch sich nicht bewegende konstruktive Elemente bewegt, die meistens räumlich gleichmäßig verteilt sind. Die Mischenergie stammt hier aus der Strömungsenergie der Medien selbst. Bei diesen Mischern ist der einzige veränderbare Parameter, um die Mischgüte zu beeinflussen, die Länge der konstruktiven Einbauten. Bedingt durch die Bauweise arbeiten alle statischen Mischer kontinuierlich.

3.3 Mischarten

3.3.1 Diffusives Mischen

Diffusives Mischen wird durch Platzwechselvorgänge von Molekülen hervorgerufen. Dies kann durch Wärmebewegung oder konvektive Bewegungen erzielt werden. Die folgende Gleichung, bei äquimolarer Diffusion und vernachlässigter turbulenter Schwankung, beschreibt die eindimensionale Konzentrationsänderung in ξ -Richtung, bewirkt durch Diffusion und Konvektion.

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_F \frac{\partial^2 c}{\partial \xi^2} - \frac{\partial}{\partial \xi}(w \cdot c) \quad (3.1)$$

Der eingesetzte Diffusionskoeffizient ist abhängig vom betrachteten Stoffpaar und kann in Bereichen von etwa $6.4 \cdot 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$ für H_2 in Luft bis zu $5.2 \cdot 10^{-8} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$ für H_2 in einem Bromkristall schwanken. Unter Einbeziehung der Brownschen Molekularbewegung und dem Einsetzen einer Verteilungsfunktion ergibt sich die mittlere Verschiebung der Moleküle in einem bestimmten Zeitraum (Gleichung 3.2). Demzufolge braucht ein Molekül für das Zurücklegen einer Strecke von 1 cm bei letzterem eine Zeit von 1.6 Jahren.

Man erkennt schnell, dass oftmals eine rein diffusive Durchmischung nicht durchführbar ist. Durch Umformen von Gleichung 3.2 erhält man die Diffusionszeit.

$$\Delta\xi^2 = 2D_F t \quad (3.2)$$

3.3.2 Laminare Mischen

Das laminare Mischen wird über die Deformation eines parallelen Stromlinien- und eines Spannungsfeldes definiert. Eine einfache Betrachtung ist eine Strömung zwischen zwei parallelen Platten oder im Spalt zweier koaxialer Zylinder, wobei sich eine Platte und ein Zylinder konstant bewegen. Dabei wird ersichtlich, dass es keinen senkrechten Austausch zwischen den Komponenten gibt. Das beruht auf den parallelen Stromlinien, die keinen Austausch des Impulses oder der Phasen senkrecht zur Strömungsrichtung zulassen. Somit ist die laminare, ebenso wie die diffusive Durchmischung, ernsthaften Einschränkungen unterworfen. Dennoch nimmt der Durchmischungsgrad durch die Längsvermischung stetig zu. Eine vollständige Durchmischung ist nur durch Einbauten, die sich senkrecht zur Hauptströmungsrichtung bewegen, möglich (Stempel). Laminare Mischen tritt nahezu ausschließlich bei hochviskosen Medien auf. Der Mischvorgang kann durch wiederholtes Scheren, Dehnen, Rückströmen oder mechanisches Aufteilen und Umlagern beschleunigt werden.

3.3.3 Turbulentes Mischen

Das Durchmischen bei Turbulenz gestaltet sich von allen schon genannten Möglichkeiten am einfachsten. Die wichtigsten Charakteristika turbulenter Strömungen sind:

- örtlich Instationär
- dreidimensionale Wirbel²
- komplexe Variationen des Geschwindigkeitsfeldes
- chaotischer Zustand - Messungen an einem Punkt sind niemals vollständig reproduzierbar

Alle oben genannten Punkte führen zu einem, global betrachtet, isotropen Impuls- und Phasenaustausch, der das Durchmischen wesentlich einfacher gestaltet. Die Turbulenz zerfällt dabei von größeren Wirbeln kaskadenartig in immer kleinere, bis die Zähigkeitskräfte dominierend werden und die turbulente Energie in thermische Energie dissipiert wird. Eine möglicherweise vorhandene Richtungsabhängigkeit der großen Wirbel geht bei diesem Kaskadenzerfall verloren und es herrscht, wie vorher schon erwähnt, eine lokale Isotropie in turbulenten Strömungen vor. Durch die Dissipation muss zum Erhalt der Turbulenz stetig Energie zugeführt werden. Um Turbulenz charakterisieren zu können, wurde das sogenannte Makro- oder das integrale Längenmaß eingeführt ([106], [107], [108], [109]). Dabei liegt die charakteristische Länge in der Größenordnung des turbulenz erzeugenden Organs (Gleichungen 3.3 und 3.4).

²Bis heute wurde noch nicht eindeutig bewiesen, dass eine zweidimensionale turbulente Strömung existiert, es gibt aber einige Hinweise darauf und auch theoretische Ausführungen dazu, [102], [103], [104], [105]

$$Re = \frac{ND^2}{\nu_f} \geq Re_{krit} \quad (3.3)$$

$$\Lambda \propto h \quad (3.4)$$

Für $Re = 1$ lässt sich für Dissipationswirbel die Kolmogorov-Länge λ bestimmen mit

$$\lambda = \nu_f^{\frac{3}{4}} \varepsilon^{-\frac{1}{4}} \quad (3.5)$$

und

$$\varepsilon = \frac{P}{V \rho_f} \quad (3.6)$$

Die Dissipationsdichte ε lässt sich auch durch die später beschriebene Newton-Zahl ausdrücken (Gleichung 3.7).

$$\bar{\varepsilon} = \frac{P_{ein}}{\rho V} = \frac{Ne n^3 L^5}{V} \quad (3.7)$$

Die Kolmogorov-Länge gibt die zu erwartende Endgröße von Blasen beziehungsweise Tropfen beim Begasen und Emulgieren von Flüssigkeiten an. Um Turbulenz zu erzeugen, gibt es mehrere Möglichkeiten: Man kann durch Erhöhen der Geschwindigkeit, durch die Rührergeometrie sowie durch Einbauten wie Stromstörer den Turbulenzgrad beeinflussen.

3.4 Systemkenngrößen und Mischgüte

Um den Mischvorgang exakt beschreiben zu können, muss man die Strömung im Mischer kennen. Da aber die entscheidenden Vorgänge am Mischorgan erfolgen, werden nur die Verhältnisse dort beschrieben. Systemkenngrößen nach der oben schon erwähnten und beschriebenen Reynolds-Zahl sind weiters die Newton-Zahl,

$$Ne = \frac{P}{\rho_f n^3 D^3} \quad (3.8)$$

die dimensionslose Mischzeit,

$$nt_M = f(Re, Fr) \quad (3.9)$$

die Froude-Zahl,

$$Fr^2 = \frac{v^2}{gL} \quad (3.10)$$

die modifizierte Froude-Zahl um die Partikelströmung in einem Fluid zu beschreiben,

$$Fr_m = \frac{n^2 D \bar{\rho}_f}{g(\rho_P - \rho_G)} \quad (3.11)$$

und schließlich noch die Weber-Zahl

$$We = \frac{n^2 D^3 \rho_f}{\gamma} \quad (3.12)$$

Die dimensionslose Mischzeit stellt die Zeit dar, in der eine gewünschte Homogenität erreicht wird. Aufgetragen mit der Newton-Zahl kann man erkennen, welches Rührorgan am wenigsten Energie benötigt, um eine gewünschte Homogenität zu erreichen. Mischzeitangaben sind also nur mit einer Angabe der gewünschten Homogenität sinnvoll.

Die Froude-Zahl stellt das Verhältnis von Trägheitskräften und der Schwerkraft in einem System her, damit wird der Einfluss der freien Oberfläche von Flüssigkeitsströmungen berücksichtigt. Sie ist außerdem, neben der Reynolds-Zahl, ein Koeffizient in der dimensionslosen Navier-Stokes-Gleichung. Bei Rührsystemen muss sie vor allem dann beachtet werden, wenn sich eine deutlich sichtbare Trombe um das Rührorgan ausbildet.

Die Weber-Zahl ist ein Maß für die Tropfenform und Tropfengröße in einem System. Sie nimmt folglich bei Zerstäubungs- und Dispersionsvorgängen eine bedeutende Stellung ein.

Ein wichtiges Merkmal des Mischprozesses ist die Homogenität des Endzustandes. Um den wahren Mischzustand zu erfassen, muss die Gesamtmasse in P_i Probenmassen aufgeteilt werden und die Konzentration in diesen Anteilen festgestellt werden.

$$c_{M,i} = \frac{M_{P,\bar{x}_i}}{M_{P,i}} \quad (3.13)$$

Der Mittelwert der Konzentration über alle Proben wird mit

$$\bar{c}_M = \frac{1}{k} \sum_{i=1}^k c_{M,i} \quad (3.14)$$

bestimmt. Diese Gleichung gilt, wenn die Gesamtmenge in gleich große Proben geteilt wurde. Die Schwankung der Probenkonzentration kann nun über den Mittelwert über alle Proben aufgetragen werden. Um ein Maß für die wahre Gleichverteilung zu bekommen, wird die Varianz einer unendlichen Anzahl von Proben bestimmt.

$$\sigma^2 = \frac{1}{k_\infty} \sum_{i=1}^k (c_{M,i} - p)^2 \quad (3.15)$$

Bei Annahme einer Gaußschen Verteilung wird gezeigt, dass 95 % aller Merkmale des Systems sich im Bereich der doppelten Standardabweichung befinden (Gleichung 3.16).

$$c_{M,i} = p \pm 2\sigma \quad (3.16)$$

Die relative Abweichung, in der sich 95 % aller Messwerte befinden, ist folglich mit

$$\frac{\Delta c_M}{p} = \pm \frac{2\sigma}{p} \quad (3.17)$$

festgelegt. Der bestmögliche Zustand einer technischen Mischung ist allerdings keine ideale Mischung, sondern die homogene Zustandsmischung. Somit können Mischzustände die eine kleinere Varianz als

$$\sigma_z^2 = p(1-p) \frac{m_{\tilde{x}}}{M_P} \quad (3.18)$$

erfüllen, nicht erreicht werden. Man erkennt also, dass die Varianz direkt von der Masse der Einzelpartikel abhängt. Beim Homogenisieren zweier miteinander vollständig mischbaren Flüssigkeiten gilt daher $\sigma_z \rightarrow 0$. Da man in fast allen Fällen die gesamte Probenmenge nicht untersuchen kann, wird nur eine endliche Anzahl an Proben gezogen und die Konzentration festgestellt. Die Varianz ergibt sich daher zu

$$s^2 = \frac{1}{k-1} \sum_{i=1}^k (c_{M,i} - \bar{c}_M)^2 \quad (3.19)$$

Die experimentelle Varianz ist abhängig vom Ort, an dem die Probe gezogen wurde. Sie ist also selbst eine Zufallsgröße die um die Varianz σ^2 schwankt. Das Intervall, in dem sich nun der wahre Wert der Standardabweichung befindet, wird über die Chi-Quadrat-Verteilung bestimmt.

$$m \frac{s^2}{\chi_o^2} \leq \sigma^2 \leq m \frac{s^2}{\chi_u^2} \quad (3.20)$$

Die bereits vorgestellten Größen bilden die Basis, um die verfahrenstechnische Grundoperation des Rührens und Mischens zu beschreiben. Dazu kommen viele andere Parameter, Größen etc., die bei Sonderfällen, wie nicht-Newtonscher Viskosität und zeitabhängigem viskosem Verhalten, Berücksichtigung finden.

Kapitel 4

Numerische Simulationen zur Beschreibung von Strömungen in Großfermentern

4.1 Einleitung

Die folgenden Kapitel beschreiben die Theorie zur Erstellung numerischer Simulationen in Groß - Fermentern. Alle Rechengitter, die die Grundlage der Geometrie bilden, wurden in GAMBIT 2.4® erstellt. Der verwendete Solver war in allen Fällen FLUENT® 6.3.26¹. Die Simulationen wurden auf verschiedenen Rechnern und Cluster-Architekturen, bis zu acht-fach parallel und auch auf einzelnen CPU's gerechnet. Die Modelle wurden alle mit der Sliding-Mesh-Methode implementiert. Darauf wird später noch genauer eingegangen. Die Rechengitter sind ausnahmslos nicht strukturierte hexahedrale Gitter. Die Energiegleichung wurde in sämtlichen Fällen nicht gelöst, alle Fälle wurden rein laminar gerechnet. Die scherratenabhängige Viskosität wurde durch eine benutzerdefinierte Routine modelliert (UDF - User Defined Function). In FLUENT® ist es möglich, scherratenabhängige Viskositäten einzugeben, allerdings muss dazu die Energiegleichung eingeschaltet werden. Um das Problem zu umgehen, wurde ebenfalls auf eine UDF zurückgegriffen. Die Viskosität wurde mit dem in Kapitel 5 beschriebenen Makroviskosimeter gemessen und die Ergebnisse als Randbedingung in die Simulation eingesetzt.

Für die Simulationen wurden zwei typische Verläufe gewählt, die in sämtlichen Simulationen eingesetzt wurden. Für die Simulationen des Fermenters der BGA Reidling und aller AAT-Fermenter wurde der Verlauf aus Abbildung 5.4.2.2 implementiert, ausgenommen die Mehrphasensimulationen. Sämtliche Simulationen, ausgenommen Mehrphasensimulationen des Fermenters der BGA Strem und aller Thöni Fermenter, wurden mit dem Viskositätsverlauf aus Kapitel 5.4.2.2 durchgeführt.

In den Mehrphasensimulationen wurden die Ergebnisse aus Kapitel 5.4.2.3 verwendet. Die Randbedingungen und die fallspezifisch abweichenden Einstellungen werden in den zugehörigen Unterkapiteln in Kapitel 6 beschrieben. Dort findet man auch die Geometrien der Anlagen und Rührwerke und auf welchen Clusterarchitekturen die jeweiligen Fälle gerechnet wurden.

¹Die Beschreibungen der Gleichungen und Solver-Einstellungen wurden dem FLUENT® 6.3 2006 Manual entnommen [110].

4.2 Grundlegende Gleichungen

Die Navier-Stokes-Gleichung und die Kontinuitätsgleichung sind die bestimmenden Gleichungen für strömende Fluide. Da die Navier-Stokes-Gleichung bis heute nur für einfache Fälle gelöst werden kann, wird auf numerische Methoden zurückgegriffen, um Lösungen für technische Anwendungen zu erhalten. Dabei wird die Differentialgleichung in eine algebraische Gleichung umgewandelt, die an von einem Rechengitter festgelegten Punkten gelöst wird. Für inkompressible Fluide gilt die Gleichung 4.1.

$$\nabla \cdot \mathbf{u} = 0. \quad (4.1)$$

Die inkompressible Navier-Stokes-Gleichung beschreibt die Impulsstromdichte einer Strömung (siehe Gleichung 4.2).

$$\frac{\partial \mathbf{u}}{\partial t} + \mathbf{u} \cdot \nabla \mathbf{u} = -\nabla p + \nu \Delta \mathbf{u} + \mathbf{f} \quad (4.2)$$

Die Gleichungen 4.1 und 4.2 bilden das Grundgerüst, um die Strömung von inkompressiblen, nicht reibungsfreien Fluiden zu berechnen. Um zu den Erhaltungsgleichungen zu kommen, müssen diese Gleichungen mit Hilfe des Gaußschen Satzes integriert werden. Ein weiterer wichtiger Erhaltungssatz ist die differentielle Gesamtenergiebilanz, Gleichung 4.3.

$$\frac{\partial}{\partial t} \left[\rho \left(\frac{\mathbf{u}^2}{2} + e + gz \right) \right] + \nabla \cdot \left[\rho \mathbf{u} \left(\frac{\mathbf{u}^2}{2} + h + gz \right) \right] = \rho \dot{q} \quad (4.3)$$

Mit diesem Set an Gleichungen können die meisten technischen Strömungen berechnet werden.

4.3 Spezies Gleichungen

In den Fällen, in denen die Verweilzeit in den Fermentern berechnet wurde, kommen Spezies zum Einsatz. Mit Spezies können chemische Reaktionen aber auch der konvektive und diffusive Transport durch eine Hauptströmung berechnet werden. In dieser Arbeit angewandten Form wurden keine chemischen Reaktionen implementiert, sodass sich der Tracer inert gegenüber den Medien im Biogasfermenter verhält. Die allgemeine Form der Spezienerhaltungsgleichung wird durch Gleichung 4.4 gelöst.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho \mathbf{u} Y_i) = -\nabla \cdot \mathbf{J}_i + R_i + S_i \quad (4.4)$$

Mit Gleichung 4.4 wird die lokale Konzentration der Spezies Y_i bestimmt. Der Term $\mathbf{J}_i$ wird für turbulente und laminare Diffusion unterschiedlich definiert. Im laminaren Fall wird die Diffusion rein abhängig vom Gradienten der Konzentration beschrieben. Im turbulenten Fall ist die Diffusion abhängig von der turbulenten Viskosität und der Schmidt-Zahl. Auf das explizite Angeben der Gleichungen wird hier verzichtet.

4.4 Sliding Mesh-Methode

In allen gerechneten Fällen wurden die Rührwerke mit Hilfe der Sliding-Mesh-Methode implementiert. Eine weitere Möglichkeit, sich bewegende Teile in FLUENT® zu simulieren, ist die MRF-Methode (Multiple Reference Frame). Dabei werden an den Begrenzungen (Walls) der sich bewegenden Teile Impulsquellen angebracht, die der jeweiligen Geschwindigkeit entsprechen. Das Gitter bewegt sich bei dieser Art der Modellierung nicht. Dies führt allerdings zu einem verschmierten Strömungsfeld, da der Impuls nicht örtlich aufgelöst wird. Diese Methode kann angewandt werden wenn die Rührorgane im Verhältnis zum Volumen des gerührten Mediums sehr klein sind und mit hoher Drehzahl rotieren. Bei den in der vorliegenden Arbeit gerechneten Fermentern ist dies nicht der Fall. Die Methode mit den bewegten Gittern erlaubt es nur transient zu rechnen, während man MRF auch stationär rechnen kann. Dies kann, je nach Anwendung, zu einer drastisch verringerten Rechenzeit führen. Jedoch wird bei dieser Methode das Geschwindigkeitsfeld und die Bewegung der Rührorgane nicht aufgelöst.

Um ein sich bewegendes Gitter implementieren zu können, ist es notwendig, das Volumen, in dem sich das Rührorgan befindet, vom Behälter zu separieren. Das bedeutet, dass sich an der Stelle, an der die Volumina aufeinander treffen, eine innere und eine äußere Begrenzung existiert. Diese Begrenzungen werden als Interfaces definiert und in FLUENT® paarweise gekoppelt. Die Gitter, die sich an der Innen- und Außenseite befinden, müssen nicht konsistent sein. Das erlaubt es, ausgehend von den sich bewegenden Teilen, die Gitterweite zu vergrößern und so den Rechenaufwand zu reduzieren. In jedem instationären Rechenschritt (Timestep) wird nun das Gitter, abhängig von der Geschwindigkeit und der Zeitschrittweite, bewegt. Der Solver sucht am zuvor definierten Interface zwei sich überschneidende Zellen an der Innen- und Außenfläche. Diese Flächensegmente werden anschließend vom Solver als Fläche definiert, die für die Strömung durchlässig ist. Durch diese Segmente wird der Fluss berechnet und anschließend wieder an die ursprünglichen Interfacezellen zurück gegeben. Diese Schritte werden in jedem Zeitschritt erneut durchgeführt. Dies nennt man das Sliding-Mesh-Konzept.

Beim Erstellen des Gitters und der Geometrie für Interfaces muss sehr genau vorgegangen werden. Falls die Geometrie nicht exakt in allen Punkten übereinstimmt oder die Achsen nicht exakt konzentrisch angeordnet sind, überdecken sich die Interface-Flächen nicht mehr. Sobald dies eintritt, wird für die Schnittflächen, denen keine innere und äußere Zelle zugeordnet werden kann, kein Durchfluss berechnet. Damit wird die Randbedingung auf eine nicht durchlässige Fläche gesetzt. Das beeinträchtigt natürlich das gesamte Strömungsfeld und kann nicht akzeptiert werden.

Um die Rührwerke implementieren zu können, wurde also ein sie vollständig einhüllender Mantel erzeugt und vom restlichen Fermentervolumen abgetrennt. Dies wurde direkt bei der Gittererstellung in GAMBIT® durchgeführt. Im Solver wurden die Interfaces paarweise zugeordnet, die Rotationsgeschwindigkeit, der Ursprung und die Richtung der Drehachse vorgegeben. Damit war die Definition der Sliding Meshes vollständig.

4.5 Turbulenzmodellierung

In allen Fällen wurde ausschließlich ein laminarer Solver verwendet. Deshalb wird an dieser Stelle behandelt, in welchen Bereichen die Übergänge zwischen laminarer, transienter und turbulenter Strömung in Rührkesseln liegen. Die Bestimmung des Übergangs von laminarer zu turbulenter Strömung ist nicht immer einfach. Es gibt die Überlegung,

die Reynolds-Zahl mit dem integralen Längenmaß zu verbinden. Dieses Längenmaß ist in der Größenordnung der Rührorgane (siehe Gleichung 3.3). Mit diesem Maß liegt bei einer Reynolds-Zahl $Re \geq 10000$ eine turbulente Strömung vor. Da es sehr viele unterschiedliche Rührorgane gibt, deren Funktionsweisen und Leistungseintrag sich stark unterscheiden (Axial-, Radial- und Ankerrührwerke), ist auch der Übergang von einem laminaren auf ein turbulentes Strömungsregime in verschiedenen Größenordnungen.

Als Kriterium der kritischen Reynolds-Zahl dient meist das Durchmesser Verhältnis zwischen Rührorgan und Behälter. Eine übersichtliche Auflistung der kritischen Reynolds-Zahlen von verschiedenen Rührwerken und Durchmesser Verhältnissen findet sich in [101] auf den Seiten 22ff.

Aus dieser Tabelle ist ersichtlich, dass die kritische Reynolds-Zahl in der BGA Reidling mit einem Durchmesser Verhältnis von 0.2 und einer maximalen Viskosität von 20 Pas bei $Re_{krit} \geq 10^2$ liegt ([101], Seite 22, Tabelle 2.1a).

In der BGA Strem, deren Paddelrührwerke ganz besondere konstruktive Merkmale aufweisen, ist die Bestimmung der kritischen Drehzahl nach obigem Regelwerk nicht möglich. Da sich diese Paddelrührwerke sehr langsam bewegen und das Medium hochviskos ist, wurde auch hier angenommen, dass eine laminare Strömung vorliegt. Lediglich in den Fällen, in denen auch schnell laufende Propellerrührwerke eingesetzt wurden, trat stellenweise eine turbulente Strömung auf. Es können die Bereiche nicht genau abgegrenzt werden, wo die turbulente Strömung, ausgehend von den Propellern, in eine laminare Strömung zerfällt. Deshalb wurde darauf verzichtet, bestimmte Zonen mit einem Turbulenzmodell berechnen zu lassen.

4.6 Solver-Einstellungen

Im Folgenden wird eine Zusammenfassung über die Solvereinrichtungen gegeben, die allen Fällen gemein ist. Andere Einstellungen werden in den Kapiteln, in welchen die einzelnen Fälle beschrieben werden, erläutert.

4.6.1 Diskretisierung

Um eine höhere Genauigkeit zu erzielen, wurde in allen Fällen mit einer Diskretisierung zweiter Ordnung gerechnet. Die höhere Genauigkeit wird durch ein Erweitern der Taylor-Reihenentwicklung um eine Ordnung erreicht. Das Second-Order-Upwind-Scheme wird in FLUENT® mit Gleichung 4.5 realisiert.

$$\phi_{f,SOU} = \phi + \nabla\phi \cdot \mathbf{r} \quad (4.5)$$

Der Gradient im Zellzentrum c_0 wird mittels des Green-Gauß-Theorems berechnet.

$$(\nabla\phi)_{c0} = 1/\nu \sum_f \bar{\phi}_f \mathbf{A}_f \quad (4.6)$$

Die Summe addiert alle Werte für ϕ an den Zellbegrenzungen. Der Gradient wird bei Green-Gauß-Cell-Based Einstellung durch Gleichung 4.7 ermittelt.

$$\bar{\phi}_f = \frac{\phi_{c0} + \phi_{c1}}{2} \quad (4.7)$$

Der Gradient entspricht also genau dem arithmetischen Mittel der zwei gegenüberliegenden Werte ϕ_f

4.6.2 Druckbasierter Strömungslöser

Um die Fermenter zu rechnen, wurde ein druckbasierter Löser verwendet. Dabei wird die Impulsgleichung diskretisiert durch die Gleichung 4.8.

$$a_P u = \sum_{nb} a_{nb} u_{nb} + \sum p_f \mathbf{A} \cdot \mathbf{i} + S \quad (4.8)$$

Die Gleichung wurde angeschrieben für die Diskretisierung in x-Richtung.
Die Druckinterpolation erfolgt über

$$P_f = \frac{\frac{P_{c_0}}{a_{p,c_0}} + \frac{P_{c_1}}{a_{p,c_1}}}{\frac{1}{a_{p,c_0}} + \frac{1}{a_{p,c_1}}} \quad (4.9)$$

Diese Interpolation funktioniert allerdings nur bei kleinen Druckvariationen zwischen den Zellmittelpunkten. Falls in einem Strömungsfeld große Druckgradienten zwischen den Zellen vorkommen, führt dieses Interpolationsschema zu überhöhten Geschwindigkeiten in der Zelle und kann nicht mehr verwendet werden. Die Kontinuitätsbedingung wird bei diesem Druck-basierten Solver durch die Gleichung 4.10 diskretisiert.

$$J_f = \rho_f \frac{a_{p,c_0} v_{n,c_0} + a_{p,c_1} v_{n,c_1}}{a_{p,c_0} + a_{p,c_1}} + d_f ((p_{c_0} + (\nabla p)_{c_0} \cdot \mathbf{r}_0) - (p_{c_1} + (\nabla p)_{c_1} \cdot \mathbf{r}_1)) = \quad (4.10)$$

$$= \hat{J}_f + d_f(p_{c_0} - p_{c_1})$$

4.6.3 Druck-Geschwindigkeitskopplung

Die Druck-Geschwindigkeits-Kopplung erfolgte bei allen Simulationen durch den SIMPLE-Algorithmus. SIMPLE steht für Semi-Implicit-Method-for-Pressure-Linked-Equations. Es ist demnach ein halbimplizites Verfahren. Aus diesem Grund ist es nicht so stabil wie ein rein implizites Verfahren, jedoch ist der Rechenaufwand wesentlich geringer als bei anderen Modellierungen der Druck-Geschwindigkeits-Kopplung. In FLUENT® wird das SIMPLE-Verfahren folgendermaßen durchgeführt:

$$J_f^* = \hat{J}_f^* + d_f(p_{c_0}^* - p_{c_1}^*) \quad (4.11)$$

Da die Impulserhaltungsgleichung mit dem angenommenen Druckfeld p^* nicht erfüllt werden kann, muss ein Korrekturterm J_f' eingeführt werden. Dieser Term wird angenähert durch das Druckfeld aus der Druckkorrektur.

$$J_f' = d_f(p_{c_0}' - p_{c_1}') \quad (4.12)$$

Der korrigierte Impulsstrom ist demnach

$$J_f = \hat{J}_f^* + d_f(p_{c_0}' - p_{c_1}') \quad (4.13)$$

Daher wird dieses Verfahren Semi-Implicit genannt, da in der Iteration der Impuls neu berechnet wird aber der Wert des Druckfeldes aus der Korrektur der vorhergehenden Iteration stammt.

4.6.4 Instationäre Simulation

Zur Lösung der instationären Simulationen wurde der Time-Advanced-Algorithmus verwendet. Dieser Solver arbeitet implizit und wurde mit einer Zeitdiskretisierung erster Ordnung durchgeführt, da sich die Diskretisierung zweiter Ordnung als zu instabil für lang angelegte Simulationen erwies.

$$\int_V \frac{\partial \rho \phi}{\partial t} dV + \oint \rho^{n+1} \phi^{n+1} \mathbf{v}^{n+1} \cdot d\mathbf{A} = \oint \Gamma_\phi^{n+1} \nabla \phi^{n+1} \cdot d\mathbf{A} + \int_V S_\phi^{n+1} dV \quad (4.14)$$

Da, wie in Gleichung 4.14 zu sehen ist, alle Werte der Diffusion, der Konvektion und der Quellterme aus dem Timestep $n+1$ ermittelt werden, handelt es sich um ein implizites Schema. Da ein Schema erster Ordnung verwendet wurde, ist dabei der Abbruchfehler aus der Taylor-Reihenentwicklung von der Ordnung $\mathcal{O}(\Delta t)$.

Die Zeitschrittweite bei instationären Simulationen kann nicht beliebig groß gewählt werden. Sie ist abhängig von der Gittergeschwindigkeit und der physikalischen Geschwindigkeit. Dies findet Ausdruck in der Bedingung von Courant-Friedrichs-Lewy. Die Zahl gibt an, um wie viele Zellen sich eine Größe in einem Zeitschritt fortbewegt. Daher ist nur eine physikalisch richtige und stabile Lösung² bei $Co \leq 1$ möglich. Die Courant-Zahl wird mit Gleichung 4.15 ermittelt.

$$Co = \frac{u \Delta t}{\Delta x} \quad (4.15)$$

4.6.5 Konvergenz

Um die Konvergenz zu überwachen, wurde bei allen Simulationen ein Monitor der Residuen aufgezeichnet. Um feststellen zu können, ob sich das Strömungsfeld zu einem stationären Feld entwickelt, wurde der Verlauf des Mittelwertes über alle Zellen der absoluten Geschwindigkeit verfolgt, ebenso das Drehmoment an den Rührwerken. War die Änderung dieses Wertes kleiner als 1 % über die Dauer von 10 s, wird das Strömungsfeld als stationär angenommen. Durch die Geometrie der Rührwerke kam es in vielen Fällen nicht zu einem konstanten Wert. Die Werte schwankten periodisch um einen Mittelwert. Bei diesen Fällen wurde die Änderung des Mittelwertes verfolgt und dabei das identische Kriterium für ein stationäres Strömungsfeld wie zuvor angewandt.

4.7 Verweilzeitsimulationen

Im Rahmen der Untersuchungen wurden weiters Verweilzeitversuche in den beiden Anlagen in Reidling und Strem durchgeführt. Diese Versuche sollen mit numerischen Methoden nachvollzogen werden. Dazu gibt es mehrere Möglichkeiten. Diese werden an dieser Stelle vorgestellt.

²gezeigt wurde diese notwendige Bedingung für hyperbolische partielle Differentialgleichungen und für explizite numerische Schemata, wie die Advektionsgleichung von Richard Courant, Kurt Friedrichs und Hans Levy 1928, [111]

4.7.1 Frozen Flowfield

Bei dieser Methode wird eine stationäre Lösung eines Vektorfeldes eingefroren und die zeitlich aufgelöste Bewegung eines Skalars durch dieses Feld berechnet. Das Feld lässt sich einfrieren, in dem man im Gleichungslöser alle Gleichungen deaktiviert, die das Feld von Zeitschritt zu Zeitschritt neu berechnen. In diesem Fall war nur die Gleichung, die den skalaren Transport der Spezies berechnet, aktiviert. Ein großer Vorteil dieser Methode ist, dass sie sehr schnell zu einer Lösung führt, da ja nur die Skalartransportgleichungen gelöst werden müssen. Allerdings ist es nicht immer möglich, ein Strömungsfeld einzufrieren.

Mit dieser Methode konnte keine konvergente Lösung berechnet werden. Das Geschwindigkeitsfeld in den Fermentern ist nicht in allen Punkten stationär. Aufgrund der Bewegung der Paddel, dem Einfluss der nicht-Newtonschen Viskosität und dem schnellen Abklingen der Geschwindigkeit hinter den Paddeln war es nicht möglich, diese Methode anzuwenden. Das Einfrieren des Vektorfeldes führte durch die örtlich stark variierenden Geschwindigkeiten und dem Transport des Skalars zur Inkonvergenz in den Massenbilanzen.

4.7.2 Diskrete Phasen Modellierung (DPM)

Die DPM Methode oder die Diskrete Phasen Modellierung (Discrete Phase Modelling) beschreibt eine diskrete, sich durch ein Strömungsfeld bewegend Phase. Hier wurde das Euler-Lagrange-Modell gewählt, um die Bewegung der diskreten Phase zu beschreiben. Die Trajektorie der diskreten Phase wird dabei durch Gleichung 4.16 modelliert.

$$\frac{du_P}{dt} = F_D (u - u_p) + \frac{g_x (\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F_x \quad (4.16)$$

Die Widerstandskraft wird bestimmt durch Gleichung 4.17.

$$F_D = \frac{18\mu}{\rho_p d_p^2} \frac{C_D Re}{24} \quad (4.17)$$

Die Reynolds-Zahl in Gleichung 4.17 ist die relative Reynolds-Zahl.

$$Re \equiv \frac{\rho d_p |u_p - u|}{\mu} \quad (4.18)$$

Da in den Fermentern auch Moving Reference Frames zu finden sind, muss auf die in diesem Frames zusätzlich wirkenden Kräfte auf die Partikel Rücksicht genommen werden. Die zusätzlich auftretenden Kräfte werden mit folgender Gleichung 4.19 beschrieben (angegeben in y-Richtung).

$$\left(1 - \frac{\rho}{\rho_P}\right) \Omega^2 y + 2\Omega \left(u_{y,P} - \frac{\rho}{\rho_P} u_y\right) = F_y \quad (4.19)$$

Diese Methode unterliegt jedoch auch gewissen Einschränkungen. Eine ernste Einschränkung ist, dass sie nur verlässliche Ergebnisse liefert, wenn die Strömung von einem Einlass direkt gerichtet auf einen definierten Auslass strömt. Da dies bei Fermentersimulationen nicht der Fall ist, wurde diese Simulationsmethode nicht angewandt.

4.7.3 Spezies Tracking

Die Verweilzeit in einem Fermenter numerisch zu bestimmen ist durch das Verfolgen der Bewegung einer Spezies (Tracersubstanz) möglich. Dabei wird, ebenso wie in den vorher beschriebenen Methoden, ein stationäres beziehungsweise pseudostationäres Strömungsfeld berechnet. Danach wird am Eingang eine Spezies aufgegeben, die sich durch den Fermenter bewegt. Am Ausgang wird die Konzentration dieser Spezies aufgezeichnet. Damit kann die Verweilzeit und die Verweilzeitverteilung bestimmt werden. Der Nachteil dieser Methode ist, dass alle Gleichungen gelöst werden müssen. Zusätzlich müssen die Gleichungen für den Spezientransport und für die Interaktion der Spezies mit der kontinuierlichen Phase berechnet werden. Die Lösungen sind dabei voll zeitlich aufgelöst. Da die Fermenter hier eine theoretische Verweilzeit von etwa 30-50 Tagen haben, ist es also nicht möglich, eine vollständige Verweilzeit mit numerischen Methoden abzubilden. Dieses Verfahren ist das einzige, das zu konvergenten Lösungen führt. Es wurde deshalb herangezogen, um die Verweilzeitsimulationen an den Fermentern in Reidling und Strem durchzuführen.

4.8 Mehrphasensimulationen

In FLUENT® gibt es mehrere Modelle, die in der Lage sind, unterschiedliche Formen von Mehrphasenströmungen zu simulieren. Eines davon, das Euler-Euler-VoF-Modell, wurde verwendet, um das Verhalten mehrerer Phasen in den Fermentern zu simulieren. Es soll aber an dieser Stelle noch eine kurze Übersicht über andere Methoden gegeben werden.

1. Das Mischungsmodell (Mixture Model)

Dieses Modell löst sämtliche Gleichungen für die Mischung von Phasen, die sich in einer Zelle befinden, und beschreibt die disperse Phase mit Relativgeschwindigkeiten. Die Eigenschaften der Mischphase werden mit anteilig gewichteten Parametern bestimmt. Es kann zwei oder mehrere Phasen simulieren und eignet sich besonders gut für gering beladene Gasströmungen, der Simulation von Zyklonabscheidern, Gasblasenströmungen in Flüssigkeiten und der Simulation von Sedimentationsvorgängen. Es kann homogene Mehrphasenströmungen ohne Relativgeschwindigkeiten berechnen.

2. Das Euler Modell (Eulerian Model)

Das Euler Modell ist in FLUENT® das numerisch aufwändigste Modell. Es löst die Impuls- und Energiegleichung für jede vorhandene Phase. Die Kopplung der Gleichungen wird durch Druck- und Phasenaustausch-Koeffizienten erreicht. Die Art und Weise, wie diese Kopplung bestimmt wird, hängt von der Art der Strömung ab. Das Eulerian-Modell von FLUENT® unterscheidet nicht zwischen flüssig-flüssig (Gase und Flüssigkeiten) und flüssig-fest Strömungen. Eine granulare Strömung (Strömung mit Feststoffen) wird einfach dadurch definiert, dass im Euler-Modell eine Phase als Granular definiert wird, mit den entsprechenden Eigenschaften.

3. Das Phasenanteilsmodell (Volume of Fluid Modell)

Das VoF-Modell beschreibt das Verhalten von zwei oder mehreren, nicht miteinander mischbaren Phasen. Anwendungsgebiete, für die sich das VoF-Modell eignet,

sind Füllprozesse von Behältern, Simulation des Dammbruchproblems, die Bewegung großer Blasen in einer Flüssigkeit und die Berechnung der Ausbildung freier Oberflächen an fallenden Flüssigkeiten. Das VoF-Modell ist weniger aufwändig als das Euler-Euler-Modell, allerdings ist die Bestimmung der freien Oberfläche der Flüssigkeitsströmung mathematisch sehr kompliziert. Insbesondere bei Tropfenzerfall oder Vereinigungsprozessen stoßen die meisten Modelle zum Berechnen der freien Oberflächen an ihre Grenzen. Da in dieser Arbeit das VoF-Modell verwendet wurde, soll hier genauer darauf eingegangen werden.

Für jede Phase wird in jeder Zelle eine neue Variable verwendet, der Volumenanteil. Das Feld, das dann durch den Strömungslöser berechnet wird, ist für jede Zelle der volumetrische Mittelwert. Der Volumenanteil wird dargestellt mit folgenden Bedingungen:

- $\alpha_q = 0$: Die Zelle beinhaltet keinen Anteil der Phase α_q
- $\alpha_q = 1$: Die Zelle beinhaltet nur die Phase α_q
- $0 < \alpha_q < 1$: Die Zelle beinhaltet mehrere Phasen und daher auch eine Oberfläche zwischen den Phasen

Die Oberfläche in Zellen mit mehreren Phasen wird ermittelt durch die Gleichung 4.20.

$$\frac{1}{\rho_q} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \mathbf{v}) = S_{\alpha_q} + \sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp}) \right] \quad (4.20)$$

Diese Gleichung wird für die sekundäre Phase und alle anderen Phasen gelöst, nicht jedoch für die primäre Phase. Die primäre Phase wird berechnet über eine Bilanz in jeder Zelle, siehe Gleichung 4.21.

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1 \quad (4.21)$$

Die Zeitdiskretisierung wurde in allen Fällen mit dem expliziten Schema durchgeführt. Dieses Schema ist in Gleichung 4.22 dargestellt.

$$\frac{\alpha_q^{n+1} \rho_q^{n+1} - \alpha_q^n \rho_q^n}{\Delta t} V + \sum_f (\rho_q U_f^n \alpha_{q,f}^n) = \left[\sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp}) + S_{\alpha_q} \right] V \quad (4.22)$$

Die Materialeigenschaften in jeder Zelle, die in die Transportgleichung eingesetzt werden, wird bestimmt durch Gleichung 4.23.

$$\rho = \alpha_2 \rho_2 + (1 - \alpha_2) \rho_1 \quad (4.23)$$

Die Impulstransportgleichung für das VoF-Modell ist in Gleichung 4.24 dargestellt.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \mathbf{v}) + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v} \mathbf{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot [\mu(\nabla \mathbf{v} + \nabla \mathbf{v}^T)] + \rho \mathbf{g} + \mathbf{F} \quad (4.24)$$

Mit den Gleichungen 4.20 bis 4.24 sind die wichtigsten Werkzeuge des VoF-Lösers in FLUENT® angeführt. Auf die Angabe des Verfahrens zur Berechnung der Oberfläche wird hier verzichtet, da es in den Fermentersimulationen nur eine untergeordnete Rolle spielt.

Der Euler-Euler-Ansatz sieht alle Phasen als sich vollständig durchdringend an. Das bedeutet, dass an der Stelle einer Phase keine andere vertreten sein kann. Im VoF-Modell, geschieht dies durch die Einführung von Volumenanteilen, deren Summe für jede Stelle im Strömungsgebiet immer gleich 1 sein muss. Für alle Phasen wird die Kontinuitätsbedingung herangezogen. So erhält man ein Set von für alle Phasen ähnlichen Gleichungen, um das Strömungsproblem lösen zu können. Mehrere der Modelle verwenden dabei den Euler-Euler-Ansatz.

Bei jeder Mehrphasenströmungssimulation muss entschieden werden, welches Modell sich dafür am besten eignet. Das kann unter Umständen sehr schwierig sein, da einige Mehrphasenmodelle die Verwendung von anderen Modellen ausschließen. Oft muss ein Kompromiss gefunden werden, um zu einer Lösung zu kommen.

Um das Mischverhalten der Rührwerke in den Fermentern zu untersuchen, wurden auch Mehrphasensysteme simuliert. Es wurde das Einmischverhalten von vier unterschiedlichen, am Beginn der Simulation völlig separierten Phasen betrachtet. Die Phasen werden nach der Vorgehensweise, wie in Kapitel 2.6 beschrieben, ermittelt.

Diese Phasen wurden in gleichen Anteilen in horizontale Schichten der Fermenter eingebracht und deren Durchmischung beobachtet. Dabei wurde die Standardabweichung der Zusammensetzung in jeder Zelle bestimmt. Dies diente als Gütekriterium für den Mischprozess. Die Gleichung dazu findet sich in Kapitel 3.4 (Gleichung 3.15).

Das analoge Verfahren mit identen Einstellungen wurde ebenfalls in den anderen beiden Mehrphasensimulationen angewandt. In der Simulation der Anlage Reidling mit Propeller wurde die gleiche Viskosität eingesetzt wie in den Simulationen der Anlage Reidling ohne Propellerrührwerk.

Um aus den Simulationen konvergente Lösungen zu erhalten, musste die Zeitschrittweite am Beginn der Simulationen um eine Größenordnung verringert werden. Nach wenigen Sekunden Realzeit konnte allmählich die Zeitschrittweite vergrößert werden, bis sie dann wieder den Wert erreichte, der auch bei den Einphasensimulationen eingestellt wurde.

Kapitel 5

Entwicklung eines Makroviskosimeters

5.1 Einleitung

5.2 Methoden in der Viskosimetrie

Zur Bestimmung von rheologischen Eigenschaften von Flüssigkeiten gibt es eine Vielzahl von Möglichkeiten. Die bekanntesten davon sind:

- Fallkörperviskosimetrie
- Druckverlust über eine Blende
- Kapillarviskosimetrie
- Rotationsviskosimetrie
- Auslaufviskosimetrie
- Torsionsschwingungviskosimetrie
- optische Rheologie

Diese Liste ist dabei noch nicht vollständig. Es gibt zahlreiche Sonderbauformen, die den jeweils zu messenden Flüssigkeiten angepasst werden. Sonderbauformen werden dann nötig, wenn die Bedingungen, um herkömmliche Viskosimeter einzusetzen, nicht gegeben sind. Darunter fallen etwa nicht-Newtonsches Verhalten und das Bestimmen der Viskosität von Systemen, die sich aus mehreren Phasen zusammensetzen (Fest-Flüssig, Flüssig-Flüssig und Flüssig-Fest-Gasförmig). Es stellen nicht alle Viskosimeterbauformen die Möglichkeit zur Verfügung, die Viskosität abhängig von einer Scherrate zu messen. Ein weiterer einschränkender Faktor ist, dass bei allen kommerziell angebotenen Viskosimetern enge strömungsmechanische Grenzen eingehalten werden müssen (schleichen- de Strömung, Couette-Instabilitäten [68]). Alle diese Beschränkungen führen dazu, dass für bestimmte Anwendungen eigene Formen von Viskosimetern gebaut, untersucht und kalibriert werden müssen, um die rheologischen Eigenschaften der eingesetzten Systeme untersuchen zu können. Weitere Grundlagen und Methoden zur Anwendung, Bau und Kalibrierung von unterschiedlichen Viskosimetern finden sich bei [35],[82], [66], [69] und

[37]. Da in einem Biogasfermenter ein drei-phasiges Gemisch vorzufinden ist, muss für dieses spezielle System ein Viskosimeter entwickelt werden. Die Größe der Feststoffe, die sich in Form von Partikeln in diesem Gemisch befinden, kann bis zu 3 cm betragen. Dies muss in der Konstruktion berücksichtigt werden. Durch den Biogasprozess befinden sich auch Anteile von bis zu 20 % Gas im Fluid. Aus diesen Gründen muss das Viskosimeter größer gebaut werden als übliche Viskosimeter. Daher wird das neue Design *Makroviskosimeter* genannt.

5.3 Aufbau und Kalibrierung eines Makroviskosimeters

Um eine numerische Strömungssimulation von Biogasfermentern durchführen zu können, ist es wichtig, das rheologische Verhalten der Flüssigkeiten zu kennen. Da diese Flüssigkeiten eine sehr komplexe Zusammensetzung aufweisen, wie in Kapitel 2 beschrieben, ist es notwendig, ein eigenes Messverfahren zu entwickeln, das dieser Herausforderung gewachsen ist. Herkömmliche Methoden versagen bei der Bestimmung des Verhaltens dieser Flüssigkeiten, vor allem wegen der darin enthaltenen Feststoffe und Gase und wegen der unterschiedlichen Form und Größe der Partikel. Rotationsviskosimeter weisen üblicherweise eine Spaltweite von maximal $\alpha \leq 1.06$ auf, [112], wobei α aus dem Quotienten des Durchmessers des Behälters und des Rotationskörpers gebildet wird. Diese geringe Spaltweite stellt eine erhebliche Einschränkung bei der Anwendung dieses Verfahrens auf Fermentationsflüssigkeiten dar. Dennoch wurde diese Methode gewählt, da die anderen, oben erwähnten Verfahren schwerer auf die vorhandenen Verhältnisse adaptiert werden können als das Prinzip eines Rotationsviskosimeters. Lediglich die Messung des Druckverlustes über einer Blende wurde in die näheren Betrachtungen miteinbezogen. Diese Bauform jedoch erfordert eine erhebliche Größe. Eine Bedingung für die Konstruktion des neuen Viskosimeters war die leichte Transportierbarkeit. Daher wurde beschlossen, das neue Design als Rotationsviskosimeter auszuführen, dadurch wird die Konstruktion kompakter.

5.3.1 Aufbau

Eine Anforderung an das Viskosimeter war die einfache Transportierbarkeit. Um Gewicht zu sparen und um die Konstruktion soweit wie möglich zu vereinfachen, wurde eine Aufhängung mittels Aluminiumprofilen gebaut. Darauf wurden der Behälter und der Antrieb mitsamt dem Rührwerk angebracht. Der Behälter und das Rührwerk wurden aus rostfreiem Stahl der Sorte 1.4371 gefertigt, um Korrosion durch aggressive Medien, wie dem Inhalt von Biogasfermentern, zu vermeiden. Eine Skizze findet sich in Abbildung 5.1, anhand derer die Konstruktion ausgeführt wurde.

Das fertig gebaute Viskosimeter ist in den Bildern 5.2(a) und 5.2(b) zu sehen. In Bild 5.2(a) ist eine Gesamtansicht des Viskosimeters abgebildet. Die Konstruktion lässt sich in den Edelstahlbehälter, den Antrieb, den Rahmen und das Rührwerk. Damit lässt sich das Viskosimeter in einem PKW transportieren. Aufgrund der Ausführung mit Aluminiumprofilen ist das Viskosimeter einfach zusammenzusetzen. In Bild 5.2(b) ist die Aufhängung des Antriebes zu erkennen. Durch mehrfache Verbindungen mit der Aluminiumprofilkonstruktion wurde darauf geachtet, dass das Rührwerk ständig zentriert ist und Schwingungen vermieden werden. Der Antrieb wird mit einer seriellen Schnittstelle über einen PC angesteuert. Über die gleiche Schnittstelle werden die Mess-Signale (Drehmoment, Temperatur und Drehzahl) an den PC ausgegeben. Mittels eines Auswer-

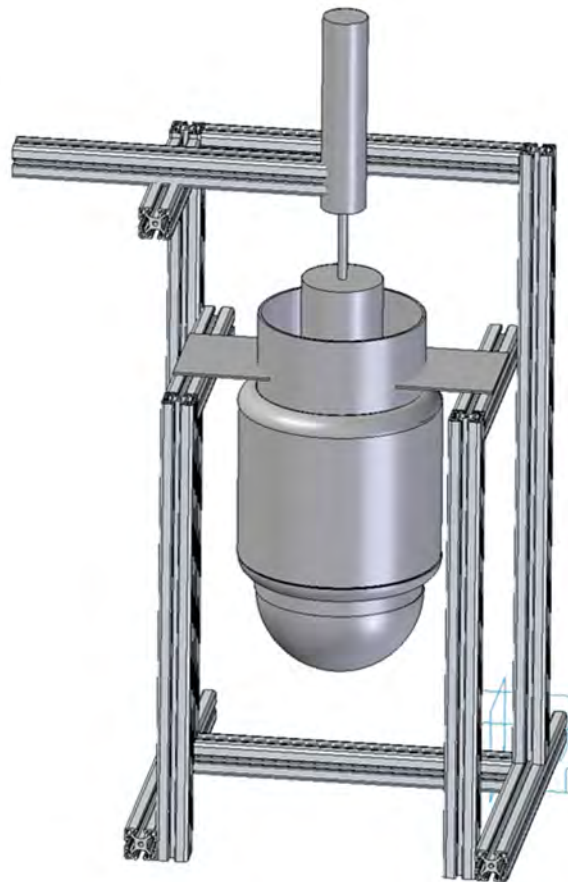


Abbildung 5.1: Schematische Darstellung des Makroviskosimeters



(a) Viskosimeter Gesamtansicht



(b) Viskosimeter, Motoraufhängung

Abbildung 5.2: Ansichten des Viskosimeters

Tabelle 5.1: Spezifikationen des Viskosimeterantriebes

maximales Drehmoment	0.57	Nm
Auflösung	0.0004	Nm
Reproduzierbarkeit	0.004	Nm
minimale Drehzahl	40	U/min
maximale Drehzahl	2000	U/min
Drehzahlunsicherheit	0.1	%
maximale Viskosität	40	Pas
maximale Rührmenge	30	l
PT 100 Temperaturfühler	± 0.1	$^{\circ}C$

teprogrammes können alle Signale online angezeigt, gespeichert und verarbeitet werden. Antrieb, Temperaturfühler, Messwandler, Schnittstelle und das Auswerteprogramm sind Erzeugnisse der Firma HiTech-Zang. Die Spezifikationen finden sich in Tabelle 5.1.

5.3.2 Kalibrierung

Da dieses Viskosimeter eine neue Konstruktion ist, musste eine Methode zur Kalibrierung entwickelt werden. Die Kalibrierung des Makroviskosimeters wurde mit verschiedenen Methoden, von unterschiedlichen Autoren, entwickelt und durchgeführt, um herauszufinden, welche am besten auf diese Bauweise angewendet werden kann. Im Wesentlichen stützt sich die Kalibrierung auf das seit langem bekannte und oftmals erprobte Metzner-Otto Verfahren ([57],[63] und [101]). Dieses Verfahren wurde in den 1950er Jahren entwickelt. Um das Viskosimeter zu kalibrieren, wurde ein numerischer Ansatz herangezogen. Die Auswertung erfolgte bei der numerischen Herangehensweise ebenso mit den Methoden des Metzner-Otto Verfahrens. Die Ergebnisse, die sich aus dieser Kalibrierung ergeben, werden mit mehreren anderen empirischen Zusammenhängen und theoretisch hergeleiteten Gleichungen sowie den Ergebnissen von anderen Autoren verglichen. Die angewendeten Methoden finden sich in Tabelle 5.2.

Tabelle 5.2: Übersicht über verwendete Methoden

	Methoden
1	Metzner-Otto Methode
2	a. Metzner-Otto, Scherratenbestimmung modifiziert nach [50] b. Metzner-Otto, Scherratenbestimmung modifiziert nach [45] c. Metzner-Otto, Scherratenbestimmung modifiziert nach [112]
3	numerische Bestimmung

In den folgenden Kapiteln wird auf diese Methode eingegangen und die daraus entwickelte Vorgehensweise vorgestellt. Das Ziel dabei ist die Kalibrierung des Viskosimeters, um damit zuverlässige Messungen zu erzielen.

5.3.2.1 Metzner-Otto Methode

Die Methode nach Metzner-Otto basiert auf zwei dimensionslosen Kennzahlen, der Reynolds-Zahl und der Newton-Zahl. Die Reynolds-Zahl beschreibt das Strömungsregime während

des Röhrens, Gleichung 5.1.

$$Re = \frac{\rho N D_i^2}{\mu} \quad (5.1)$$

Die Newton-Zahl wird bestimmt über den Leistungseintrag durch das Rührwerk, Gleichung 5.2.

$$Ne = \frac{2\pi M}{\rho N^2 D_i^5} \quad (5.2)$$

$$Ne = \frac{C}{Re^A} \quad (5.3)$$

Durch die Regression mit den beiden Koeffizienten A und C wird das System charakterisiert, zuerst mit einer Newtonschen Flüssigkeit. In diesem Falle wurde Glycerin gewählt. Da diese Gleichung dimensionslos ist, ist sie unabhängig von der Viskosität selbst. Daher kann, sobald die Faktoren A und C bestimmt sind, die Viskosität eines beliebigen, Newtonschen Mediums gemessen werden, indem die Gleichung mit den durch die Regression bekannten Konstanten A und C umgeformt wird. Sie gilt nur für ein bestimmtes vorher festgelegtes Design. Wird das Rührwerk oder die Geometrie des Behälters geändert, muss die Bestimmung der Koeffizienten erneut vorgenommen werden.

$$\eta_a = K \dot{\gamma}^{n-1} \quad (5.4)$$

Die Gleichung 5.4 beschreibt das Verhalten eines scherverdünnenden (pseudoplastischen) Fluids. Dabei nimmt mit steigender Scherrate die Viskosität ab. Dieses Verhalten zeigt sich auch bei den Inhalten in Biogasfermentern [52]. Daher wurde diese Gleichung verwendet, um das nicht-Newtonsche Verhalten darzustellen. Nach der in der Gleichung 5.3 bestimmten Viskosität muss die Scherrate bestimmt werden. Dies kann dabei mit verschiedenen Methoden durchgeführt werden. Die bereits erwähnte Metzner-Otto Methode greift dabei auf Kalibrierflüssigkeiten zurück. In dem schon vorher durch eine Regression bestimmten System werden Flüssigkeiten gerührt, die ein bekanntes nicht-Newtonsches Verhalten haben. Hier wurden drei verschiedene Xanthan-Lösungen mit unterschiedlichen Konzentrationen gewählt. Danach kann durch Umformen der Gleichung 5.4 die Scherrate im System bestimmt werden. Dadurch ist das gesamte System bestimmt. Mit dem Zusammenhang in Gleichung 5.5 kann die Schubspannung bestimmt werden.

$$\eta_a = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = K \dot{\gamma}^{n-1} \quad (5.5)$$

Sobald die Kalibrierung abgeschlossen ist, kann die Metzner-Otto-Konstante k_{MO} bestimmt werden. Sie wird ermittelt aus der Steigung der Geraden, die aus zunehmender Scherrate bei zunehmender Drehzahl gebildet wird.

$$\dot{\gamma} = k_{MO} N \quad (5.6)$$

Eine detaillierte Beschreibung der Vorgehensweise ist in [101] zu finden. Diese Methode weist allerdings auch Schwächen auf. Je stärker das nicht-Newtonsche Verhalten ausgeprägt ist, desto unzuverlässiger werden die Ergebnisse. Bilden sich während des

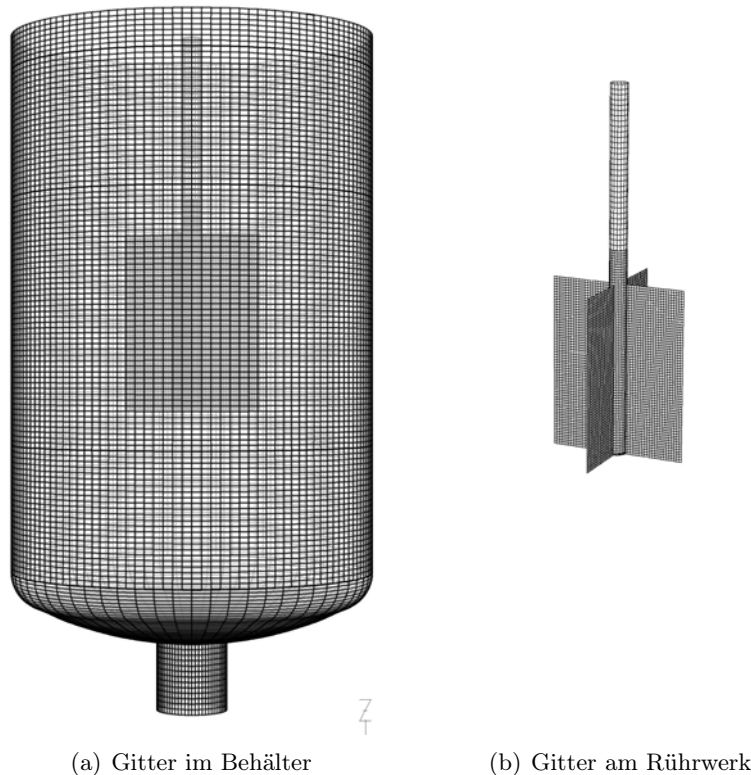


Abbildung 5.3: Ansichten des Viskosimeters im numerischen Modell

Rührens starke Wirbel, kann diese Methode nicht mehr angewandt werden. Sobald die freie Oberfläche des gerührten Mediums eine Trombe bildet, kann die Methode ebenfalls nicht angewandt werden. Dabei müsste zusätzlich die Froude-Zahl als dimensionslose Größe in die Kalibrierung miteinbezogen werden. Diese findet aber in der Kalibrierung nach Metzner-Otto keine Anwendung.

5.3.2.2 CFD-Methode

Die Metzner-Otto Methode wurde durch numerische Simulationen überprüft. Dabei wurden, um die Systemkonstanten A und C zu bestimmen, 144 Simulationen mit einem Newtonschen Medium durchgeführt (Kapitel 5.3.2.1). Die grundlegenden Gleichungen für die numerische Simulation wurden bereits in Kapitel 4 erläutert. Hier wird das geometrische Modell vorgestellt (Abbildung 5.3(a) und Abbildung 5.3(b)).

Das Modell wurde mit 720000 hexahedralen Zellen erstellt. Um die Bewegung des Rührwerkes zu simulieren, wurde die Sliding-Mesh-Methode verwendet (Kapitel 4.4). In der Umgebung des Rührwerkes sind die Zellen sehr fein. Sie werden in Richtung zur Wand des Behälters gröber. Dadurch ist es möglich, die Zellenanzahl zu reduzieren und dennoch die Strömung am Rührerblatt abzubilden.

Die freie Oberfläche wurde mit dem VoF Modell berechnet. Angaben dazu finden sich in Kapitel 4.8. Es wurde ein laminarer Solver für den Bereich $Re \leq 10$ verwendet. Darüber wurde mit dem k- ϵ -RNG Turbulenzmodell gerechnet.

Alle 144 Fälle wurden mit einem Newtonschen Medium gerechnet, in denen die Viskosität in den Bereichen 0.8 Pas bis 3 Pas variiert und die Drehzahl von 125 U/min auf

400 U/min erhöht wurde. Die Begrenzung von 400 U/min ergibt sich aus vorher schon genannten Einschränkungen. Ab dieser Drehzahl beginnt sich eine deutliche Trombe zu bilden. Die Viskosität wurde in Schritten von 0.2 Pas geändert, die Drehzahl in Schritten von 25 U/min . Das ergibt 144 Fälle, mit denen die Leistungscharakteristik des Systems bestimmt und die Regression durchgeführt werden kann, um die Koeffizienten A und C zu bestimmen.

Weiters wurden 36 Fälle mit nicht-Newtonschem Verhalten berechnet. Dabei wurden die Viskositäten der Kalibrierflüssigkeiten aus Kapitel 5.3.2.1 verwendet.

Die nicht-Newtonsche Viskosität wurde dabei implementiert, wie es in Kapitel 4.1 beschrieben ist.

Das Drehmoment und die Scherrate wurden mit FLUENT® ermittelt. Die Ergebnisse wurden im Anschluss mit den anderen Methoden verglichen.

5.3.2.3 Andere Methoden

Die erste hier vorgestellte Methode bezieht sich rein auf die physikalischen Zusammenhänge zwischen dem volumetrischen Leistungseintrag und der Viskosität. Die hier vorgestellten Gleichungen wurden in der Arbeit von [50] gründlich erarbeitet.

$$\frac{P}{V} = \tau \dot{\gamma} \quad (5.7)$$

In Gleichung 5.7 wird der Zusammenhang zwischen Leistungseintrag, Viskosität und der Schubspannung hergestellt.

$$\dot{\gamma} = \left(\frac{1}{\mu} \frac{P}{V} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (5.8)$$

Gleichung 5.8 gibt den Zusammenhang zwischen dem volumetrischen Leistungseintrag und der Scherrate bei einem Newtonschen Medium wieder.

$$\dot{\gamma} = \left(\frac{1}{K} \frac{P}{V} \right)^{\frac{1}{n+1}} \quad (5.9)$$

Unter Einbeziehung der Gleichung 5.5 kann man den volumetrischen Leistungseintrag, abhängig von der Scherrate in einem nicht-Newtonschen Medium beschreiben. Diese Vorgehensweise wird mit P/V bezeichnet. Die Arbeit von [45] hingegen setzt, um die Scherrate berechnen zu können, auf die geometrischen Einflüsse, die sich aus dem System ergeben. Diese Gleichungen werden durch empirische Untersuchung bestimmt. Diese Methode wurde nach Bowen benannt.

$$\dot{\gamma} = 4.2N \left(\frac{D_i}{D_T} \right)^{0.3} \left(\frac{D_i}{W} \right) \quad (5.10)$$

Die Autoren [112] nutzen die bekannte Relation zwischen Drehzahl und Scherrate in einem schmalen Spalt (Gleichung 5.11) und erweitern diese durch experimentelle Ergebnisse unterstützt, zu einem Verfahren aus, das auch bei großen Spaltweiten eingesetzt werden kann, Gleichung 5.12. Diese Methode wurde von Martínez-Padilla beschrieben.

$$\dot{\gamma} = \left(\frac{\alpha^2 + 1}{\alpha^2 - 1} \right) N \quad (5.11)$$

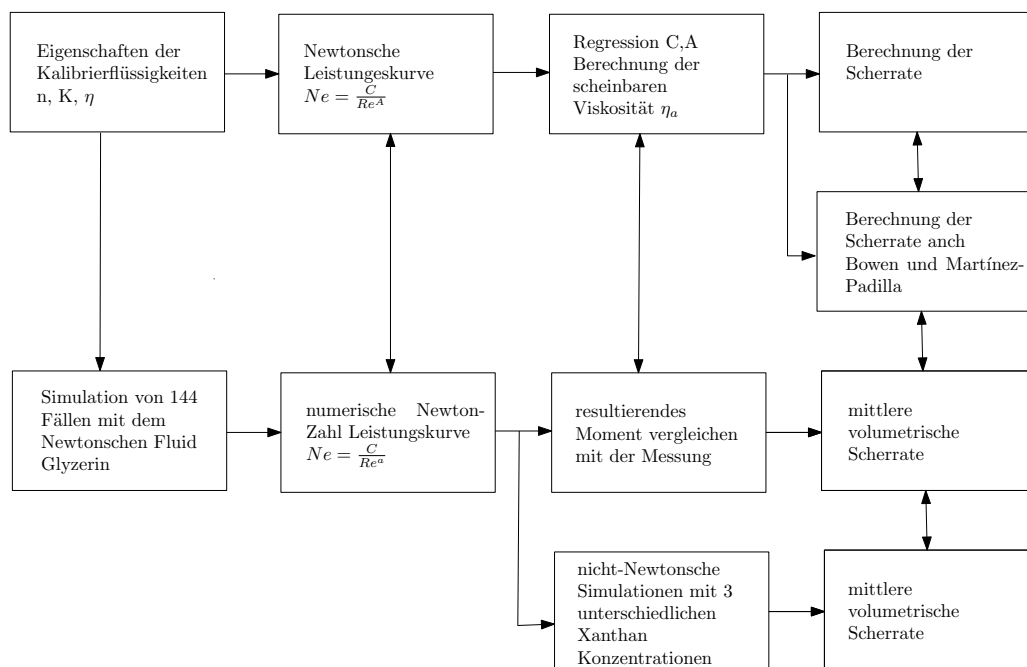


Abbildung 5.4: Übersicht über das Kalibrierverfahren

$$\dot{\gamma} = \left[\frac{2}{n 2^{1/n}} \left(\frac{\alpha^2 + 1}{\alpha^2 - 1} \right)^{\frac{1}{n}} \right] N \quad (5.12)$$

In Abbildung 5.4 wird der Ablauf der Kalibrierung schematisch dargestellt. Dies soll einen Überblick über das gesamte Verfahren geben.

5.4 Ergebnisse

5.4.1 Ergebnisse der analytischen Viskosimetrie

Um die Viskosität der gewählten Kalibrierflüssigkeit bestimmen zu können, wurde ein Rotationsviskosimeter der Firma proRheo ausgewählt. Die Bezeichnung des Viskosimeters ist Rheomat 180R. Die Vorgehensweise der Messungen der Kalibrierflüssigkeiten entspricht dem Verfahren, wie es in den Normen DIN 53019-1 [113] und 53019-2 [114] sowie in der DIN 1342-3 [115] für nicht-Newtonsche Flüssigkeiten festgelegt ist. Dieses Viskosimeter wurde ausgewählt, da es sich um ein Rotationsviskosimeter handelt. Das Messprinzip gleicht somit dem des neu entworfenen Viskosimeters. Das verhindert, dass sich die Methode selbst auf das Kalibrierverfahren auswirkt. Die Ergebnisse, die mit dem analytischen Viskosimeter erreicht wurden, sind in Tabelle 5.3 dargestellt. Es wurden, wie weiter oben erklärt, drei unterschiedliche Xanthan-Lösungen verwendet, 0.25 w%, 0.35 w% und 0.55 w%. Dies Lösungen weisen ein pseudoplastisches Verhalten auf, wie die Inhalte von Biogasfermentern ([54], [60] und [65]). Die Ergebnisse aus den Viskositätsmessungen wurden den Arbeiten anderer Autoren gegenüber gestellt.

In Tabelle 5.3 finden sich die Ergebnisse der analytischen Viskosimetrie. Dabei aufgeführt sind die Abweichungen der Koeffizienten aus der vorliegenden Arbeit im Vergleich

Tabelle 5.3: Übersicht über die Kalibrationsflüssigkeiten

Xanthan	García-Ocha [65]	Abweichung [%]	López et. al. [54]	Abweichung [%]	vorliegende Arbeit
K 0.25 w%	0.702	36.64			1.108
n 0.25 w%	0.314	-16.29			0.270
K 0.35 w%	1.648	-3.58			1.591
n 0.35 w%	0.253	9.64			0.280
K 0.55 w%	6.322	-14.63	7.580	-37.44	5.515
n 0.55 w%	0.163	-6.25	0.130	-1.56	0.128

zu den beiden anderen Arbeiten. Alle Messungen wurden in einem Thermostaten, bei einer konstanten Temperatur von 20°C durchgeführt. Es ist klar ersichtlich, dass vor allem Abweichungen bei den Konsistenzfaktoren, K , auftreten. Die Fließkoeffizienten, n , werden allerdings, besonders bei den höheren Xanthan-Anteilen, sehr gut abgebildet. In den Diagrammen 5.5 bis 5.7 sind diese Ergebnisse graphisch dargestellt.

Da die Konsistenzfaktoren unterschiedlich sind, ist die Viskosität im Bereich kleiner Scherraten unterschiedlich. Jedoch lassen sich ab einer Scherrate von 20 Pas keine Unterschiede mehr feststellen. Die analytischen Messungen der Viskosität, die in dieser Arbeit durchgeführt wurden, genügen also, um die rheologischen Eigenschaften der Kalibrierflüssigkeiten zu bestimmen. Die Ergebnisse wurden dann eingesetzt, um das Makroviskosimeter zu kalibrieren.

5.4.2 Ergebnisse Makroviskosimeter

5.4.2.1 Ergebnisse der Kalibrierung

Im Folgenden werden die Ergebnisse der Kalibration mit den verschiedenen Methoden vorgestellt. Zuerst wird auf die Auswertung des Drehmomentes und der Leistungscharakteristik aus den Simulationen und aus den Messungen eingegangen, da sie in der Kalibration den ersten Schritt darstellen.

In Diagramm 5.8 ist das Drehmoment aus den Messungen und Simulationen mit einem Newtonschen Medium (Glyzerin) dargestellt. Wie vorher schon erläutert, wurden die Simulationen bei bestimmten diskreten Viskositätswerten durchgeführt. Die Viskosität aus den Messungen beträgt 1.27 Pas aus der ersten und 0.957 Pas aus der zweiten Messung. Diese Werte wurden mit dem vorher beschriebenen handelsüblichen Viskosimeter ermittelt. Die zweite Messung wurde zwei Monate nach der ersten durchgeführt. Es wird vermutet, dass in dieser Zeit das Glyzerin Wasser aus der Umgebung aufgenommen hat. Das erklärt die geringere Viskosität bei der zweiten Messung. Die Temperatur betrug bei beiden Messungen 20°C , konstant gehalten durch einen Thermostaten, DIN 1342 Teil 2 [116].

Die Messungen wurden verglichen mit den Ergebnissen aus der numerischen Simulation bei konstanten Viskositäten von 1 beziehungsweise 1.2 Pas . Die Messungen wurden mit dem Makroviskosimeter (Kapitel 5.3.1) durchgeführt und mit dem in Kapitel 5.3.2.2

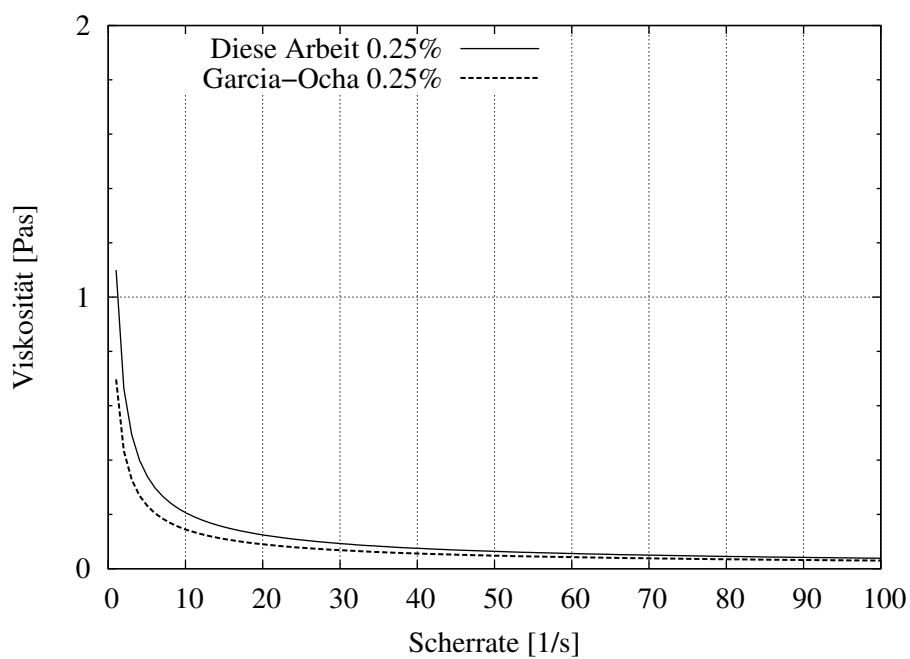


Abbildung 5.5: Vergleich der analytischen Viskosimetrie für die Xanthan Lösung 0.25 w%

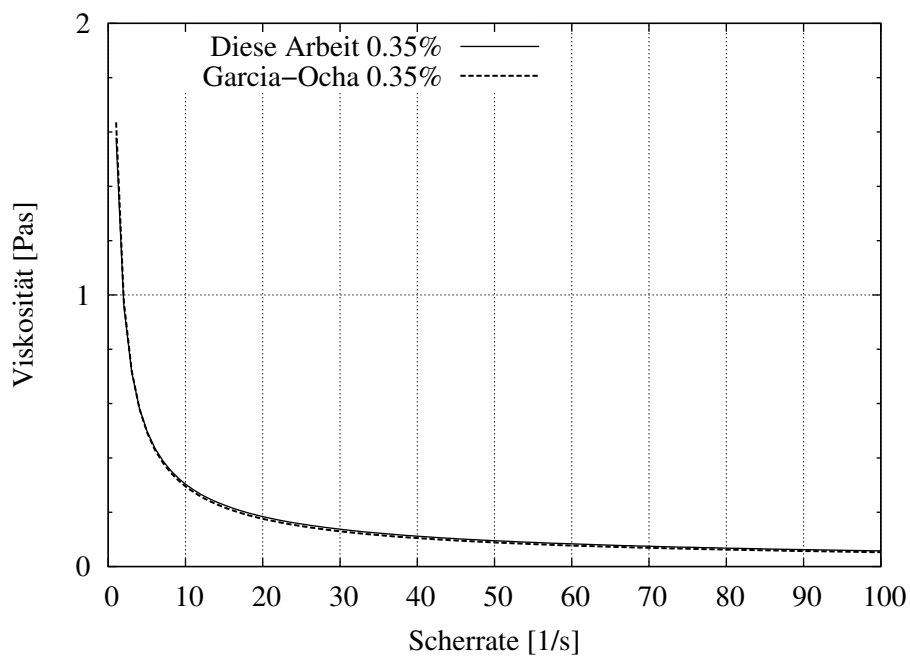


Abbildung 5.6: Vergleich der analytischen Viskosimetrie für die Xanthan Lösung 0.35 w%

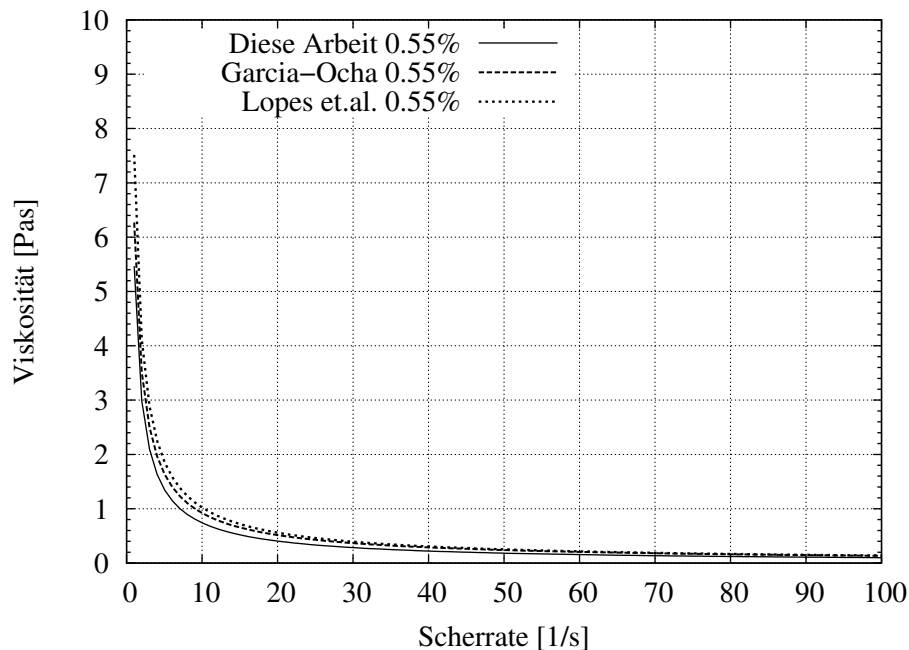


Abbildung 5.7: Vergleich der analytischen Viskosimetrie für die Xanthan Lösung 0.55 w%

beschriebenen Modell verglichen.

Klar ersichtlich ist, dass die Messungen im Makroviskosimeter gut mit den Ergebnissen aus den numerischen Simulationen übereinstimmen, siehe Diagramm 5.8. Es gibt dazwischen Ausreißer. Es konnte nicht geklärt werden, woher diese stammen. Selbst beim Wiederholen der Simulation wurden die gleichen Resultate erzielt. Es ist zu beobachten, dass die Unterschiede bei größeren Drehzahlen zunehmen. Dies ist vermutlich auf das Turbulenzmodell zurückzuführen. Die Drehzahl kann jedoch nicht über 400 U/min gesteigert werden, da sich ab diesem Wert eine Trombe entwickelt, welche die Messungen verfälscht. Daher ist diese Entwicklung begrenzt.

Die Leistungskurve, die sich daraus ergibt, ist in Diagramm 5.9 dargestellt. Sie wurde mit den Gleichungen 5.1 und 5.3 berechnet. Die Abweichungen zwischen Simulation und Messung treten hier deutlicher hervor. Die geringen Unterschiede des Drehmomentes bewirken eine deutlich unterschiedliche Leistungscharakteristik. Dennoch ist bei beiden Verfahren der Übergang des Strömungsregimes von laminar zu turbulent bei einer Reynolds-Zahl von 10 sehr gut zu sehen. Die beiden Messungen der Leistungscharakteristik stimmen nahezu exakt überein. Daher kann davon ausgegangen werden, dass die Reproduzierbarkeit der Ergebnisse, zumindest in den Messungen, sehr hoch ist. Die Koeffizienten nach der Regression ergeben sich nach den Messergebnissen zu $A = 0.3766$ und $C = 56.891$. Die Koeffizienten, die mit der numerischen Methode ausgewertet wurde, ergeben $A_{num} = 0.4013$ und $C_{num} = 60.176$. Hier ist klar ersichtlich, dass für Newtonsche Medien die Leistungscharakteristik mit numerischen Methoden ermittelt werden kann.

In Diagramm 5.10 sind die Ergebnisse der Simulation und Messung mit nicht-Newtonschen Medien dargestellt. Die Eigenschaften der Medien wurden aus Tabelle 5.3 beziehungsweise den Diagrammen 5.5 bis 5.7 entnommen. Besonders bei kleinen Xanthan

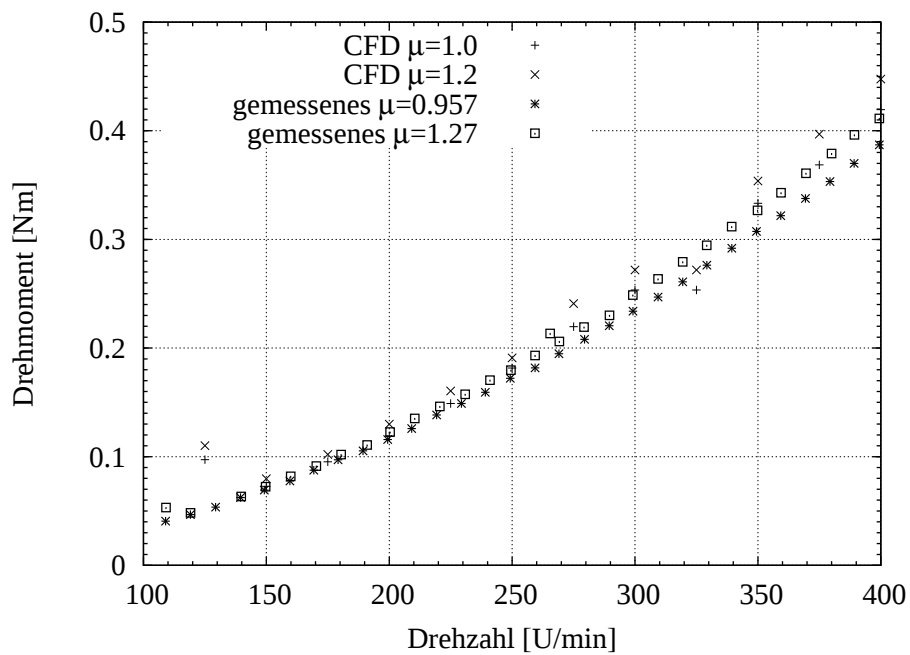


Abbildung 5.8: Vergleich des Drehmoments bei Newtonschen Fluiden

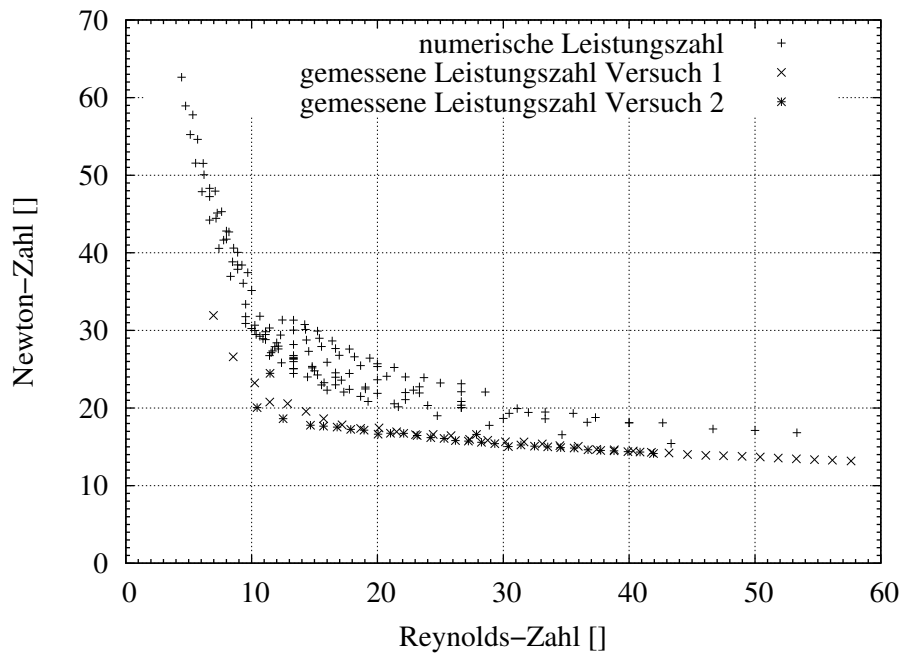


Abbildung 5.9: Vergleich der Leistungs-Zahl bei Newtonschen Fluiden

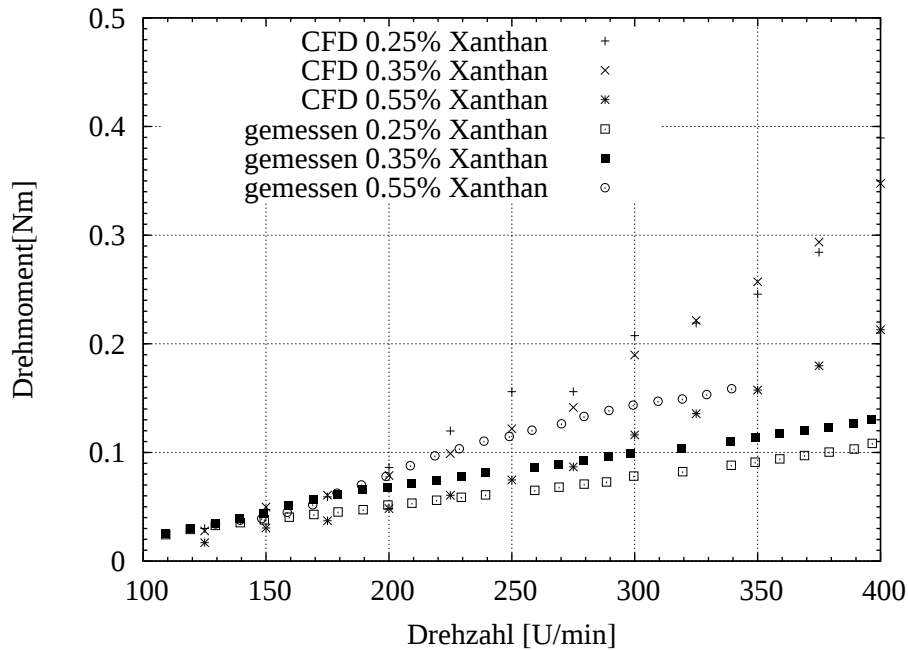


Abbildung 5.10: Vergleich des Drehmoments bei nicht-Newtonschen Fluiden

Anteilen unterscheiden sich die Messungen erheblich von den Ergebnissen der numerischen Simulation. Bei einem Xanthan Anteil von 0.55 w% sind die Unterschiede allerdings nicht ausgeprägt. Auf die Ursachen dieser Abweichung wird später noch eingegangen.

Die Unterschiede in den Drehmomentverläufen sind in der nicht-Newtonschen Leistungscharakteristik noch deutlicher zu sehen. Auch darauf wird in späteren Untersuchungen genauer eingegangen.

Der zweite Teil beschäftigt sich mit der Bestimmung der Scherrate. Die verschiedenen Methoden, die dabei eingesetzt werden, sind in den Kapiteln 5.3.2.1 bis 5.3.2.3 beschrieben. Die numerisch ermittelte Scherrate ist eine volumetrische Mittelung über das Volumen, das vom Rührer eingenommen wird, sowie über das Volumen des Spaltes zwischen Rührer und Behälterwand. Da, wie oben gezeigt wurde, die Abweichung bei kleineren Xanthan Anteilen größer war, wurden hier vor allem diese Fälle betrachtet. Eindeutig ersichtlich ist, dass die Metzner-Otto Methode die Scherraten im Vergleich zu allen anderen Methoden beträchtlich überschätzt. Die Schwierigkeiten, die hier zum Tragen kommen, wurden bereits in Kapitel 5.3.2.1 beschrieben. Die P/V Methode und die CFD Ergebnisse stimmen sehr gut überein. Die Methoden nach Bowen und Martínez-Padilla zeigen sehr geringe Scherraten. Da CFD-Simulationen bei der Berechnung der Geschwindigkeitsfelder in solch einfachen Fällen sehr zuverlässig sind und dieses Ergebnis von einer anderen Methode unterstützt wird, wird die Metzner-Otto Konstante mit diesen beiden Werten ermittelt. Sie ergibt sich zu $k_{MO} = 10.03$. In [101] wird beschrieben, dass Rührwerke dieser Art eine k_{MO} zwischen 10 und 13 aufweisen. Daher können die Ergebnisse als gesichert angesehen werden.

Da es bei der Bestimmung der Scherrate zwischen den Methoden deutliche Unterschiede gibt, wird die Strömung im Behälter genauer untersucht.

In den Bildern 5.13 bis 5.15 ist die Strömung durch Pfadlinien dargestellt. Es wurden drei repräsentative Drehzahlen, 125, 250 und 400 U/min ausgewählt. Die Abbildungen

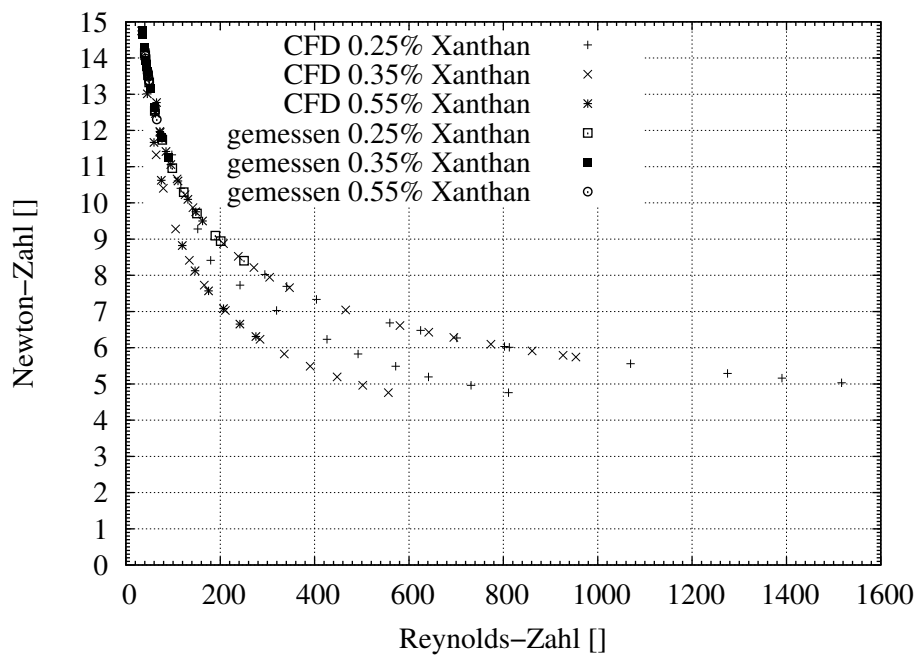


Abbildung 5.11: Vergleich der Leistungs-Zahl bei nicht-Newtonschen Fluiden

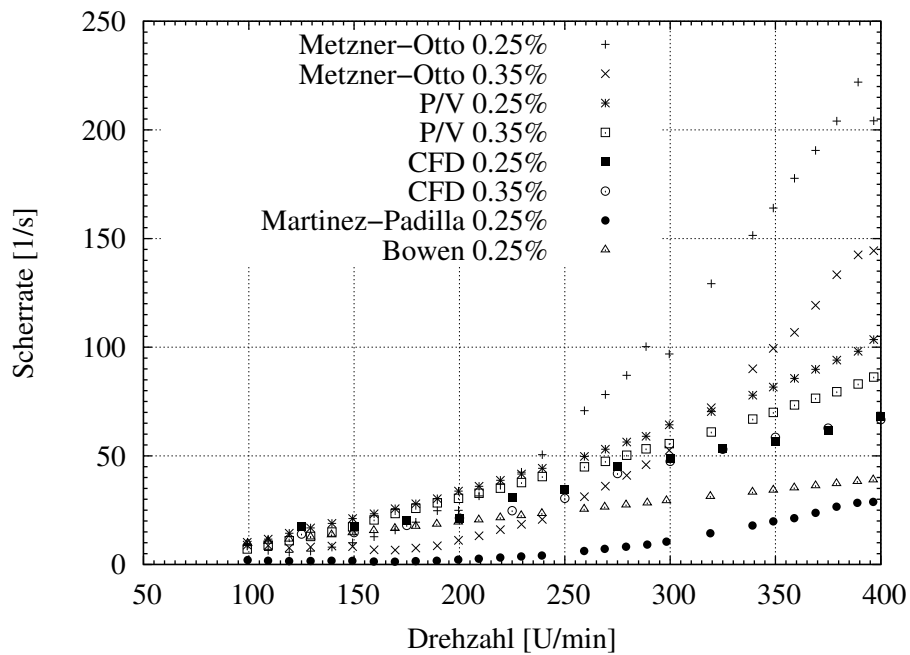


Abbildung 5.12: Vergleich der Scherrate bei nicht-Newtonschen Fluiden

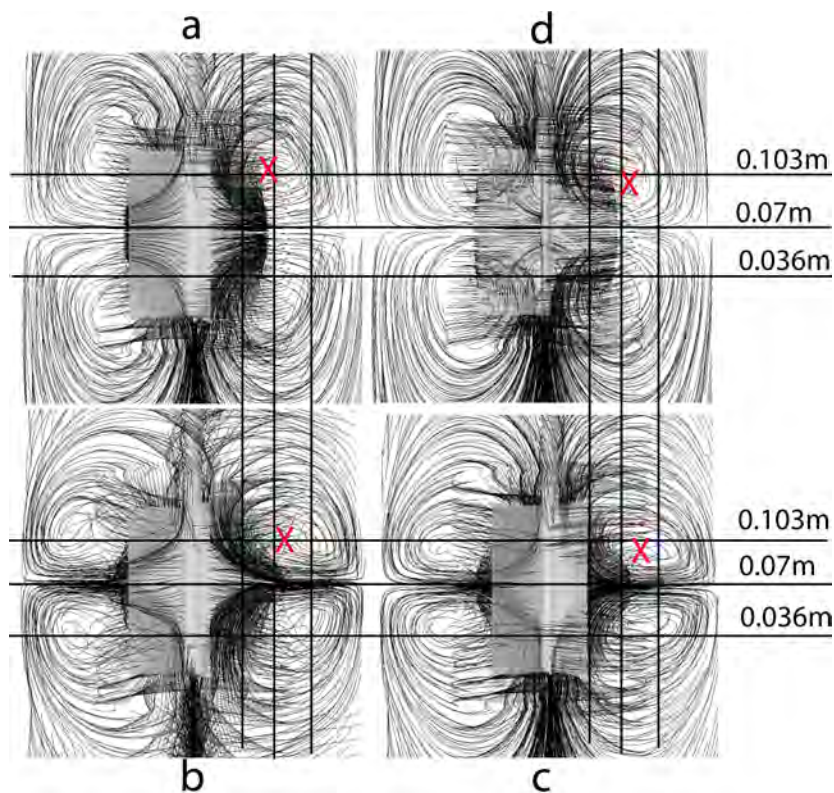


Abbildung 5.13: Vergleich der Wirbel in Glyzerin (a), Xanthan 0.25 % (b), Xanthan 0.35 % (c) und Xanthan 0.55 % (d) für 125 U/min

zeigen deutlich die durch die Geometrie des Rührers hervorgerufenen Wirbel. Diese Wirbel entsprechen dem Muster, das bei einem radialen Rührwerk erwartet wird. Es zeigt sich jedoch, dass, sobald sich das rheologische Verhalten von dem eines Newtonschen Mediums unterscheidet, das Wirbelzentrum nicht an der gleichen Position bleibt. Das verändert die Scherratenverteilung im Spalt. Dabei muss weiters noch beachtet werden, dass diese Wirbel nicht stationär sind, sondern sich mit der Drehfrequenz mitdrehen. Im Behälter herrschen somit sehr komplexe Strömungsverhältnisse.

Je stärker das nicht-Newtonsche Verhalten ausgeprägt ist, desto mehr verschiebt sich das Zentrum. Die Wirbel flachen ab und das Zentrum bewegt sich vom Mittelpunkt der oberen Blatthälfte in Richtung des Zentrums des Blattes. Diese Abflachung wird durch die höhere Viskosität in Bereichen niedrigerer Scherraten hervorgerufen. Durch die hohe Viskosität steigt die Dissipation in diesen Bereichen, sodass die Wirbel deformiert werden. Die Bereiche der niedrigen Scherraten sind oberhalb beziehungsweise unterhalb der horizontalen Symmetrieebene der Rührerblätter. Daher wird das Zentrum der Wirbel in Richtung Mitte verschoben. Das ruft eine im Vergleich zu einem Newtonschen Medium veränderte Scherratenverteilung hervor. Dies wird in späteren Diagrammen weiter verdeutlicht. Das ist der Grund, warum selbst bei kleinen Drehzahlen und besonders bei stark ausgeprägten Wirbeln die Bestimmung der Scherraten nach Metzner-Otto versagt. Diese Methode kann nur für schleichende Strömungen angewandt werden.

Die folgenden Diagramme beschäftigen sich nun mit der Scherratenverteilung im Spalt. Dazu wurden dieselben Drehzahlen, wie oben erwähnt, ausgewählt. In Abbildung 5.16 findet sich eine Skizze, welche die Auswertung illustrieren soll. Zu sehen ist ein entlang der Symmetrieebene geteiltes Blatt des Rührwerkes. Dazu finden sich die Koordinaten der

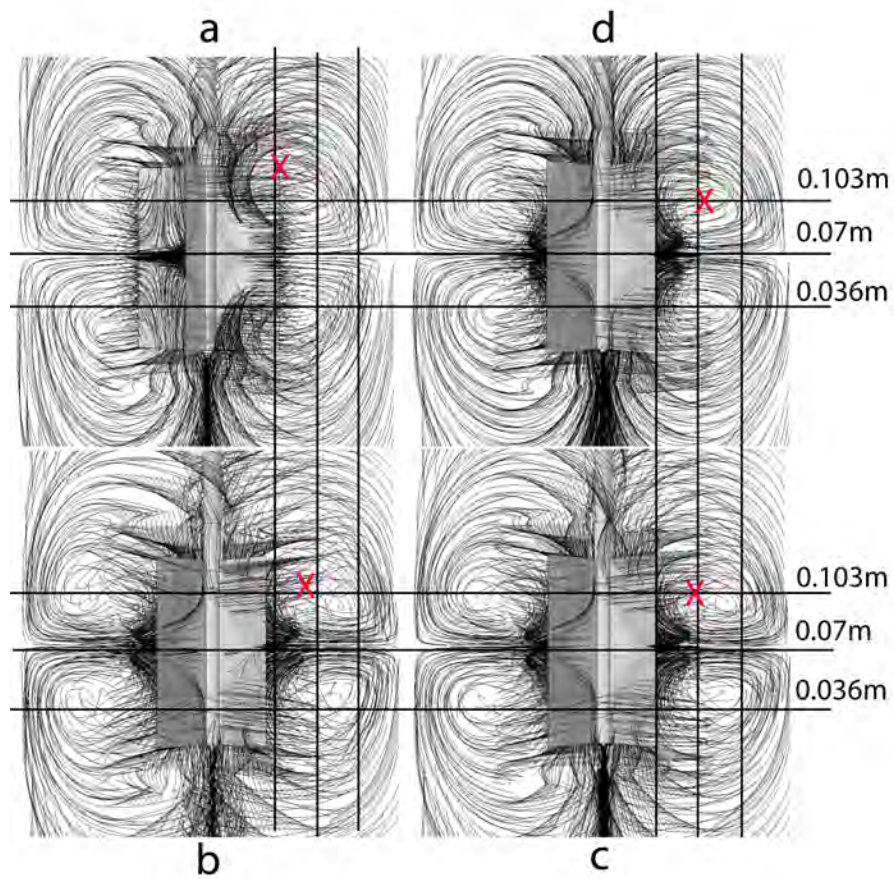


Abbildung 5.14: Vergleich der Wirbel in Glyzerin (a), Xanthan 0.25 % (b), Xanthan 0.35 % (c) und Xanthan 0.55 % (d) für $250 U/min$

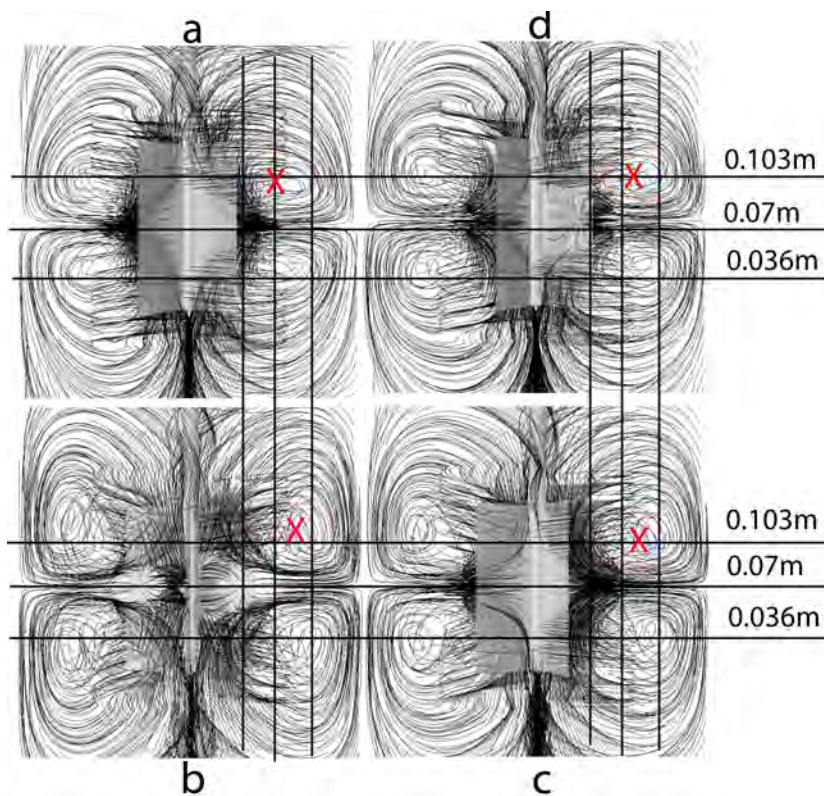


Abbildung 5.15: Vergleich der Wirbel in Glyzerin (a), Xanthan 0.25 % (b), Xanthan 0.35 % (c) und Xanthan 0.55 % (d) für 400 U/min

einzelnen Punkte. Um die Scherrate im Spalt abzubilden, wurden die Werte entlang der horizontalen Linien bei den Koordinaten 0.036 , 0.07 und 0.103 m abgebildet. Die Linie bei 0.07 m teilt das Rührerblatt in eine Ober- und eine Unterhälfte. Die Linien bei 0.07 und bei 0.103 m teilen die obere und untere Hälfte. Diese Koordinaten wurden gewählt, da sich hier die wichtigsten Punkte der Wirbel befinden. Der Abstand zur Drehachse ist dimensionslos dargestellt.

In den Diagrammen 5.17 bis 5.19 sind die Scherratenverteilungen aller Kalibrierflüssigkeiten bei den drei ausgewählten Drehzahlen zu finden. Alle Werte wurden entlang der z -Koordinate 0.07 m aufgetragen. Man kann, wie erwartet starke Unterschiede zwischen dem Verhalten eines Newtonschen und eines nicht-Newtonschen Mediums erkennen. Durch das Verschieben der Wirbelzentren wird die Strömung in der Mitte des Rührerblattes stärker beschleunigt. Daher nehmen hier an der Behälterwand die Scherkräfte deutlich zu. Bei einem Newtonschen Medium, wie hier Glyzerin, ist dies nicht der Fall. Dieses Verhalten wird umso ausgeprägter, je höher die Drehzahl des Rührwerkes eingestellt wird. Bei einer Drehzahl von 125 U/min sind die Auswirkungen des nicht-Newtonschen Verhaltens noch nicht dramatisch, Bild 5.17. Steigt die Drehzahl jedoch an, Bild 5.18 und 5.19, tritt das unterschiedliche Verhalten der nicht-Newtonschen Flüssigkeiten deutlich hervor. Interessant ist auch, dass sich das Maximum der Scherrate nicht am Ende des Rührerblattes befindet. Für die nicht-Newtonschen Medien liegt das Maximum immer bei etwa dem halben Radius des Rührwerkes. Das deutet darauf hin, dass sich das Medium zwischen den Blättern nicht wie ein starrer Körper verhält.

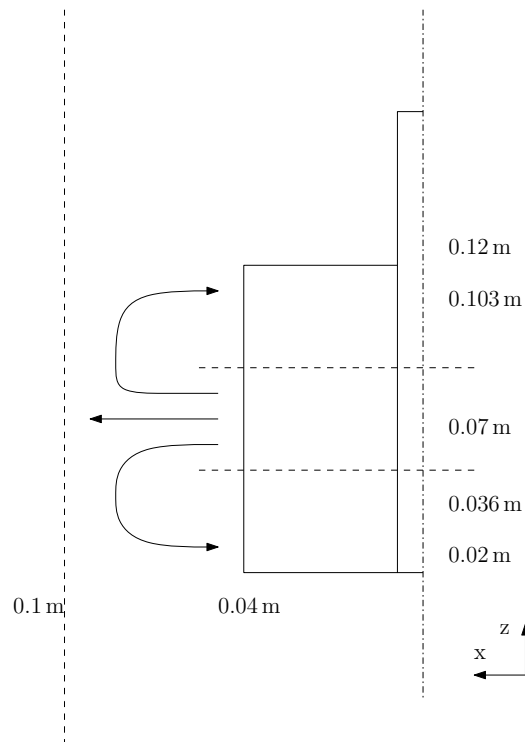
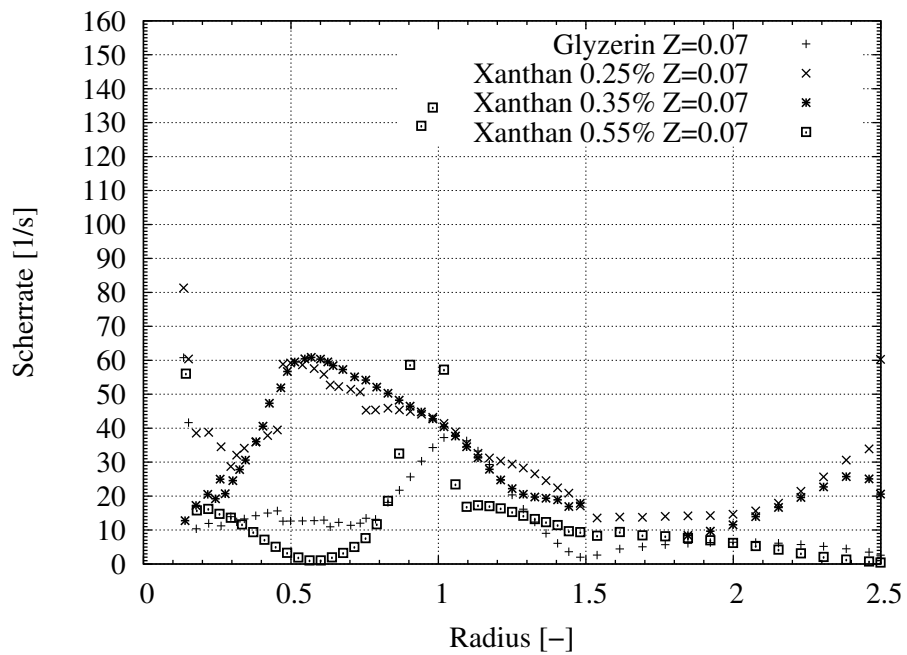


Abbildung 5.16: Skizze des Rührerblattes

Abbildung 5.17: Vergleich der Scherratenprofile über den dimensionslosen Radius des Rührwerkes, 125 U/min , $Z = 0.07 \text{ m}$

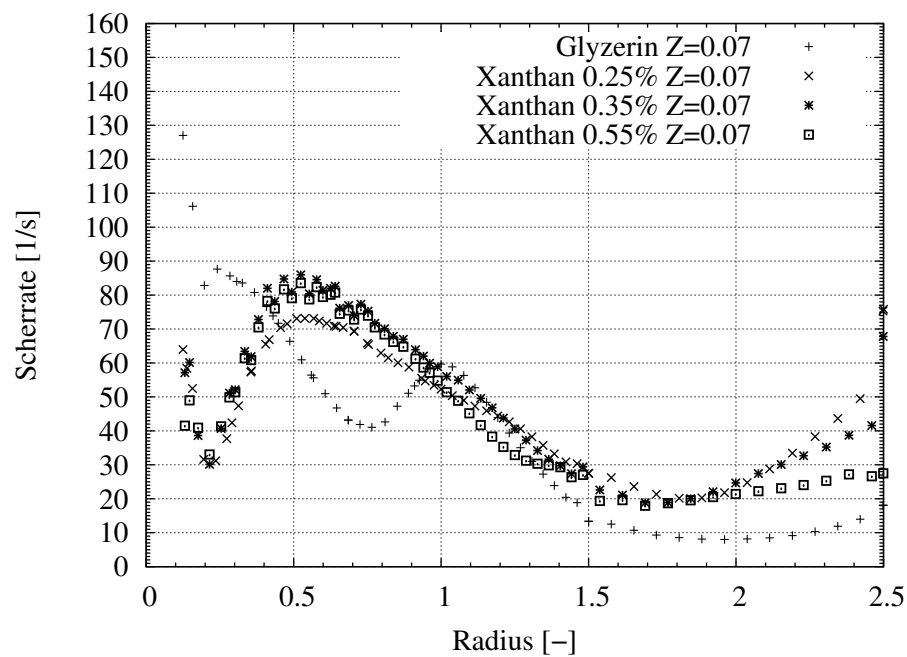


Abbildung 5.18: Vergleich der Scherratenprofile über den dimensionslosen Radius des Rührwerkes, $250 U/min$, $Z = 0.07 m$

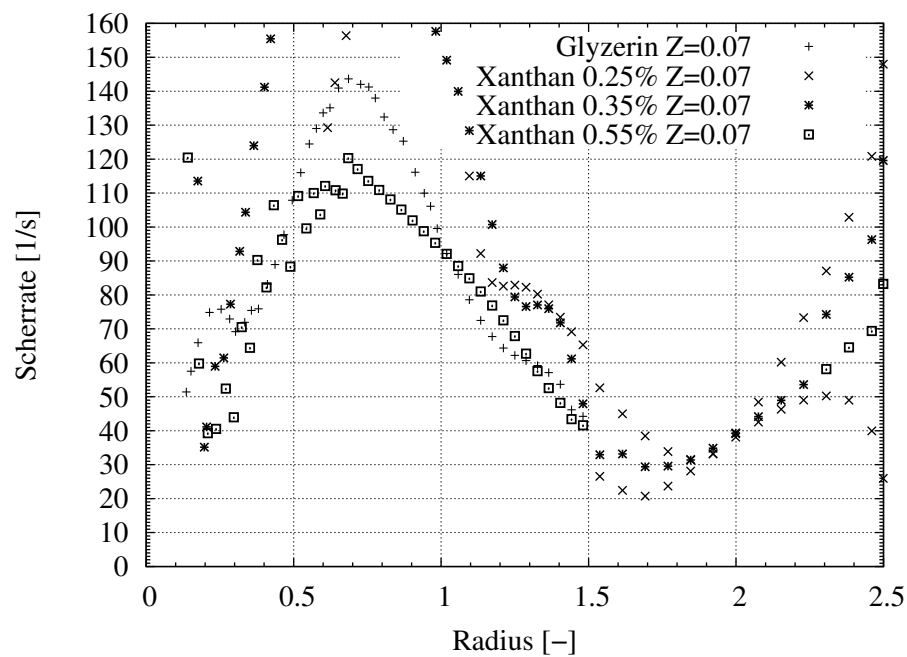


Abbildung 5.19: Vergleich der Scherratenprofile über den dimensionslosen Radius des Rührwerkes, $400 U/min$, $Z = 0.07 m$

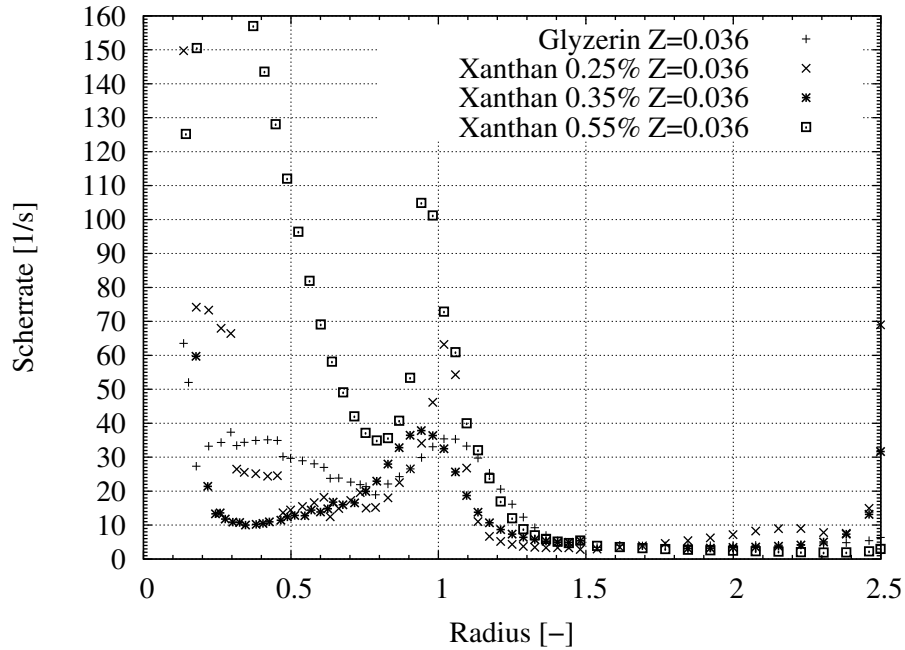


Abbildung 5.20: Vergleich der Scherraten-Profile über den dimensionslosen Radius des Rührwerkes, 125 U/min , $Z = 0.036 \text{ m}$

In den Diagrammen 5.20 bis 5.22 ist die Scherraten-Verteilung aller Kalibrierflüssigkeiten abgebildet bei den Drehzahlen 125 , 250 und 400 U/min und der Z -Koordinate 0.036 m . Hier ist zu sehen, dass sich das Verhalten der vier Lösungen erst bei hohen Drehzahlen zu unterscheiden beginnt. Allen gemeinsam ist das unterschiedliche Verhalten zu einem Newtonschem Fluid. Bei allen ist der Anstieg der Scherrate an der Behälterwand zu beobachten. Die Ergebnisse, die innerhalb eines Radius ≤ 1 liegen, zeigen teilweise keine deutliche Tendenz. Es wurde erwartet, dass sich das Fluid, das sich zwischen den Rührerblättern befindet, quasi wie ein Festkörper verhält, der sich mit den Blättern mit bewegt. Diese Annahme kann damit endgültig ausgeschlossen werden. Es zeigt sich, dass das nicht-Newtonsche Medium zwischen den Rührerblättern eine Beschleunigung in radialer Richtung erhält. Daher ist hier die Scherrate auch deutlich erhöht, wie es in allen Zonen der Fall ist, wo Flüssigkeiten stark beschleunigt oder gebremst werden. Jedoch ist die Scherratenverteilung im Spalt zwischen den Medien ähnlicher als in der Mitte des Rührerblattes. Durch die Verschiebungen der lokalen Minima und Maxima sieht man die Verschiebung der Wirbelzentren, die schon in den Bildern 5.13 bis 5.15 gezeigt und erklärt wurde.

Um die Untersuchungen zu vervollständigen wird weiters noch die Geschwindigkeit im Spalt betrachtet. Es ist dabei auf die gleiche Weise vorgegangen worden wie bei der Auswertung der Scherrate. Der Radius wurde ebenso mit dem Radius des Rührwerkes dimensionslos gemacht. In den Abbildungen 5.23 bis 5.25 wurde die Geschwindigkeit des Newtonschen Mediums derjenigen der Xanthan-Lösungen bei der z -Koordinate 0.07 m gegenübergestellt. Das Geschwindigkeitsmaximum befindet sich exakt am äußersten Durchmesser des Rührwerkes. Im Inneren der Rührerblätter werden die Medien radial beschleunigt, bis sie das Ende des Rührerblattes erreichen. Danach fällt die Geschwindigkeit schnell ab auf 0 an der Behälterwand. Interessant ist hier, dass sich die

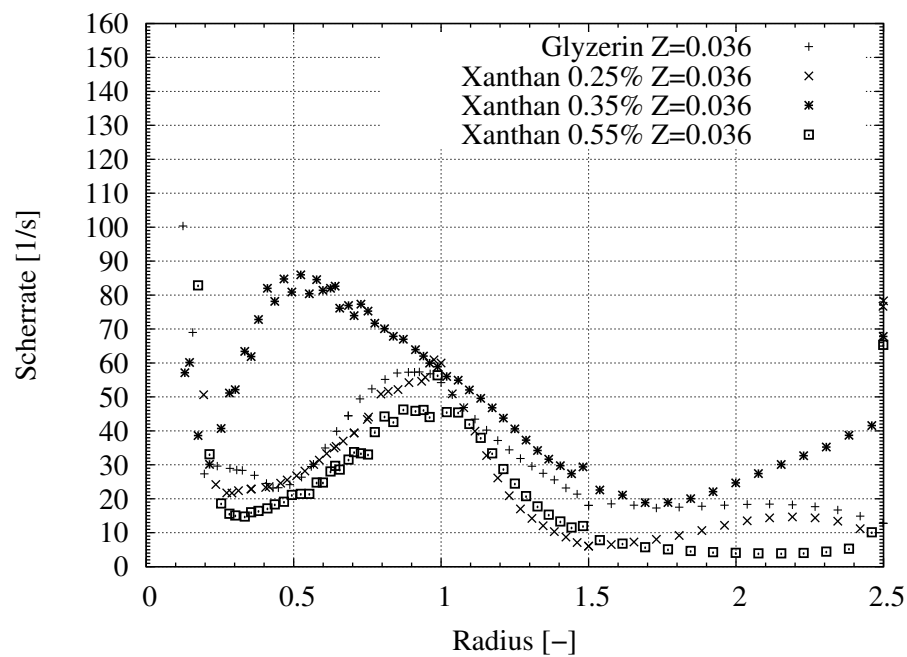


Abbildung 5.21: Vergleich der Scherraten-Profile über den dimensionslosen Radius des Rührwerkes, 250 U/min , $Z = 0.036\text{ m}$

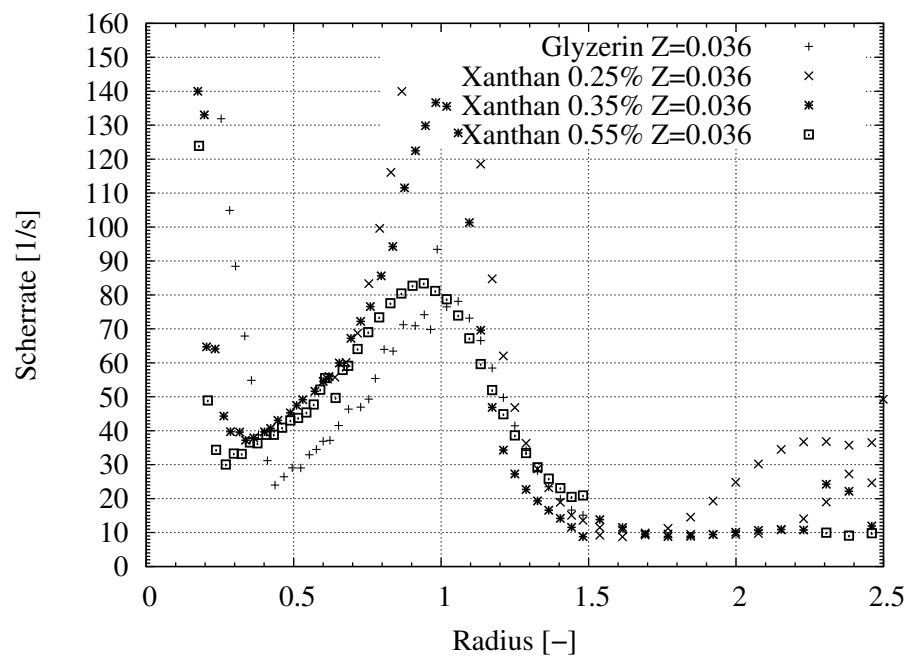


Abbildung 5.22: Vergleich der Scherraten-Profile über den dimensionslosen Radius des Rührwerkes, 400 U/min , $Z = 0.036\text{ m}$

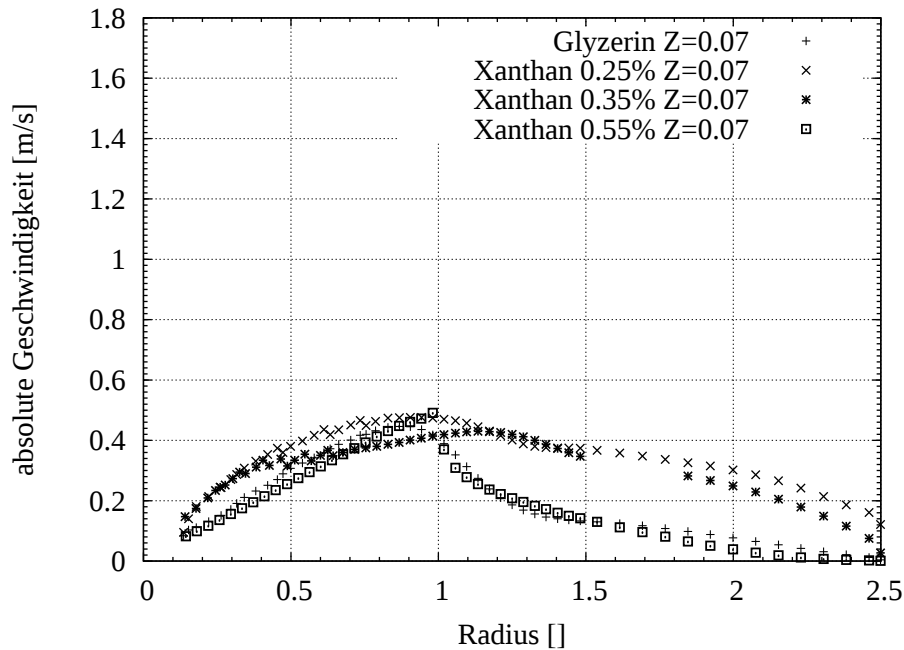


Abbildung 5.23: Vergleich des Geschwindigkeits-Profiles über den dimensionslosen Radius des Rührwerkes, 125 U/min

Geschwindigkeitsprofile des Glyzerins und der Xanthan-Lösung mit 0.55 % sehr ähnlich sind. Das ist auch schon in Abbildung 5.17 zu sehen. Dieses Verhalten kommt daher, dass diese Xanthan-Lösung eine sehr hohe Viskosität hat, genauso wie Glyzerin, die beiden anderen Xanthan-Lösungen jedoch eine deutlich geringere Viskosität aufweisen. Daher ist der Geschwindigkeitsabfall im Spalt nicht so rapide wie bei den beiden anderen Kalibrierflüssigkeiten. Erhöht man die Drehzahl auf 250 beziehungsweise 400 U/min (Abbildungen 5.24 und 5.25), beginnen sich Unterschiede herauszubilden, genauso wie vorhin bei der Auswertung der Scherratenprofile. Bei 400 U/min unterscheiden sich die Profile schon merklich.

Abschließend kann gesagt werden, dass die Bestimmung der Scherrate bei diesem komplexen Strömungsverhältnissen die herausforderndste Aufgabe bei der Kalibrierung des Makroviskosimeters war. Die Strömungsverhältnisse sind sehr komplex, daher ist auch die Scherratenverteilung nicht leicht zu deuten. Qualitative Aussagen kann man am besten treffen bei der Betrachtung der Pfadlinienplots in den Abbildungen 5.13 bis 5.15. Durch die Auswertung der Scherratenprofile entlang von Linien kann zwar nur eine Momentaufnahme eines instationären Feldes gemacht werden. Allerdings lassen sich daraus quantitative Aussagen über die Scherrate im Behälter treffen. Überraschend ist, dass die Auswertung mit der P/V Methode sehr genau den numerischen Ergebnissen entspricht. Da diese Gleichung sehr allgemein ist, wurde erwartet, dass diese Methode nicht geeignet sein wird, die Scherraten über den gesamten Drehzahlbereich akkurat abzubilden. Die nur durch den volumetrischen Energieeintrag bestimmte Scherrate hat sich dennoch als eine sehr zuverlässige Methode die Scherrate zu bestimmen herausgestellt. Sie kann ohne weiteres angewandt werden falls CFD Methoden nicht zur Verfügung stehen. Um die Scherrate zu bestimmen, wurde der Mittelwert dieser beiden Methoden ermittelt und herangezogen. Die Metzner-Otto Konstante, die mit dieser Kalibrierung ermittelt wurde,

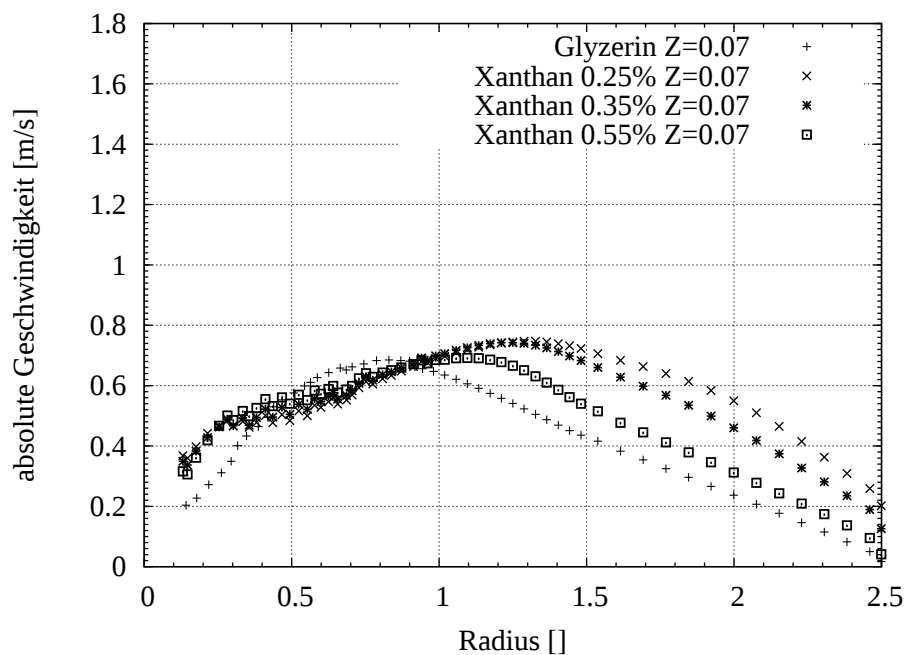


Abbildung 5.24: Vergleich des Geschwindigkeits-Profiles über den dimensionslosen Radius des Rührwerkes, 250 U/min

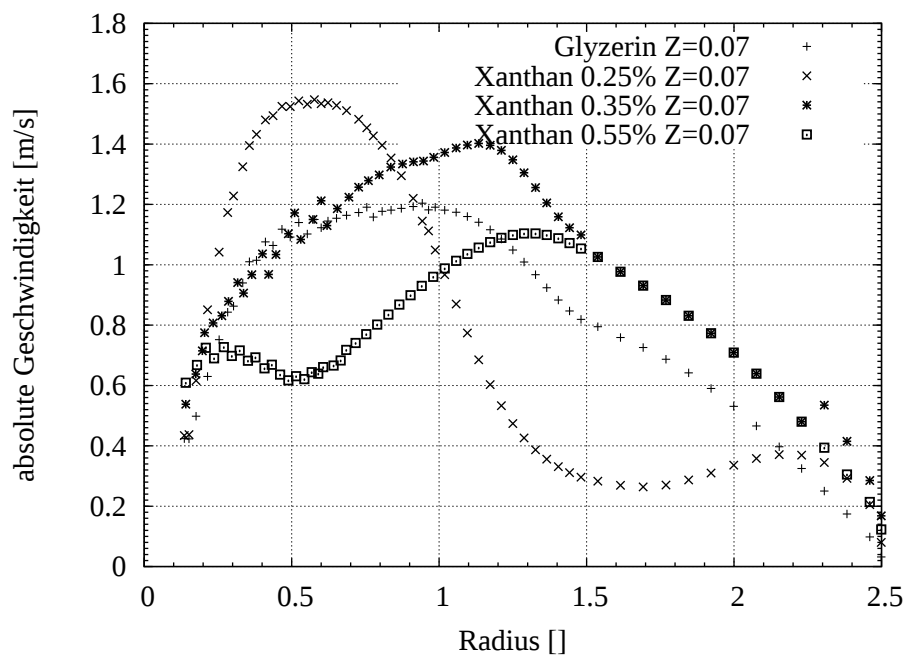


Abbildung 5.25: Vergleich des Geschwindigkeits-Profiles über den dimensionslosen Radius des Rührwerkes, 400 U/min

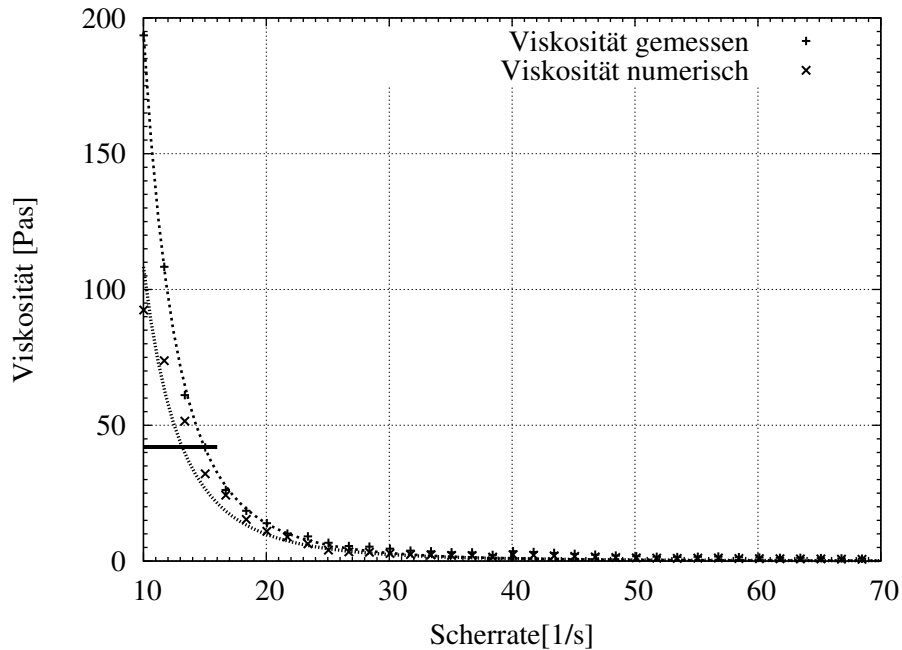


Abbildung 5.26: Viskosität in der BGA Strem, mit den Randbedingungen für die Simulation

stimmt mit Literaturwerten sehr gut überein.

5.4.2.2 Viskosität in den Anlagen Reidling und Strem

Nach der Kalibrierung wurde die Viskosität der Fermenterinhalt der beiden Anlagen bestimmt. Bei der Messung der Viskosität wurde die Temperatur der Medien im Behälter konstant auf der Temperatur in den Anlagen gehalten, in Reidling 39°C , in Strem 49.5°C . Die Temperierung erfolgte über den Behältermantel, der an einen Thermostaten angeschlossen wurde. Die maximale Temperaturschwankung bei allen Messungen betrug 1°C . Die Temperatur wurde durch ein PT 100 Sensor gemessen und die Werte zur Überwachung aufgezeichnet. Das Anfahren der Messpunkte erfolgte automatisch, nachdem die Software des Viskosimeters eingestellt wurde. Ein Durchlauf über den gesamten Drehzahlbereich von 100 U/min bis 400 U/min dauerte 60 Minuten. Die Drehzahl wurde dabei in 5 U/min Intervallen erhöht. An jedem Punkt wurde die Drehzahl eine Minute konstant gehalten. Um einen stationären Zustand sicherstellen zu können, wurde, vor Beginn der Aufzeichnung der Messwerte, ein zusätzliches Intervall von 20 s voran gestellt. Aus dem aufgezeichneten Drehmoment wurde der Mittelwert ermittelt und zur Auswertung herangezogen. Alle Messungen erfolgten auf Basis der gleichen Vorgehensweise.

In Diagramm 5.26 ist die nicht-Newtonsche Viskosität des Fermenterinhalt der BGA Strem zu sehen. Gegenübergestellt werden hier die Ergebnisse, wie sie sich aus der Kalibrierung mit den Messwerten ergibt, sowie die Kalibrierung mit rein numerischen Methoden. Man sieht, dass das Verhalten sowohl mit numerischen als auch mit den anderen Methoden gut abgebildet wird. Die Unterschiede zwischen den beiden Methoden sind sehr gering. Prinzipiell ist festzustellen, dass das nicht-Newtonsche Verhalten sehr ausgeprägt ist. Für die numerische Modellierung, die in den Fermentersimulationen implementiert wurde, ist die Viskosität unterhalb einer Scherrate von 15 1/s konstant gehalten worden.

Tabelle 5.4: Übersicht über die Koeffizienten der Viskosität in der BGA Strem

	n	Fehler n	K	Fehler K
	[-]	[%]	[Pas ⁿ]	[%]
gemessen	-2.8081	± 1.2	1251196	± 9.8
CFD	-2.4591	± 5.1	311630	± 4.5

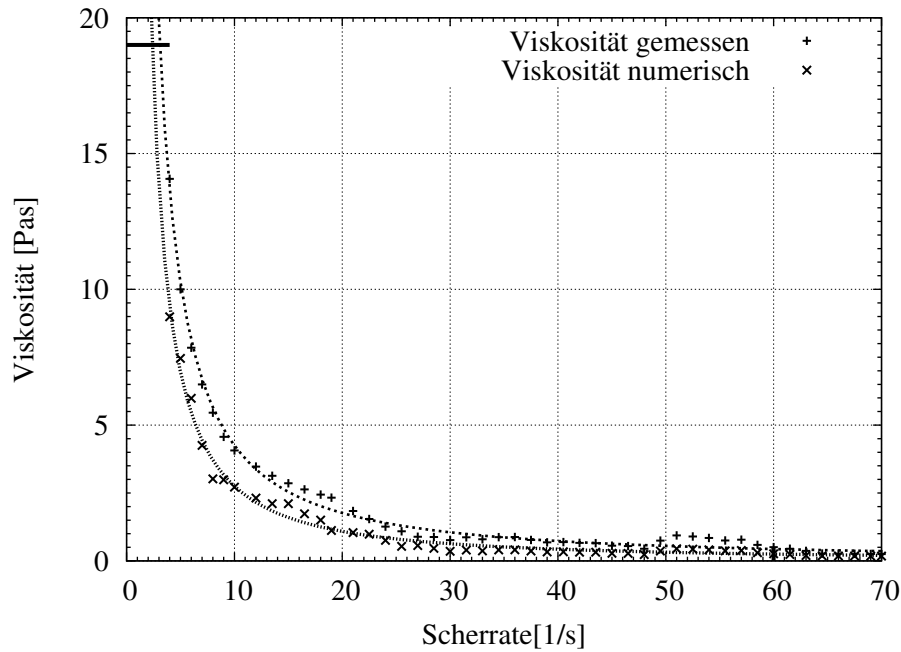


Abbildung 5.27: Viskosität in der BGA Reidling, mit den Randbedingungen für die Simulation

Ab einer Scherrate von 60 1/s wird die Viskosität nicht weiter verringert. Der scherratenabhängige Verlauf wird durch die Gleichung 5.13

$$\eta_a = 1251196 \dot{\gamma}^{-2.8081-1} \quad (5.13)$$

angenähert. Für die Simulation wurde der sich aus den Messungen ergebende Verlauf implementiert.

$$\eta_a = 311630 \dot{\gamma}^{-2.4590-1} \quad (5.14)$$

Die Koeffizienten die sich aus der Kalibrierung mit numerischen Methoden ergeben, sind in Gleichung 5.14 dargestellt.

In Tabelle 5.4 findet sich eine Übersicht zu den Koeffizienten und der Regression.

In Diagramm 5.27 ist die scherratenabhängige Viskosität des Fermenterinhalt in der Anlage Reidling zu sehen. Das Verhalten ist hier nicht so ausgeprägt wie in Strem, dennoch ist ein deutlich scherratenabhängiges Verhalten zu beobachten. Für die numerische Modellierung wurde die Viskosität unterhalb einer Scherrate von 5 1/s konstant

Tabelle 5.5: Übersicht über die Koeffizienten der Viskosität in der BGA Reidling

	n	Fehler n	K	Fehler K
	[-]	[%]	[Pas ⁿ]	[%]
gemessen	-0.2703	± 0.02	79.263	± 2.9
CFD	-0.3321	± 0.03	59.925	± 3.3

gehalten. Ab einer Scherrate von 60 1/s wird die Viskosität nicht weiter verringert. Der Verlauf wird mit der Funktion in Gleichung 5.15

$$\eta_a = 79.263\dot{\gamma}^{-0.2703-1} \quad (5.15)$$

abgebildet. Der Verlauf, der sich aus der numerischen Kalibrierung ergibt, ist in Gleichung 5.16 zu finden. Beide entsprechen, wie erwartet, dem Verhalten eines pseudoplastischen Fluides. Für die Fermentersimulationen wurde der Verlauf, der sich aus den Messungen ergibt, zur Modellierung verwendet.

$$\eta_a = 59.925\dot{\gamma}^{-0.3321-1} \quad (5.16)$$

In Tabelle 5.5 findet sich die Übersicht zu den Koeffizienten der Viskosität im Fermenter der BGA Reidling.

5.4.2.3 Viskosität der künstlichen Phasen

Auf die Identifizierung der Phasen wurde schon in Kapitel 2.6 eingegangen. Es wurden für beide Anlagen Messungen bei 39 °C und bei 49.5 °C gemacht, um auch Temperaturunterschiede anschaulich zu machen. Sehr interessant dabei ist, dass sich in der BGA Reidling die filtrierte Phase wie ein Newtonsches Medium verhält. Die Einstellungen und Drehzahlbereiche am Viskosimeter waren dabei ident wie in Kapitel 5.4.2.2. Theoretisch sollte die Gesamtviskosität wieder gleich der gewichteten Summe der einzelnen Viskositäten der Phasen sein. Das konnte allerdings nicht bestätigt werden. Das ist ein Hinweis darauf, dass nicht nur Feststoffe für das nicht-Newtonsche Verhalten der Fermenterinhalt verantwortlich sind, sondern auch noch andere Faktoren eine Rolle spielen. Diese konnten jedoch im Rahmen dieser Arbeit nicht identifiziert werden. Dennoch wurde für die Mehrphasensimulation der BGA Reidling das Ergebnis in Diagramm 5.28 und für die BGA Strem das Ergebnis aus Diagramm 5.29 als Randbedingung eingesetzt. Die genaue Vorgehensweise dazu findet sich in Kapitel 4.8. Die Koeffizienten, die sich aus den Diagrammen ergeben, finden sich in den Tabellen 6.1 und 6.2 in den Kapiteln 6.6.1 und 6.6.3.

5.4.3 Trockensubstanzabhängige Viskosität

Um den Einfluss des TS-Gehaltes auf das viskose Verhalten zu verstehen, wurden Messung an Proben vorgenommen, die an einer frisch gestarteten Biogasanlage entnommen wurden (). Die Proben wurden über mehrere Wochen aus dem Fermenter gezogen. Hier

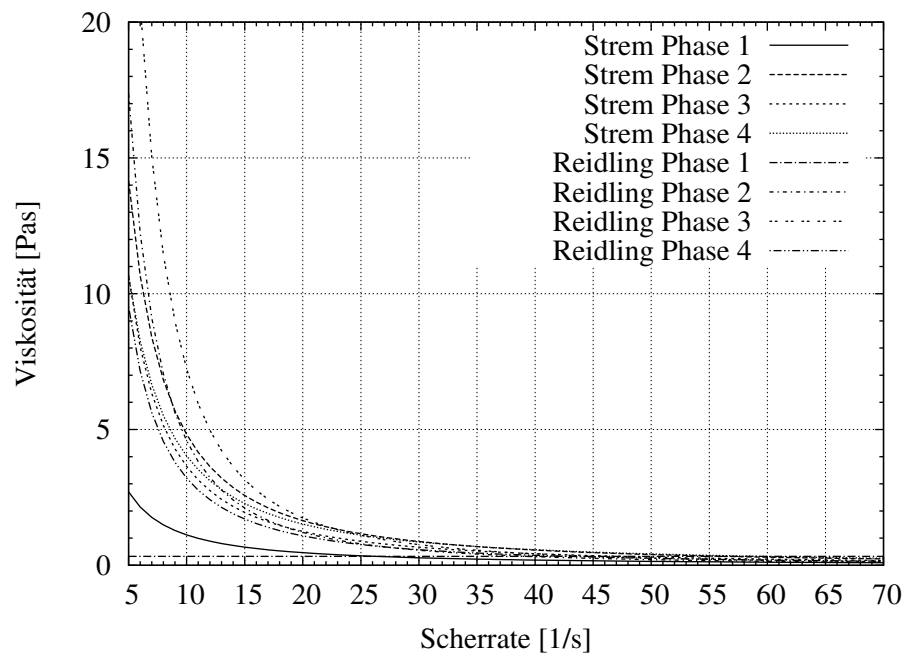


Abbildung 5.28: Viskosität der einzelnen Phasen bei 39°C

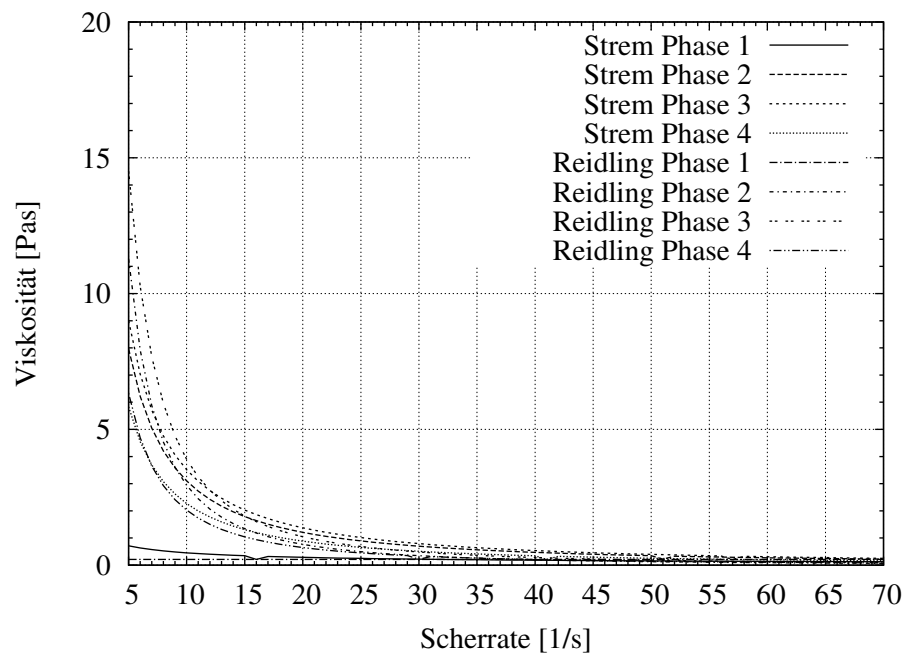


Abbildung 5.29: Viskosität der einzelnen Phasen bei 49.5°C

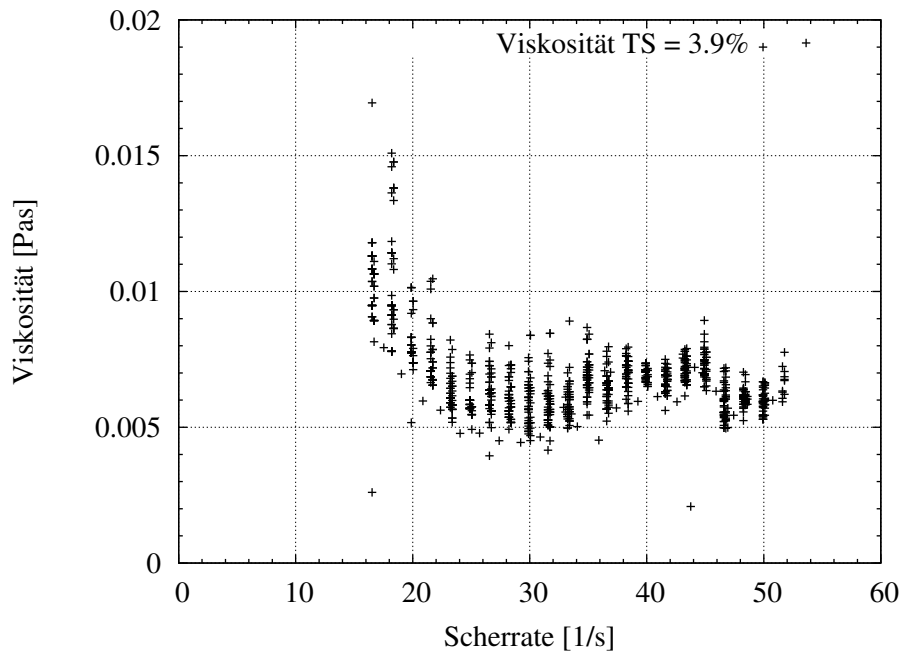


Abbildung 5.30: Viskosität bei einem TS Gehalt von 3.9 %

sind vier Ergebnisse dargestellt die über einen grösseren Trockensubstanzgehalt verteilt sind.

In Diagramm 5.30 ist das viskose Verhalten bei einem TS-Gehalt von 3.9 % dargestellt. Man kann sehen, dass das Verhalten eindeutig Newtonsch ist. Lediglich in sehr kleinen Scherraten-Bereichen ist eine kleine Steigerung der Viskosität zu bemerken. Dies rührt allerdings aus größeren Ungenauigkeiten bei kleineren Drehzahlen.

Bei einem TS-Gehalt von 4.5 %, wie in Bild 5.31 zu finden, ist ebenfalls noch ein Newtonsches Verhalten zu beobachten. Die Viskosität ist von durchschnittlich 0.006 *Pas* auf 0.008 *Pas* gestiegen. Der Einfluss der Trockensubstanz auf die Viskosität ist in diesem Bereich sehr groß. Die Fermenterflüssigkeit hat bei diesem TS-Gehalt eine Viskosität, die acht mal größer ist als von Wasser.

Bei einer Steigerung des TS-Gehaltes auf 5 % steigt die mittlere Viskosität auf etwa 0.009 *Pas*. Auch hier ist noch keine Änderung zu einem nicht-Newtonschen Verhalten zu bemerken, wie in Bild 5.32 zu sehen ist.

Erst bei einem TS-Gehalt von 6.2 % macht sich der Beginn des nicht-Newtonschen Verhaltens bemerkbar. Die Viskosität steigt bei kleinen Scherraten auf 0.1 *Pas*. Somit ist bei einer kleinen Änderung des TS-Gehaltes bei diesen Konzentrationen eine erhebliche Änderung des viskosen Verhaltens zu beobachten. Dies wird auch in der Literatur bestätigt. In der Arbeit von [52] wird beschrieben, dass sich ein nicht-Newtonsches Verhalten der Fermenterflüssigkeiten bei einem TS-Gehalt von 6 % einstellt. Damit ist ein weiterer Beweis erbracht worden, dass die Kalibrierung des neuen Viskosimeters erfolgreich war, da diese Erkenntnis mit dem Makroviskosimeter nachvollzogen werden konnte.

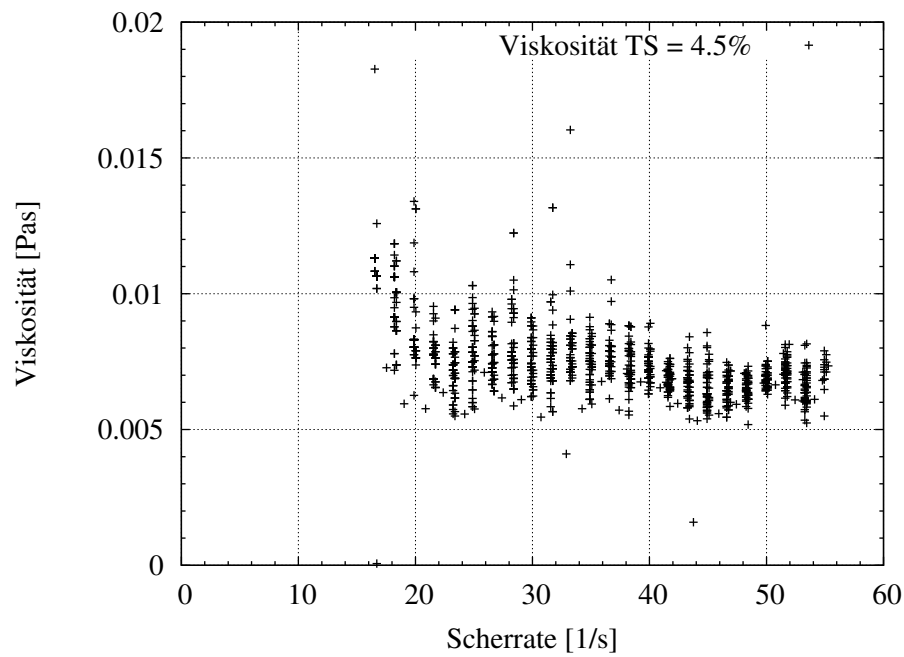


Abbildung 5.31: Viskosität bei einem TS Gehalt von 4.5 %

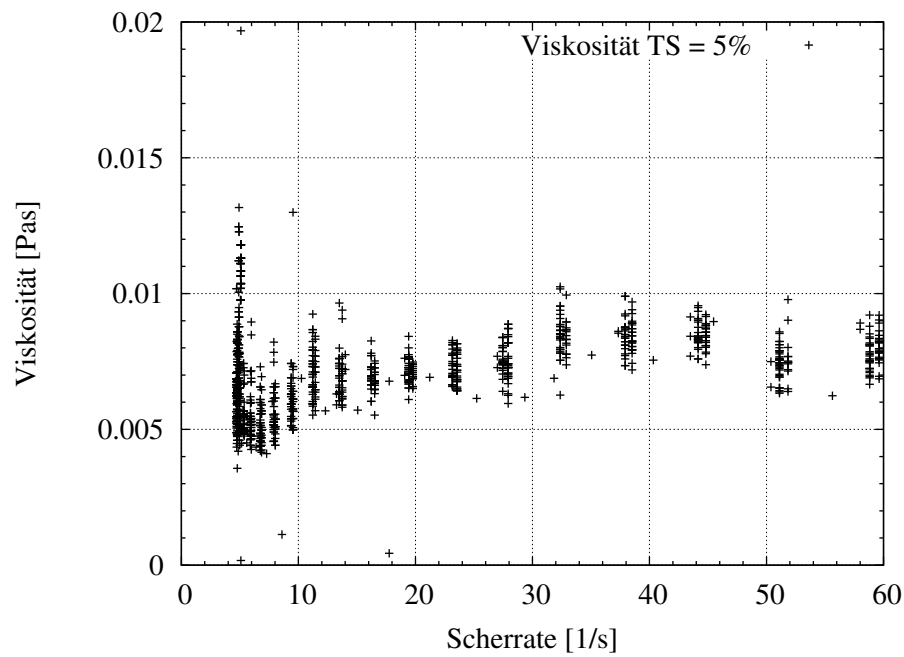


Abbildung 5.32: Viskosität bei einem TS Gehalt von 5 %

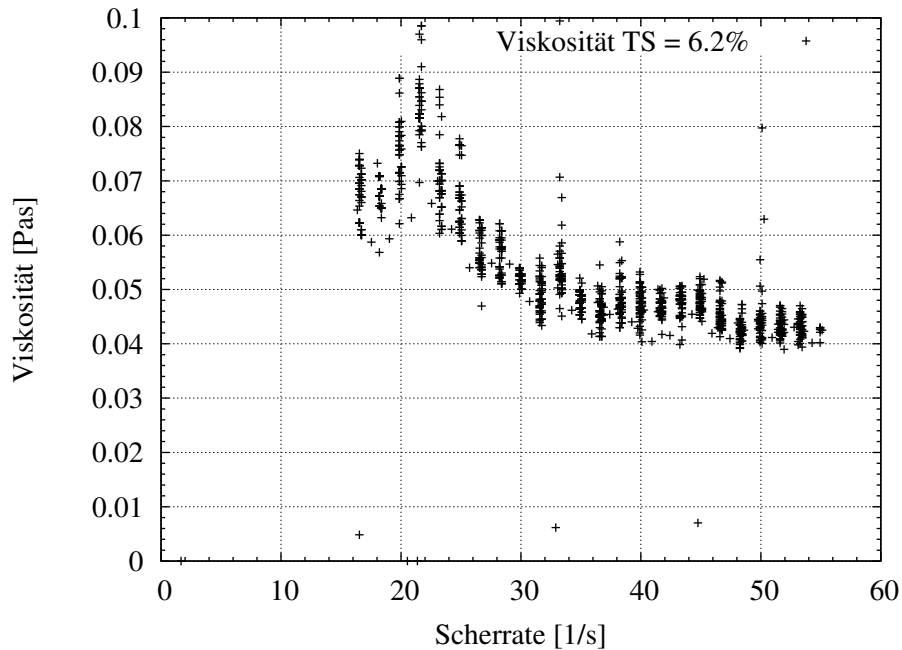


Abbildung 5.33: Viskosität bei einem TS Gehalt von 6.2 %

5.5 Diskussion

5.5.1 Kalibrierung des Makroviskosimeters

Die Kalibrierung des Makroviskosimeters erfolgte mit bekannten Methoden sowie mit einer rein numerischen Methode. Dabei konnte gezeigt werden, dass die Auswertung der Leistungskurve nur geringe Unterschiede zwischen gemessenen und numerisch ermittelten Werten gibt. Die Unterschiede in der nicht-Newtonschen Leistungskurve sind jedoch beträchtlich. Der Grund dafür konnte nicht gefunden werden. Dies spielt für die Kalibrierung keine Rolle, da dazu die Leistungskurve des Newtonschen Mediums herangezogen wurde. Allgemein kann gesagt werden, dass die numerische Auswertung des Drehmomentes sehr zuverlässig funktioniert. Um die Scherrate zu bestimmen, wurde auf mehrere Methoden zurückgegriffen. Nicht alle diese Methoden lieferten plausible Resultate. Daher wurde die Scherrate über den volumetrischen Leistungseintrag und aus den Ergebnissen der Simulation bestimmt. Die sich bei diesem Design des Makroviskosimeters ergebende Strömung ist sehr komplex. Dies zeigen die aus den Simulationen entnommenen Strömungsfelder. Das Strömungsfeld ist geprägt von vier Wirbelzentren, die sich axial und radial ausbreiten. Sie haben auch, bedingt durch die Bewegung des Rührwerkes, noch eine tangentielle Geschwindigkeitskomponente. Die Wirbel rotieren entsprechend der Drehfrequenz des Rührwerkes. Aufgrund dieser komplexen Strömung kann die Scherrate durch die Metzner-Otto Methode, nach den Methoden von Martínez-Padilla und Bowen nicht ermittelt werden. Die einzigen Verfahren, die hier angewandt werden konnten, waren die Methode, die sich auf den Leistungseintrag bezieht, und auf rein numerische Methoden. Die gesamte Kalibrierung ist somit eine Kombination aus theoretischen und numerischen Verfahren. Dies war die Möglichkeit die gefunden wurde, die Scherrate bei einer solch komplexen Strömung zu bestimmen. Die Messungen der Viskosität wurden über einen Zeitraum von 18 Monaten regelmäßig jedes Monat direkt an den Anlagen wiederholt.

Somit konnte die Viskosität über eineinhalb Jahre beobachtet werden. Aufgrund der zeitlich aufwändigen numerischen Simulationen mussten diese so rasch wie möglich begonnen werden. Die hier vorgestellten Resultate wurden unmittelbar nach der Kalibrierung erstellt. Daher wurden diese Viskositäten als Randbedingung für die Simulationen gewählt. Weitere Ergebnisse zu den rheologischen Untersuchungen finden sich im Endbericht [11]. Im Rahmen der vorliegenden Dissertation konnte nachgewiesen werden, dass sich numerische Methoden zum Kalibrieren eines Viskosimeters eignen. Jedoch gibt es Abweichungen bei der Bestimmung des Drehmomentes. Sobald diese behoben sind, kann ein Viskosimeter durch den Einsatz von CFD-Methoden kalibriert werden. Der zeitliche Aufwand allerdings ist durch die große Anzahl an benötigten Simulationen sehr hoch. Auch stehen die dafür notwendige Hardware nicht allen Firmen zur Verfügung. Daher wird es sicher weiterhin notwendig sein, die Kalibrierung von Viskosimetern mit den genannten Methoden durchzuführen.

5.5.2 Viskosität in den Anlagen Reidling und Strem

Die Viskositäten in den beiden Anlagen unterscheiden sich erheblich. In der BGA Strem ist das nicht-Newtonsche Verhalten ausgeprägter als in der BGA Reidling. Diese Unterschiede werden vor allem durch den höheren Trockensubstanzgehalt und auch durch die Beschickung mit einem hohen Anteil an Grasschnitt hervorgerufen. Durch den hohen Trockensubstanzgehalt wird der Flüssigkeitsanteil reduziert. Mit der hohen Menge an Grasschnitt werden lange Fasern in den Fermenter eingebracht. Diese Fasern tragen einen wesentlichen Anteil zur erhöhten Viskosität bei. Wie groß der Anteil ist, konnte aber im Rahmen der vorliegenden Arbeit nicht geklärt werden, da die dazu nötigen Messungen aus zeitlichen Gründen nicht durchgeführt wurden. In der BGA Reidling ist sowohl der Trockensubstanzgehalt, der bei jeder Viskositätsmessungen mitbestimmt wurde, als auch der Grasschnittanteil wesentlich geringer als in der BGA Strem. Da bei jeder Viskositätsmessung gleichzeitig der Trockensubstanzanteil gemessen wurde, kann festgestellt werden, dass der Trockensubstanzanteil in den Anlagen Reidling und Strem wie sie in Kapitel 1.6.1 und 1.6.2 beschrieben werden, für beide Anlagen durchaus typisch sind. Wie in den Messergebnissen der Mehrphasenmessungen zu sehen ist, tragen aber nicht nur der Trockensubstanzgehalt und die Fasern für das nicht-Newtonsche Verhalten bei. Auch andere Substanzen aus der Fermentation führen zu nicht-Newtonschem Verhalten. Im Rahmen dieser Arbeit konnte jedoch nicht festgestellt werden, um welche Art und um welche Mengen der Substanz es sich handelt. Dafür wären umfangreiche chemische Analysen erforderlich gewesen. Diese konnten jedoch im zeitlichen Rahmen dieser Dissertation nicht durchgeführt werden. Bei jeder der durchgeführten Viskositätsmessungen wurde ebenso die Dichte, der Trockensubstanzgehalt und die Partikelverteilung bestimmt. Die gemessenen Dichten wurden in den Simulationen als Randbedingung verwendet.

5.5.3 Viskosität der künstlichen Phasen

Um reale Bedingungen für die Mehrphasensimulation zu erhalten, wurden Phasen über den Partikeldurchmesser ermittelt und anschließend deren Viskosität bestimmt. Da aufgrund der Trennung der Phasen das Fermentationsmedium beeinflusst und verändert wurde, insbesondere durch den Trocknungsvorgang, wurde das Ziel, aus der Summe der einzelnen Phasen wieder die Viskosität des Originalmediums zu erhalten, nicht erreicht. Um weitere solche Messungen durchführen zu können, ist es notwendig, ein verbessertes Verfahren zu entwickeln. Sehr interessant ist, dass in der BGA Reidling die Phase mit

den kleinsten Partikeln ein Newtonsches Verhalten aufweist. Da hier die langen Fasern keine Rolle spielen, ist der niedrige Trockensubstanzgehalt entscheidend. Fermentationsmedien weisen erst ab einem Trockensubstanzgehalt von etwa 6 % ein nicht-Newtonsches Verhalten auf. Das bedeutet, dass bei einer Reduktion des Faseranteils in der BGA Reidling der Fermenterinhalt ein Newtonsches Verhalten aufweist. Trotz der vorher genannten Probleme wurden die Messungen als Randbedingung in die Simulation eingegeben. Es war in der verbleibenden Projektzeit nicht möglich, ein Verfahren zu entwickeln, dass die Fermentationsmedien nicht beeinträchtigt. Es wurden nur Vorversuche durchgeführt, die darauf hinweisen, dass die Trennung mittels Nasssiebanalyse erfolgreich sein könnte. Nach der Trennung mittels eines Nasssiebes müssen die Phasen sofort gemessen werden, um die Fermentation nicht negativ zu beeinträchtigen. Auf diese Weise sollte es möglich sein, die Phasen realitätsnah abzubilden. In den Fermentersimulationen der BGA Reidling wurden die Ergebnisse der Phasentrennung bei 39°C und in den Strem Simulationen wurden die Ergebnisse bei 49.5°C als Randbedingung gesetzt. Bei jeder einzelnen Phase wurden bei den angegebenen Temperaturen die Dichte bestimmt und ebenso für die Simulationen verwendet.

5.5.4 Trockensubstanzabhängige Viskosität

Um die Abhängigkeit der Viskosität vom Trockensubstanzgehalt zu bestimmen, wurden Messungen bei verschiedenen TS-Gehalten durchgeführt. Diese Ergebnisse zeigen ein erstaunliches Verhalten. Die Flüssigkeiten zeigen rein Newtonsches Verhalten bis zu einem TS-Gehalt von 6.2 %. Bis dahin nimmt die Viskosität mit steigendem TS-Gehalt zu, jedoch nicht besonders ausgeprägt. Zwischen 5 % und 6 % jedoch ändert sich das Verhalten sprunghaft und auch die Viskosität steigt stark an. Hier beginnen die Feststoffe stark zu interagieren was zu einem pseudoplastischen Verhalten führt. Insbesondere die faserförmigen Bestandteile verleihen dieser Flüssigkeit dieses Verhalten. Das in dieser Arbeit der Nachweis gelungen ist, dass die Grenze zwischen Newtonschem und nicht-Newtonschem Verhalten bei etwa 6 % liegt, ist auch ein Beweis dafür, dass die Kalibrierung erfolgreich war. Diese Grenze wird auch von anderen Autoren bestätigt ([52]).

Kapitel 6

Numerisches Modell der Fermenter

6.1 BGA Reidling, Einphasensimulation

In Abbildung 6.1 ist die Geometrie des Fermenters der BGA Reidling abgebildet. Die gelben Flächen stellen das benötigte Interface dar, um eine Sliding-Mesh-Simulation durchführen zu können. Eine genauere Beschreibung dazu findet sich in Kapitel 4.4. Dieses Verfahren wurde in allen anderen Fällen gleichsam angewendet. Da hier nur eine einphasige Simulation durchgeführt wurde, konnte der Gaspolster, der sich über dem flüssigen Fermenterinhalt befindet, nicht berücksichtigt werden. Biogasfermenter sind nicht vollständig gefüllt, da dem sich bildenden Gasgemisch Gelegenheit gegeben werden muss, austreten zu können. Um Einflüsse auf die Strömung im Fermenter zu vermeiden, wurde die Decke des Fermenters als Slip-Boundary festgelegt. Das bedeutet, dass an dieser Fläche keine Reibungskräfte auf die Wand und auf die Flüssigkeit übertragen werden. Diese Randbedingung wurde in den Fällen 1 - 9 (siehe Tabelle 6.3) angewandt.

6.1.1 BGA Reidling ohne Propellerrührwerk

Das Volumen wurde in drei Zonen geteilt. Die dritte Zone wurde eingefügt, um später noch einen zusätzlichen Propeller einbauen zu können. Das Modell besteht aus $1.05 \cdot 10^6$ Zellen. Der Durchmesser des Fermenters misst 23 m , die Höhe 6 m . Das gesamte Volumen des Fermenters beträgt somit 2492 m^3 .

In der zweiten Zone befindet sich das Paddelrührwerk nach der Bauweise der Firma AAT. Eine Abbildung der Geometrie mit Gitter ist in Abbildung 6.2 zu sehen.

Diese Zone wurde mit einer Winkelgeschwindigkeit von $-1.51 \frac{\text{rad}}{\text{s}}$ gedreht. Die ungünstigste Courant-Zahl ist in diesem Fall an der Spitze der Rührwerke. Sie ergibt sich mit der Zeitschrittweite von $\Delta t = 0.015\text{ s}$, einer Gitterweite von $\Delta x = 0.06\text{ m}$ und einem Rührwerksradius von $r = 2.2\text{ m}$ zu 0.83. Die Drehachse des Rührwerks wurde durch den Vektor $\mathbf{x}$ definiert, der sich durch die beiden Punkte

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} -3.19 \\ 1.84 \\ 0 \end{pmatrix} + t \cdot \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 1 \end{pmatrix} \quad (6.1)$$

ergibt.

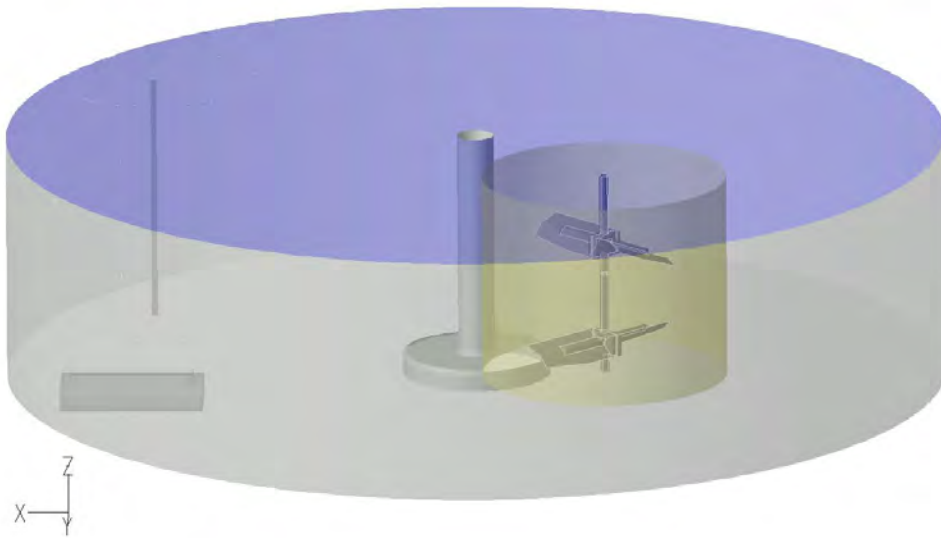


Abbildung 6.1: Modell des Fermenters der BGA Reidling

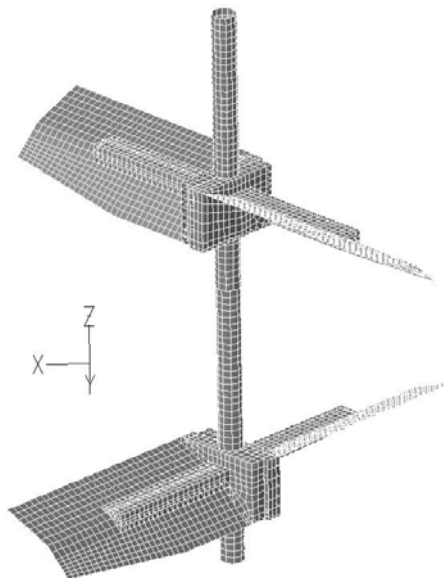


Abbildung 6.2: Modell der Paddel, mit Rechengitter



Abbildung 6.3: Photographie des Paddelrührwerkes der BGA Reidling, kurz nach dem Einbau

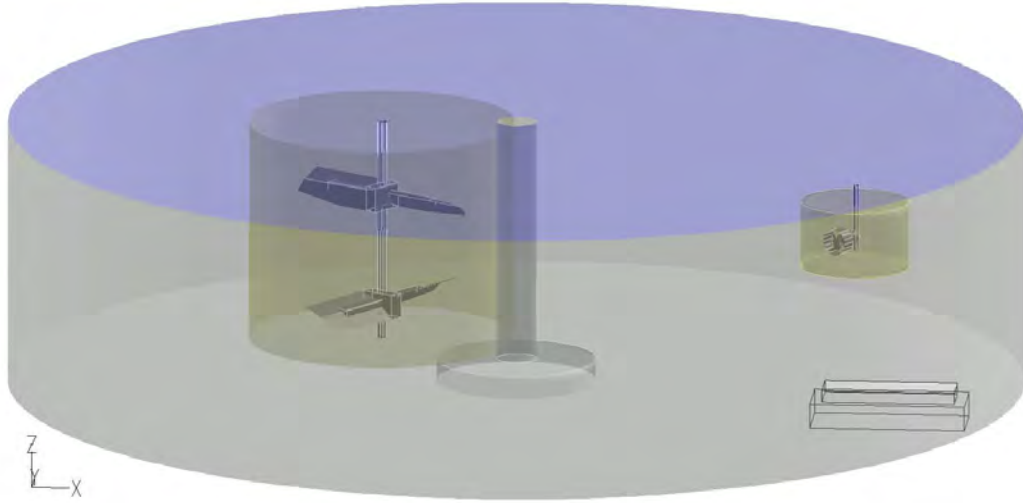


Abbildung 6.4: Modell des Fermenters in Reidling mit Propellerrührwerk

6.1.2 BGA Reidling mit Propellerrührwerk

Da in der BGA Reidling nicht nur mit einem Vertikalpaddelrührwerk sondern auch mithilfe eines periodisch eingeschalteten Propellerrührwerks gerührt wird, wurde eine zweite Simulation durchgeführt. Dies ist notwendig, da die Periodizität über die simulierbare Realzeit hinausgeht. Das Propellerrührwerk ist in jeder vollen Stunde nur 15 Minuten in Betrieb. Es wurden demnach für alle Fälle der BGA Reidling (Spezien- und Mehrphasensimulationen) eine Variante mit konstant laufendem Propeller und eine ohne Propeller gerechnet. Der wahre Zustand befindet sich zwischen diesen beiden Randzuständen.

Das Propellerrührwerk ist ein Produkt der Firma ITT Flygt. Ein 3D-Modell war allerdings nicht erhältlich. Es wurde daher entschieden, ein Propellerrührwerk der Firma AAT zu verwenden. Der Ring wurde hinzugefügt, da er am Original Flygt-Propeller auch angebracht ist. Es ist zwar anzunehmen, dass sich die Flügelgeometrien zwischen den beiden Propellern unterscheiden, es gab jedoch keine Möglichkeit, das Original zu simulieren. Der Durchmesser bei beiden Propellern ist allerdings identisch. Das Modell, zu sehen in Bild 6.4, wurde mit $1.16 \cdot 10^6$ Zellen, in 5 Zonen erstellt.

Die Gitterweite beträgt im ungünstigsten Fall 0.02 m . Die Winkelgeschwindigkeit des Propellers beträgt $-49.742\frac{\text{rad}}{\text{s}}$ bei einem Radius von 0.29 m . Mit einer Timestepweite von 0.002 s ergibt sich daraus eine Courant-Zahl von 0.72 .

In Abbildung 6.6 ist das Propellerrührwerk abgebildet. Der Ring, der um die Schaufeln angeordnet ist, rotiert nicht. Dieser Ring führt dazu, dass die Strömung in eine axiale Richtung gezwungen wird. Somit kann der Energieeintrag dieser Rührwerksform besser gerichtet werden. Die Drehachse des Paddelrührwerks ist gleich wie in Kapitel 6.1.1. Die Achse des Propellerrührwerks ergibt sich aus folgenden Koordinaten:

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} 8.018 \\ -4.98 \\ 4.72 \end{pmatrix} + t \cdot \begin{pmatrix} 0.05 \\ 0.087 \\ 0 \end{pmatrix} \quad (6.2)$$

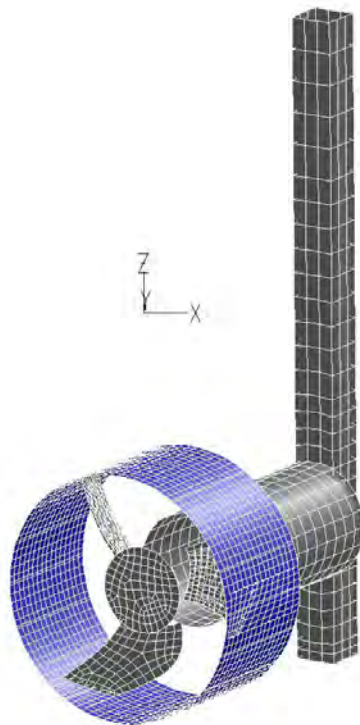


Abbildung 6.5: Modell des Propellerrührwerkes, mit Rechengitter



Abbildung 6.6: Photographie der Propellerrührwerke der Firma ITT Flygt, links wie es in Reidling eingesetzt wird, rechts ohne Leitblech

6.2 BGA Strem, Einphasensimulation

Die Paddelrührwerke der BGA Strem, nach einer Bauweise der Firma Thöni, unterscheiden sich grundlegend von den Rührwerken der Firma AAT. Hier liegt die Rotationsachse nicht vertikal sondern horizontal, siehe Abbildung 6.7.

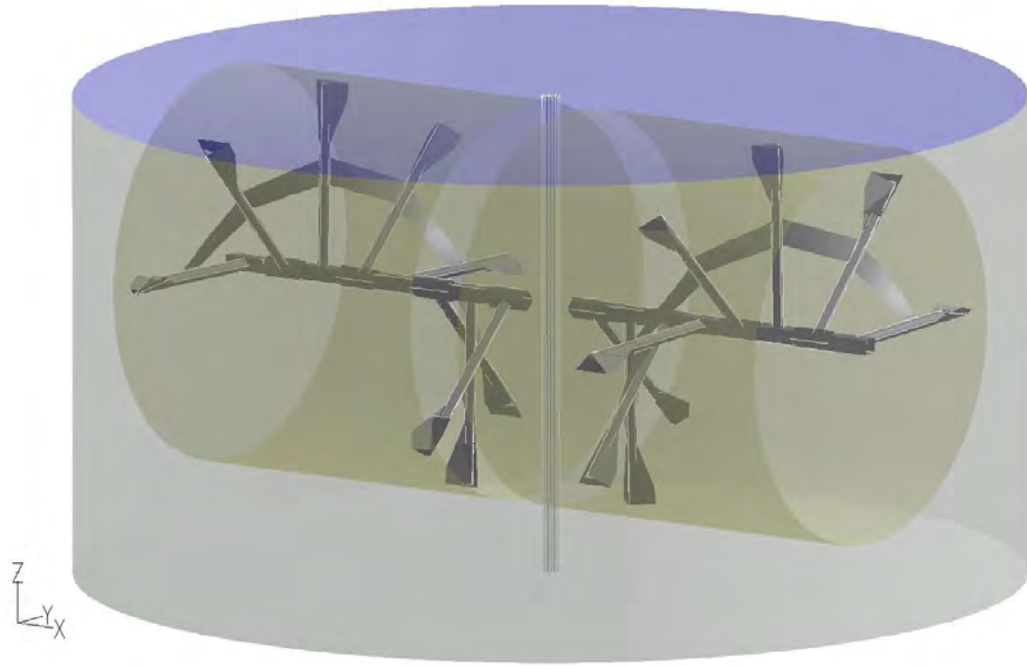


Abbildung 6.7: Modell des Fermenters der BGA Strem

Die Schaufeln und die dazwischen spiralförmig angeordneten Bleche sollen eine vollständige Umwälzung des Fermenters gewährleisten.

Der Fermenter hat einen Durchmesser von 15.72 m und eine Höhe von 8 m . Das ergibt ein Volumen von 1552.7 m^3 . Das Modell wurde mit $2.01 \cdot 10^6$ Zellen in drei Zonen erstellt. Der Radius der Schaufeln ist 3.3 m . Die Winkelgeschwindigkeit beträgt $-0.733 \frac{\text{rad}}{\text{s}}$, die Gitterweite 0.06 m . Mit einer Schrittweite von 0.02 s ergibt sich eine Courant-Zahl von 0.85 . Die Richtung der Rührwerke wird definiert durch

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 4.5 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} 1 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \quad (6.3)$$

Plus/Minus deshalb, weil die beiden Paddelrührwerke in die entgegengesetzte Richtung drehen. Die Decke wurde, wie schon zuvor erklärt, mit einer Slip-Randbedingung ausgeführt.

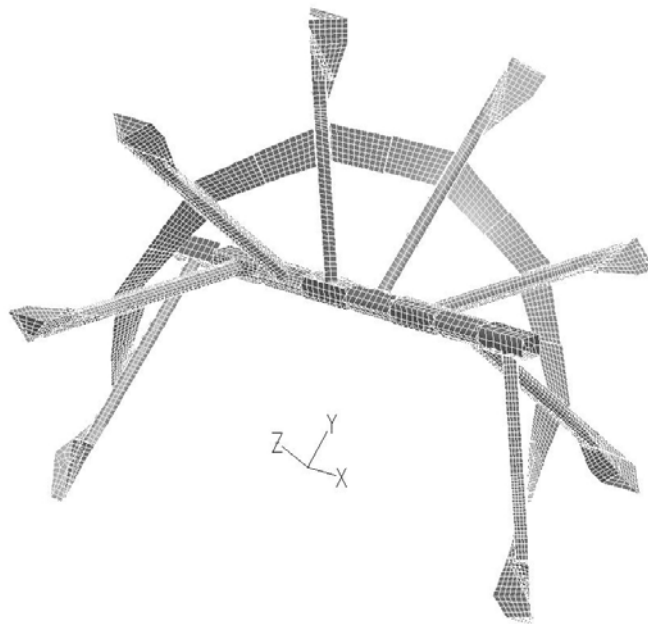


Abbildung 6.8: Modell der Paddel, mit Rechengitter



Abbildung 6.9: Photographie des Paddelrührwerkes der BGA Strem, kurz nach dem Einbau

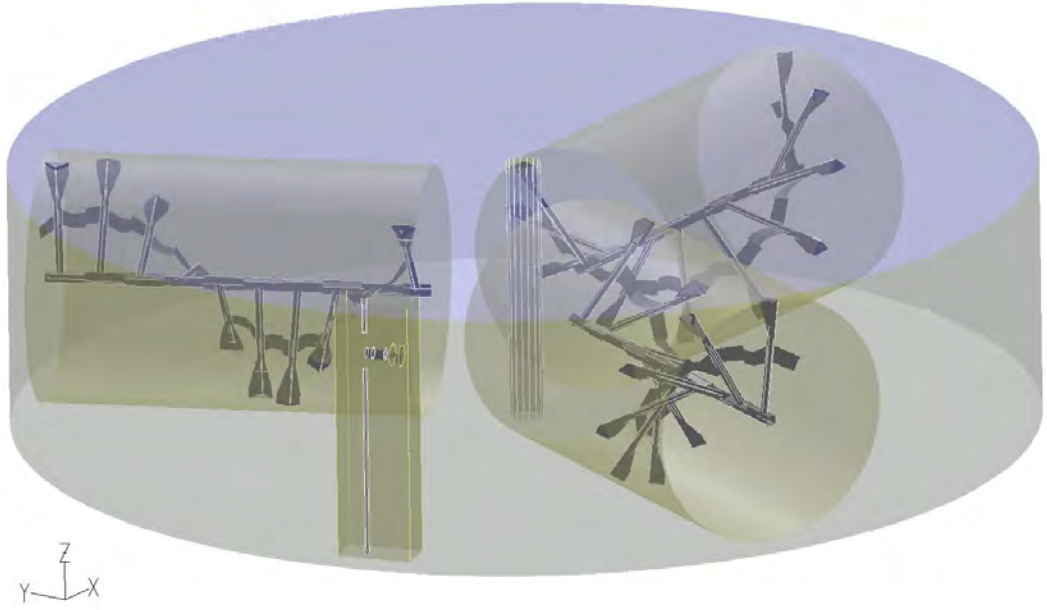


Abbildung 6.10: Modell des Fermenters von der Firma Thöni in der Variante 1

6.3 Thöni-Fermenter, Einphasensimulation

In den neueren Fermentern der Firma Thöni werden ebenfalls Paddelrührwerke eingesetzt die der Bauweise von Kapitel 6.2 sehr ähnlich sind. Allerdings sind hier auf einer Welle nicht 8 sondern 10 Schaufeln angeordnet, die Fermenter werden mit einem größeren Durchmesser-zu-Höhe Verhältnis ausgeführt. Somit werden die Fermenter wesentlich flacher. Von diesen Fermentern wurden drei Varianten gerechnet. Der Unterschied zwischen den Varianten ist der z-Abstand, also die Höhe der Drehachse des Propellerrührwerkes.

6.3.1 Thöni-Fermenter Variante 1

Der Fermenter, siehe Bild 6.10, wurde mit insgesamt $3.89 \cdot 10^6$ Zellen modelliert. Der Durchmesser des Fermenters beträgt 27 m , mit einer Höhe von 7 m . Damit ergibt sich ein Volumen von 4008 m^3 .

In diesem Modell befinden sich insgesamt 33 Zonen, in denen sich die insgesamt 30 Paddel und das Propellerrührwerk befinden. Die Paddel drehen sich mit einer Winkelgeschwindigkeit von $-0.419 \frac{\text{rad}}{\text{s}}$. Die Gitterweite beträgt 0.06 m , die Zeitschrittweite ist mit 0.001 s festgelegt. Der Radius der Paddel misst, ebenso wie bei den Paddeln der BGA Strem, 3.3 m . Die Achsen der Paddelrührwerke werden durch folgende Vektoren definiert:

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 3.35 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} -5.36 \\ -11.51 \\ 0 \end{pmatrix} \quad (6.4)$$

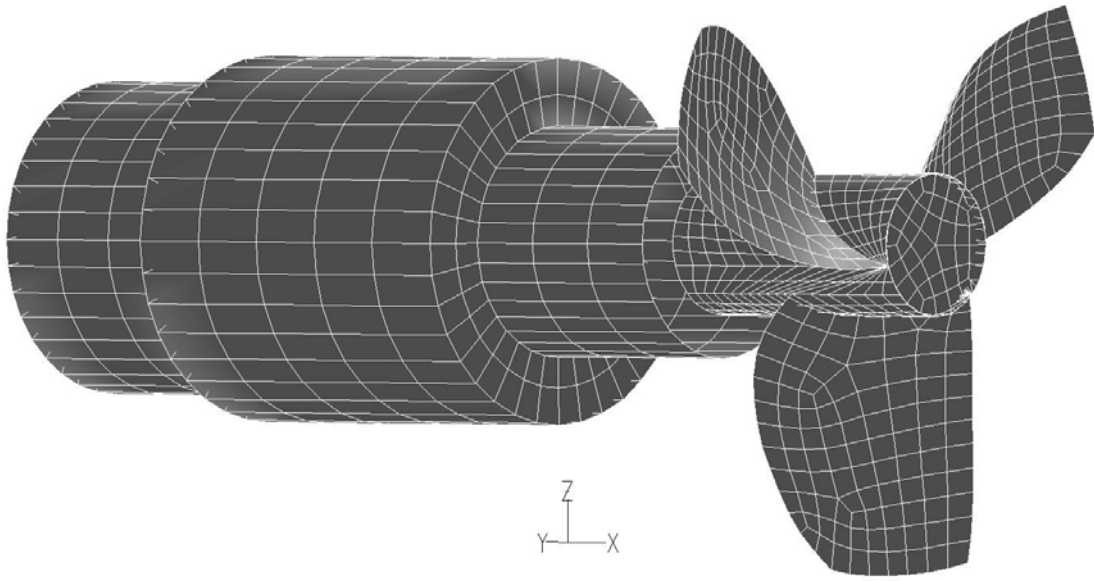


Abbildung 6.11: Modell des Propellers von der Firma Thöni

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 3.35 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} -5.36 \\ +11.51 \\ 0 \end{pmatrix} \quad (6.5)$$

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 3.35 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} 1 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \quad (6.6)$$

Das Modell des Propellerrührers ist in Abbildung 6.11 illustriert. Der Radius des Propellers misst 0.28 m , mit einer Gitterweite von 0.02 m , einer Winkelgeschwindigkeit von $39.79 \frac{\text{rad}}{\text{s}}$ und einer Timestepweite ergibt sich eine Courant-Zahl von 0.86. Es wird durch die Drehachse

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} -11.89 \\ -2.37 \\ 5.5 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} 0.73 \\ -2.53 \\ 5.5 \end{pmatrix} \quad (6.7)$$

definiert.

6.3.2 Thöni-Fermenter Variante 2

In Abbildung 6.12 ist die zweite Variante der Thöni-Fermenter zu sehen. Das Propeller-rührwerk befindet sich hier auf einer Höhe von 3.35 m . Alle anderen Einstellungen sind ident mit den Einstellungen in Kapitel 6.3.1.

Die Definition der Drehachse lautet in diesem Fall

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} -11.89 \\ -2.37 \\ 3.35 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} 0.73 \\ -2.53 \\ 3.35 \end{pmatrix} \quad (6.8)$$

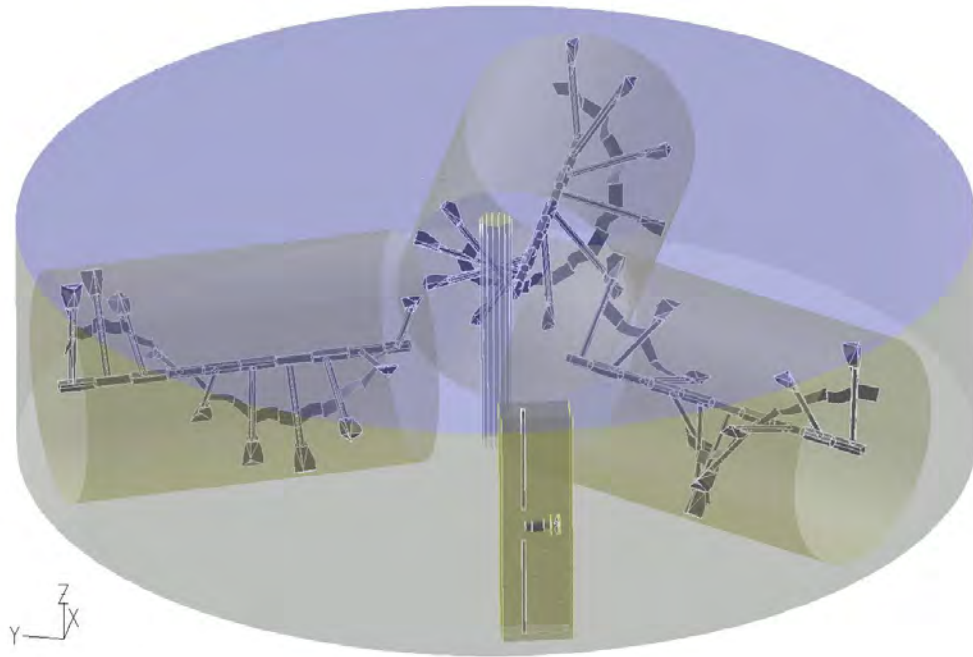


Abbildung 6.12: Modell des Fermenters von der Firma Thöni in der Variante 2

6.3.3 Thöni-Fermenter Variante 3

In der dritten Variante der Thöni-Fermenter befindet sich das Propellerrührwerk in Bodennähe auf einer Höhe von 0.5 m . Die restlichen Einstellungen entsprechen den schon in vorangegangenen Kapiteln 6.3.1 und 6.3.2. Die Drehachse wird definiert durch

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} -11.89 \\ -2.37 \\ 0.5 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} 0.73 \\ -2.53 \\ 0.5 \end{pmatrix} \quad (6.9)$$

6.4 AAT-Fermenter, Einphasensimulation

Es wurden drei Varianten der neuen Bauweise der AAT-Fermenter simuliert. Die beiden ersten Varianten dieser Fermenter wurden mit einem Vertikalpaddelrührwerk und zwei Propellerrührwerken ausgestattet. Diese beiden Fälle unterscheiden sich in der Geometrie der Paddelrührwerke. Variante 2 stellt die neueste Form der Paddelrührwerke der Firma AAT dar. In Variante 1 ist das Paddelrührwerk mit der Geometrie des Paddelrührwerkes identisch, das auch in der BGA Reidling eingebaut wurde (siehe Bild 6.2). Die dritte Variante wurde mit zwei Vertikalpaddelrührwerken und einem Propellerrührwerk ausgestattet. Die Paddelrührwerke sind gleich ausgeführt wie in der BGA Reidling. Die Propellerrührwerke entsprechen dem Propellerrührwerk von Bild 6.5, nur wurde hier auf den Außenring verzichtet.

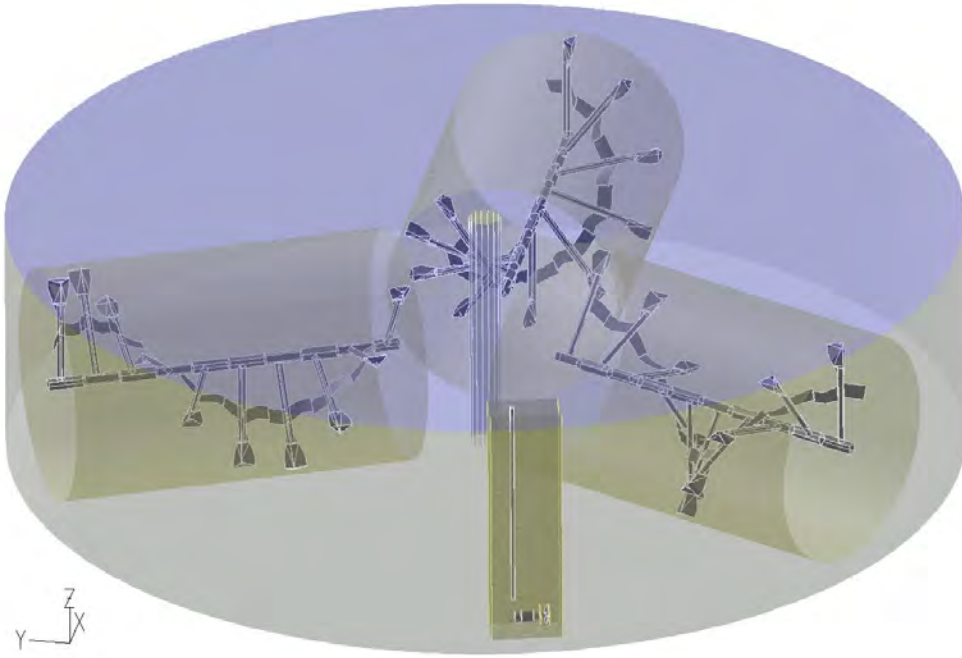


Abbildung 6.13: Modell des Fermenters von der Firma Thöni in der Variante 3

6.4.1 AAT-Fermenter Variante 1

Die neue Bauform der Fermenter von AAT (2009) hat einen Durchmesser von 24 m und eine Höhe von 8.3 m . Das Modell wurde mit $1.38 \cdot 10^6$ Zellen in sieben Zonen ausgeführt, siehe Abbildung 6.14.

Die Winkelgeschwindigkeit des Paddelrührwerks beträgt maximal $-1.51 \frac{\text{rad}}{\text{s}}$, die Gitterweite 0.06 m . Die Achse wird definiert durch

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} 3.46 \\ -2 \\ 0 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 1 \end{pmatrix} \quad (6.10)$$

In Abbildung 6.15 ist die Geometrie der Propellerrührwerke zu sehen. Sie entsprechen, bis auf den stehenden Außenring, der Geometrie in Abbildung 6.5. Sie werden durch die beiden Drehachsen

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} -0.71 \\ 10 \\ 0.702 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} 1 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \quad (6.11)$$

und

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} -8.22 \\ 5.7 \\ 0.702 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} -1.5 \\ 2.6 \\ 0.702 \end{pmatrix} \quad (6.12)$$

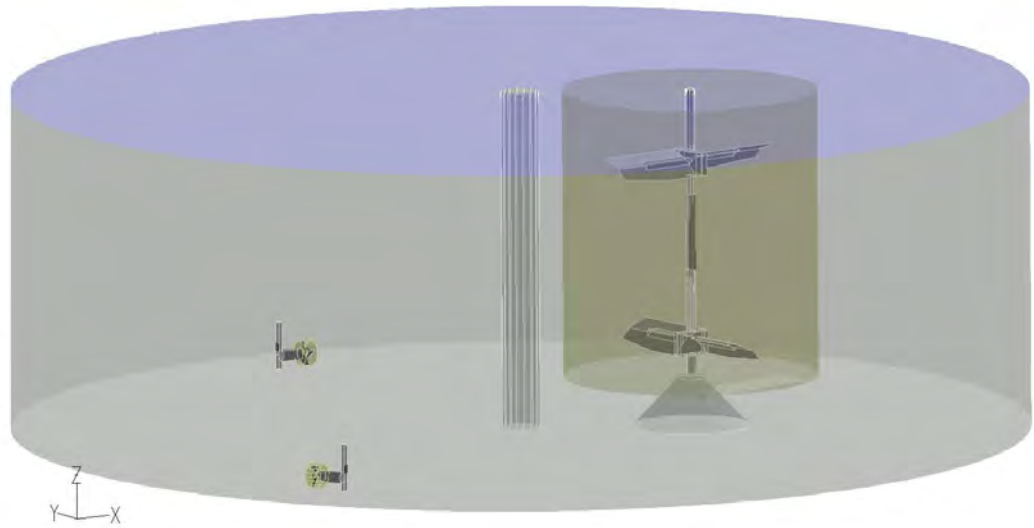


Abbildung 6.14: Modell des Fermenters von der Firma AAT in der Variante 1

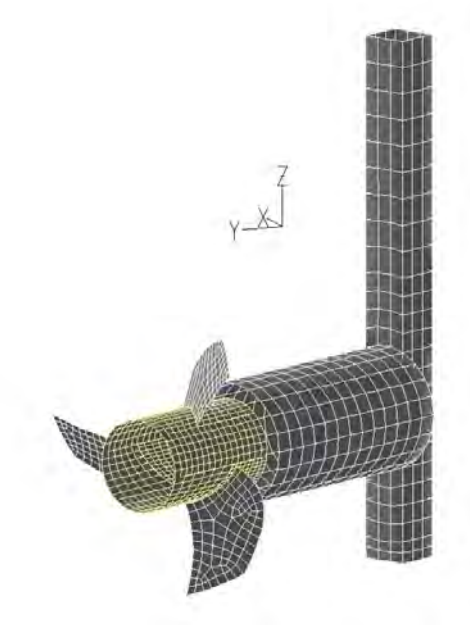


Abbildung 6.15: Modell des Propellers von der Firma AAT, mit Rechengitter



Abbildung 6.16: Photographie des Propellerrührwerkes in den AAT Fermentern, Aufnahme während der Wartung

definiert. Ihr Radius beträgt 0.29 m . Sie drehen mit einer Winkelgeschwindigkeit von $-49.742\frac{\text{rad}}{\text{s}}$ und sind mit einer Gitterweite von 0.02 m aufgelöst. Durch die Zeitschrittweite von 0.001 s ergibt sich eine Courant-Zahl von 0.72 .

6.4.2 AAT-Fermenter Variante 2

Variante 2 der AAT Fermenter unterscheidet sich von Variante 1 nur durch eine leicht veränderte Paddelrührwerksgeometrie. Die neue Geometrie ist in Bild 6.18 zu sehen. Der wesentlichste Unterschied ist, dass die Flügelanstellwinkel leicht reduziert wurden und die Aufhängung an der Antriebswelle verkleinert wurde. Die Konfiguration hat sich zu Variante 1 nicht verändert, vergleiche Abbildung 6.14 und Abbildung 6.17.

Die Zellenzahl konnte auf $1.24 \cdot 10^6$ leicht verringert werden. Dies wurde durch Einsparungen in der Fermentergeometrie erreicht. Die Gitterweite in den Volumen um das Paddelrührwerk wurde von 0.06 m auf 0.05 m verringert.

6.4.3 AAT-Fermenter Variante 3

Die dritte Variante schließlich beinhaltet zwei Vertikalpaddelrührwerke und nur mehr ein Propellerrührwerk, siehe Abbildung 6.19. Das Propellerrührwerk entspricht demjenigen Modell, das in allen anderen AAT Simulationen eingesetzt wurde (siehe 6.14 und 6.17). Zum Einsatz kommt hier das Propellerrührwerk mit der Achse

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} -0.71 \\ 10 \\ 0.702 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} 1 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \quad (6.13)$$

Die beiden Paddelrührwerke wurden hier mit einer Gitterweite von 0.04 m aufgelöst, somit steigt die Zellenzahl auf $2.16 \cdot 10^6$ in 5 Zonen. Die Achsen der beiden Paddelrührwerke werden durch die Vektoren

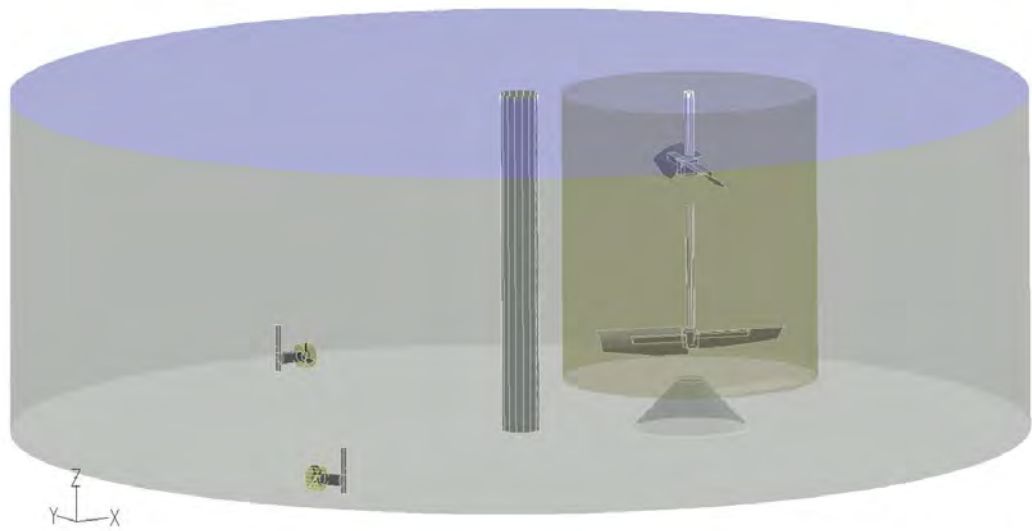


Abbildung 6.17: Modell des Fermenters von der Firma AAT in der Variante 2

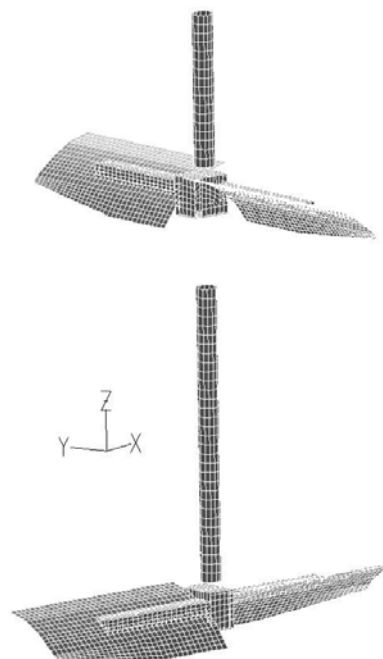


Abbildung 6.18: Modell der modifizierten Geometrie des Paddelrührwerks von AAT, mit Rechengitter

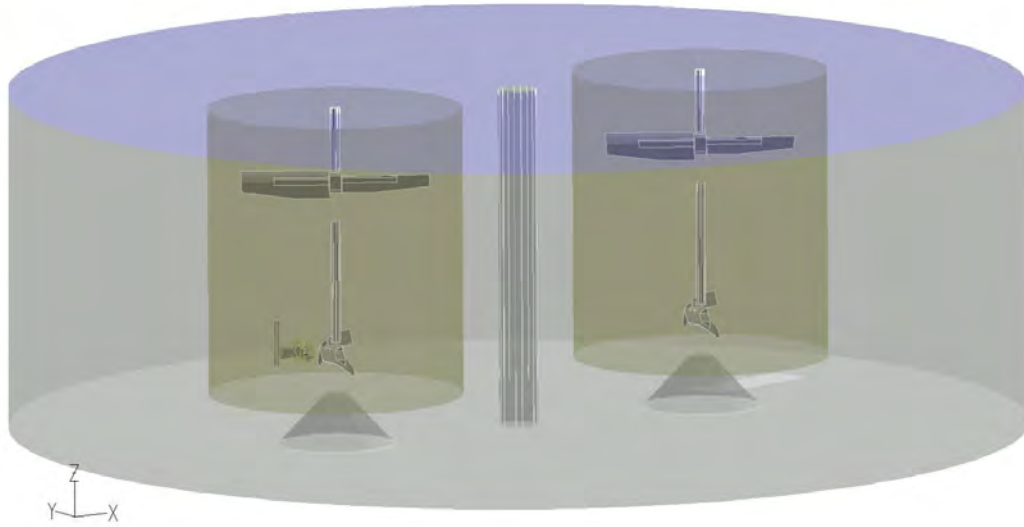


Abbildung 6.19: Modell des Fermenters von der Firma AAT in der Variante 3

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} 5 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 1 \end{pmatrix} \quad (6.14)$$

und

$$\mathbf{x} = \begin{pmatrix} -5 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \pm t \cdot \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 1 \end{pmatrix} \quad (6.15)$$

festgelegt. Da sich die Propellerkonfiguration nicht geändert hat, beträgt die Courant-Zahl 0.72.

6.5 Verweilzeitsimulationen

Die praktische Durchführung dieser Versuche wird in der Arbeit [11] beschrieben. Hier wird auf die numerischen Randbedingungen eingegangen. Die Konzentration der Tracersubstanz (Spezies) wurde mit $55 \frac{mg}{l}$ festgelegt. Die Menge, die dazu in den Fermenter aufgegeben werden musste, konnte somit leicht berechnet werden. In der BGA Reidling sind $125 kg$ aufgegeben worden, in der BGA Strem $78 kg$. Die Eintrittsgeschwindigkeit wurde aus der Jahresmengenbilanz bestimmt. Der Eintrittsmassenstrom beträgt bei der Anlage in Reidling $0.41 \frac{kg}{s}$, in Strem $0.58 \frac{kg}{s}$. Mit diesen Werten konnte somit berechnet werden, wie lange der Tracer aufgegeben werden muss, um die gewünschte Konzentration zu erreichen. In Reidling wurde der Tracer $302 s$ und in Strem $133 s$ aufgegeben. Nach dieser Zeit wurde der Tracer abgeschaltet und am Eingang wieder die kontinuierliche Phase als Randbedingung aufgebracht. Der Austritt wurde von der Fermenterwand mit einem Kanal verlängert. Das soll eine Störung des Tracers durch Rückströmungen um

den Austritt herum vermeiden. Im Austritt wurde die massenstrombezogene Konzentration des Tracers ausgewertet. Diese Ergebnisse wurden im Anschluss daran mit den Versuchen an den Anlagen verglichen.

6.6 Mehrphasensimulationen

6.6.1 Fermenter der BGA Reidling (ohne Propellerrührwerk)

Die Phasen wurden in horizontalen Schichten angeordnet. Dabei wurde die Höhe des Fermenters durch die Anzahl der Phasen dividiert und von unten beginnend mit Phase 1 jede Phase Schicht für Schicht in den Fermenter eingefügt. Dies stellte den Ausgangszustand für die Mehrphasensimulationen dar.

In Reidling wurden folgende vier Phasen aufgegeben:

Tabelle 6.1: Phasen in der Mehrphasensimulation Reidling

Phase	rheologisches Verhalten $[Pas]$	Dichte $[\frac{kg}{m^3}]$	Partikelgröße $[mm]$
1	$\eta_a = 0.33$	999	≤ 1
2	$\eta_a = 382\dot{\gamma}^{1-0.92}$	1009	2
3	$\eta_a = 814\dot{\gamma}^{1-(-1.51)}$	975	3
4	$\eta_a = 119\dot{\gamma}^{1-(-0.56)}$	975	≥ 4

6.6.2 Fermenter der BGA Reidling (mit Propellerrührwerk)

Die Startbedingungen wurden hier ebenso festgelegt wie in den Simulationen des Fermenters von Reidling ohne Propellerrührwerk. Siehe Kapitel 6.6.1.

6.6.3 Fermenter der BGA Strem

Die Vorgehensweise beim Aufbringen der Phasen ist in Kapitel 6.6.1 beschrieben. Bei der Mehrphasensimulation der BGA Strem wurde auf die gleiche Weise verfahren.

In Strem wurden folgende vier Phasen aufgegeben:

Tabelle 6.2: Phasen in der Mehrphasensimulation Strem

Phase	rheologisches Verhalten $[Pas]$	Dichte $[\frac{kg}{m^3}]$	Partikelgröße $[mm]$
1	$\eta_a = 21\dot{\gamma}^{1-0.27}$	999	≤ 1
2	$\eta_a = 172\dot{\gamma}^{1-(-0.56)}$	1009	2
3	$\eta_a = 128\dot{\gamma}^{1-(-0.55)}$	975	3
4	$\eta_a = 103\dot{\gamma}^{1-(-0.41)}$	975	≥ 4

6.7 Übersicht über alle Fälle

Tabelle 6.3: Übersicht über alle gerechneten Fälle, Einphasensimulationen, Teil 1

Fall	ϕ Fer- menter	H Fer- menter	Zellen ¹	Ω_1^2	Ω_2	Δx_1	Δx_2	ϕ_1	ϕ_2	Co^3	Δt	Re_1^4	Re_2	K	n	Cluster
	[m]	[m]		$[\frac{rad}{s}]$	$[\frac{rad}{s}]$	[m]	[m]	[m]	[m]	[-]	[s]	[-]	[-]	Pas^n	[-]	
1 ⁵	23	6	1.05	-1.51		0.06		2.2		0.83	0.015	57		18.9	0.15	ICP5
1a				-1.04						0.57		40				
1b				-0.84						0.46		32				
1c				-0.63						0.34		23				
1d				-0.42						0.23		16				
2 ⁶	23	6	1.16	-1.51	-49.742	0.06	0.02	2.2	0.28	0.72	0.002	57	29	18.9	0.15	ICP5
3 ⁷	15.8	8	2.01	-0.733		0.06		3.3		0.40	0.02	28		6785.8	-1.2	ICP5
3a				-0.524						0.57		21				
3b				-0.419						0.23		16				
3c				-0.314						0.17		12				
3d				-0.210						0.12		8				

¹ in 10^6 .² Index 1 steht für die Paddelrührwerke, Index 2 für die Propellerrührwerke.³ bezogen auf den ungünstigsten Zustand.⁴ bezogen auf die höchste vorkommende Viskosität.⁵ siehe Kapitel 6.1.1⁶ siehe Kapitel 6.1.2⁷ siehe Kapitel 6.2

Tabelle 6.4: Übersicht über alle gerechneten Fälle, Einphasensimulationen, Teil 2

Fall	ϕ Fer- menter	H Fer- menter	Zellen ¹	Ω_1^2	Ω_2	Δx_1	Δx_2	ϕ_1	ϕ_2	Co^3	Δt	Re_1^4	Re_2	K	n	Cluster
	$[m]$	$[m]$		$[\frac{rad}{s}]$	$[\frac{rad}{s}]$	$[m]$	$[m]$	$[m]$	$[m]$	$[-]$	$[s]$	$[-]$	$[-]$	$Pa s^n$	$[-]$	
4 ⁸	27	7	3.89	-0.419 ⁹	39.79	0.06	0.02	3.3	0.28	0.4	0.002	28	12	6785.8	-1.2	Phoenix3
5 ¹⁰	27	7	3.89	-0.419	39.79	0.06	0.02	3.3	0.28	0.4	0.002	28	12	6785.8	-1.2	Phoenix3
6 ¹¹	27	7	3.89	-0.419	39.79	0.06	0.02	3.3	0.28	0.4	0.002	28	12	6785.8	-1.2	Phoenix3

⁸ Thöni Fermenter, Propeller auf $Z = 5.5 m$, siehe Kapitel 6.3.1.⁹ In allen Fällen mit mehreren Rührwerken haben alle Rührwerke gleicher Bauart die gleiche Drehzahl.¹⁰ Thöni Fermenter, Propeller auf $Z = 3.35 m$, alle anderen Einstellungen sind gleich wie bei Fall 4 und 4a-4d, siehe Kapitel 6.3.2.¹¹ Thöni Fermenter, Propeller auf $Z = 0.5 m$, alle anderen Einstellungen sind gleich wie bei Fall 4 und 4a-4d, siehe Kapitel 6.3.3.

Tabelle 6.5: Übersicht über alle gerechneten Fälle, Single-Phase, Teil 3

Fall	ϕ Fer- menter	H Fer- menter	Zellen ¹	Ω_1^2	Ω_2	Δx_1	Δx_2	ϕ_1	ϕ_2	Co^3	Δt	Re_1^4	Re_2	K	n	Cluster
	[m]	[m]		$[\frac{rad}{s}]$	$[\frac{rad}{s}]$	[m]	[m]	[m]	[m]	[-]	[s]	[-]	[-]	Pas^n	[-]	
7 ¹²	24	8.3	1.38	-1.51	49.742	0.06	0.02	2.2	0.29	0.72	0.001	57	24	18.9	0.15	ICP5
7a				-1.04								40				Phoenix3
7b				-0.84								32				
7c				-0.63								23				
7d				-0.42								16				
8 ¹³			1.24	-1.51		0.05						57				ICP5
8a				-1.04								40				Phoenix3
8b				-0.84								32				
8c				-0.63								23				
8d				-0.63								16				
9 ¹⁴			2.16	-1.51		0.04						57				ICP5
9a				-1.04								40				Phoenix3
9b				-0.84								32				
9c				-0.63								23				
9d				-0.42								16				

¹² AAT Fermenter, siehe Kapitel 6.4.1¹³ AAT Fermenter mit modifizierter Paddelrührwerksgeometrie, siehe Kapitel 6.4.2.¹⁴ AAT Fermenter mit der ursprünglichen Paddelgeometrie, ein Propellerrührwerk wurde durch ein Paddelrührwerk ersetzt, siehe Kapitel 6.4.3.

Tabelle 6.6: Übersicht über alle gerechneten Fälle, Speziessimulationen

Fall	Beginnzeit	Endzeit	Δt	Massenstrom	Tracer	Menge	Konzentration	Cluster
	[s]	[s]	[s]	$\left[\frac{kg}{s}\right]$		[kg]	$\left[\frac{g}{kg}\right]$	
10 ¹⁵	225	527	302	0.41		125	0.05	CFD1
11 ¹⁶	273	623	273	0.41		125	0.05	CFD1
12 ¹⁷	172	306	134	0.58		78	0.05	CFD1

¹⁵ Gleich wie Fall 1, mit Einbringen von Species, Beschreibung in Kapitel 4.7.3.

¹⁶ Gleich wie Fall 2, mit Einbringen von Species, Beschreibung in Kapitel 4.7.3.

¹⁷ Gleich wie Fall 3, mit Einbringen von Species, Beschreibung in Kapitel 4.7.3

Tabelle 6.7: Übersicht über alle gerechneten Fälle, Mehrphasensimulationen

Fall	K_1	n_1	P_1	K_2	n_2	P_2	K_3	n_3	P_3	K_4	n_4	P_4	Cluster
	$[Pas^n]$	$[-]$	$[mm]$	$[Pas^n]$	$[-]$	$[mm]$	$[Pas^n]$	$[-]$	$[mm]$	$[Pas^n]$	$[-]$	$[mm]$	
13 ¹⁸	0.33		≤ 1	382	-0.92	1-2	814	-1.51	2-4	119	-0.56	≥ 4	Phoenix3
14 ¹⁹	0.33		≤ 1	382	-0.92	1-2	814	-1.51	2-4	119	-0.56	≥ 4	Phoenix3
15 ²⁰	21	-0.27	≤ 1	172	-0.56	1-2	128	-0.55	2-4	103	-0.41	≥ 4	Phoenix3

¹⁸ Gleich wie Fall 1, mit Einbringen von Species, Beschreibung in Kapitel 6.6.1.¹⁹ Gleich wie Fall 2, mit Einbringen von Species, Beschreibung in Kapitel 6.6.2.²⁰ Gleich wie Fall 3, mit Einbringen von Species, Beschreibung in Kapitel 6.6.3

Kapitel 7

Ergebnisse der CFD Simulationen der Fermenter

7.1 BGA Reidling, Einphasensimulation

In diesem Kapitel werden nun die Ergebnisse aus den Simulationen für den Biogasfermenter der BGA Reidling, mit und ohne Propellerrührwerk vorgestellt. Um die Durchmischung bei verschiedenen Drehzahlen darstellen zu können, wurden drei Geschwindigkeiten ausgewählt. Es wurde der volumetrische Anteil, in welchem diese Geschwindigkeiten unterschritten werden, berechnet. Die ausgewählten Geschwindigkeiten sind 0.1 m/s , 0.01 m/s und 0.001 m/s . Die Zone, die eine kleinere Geschwindigkeit als 0.001 m/s aufweist, wurde als stagnante Zone definiert, die nicht mehr am Biogasprozess teilnimmt. Hier findet keine Versorgung mit Nährstoffen statt. Außerdem wird in dieser Zone die Geschwindigkeit so klein, dass der gesamte Feststoff sedimentiert. Diese Geschwindigkeiten wurden durch die Ermittlung der Sinkgeschwindigkeit eines Einzelpartikels ermittelt. In den Bereichen wo die Geschwindigkeit kleiner als 0.001 m/s wird, ist die Sinkgeschwindigkeit im Verhältnis so groß, dass es für ein Partikel nicht mehr möglich ist, den Fermenter innerhalb einer theoretischen Verweilzeit zu verlassen. Diese Untersuchung wurde für alle gerechneten Fälle vorgenommen.

Zusätzlich ist das Geschwindigkeitsfeld untersucht worden. Diese Ergebnisse sind als 3D Diagramm, entlang von Schnitten durch den Fermenter, dargestellt. Die Umströmung der Rührwerke wurde mit Vektorfeldern ausgewertet.

7.1.1 Reidling ohne Propellerrührwerk

Um einen Eindruck über das Geschwindigkeitsfeld im Fermenter zu bekommen, wurde eine Fläche durch den Mittelpunkt des Paddelrührwerkes und den Mittelpunkt des Fermenters gelegt. Entlang dieser Fläche wurde die Geschwindigkeit ausgewertet und in einem 3D Diagramm dargestellt (Abbildung 7.1).

Zu konstatieren ist, dass, sobald die Drehzahl verringert wird, die Geschwindigkeit ebenfalls abnimmt. Dieses Resultat entspricht den Erwartungen. Die höchsten Geschwindigkeiten treten in der Nähe des Rührwerks auf. An der Fermenterwand ist die Geschwindigkeit 0. Das ist eine Folge der Haftbedingung an der Wand, die als Randbedingung in das Modell eingeflossen ist. Das Geschwindigkeitsfeld, sobald 6 U/min unterschritten werden, kann nur mehr in Umgebung des Rührwerkes aufrecht erhalten werden. Im restlichen Teil des Fermenters ist keine nennenswerte Bewegung mehr vorhanden. Entlang

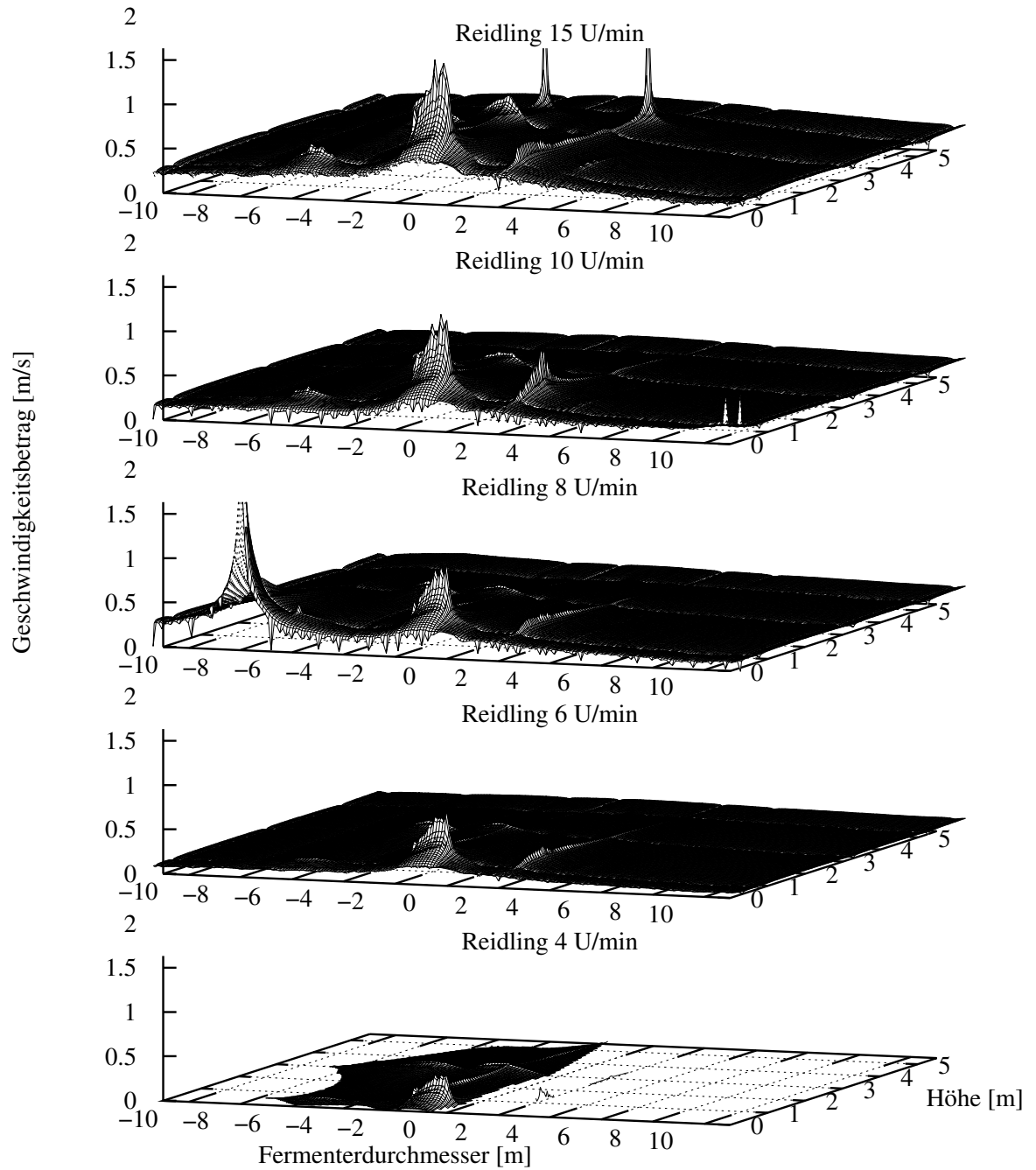
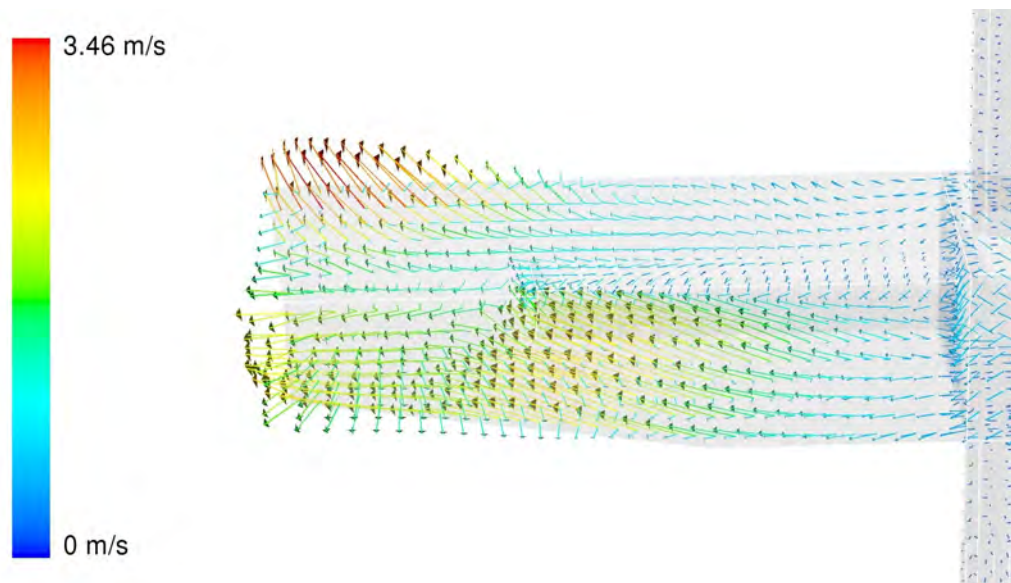


Abbildung 7.1: Geschwindigkeitsfeld im Fermenter Reidling



Abbildungung 7.2: Vektorfeld am Paddelrührwerk in der BGA Reidling

des Interfaces treten einige Geschwindigkeitsspitzen auf. Diese stammen aus Fehlern, die in der Simulation beim Übergang von der Rührwerksgeometrie zur Fermentergeometrie gemacht wurden. Diese Fehler treten jedoch nur in einzelnen Zellen auf. Durch die Interpolation sieht man diese Spitzen jedoch deutlicher.

In Abbildung 7.2 ist das Vektorfeld um das Paddelrührwerk zu sehen. Das Rührwerk drückt die Flüssigkeit nach außen, wobei diese beschleunigt wird. Durch die Paddelgeometrie wird ein Teil der Flüssigkeit nach unten gedrückt. Das führt dazu, dass das Paddelrührwerk dem Verhalten nach ein Axialrührwerk ist. Die Durchmischung der Fermenter erfolgt durch die Erzeugung eines axial nach unten gerichteten Volumenstromes. Dadurch werden im Fermenter Wirbel und Sekundärwirbel erzeugt. Diese Wirbel durchmischen den Fermenterinhalt.

Der Befund aus Abbildung 7.1, ist nochmals deutlich in Abbildung 7.3 dargestellt. Hier sind die Iso-Flächen der drei vorher genannten Geschwindigkeiten dargestellt. In den Bildern 7.3 a - e wird die Drehzahl von anfänglich $4 U/min$, auf 6, 8, 10 und schließlich auf $15 U/min$ erhöht. Ergänzend ist auch das Ergebnis beim Einsatz eines Propellers zu sehen. Darauf wird im folgenden Kapitel eingegangen. Auf diesen Iso-Flächen ist die scheratenabhängige Viskosität abgebildet. Man kann sehr gut erkennen, dass die stagnanten Volumenzonen mit Geschwindigkeiten unter $0,001 m/s$ mit abnehmender Drehzahl sehr schnell größer werden. Diese stagnanten Zonen vergrößern sich ausgehend von den Wänden, da hier durch die Reibung die Geschwindigkeit 0 ist. Daher sind die ersten Totzonen, die auftauchen, immer in Wand- und Bodennähe zu finden. Dieses Verhalten wird auch durch die Wirbel gefördert, die nicht bis in die Ecken des Fermenters vordringen können.

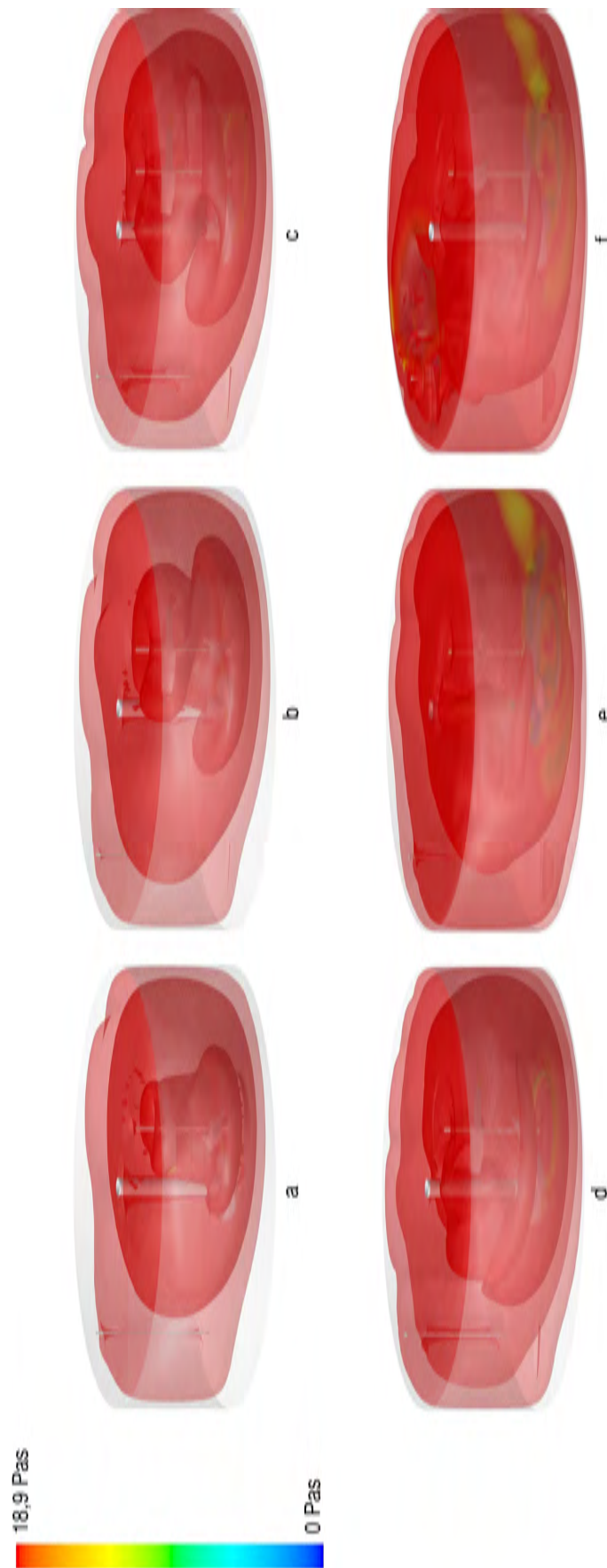


Abbildung 7.3: Fermenter BGA Reidling, Iso-Flächen der Geschwindigkeit

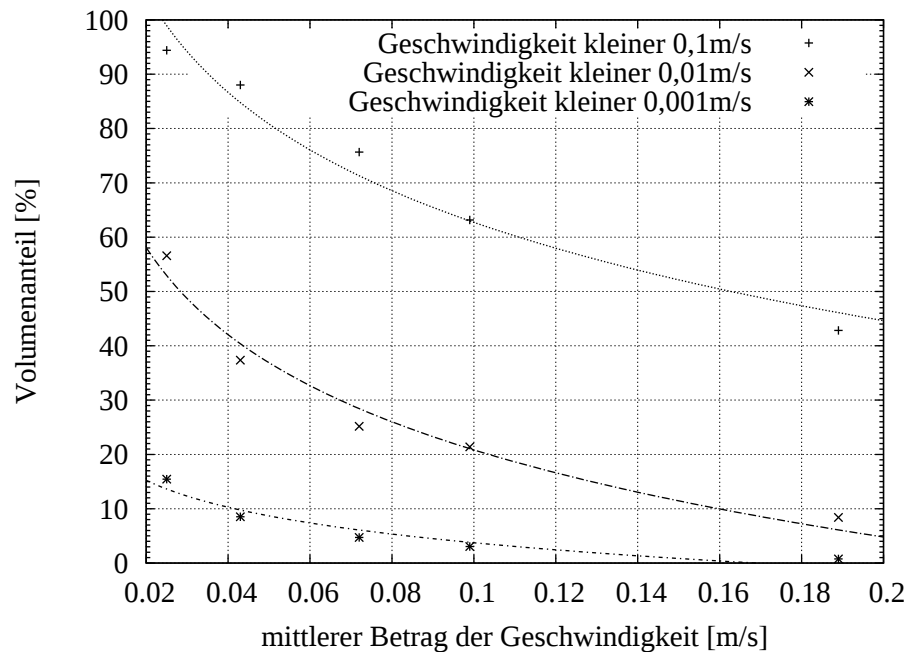


Abbildung 7.4: Fermenter BGA Reidling, Geschwindigkeitsverteilung über der mittleren Geschwindigkeit

Die Ergebnisse, die in Abbildung 7.3 graphisch dargestellt wurden, werden in den Diagrammen 7.4 bis 7.6 genauer erläutert. In Diagramm 7.4 ist der mittlere Geschwindigkeitsbetrag des gesamten Fermentervolumens abgebildet. Man sieht, wie auch schon in den Abbildungen zuvor, dass die Geschwindigkeit substantiell abnimmt, sobald die Drehzahl reduziert wird. Was man daraus noch nicht ableiten kann, ist, welche mittlere Geschwindigkeit im Fermenter herrschen muss, um eine ausreichende Durchmischung zu gewährleisten. Dazu werden noch weitere Untersuchungen angestellt. Diese Untersuchungen sind in Kapitel 7.5 zu finden.

Diagramm 7.4 zeigt die Zunahme der Bereiche mit geringer Geschwindigkeit bei abnehmender Drehzahl. Beim Unterschreiten von $6 U/min$ nimmt das stagnante oder auch das Totvolumen des Fermenter stark zu, Abbildung 7.5. Hier nimmt ein Volumen von 10-20 % nicht mehr am Biogasprozess teil. Daher kann man davon ausgehen, dass ab diesem Zeitpunkt ein signifikanter Einbruch der Biogasproduktion eintritt.

Betrachtet man den spezifischen Leistungseintrag, dargestellt in Diagramm 7.6, kann man, kombiniert mit den vorher gezeigten Diagrammen, eine Aussage treffen, welche Leistung für einen anderen Fermenter, ausgestattet mit dem gleichen Rührwerk, notwendig sein wird, um Totzonen zu vermeiden. Allgemein kann festgestellt werden, dass ein spezifischer Leistungseintrag von $2.5 - 3 W/m^3$ nicht unterschritten werden sollte, um Totzonen zu minimieren. Bei höheren Leistungseinträgen lassen sich die Totzonen nicht weiter verringern.

Bei einem spezifischen Leistungseintrag von beispielsweise $3 W/m^3$ auf, kann man nach Abbildung 7.5 erkennen, dass dafür eine Drehzahl von $10 U/min$ erforderlich sein wird, um damit im Fermenter eine mittlere Geschwindigkeit von $0.1 m/s$ zu erreichen.

In Tabelle 7.1 sind die Ergebnisse nochmals dargestellt. Hier sind die Volumen eingetragen, in denen die jeweilige Geschwindigkeit unterschritten wird. Wie schon erwähnt,

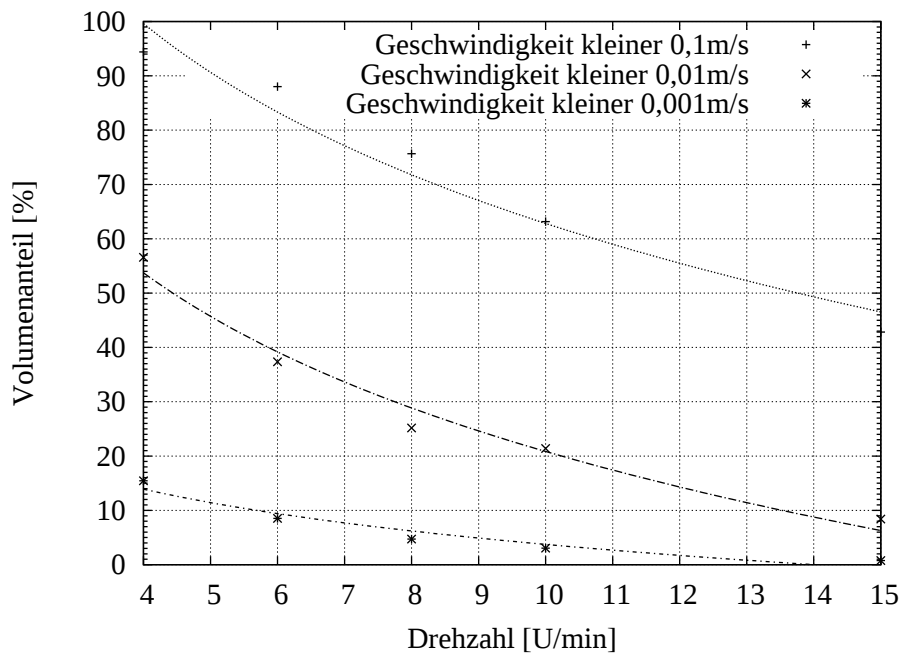


Abbildung 7.5: Fermenter BGA Reidling, Geschwindigkeitsverteilung über der Drehzahl

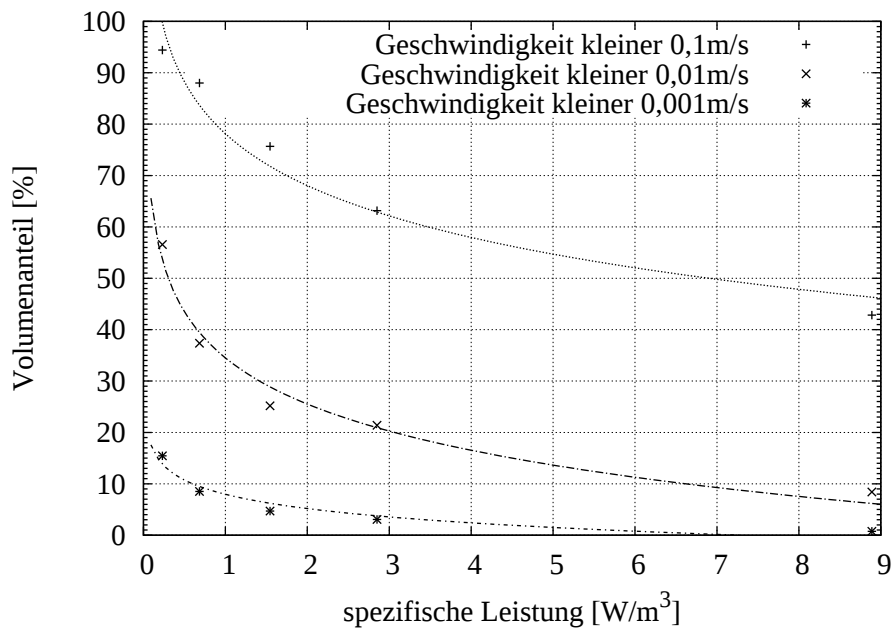


Abbildung 7.6: Fermenter BGA Reidling, Geschwindigkeitsverteilung über der spezifischen Leistung

Tabelle 7.1: Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Reidling ohne Propeller

Drehzahl [$\frac{U}{min}$]	0.1 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	0.01 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	0.001 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]
15	1065	42.8	209	8.4	19	0.8
10	1571	63.1	532	21.4	76	3.1
8	1882	75.7	626	25.2	117	4.7
6	2189	88.0	929	37.3	212	8.5
4	2348	94.4	1407	56.6	384	15.6

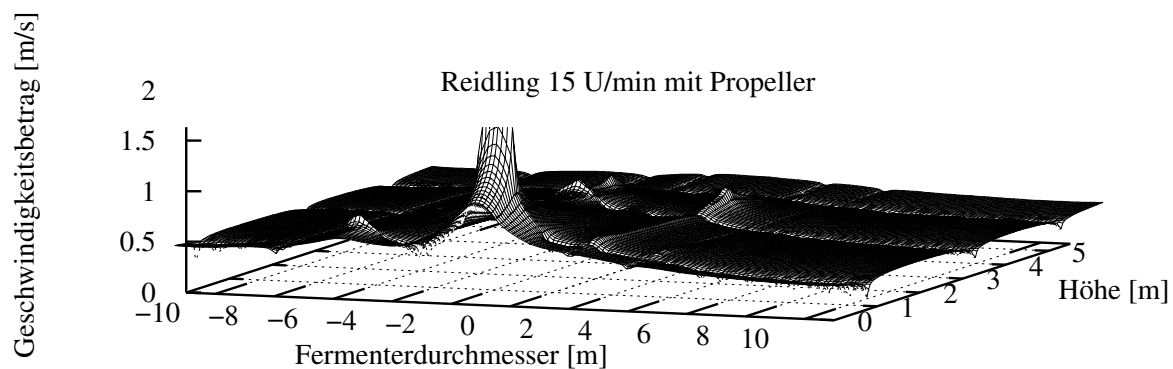


Abbildung 7.7: Geschwindigkeitsfeld im Fermenter Reidling bei 15 U/min, mit Propeller

steigt das Totvolumen bei sinkender Drehzahl sehr stark an. Sobald eine Drehzahl von $6 U/min$ unterschritten wird, verdoppelt sich das Totvolumen nahezu von 8.5 % auf 15.6 %.

7.1.2 Reidling mit Propellerrührwerk

Hier werden die Ergebnisse beim Einsatz eines zusätzlichen Propellerrührwerkes in Reidling vorgestellt. Da hier keine Drehzahl Variation durchgeführt wurde, kann die Abhängigkeit des Totvolumens von der Paddeldrehzahl nicht untersucht werden. Allerdings kann diese Simulation mit der Simulation des Fermenters in Reidling, ohne Propellerrührwerk bei $15 U/min$ verglichen werden.

Das Geschwindigkeitsfeld in Abbildung 7.7 unterscheidet sich nicht von dem der Simulation der BGA Reidling ohne Propeller, siehe Abbildung 7.1. Auch hier tauchen Artefakte auf, die von Interpolationsproblemen am Interface stammen. Das Geschwindigkeitsmaximum ist auch wieder in unmittelbarer Nähe der Paddel zu finden. Daher kann davon ausgegangen werden, dass der Propeller nur eine eingeschränkte Reichweite aufweist. Sein Einfluss kann in diesem Diagramm nicht festgestellt werden. Dies entspricht auch den allgemeinen Erfahrungen, die Biogasanlagenbetreiber mit dieser Art von Rührwerken gemacht haben. Daher werden bei Verzicht auf ein Paddelrührwerk auch mehrere Propeller eingesetzt. Dabei darf aber nicht vergessen werden, dass ein Propellerrührwerk die gleiche Leistung aufweist wie ein Paddelrührwerk.

Die eingeschränkte Reichweite lässt sich auch in Abbildung 7.8 sehen. Hier wurde

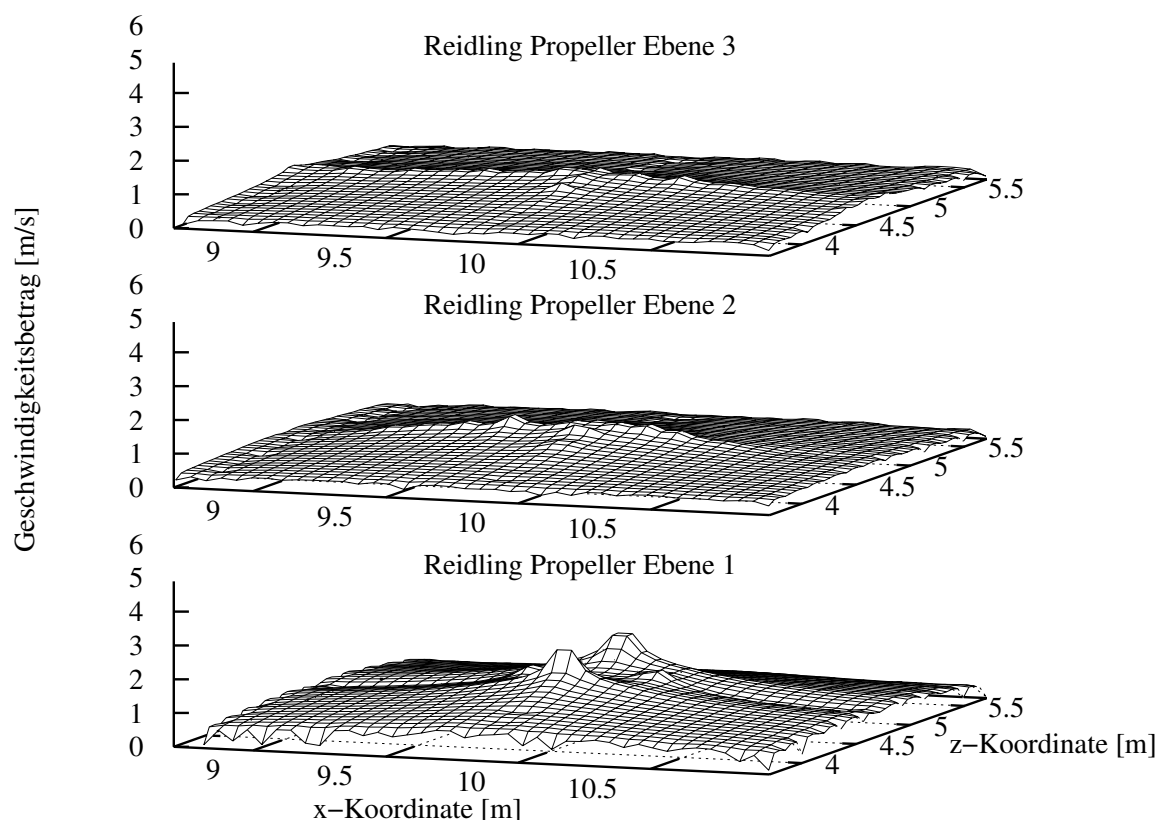


Abbildung 7.8: Geschwindigkeitsfeld vor dem Propeller der BGA Reidling

Tabelle 7.2: Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Reidling mit Propeller mit $475 \frac{U}{min}$, Paddel mit $15 \frac{U}{min}$

Drehzahl [$\frac{U}{min}$]	$0.1 \frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	$0.01 \frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	$0.001 \frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]
15/475	897.1	36.5	97.2	3.9	24.9	0.1

das Geschwindigkeitsfeld vor dem Propeller auf drei Ebenen aufgetragen. Die erste Ebene liegt $0.5 m$ vor dem Propeller, die zweite Ebene $1 m$ und die dritte Ebene $2 m$. Die Koordinaten sind die Absolutkoordinaten mit dem Fermentermittelpunkt als Nullpunkt. Schon bei einer Entfernung von $2 m$ (Ebene 3) zum Propeller nimmt die Geschwindigkeit dramatisch ab. Die graphische Darstellung ist in Abbildung 7.3 Bild f zu sehen. Auch hier kann man kaum einen Einfluss des Propellers ausmachen, außer in unmittelbarer Umgebung.

In Bild 7.9 ist das Vektorfeld um den Propeller zu sehen. Der Propeller saugt auf der Rückseite die Flüssigkeit an und drückt sie nach vorne weg. Durch den Ring wird das Feld eingengt und der Freistrah, den das Rührwerk erzeugt, fokussiert. Dadurch wird die Reichweite erhöht. Bei Rührwerken ohne dieses Leitblech ist die Reichweite geringer. Dies ist in späteren Abbildungen zu sehen.

In Tabelle 7.2 sind nun die Volumenanteile bezogen auf die Geschwindigkeit dargestellt. Wenn man dieses Ergebnis mit Tabelle 7.1 vergleicht, sieht man, dass sich die Vo-

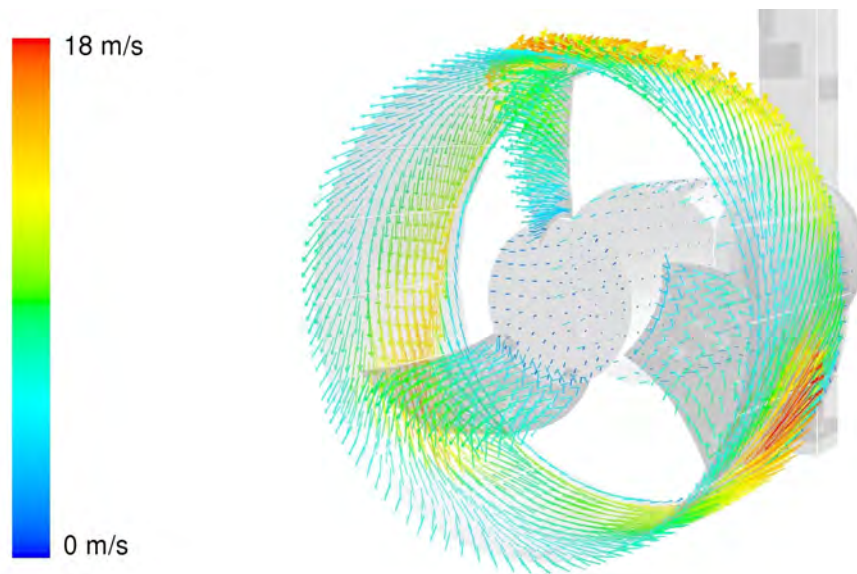


Abbildung 7.9: Vektorfeld am Propellerrührwerk in der BGA Reidling

lumenanteile mit geringen Geschwindigkeiten nicht wesentlich vermindert worden. Dieser Befund deckt sich mit den obigen Aussagen über die geringe Reichweite von Rührwerken solcher Bauart. Da die Leistung der Propellerrührwerke in der gleichen Größenordnung wie die des Paddelrührwerkes sind ist der Rühreffekt zu gering. Ein Propellerrührwerk ist nicht in der Lage den Fermenter in Reidling ausreichend zu durchmischen.

7.2 BGA Strem, Einphasensimulation

Um im Fermenter der BGA Strem das Geschwindigkeitsfeld abzubilden, wurde geringfügig anders vorgegangen. Durch die Konstruktionsweise des Rührwerkes bot es sich an, vor und hinter den Paddeln eine Ebene durch den Fermenter zu legen und die Geschwindigkeit entlang dieser Ebene abzubilden. Das Ergebnis ist in den Abbildungen 7.10 und 7.11 zu sehen.

Analog zu den Ergebnissen in Reidling nimmt die Geschwindigkeit mit rückläufiger Drehzahl ab. Allerdings ist hier, im Gegensatz zum Fermenter in Reidling, zu sehen, dass auch bei sehr kleinen Drehzahlen über den ganzen Fermenter eine Geschwindigkeitsverteilung zu finden ist. Daher wird erwartet, dass der Fermenter in Strem auch bei sehr geringen Drehzahlen gerührt werden kann.

In Abbildung 7.12 ist das Vektorfeld am Paddelrührwerk dargestellt. Da die beiden Paddel symmetrisch sind, wurde nur eine Seite abgebildet. Das Vektorfeld zeigt, dass die Schaufeln das Medium sehr schnell bewegen, jedoch ist die Schaufelfläche im Vergleich zu den Flächen der Paddel des Rührwerkes in Reidling sehr klein. Daher wird kein annähernd so großer Massenstrom wie durch das Paddelrührwerk im Fermenter der BGA Reidling bewegt. Da der Durchmesser der Paddel in Strem jedoch wesentlich größer ist, können mit kleineren Drehzahlen hohe Geschwindigkeiten erzeugt werden. Allerdings ist der erzeugte Volumenstrom nicht gerichtet wie in der BGA Reidling. Die Bleche, die zwischen den Paddeln schneckenförmig eingebaut sind, sorgen für eine radiale Strömung im Fermenter. Die Paddel selbst fördern tangential. Das Paddelrührwerk in Strem ist demnach ein Rührwerk mit gemischtem Rührverhalten.

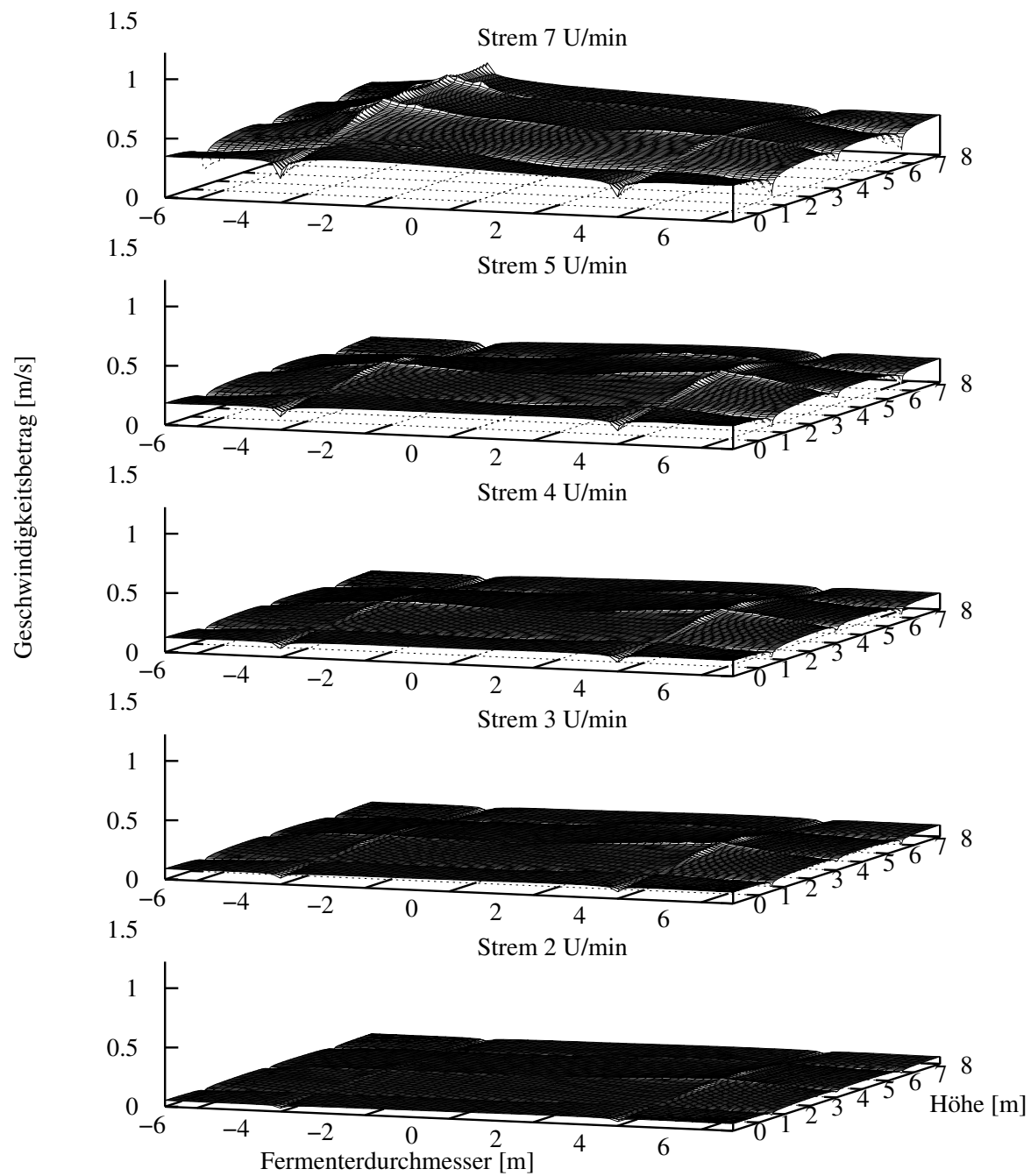


Abbildung 7.10: Geschwindigkeitsfeld im Fermenter Strem Ebene 1

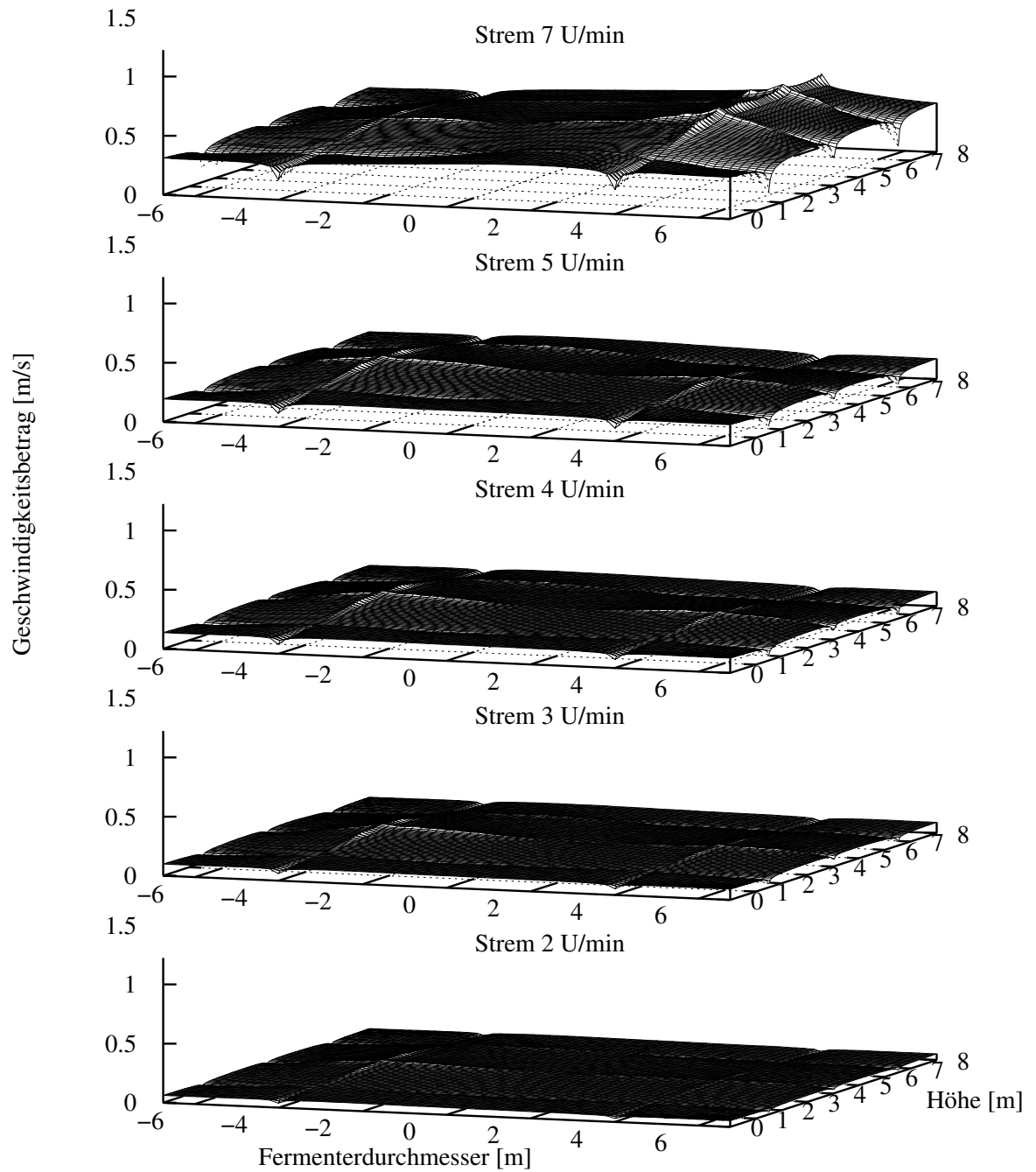


Abbildung 7.11: Geschwindigkeitsfeld im Fermenter Strem Ebene 2

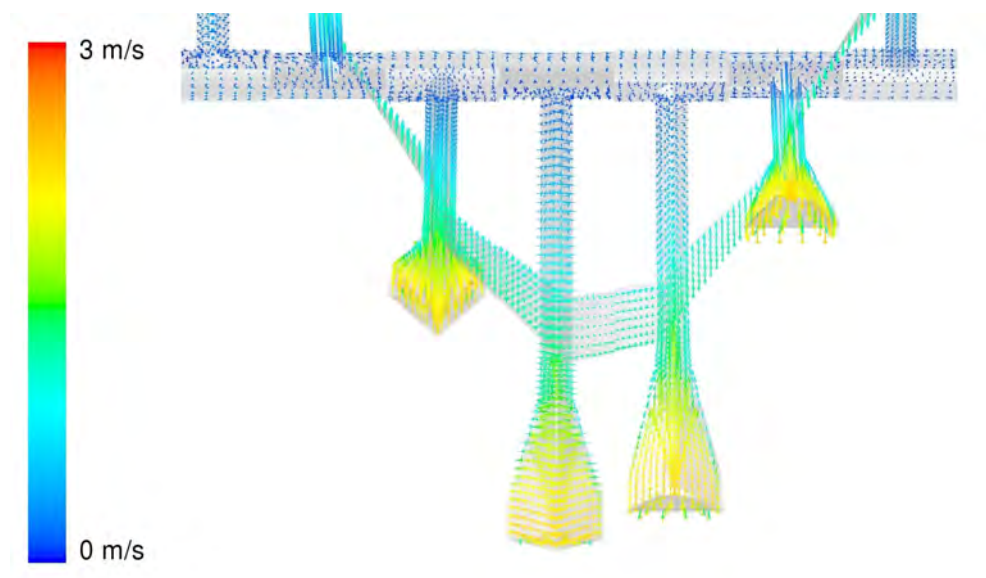


Abbildung 7.12: Vektorfeld am Paddelrührwerk in der BGA Strem

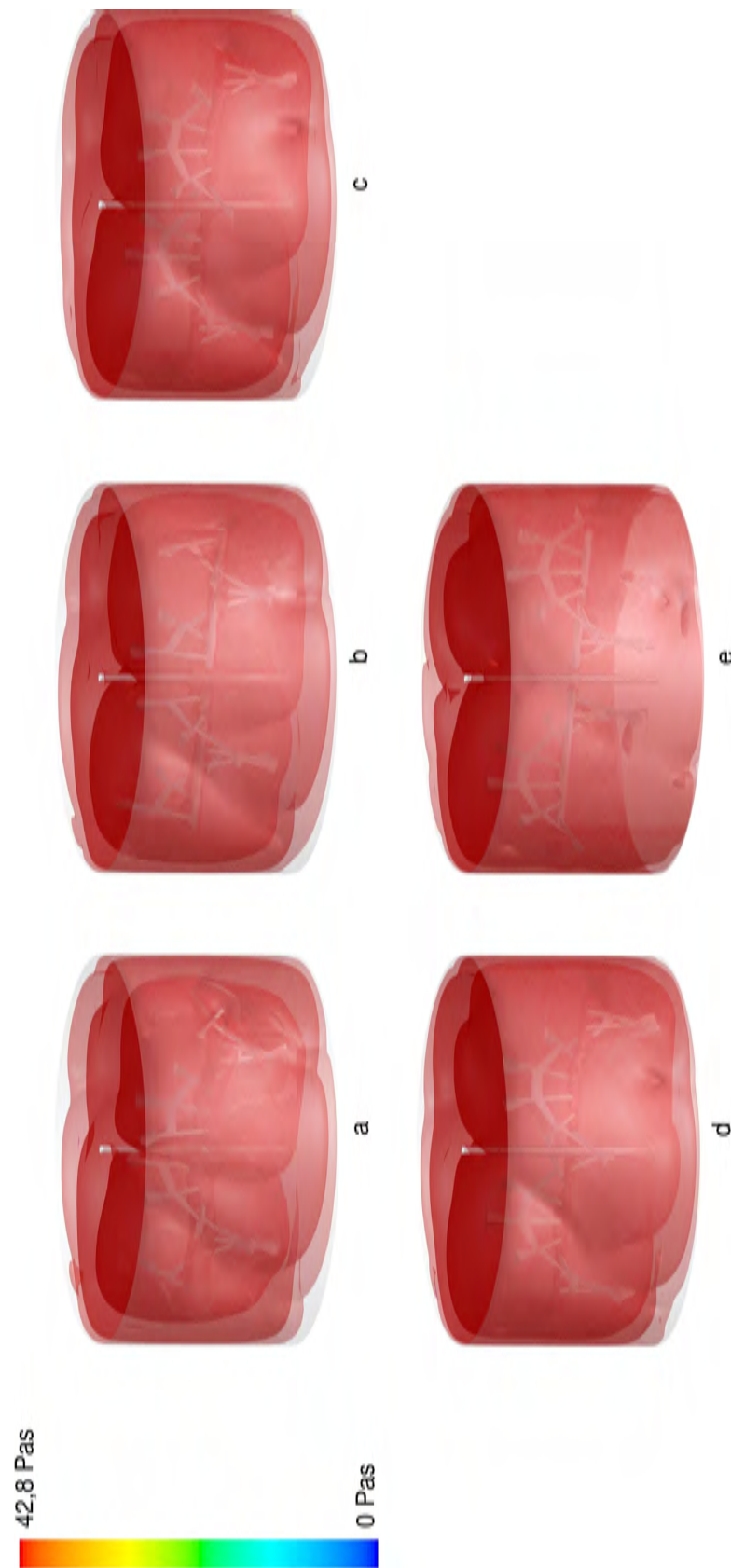


Abbildung 7.13: Fermenter der BGA Strom, Iso-Flächen der Geschwindigkeit

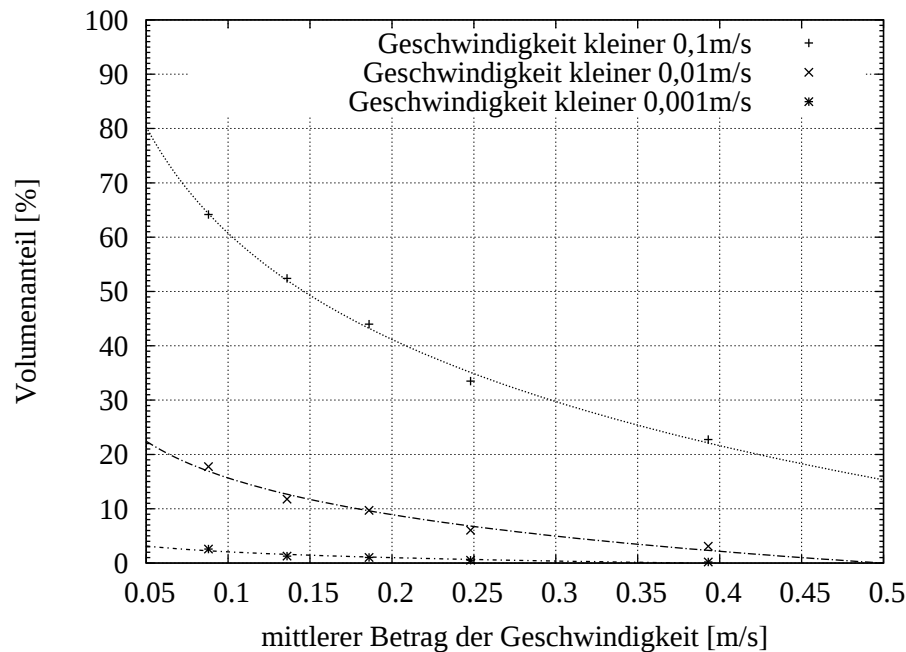


Abbildung 7.14: Fermenter BGA Strem, Geschwindigkeitsverteilung über der mittleren Geschwindigkeit

In Abbildung 7.13 sieht man die Volumen, die mit den drei vorher schon genannten Geschwindigkeiten erstellt wurden. Die Geschwindigkeit wird von anfänglich $2 U/min$ auf 3, 4, 5 und $7 U/min$ angehoben. Auf der Oberfläche der Isoflächen ist auch hier die scherratenabhängige Viskosität aufgetragen. Hier ist zu beobachten, dass sich die Zonen mit kleineren Geschwindigkeiten mit sinkender Drehzahl ausweiten, beginnend bei den Wänden des Fermenters. Allerdings ist selbst bei kleinen Drehzahlen noch keine ausgeprägte Totzone auszumachen. Dies ist bedingt durch die Bauweise des Rührwerkes. Die Paddel erstrecken sich über weite Teile des Fermenters und haben auch einen sehr großen Durchmesser. Daher kann auch bei geringen Drehzahlen der Fermenterinhalt bewegt werden. Die Scherraten, die dabei auftreten sind sehr gering. Daher herrscht im Fermenter überall nahezu die gleiche Viskosität.

Ebenso wie für den Fermenter in Reidling ist die Betrachtung auch auf die mittlere Geschwindigkeit, die Drehzahl und den spezifischen Leistungseintrag angewandt worden. In Abbildung 7.14 ist der Verlauf der mittleren Geschwindigkeit abgebildet. Man erkennt, dass selbst bei niedrigen Drehzahlen kein Totvolumen auftritt. Allgemein ist zu beobachten, dass die mittlere Geschwindigkeit deutlich höher ist als in der BGA Reidling (Abbildung 7.4). Obwohl der Drehzahlbereich in Strem niedriger ist, ist der Durchmesser des Paddels beinahe doppelt so groß. Dieser Sachverhalt führt zu höheren mittleren Geschwindigkeiten bei niedrigeren Drehzahlen.

In Diagramm 7.15 ist die Zunahme des Totvolumens über der Drehzahl dargestellt. Es ist zu beobachten, dass es de facto kein Totvolumen gibt.

Der mittlere Leistungseintrag ergänzt die Untersuchung zum Fermenter in Strem. Abbildung 7.16 zeigt, dass, ähnlich zur BGA Reidling (Abbildung 7.6), ein spezifischer Leistungseintrag von $2-3 W/m^3$ ausreicht, um den Fermenter zu rühren. Die mittlere Geschwindigkeit, die dabei erzielt wird, liegt bei etwa $0,11-0,15 m/s$, und damit etwas

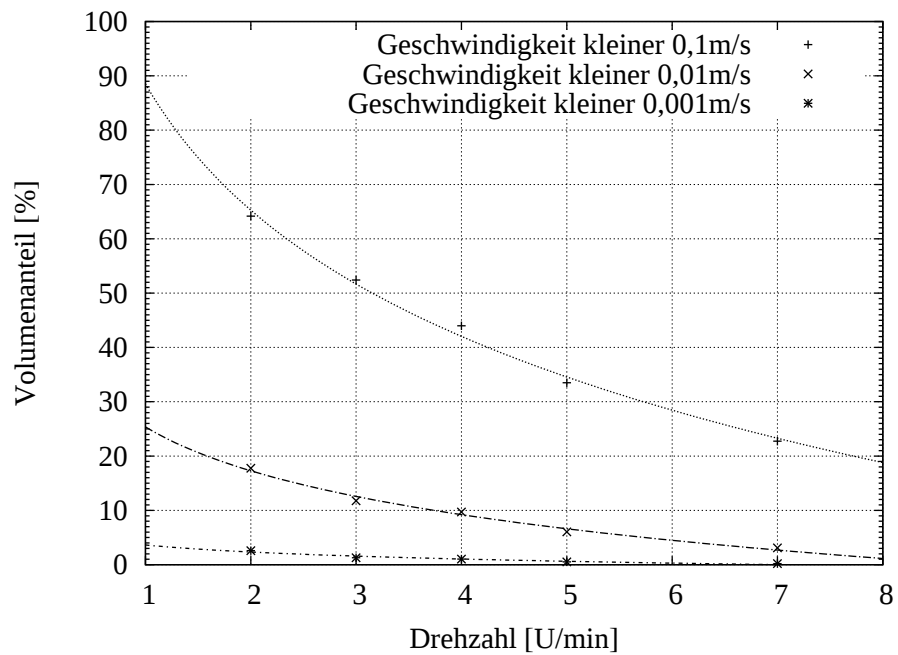


Abbildung 7.15: Fermenter BGA Strem, Geschwindigkeitsverteilung über der Drehzahl

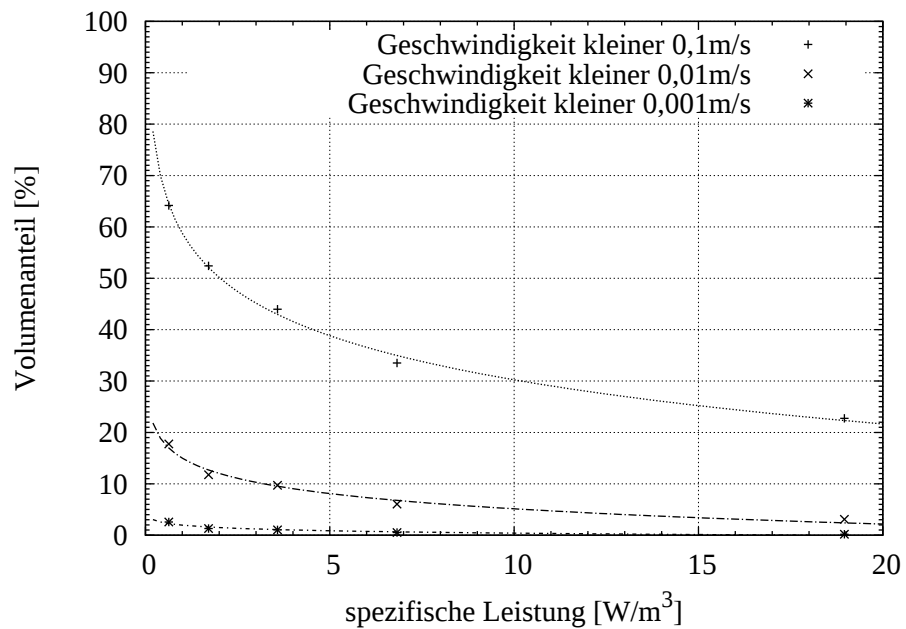


Abbildung 7.16: Fermenter BGA Strem, Geschwindigkeitsverteilung über der spezifischen Leistung

Tabelle 7.3: Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Strem

Drehzahl [$\frac{U}{min}$]	$0.1 \frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	$0.01 \frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	$0.001 \frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]
7	356.5	22.7	48.4	3.1	3.0	0.2
5	525.6	33.5	94.8	6.1	8.1	0.5
4	689.9	44.0	152.3	9.7	16.1	1.0
3	822.1	52.4	184.6	11.8	20.2	1.3
2	1006.7	64.2	278.4	17.7	40.4	2.6

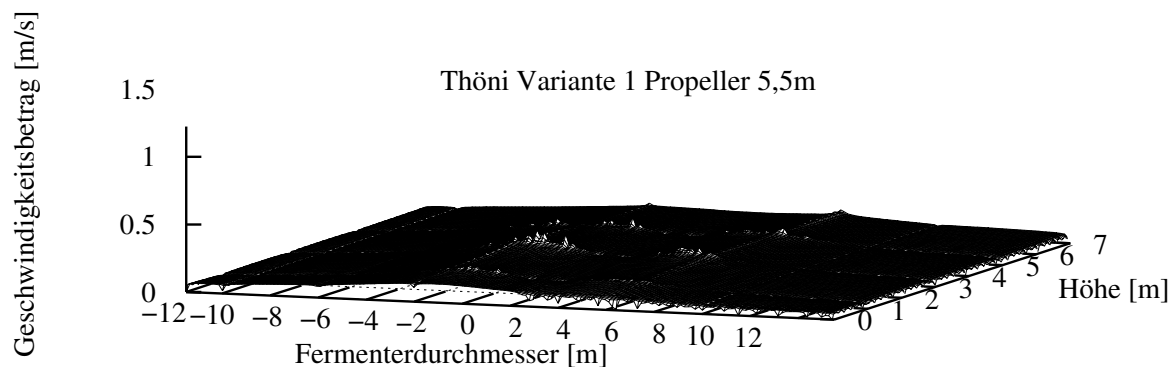


Abbildung 7.17: Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von Thöni, Variante 1

höher als im Fermenter von Reidling. Die Drehzahl wird hier zwischen etwa $2 - 2.5 U/min$ liegen.

In Tabelle 7.3 sind die Ergebnisse nochmals tabellarisch zusammengefasst. Das Totvolumen steigt im untersuchten Drehzahlbereich auf maximal 2.6 %, ist also sehr gering.

7.3 Thöni Fermenter, Einphasensimulation

7.3.1 Thöni Fermenter Variante 1

Die Firma Thöni hat den Fermenter von Strem mit Rührwerken ausgestattet und auch noch neue Fermentertypen und Rührwerke entwickelt. Diese werden auch im Rahmen dieser Arbeit untersucht. Die Fermenter des neueren Typs sind wesentlich größer als der Fermenter in Strem. Auch die Anzahl der Rührwerke und der Paddel wurde erhöht. Damit steigt auch der Rechenaufwand sehr stark an. Aus diesem Grund wurden die Simulationen nur bei einer Drehzahl von $4 U/min$ durchgeführt. Die drei Varianten, die gerechnet worden sind, unterscheiden sich in der Einbauhöhe des Propellerrührwerkes, das zusätzlich zu den Paddeln eingebaut wurde.

In der ersten Variante ist der Propeller auf einer Höhe von $5.5 m$ über dem Boden des Fermenters eingebaut. Die Abbildung 7.17 zeigt das Geschwindigkeitsfeld, das in einem Thöni Fermenter herrscht, bei einer Drehzahl von $4 U/min$. Wenn man dieses Diagramm mit Diagramm 7.10 und 7.11 vergleicht, erkennt man, dass die Geschwindigkeiten ähnlich sind. Der spezifische Leistungseintrag bei dieser Rührwerksdrehzahl beträgt $3.7 W/m^3$.

In Abbildung 7.18, ganz rechts, sieht man das Geschwindigkeitsfeld vor dem Propeller. Auch hier, wie schon vorher bei dem Propeller in der BGA Reidling, ist zu sehen, dass

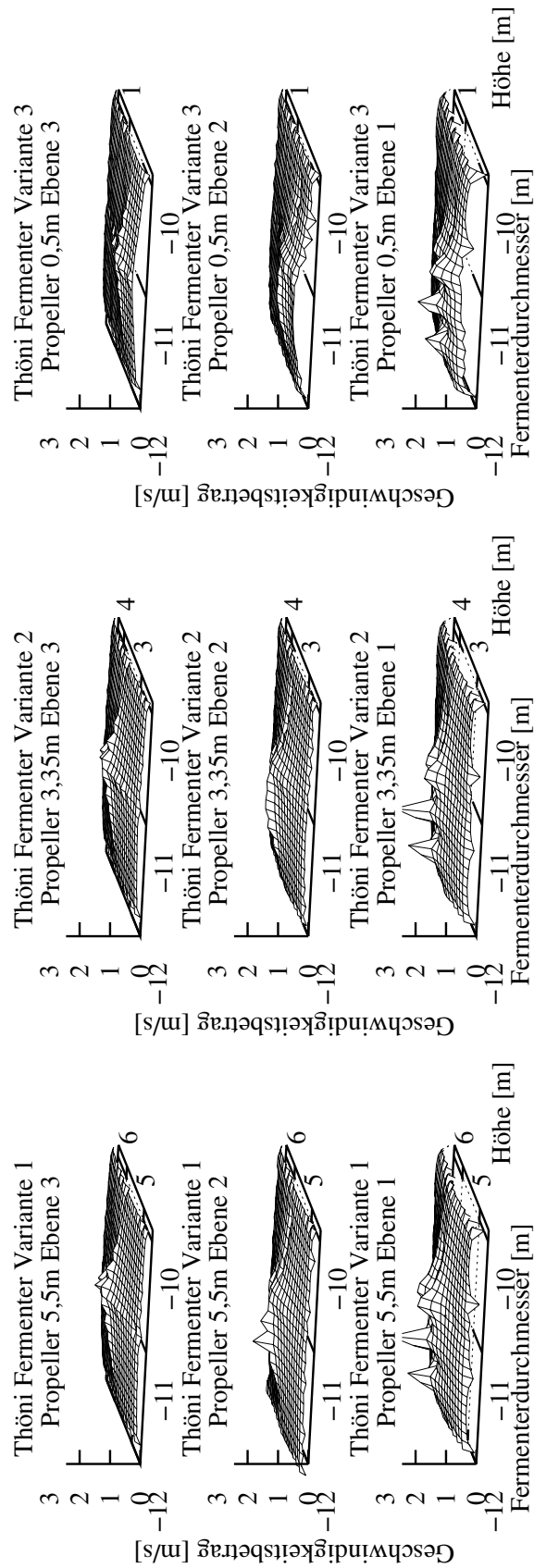


Abbildung 7.18: Geschwindigkeitsfeld vor dem Propeller im Fermenter von Thöni Variante 1-3

Tabelle 7.4: Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Thöni Variante
1

Drehzahl $[\frac{U}{min}]$	$0.1 \frac{m}{s}$ $[m^3]$	Anteil [%]	$0.01 \frac{m}{s}$ $[m^3]$	Anteil [%]	$0.001 \frac{m}{s}$ $[m^3]$	Anteil [%]
4 / 375	885.8	22.1	136.3	3.4	8.1	0.2

die Geschwindigkeit stark gedämpft wird. In diesem Fall wirkt sich die nicht-Newtonsche Viskosität stärker aus und der Propeller zeigt fast keine Wirkung mehr. Dieser Propeller ist auch nicht mit einem Leitblech ausgestattet. Das schränkt die Reichweite zusätzlich ein. Das starke nicht-Newtonsche Verhalten, besonders in niedrigen und mittleren Scherratenbereich führt dazu, dass das Material rund um den Propeller eine sehr niedrige Viskosität aufweist. Im restlichen Fermentervolumen ist die Scherrate sehr niedrig und daher die Viskosität sehr hoch. Das führt dazu, dass sich rund um den Propeller eine Kaverne bildet, welche einen optimalen Betrieb unmöglich macht. Dieses Verhalten wurde auch im Betrieb an den Anlagen beobachtet.

In Tabelle 7.4 sind die Ergebnisse zusammengefasst. Man kann sagen, dass der Fermenter bei $4 U/min$ gut gerührt wird. Wenn man davon ausgeht das die Paddelrührwerke auch hier so funktionieren wie in der Anlage in Strem, sind noch niedrigere Drehzahlen möglich.

Tabelle 7.5: Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Thöni Variante 2

Drehzahl [$\frac{U}{min}$]	0.1 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	0.01 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	0.001 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]
4 / 375	885.8	22.1	136.3	3.4	8.1	0.2

Tabelle 7.6: Volumen-Geschwindigkeitsanteil in der BGA Thöni Variante 3

Drehzahl [$\frac{U}{min}$]	0.1 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	0.01 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	0.001 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]
4 / 375	885.8	22.1	136.3	3.4	8.1	0.2

In Abbildung 7.19 sind die Volumenanteile graphisch dargestellt. Man sieht, dass die Einbauhöhe des Propellers keinen wesentlichen Unterschied macht. Dies ist, wie vorher bereits beschrieben, auf den kleinen Wirkungskreis des Propellers zurückzuführen. Totzonen sind keine vorhanden. Die Paddel rühren den Fermenter gleich wie die Paddel in Strem. Der spezifische Leistungseintrag bei dieser Rührwerksdrehzahl beträgt $3.7 W/m^3$. In diesen Anlagen kann somit auch mit einer kleineren Drehzahl gearbeitet werden.

7.3.2 Thöni Fermenter Variante 2

In Tabelle 7.5 sind die Ergebnisse für die zweite Variante zusammengefasst. Hier liegt die Einbauhöhe des Fermenters bei $3.5 m$ und damit auf halber Höhe zwischen Boden und Flüssigkeitsspiegel. Die Einbauhöhe hat keinen Einfluss auf die Zonen höherer und niedrigerer Geschwindigkeit (7.18).

Das Geschwindigkeitsfeld bei der Variante zwei gleicht dem Geschwindigkeitsfeld von Variante eins. Auch hier ist der Grund in der geringen Wirkung des Propellers zu finden.

7.3.3 Thöni Fermenter Variante 3

In der dritten Variante der Thöni Fermenter wurde der Propeller einen halben Meter über dem Boden eingebaut. Wie erwartet zeigen sich auch hier keine Unterschiede zu den beiden vorhergehenden Varianten (Tabelle 7.6 und Abbildung 7.21). Der spezifische Leistungseintrag bei dieser Rührwerksdrehzahl beträgt $3.7 W/m^3$.

Abschließend kann gesagt werden, dass es kaum einen Sinn macht, ein Propeller-rührwerk dauerhaft in diesen Fermentern bei dieser hohen Viskosität zu betreiben. Auch die Anlagenbetreiber berichten, dass dieses Rührwerk kaum benutzt wird. Sollte sich im Betrieb eine Schwimmschicht bilden, dann ist das Propellerrührwerk gut dazu geeignet, diese zu zerstören. In diesem Fall empfiehlt es sich, das Propellerrührwerk an der obersten Position einzubauen, um es zum Zerstören von Schwimmschichten einsetzen zu können.

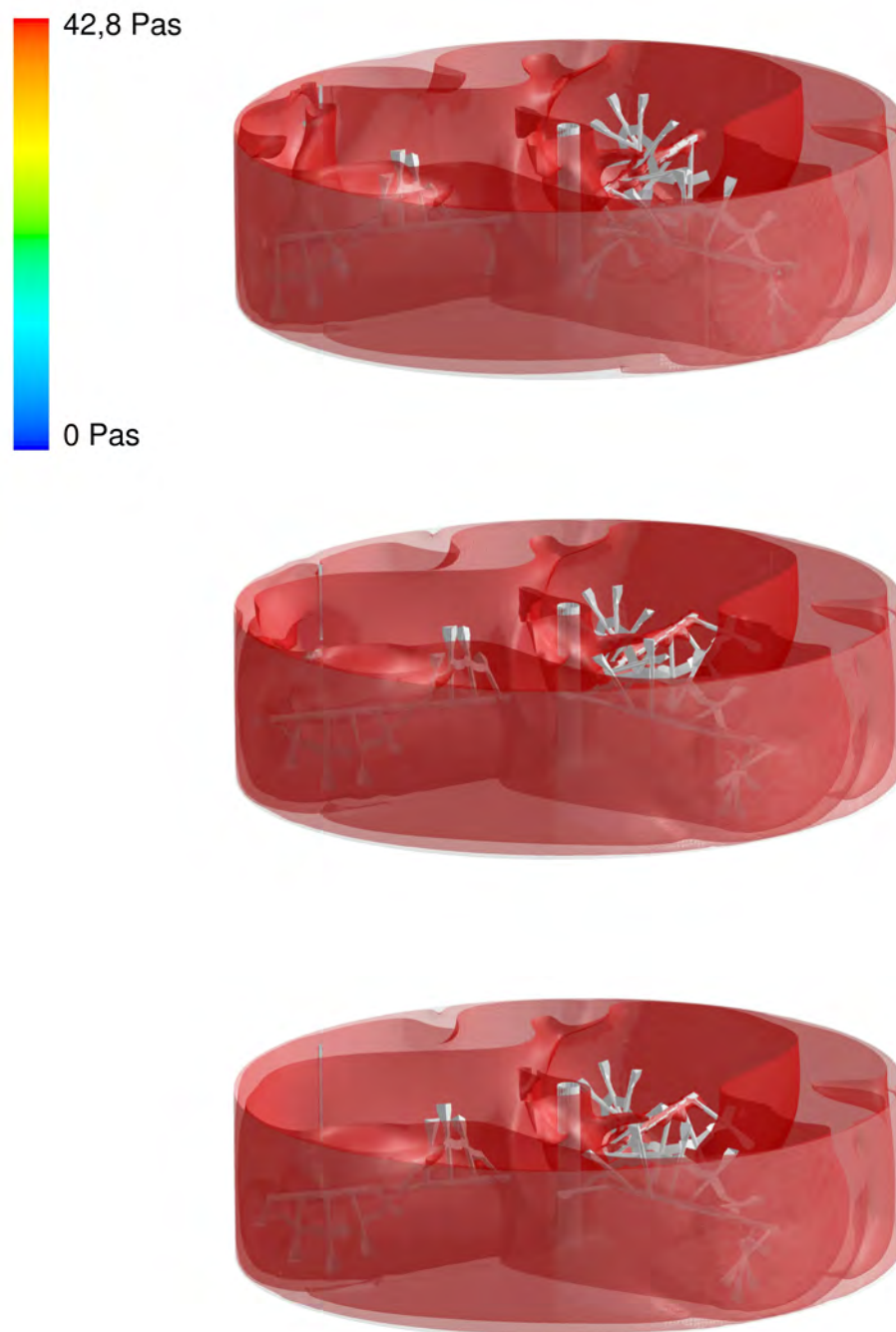


Abbildung 7.19: Thöni, alle Varianten, Iso-Flächen der Geschwindigkeit

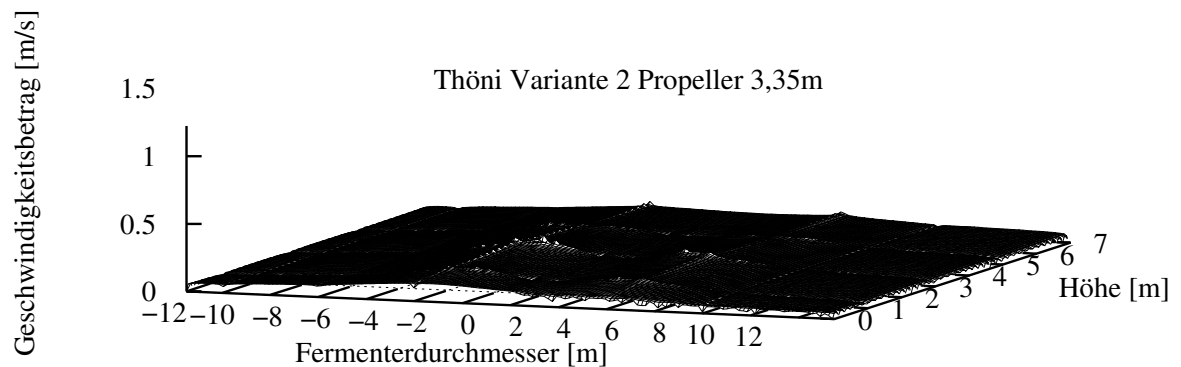


Abbildung 7.20: Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von Thöni, Variante 2

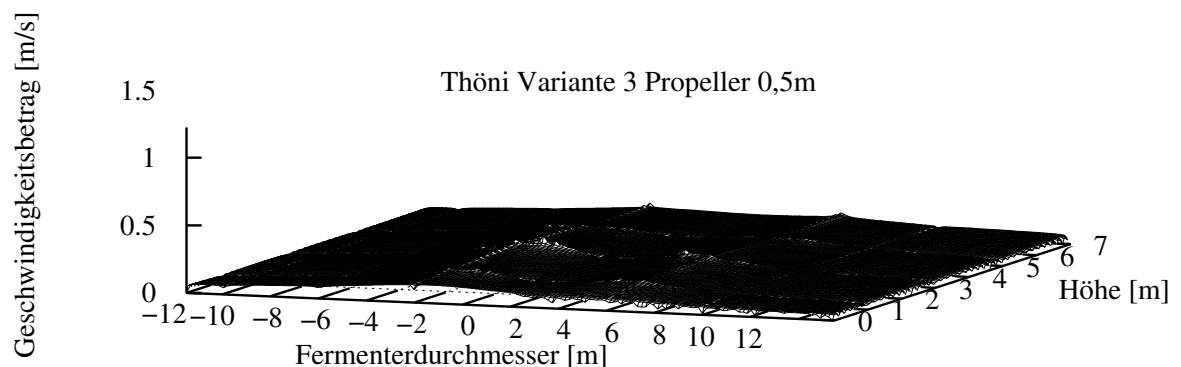


Abbildung 7.21: Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von Thöni, Variante 3

7.4 AAT Fermenter, Einphasensimulation

7.4.1 AAT Fermenter Variante 1

Die Firma AAT hat das Paddelrührwerk, das den Fermenter der Biogasanlage Reidling rührt, konstruiert und eingebaut. Im Rahmen dieser Arbeit wurden auch neuere Bauformen von AAT Fermentern und die neueste Bauform der Paddelrührwerke simuliert. In der ersten Variante wurde das Fermentervolumen vergrößert, ein Paddelrührwerk der gleichen Bauweise wie in der BGA Reidling und zusätzlich zwei Propellerrührwerke eingebaut. Um das Strömungsfeld im Fermenter beurteilen zu können, wurde, wie schon zuvor beim Fermenter der BGA Reidling, eine Ebene durch die Achse des Rührwerkes und durch die Zentralachse des Fermenters gelegt. Entlang dieser Ebene wurde die Geschwindigkeit ausgewertet. Dies ist in Abbildung 7.22 zu sehen. Auch hier, wie in den anderen Fermentern zuvor, wird die Geschwindigkeit im Fermenter kleiner mit abnehmender Drehzahl. Bei einer Drehzahl von $4 U/min$ ist die Geschwindigkeit, außer in der direkten Umgebung des Paddelrührwerkes, beinahe auf 0 abgesunken.

Um das Geschwindigkeitsfeld der Propeller abbilden zu können, wurden auch hier drei Ebenen vor dem Propellerrührwerk ausgewertet. Die Ebenen sind in einem Normalabstand von $0.5 m$, $1 m$ und $2 m$ angebracht. Dies ist in Abbildung 7.23 zu sehen. Auch hier erkennt man, dass die Reichweite der Propellerrührwerke sehr gering ist. Allerdings ist hier die Konfiguration so, dass sich die Wirkung der beiden Rührwerke durch ihre Anordnung verstärkt. Darauf wird in Kapitel 7.5 genauer eingegangen.

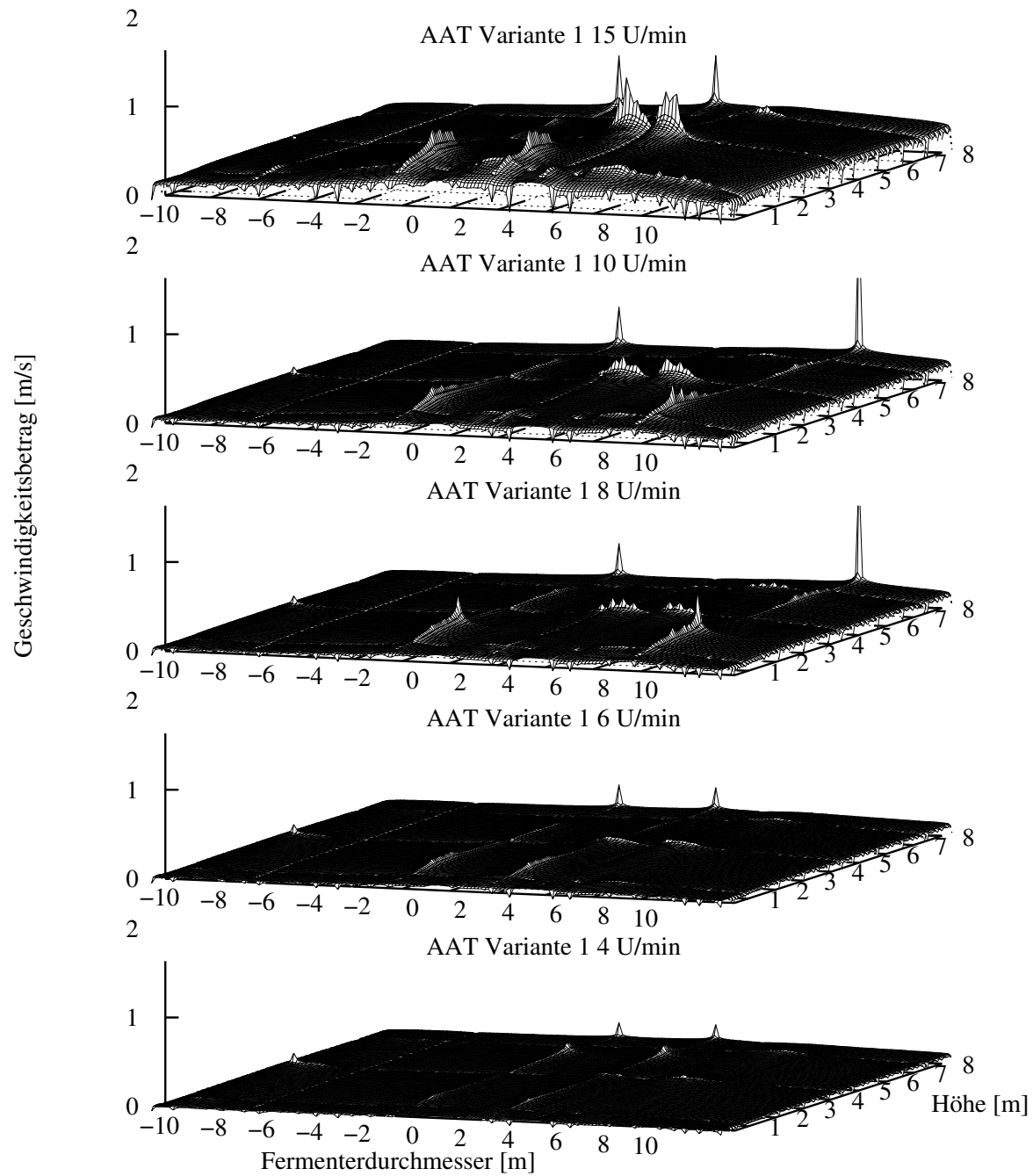


Abbildung 7.22: Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von AAT Variante 1

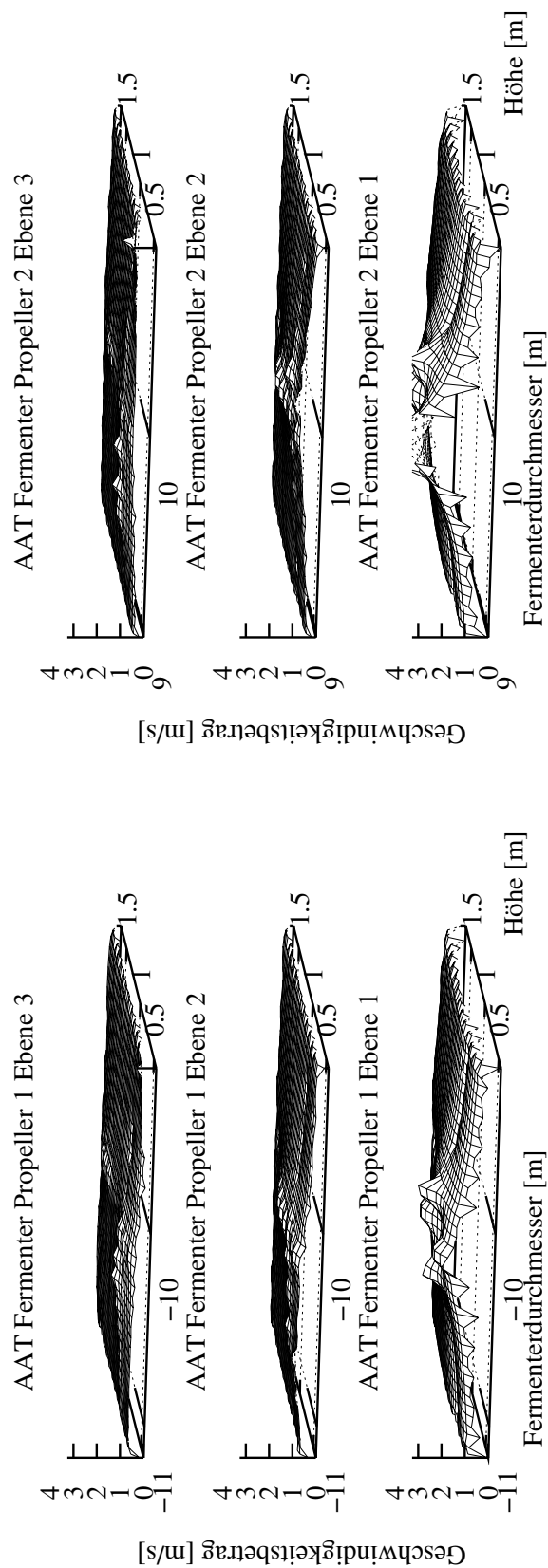


Abbildung 7.23: Geschwindigkeitsfeld vor den Propellern im Fermenter
AAT Variante 1

In Abbildung 7.24 sind die Volumenanteile der drei Iso-Geschwindigkeiten zu sehen. Die Geschwindigkeiten wurden analog zu den vorigen Fermentern gewählt. Auch hier ist klar zu sehen, dass sich beim Erhöhen der Drehzahl von 4 U/min in Abbildung 7.24a auf 15 U/min in 7.24e das Totvolumen sukzessive verkleinert. Allerdings wird hier das Totvolumen niemals so groß wie in der BGA Reidling bei den gleichen Drehzahlen. Dies wird durch die günstige Anordnung der Propeller bewerkstelligt. Auf den Iso-Fächen wurde die scherratenabhängige Viskosität aufgetragen. Man sieht, dass die Viskosität nur in der Umgebung des Propellerrührwerkes und des Paddelrührwerkes absinkt. Im größten Teil des Fermenters ist die Viskosität konstant, da auch die Scherrate konstant ist.

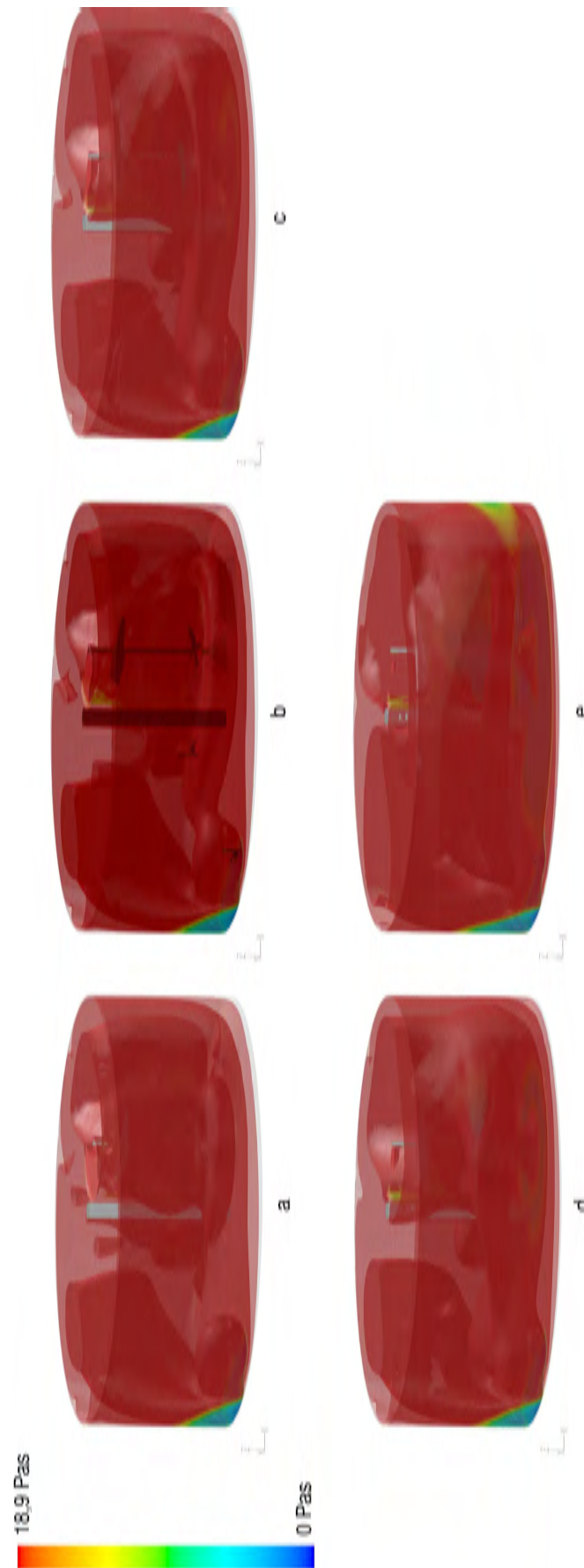


Abbildung 7.24: AAT Fermenter Variante 1, Iso-Flächen der Geschwindigkeit

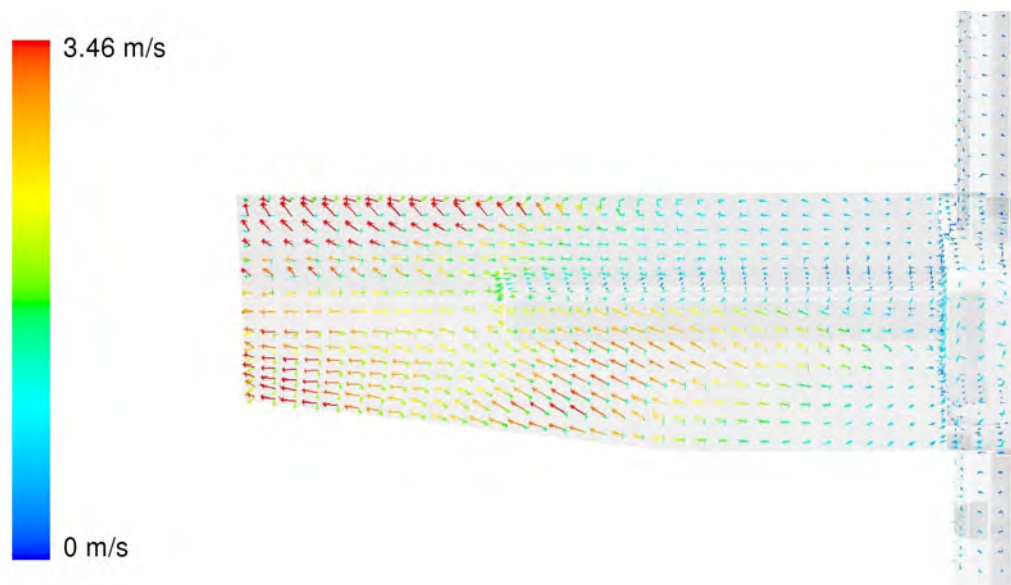


Abbildung 7.25: Vektorfeld am Paddelrührwerk der Firma AAT in der alten Bauweise

In Bild 7.25 ist das Vektorfeld um das Paddelrührwerk dargestellt. Es unterscheidet sich nicht von der Situation in der BGA Reidling. Dieses Ergebnis wurde erwartet, da auch die Bauweise des Rührwerks die gleiche ist. Der Fermenter ist zwar größer, allerdings hat das auf die Strömung am Paddel selbst keinen Einfluss. Erst mit größerem Abstand zum Paddel ändern sich die Strömungsverhältnisse.

Bild 7.26 zeigt das Vektorfeld um einen der Propeller, der in der neueren Fermentervariante von AAT eingebaut sind. Es ist hier nur das Vektorfeld von einem Propeller dargestellt, da beide die gleiche Bauweise aufweisen und somit die Strömung am Propeller die gleiche ist. Diese Propeller sind nicht mit einem Leitblech ausgestattet. Da hier der Strahl nicht mehr fokussiert wird sieht man, wie an den Spitzen des Propellers die Vektoren stark nach außen gerichtet werden. Hier ist schon deutlich zu erkennen, dass die Reichweite geringer sein wird, da der Freistrahle der vom Propeller erzeugt wird, stark divergent ist.

In Tabelle 7.7 sind die Zahlenwerte, wie sie sich aus der Auswertung der volumetrischen Geschwindigkeitsverteilung ergeben, zu finden. Wie nach dem Betrachten der Abbildung 7.24 zu erwarten, ist im Fermenter kaum Totvolumen vorhanden. Dies ist vor allem auf die beiden Propeller zurückzuführen. Da in dieser Variante nur ein Paddel eingesetzt wird, würde das Totvolumen durch das Vergrößern des Fermentervolumens stark ansteigen. Die beiden Propeller sind jedoch so angeordnet, dass sie trotz ihrer begrenzten Reichweite eine umlaufende Strömung erzeugen können und somit verhindern, dass der Fermenter ein großes Totvolumen aufweist. Allerdings laufen beiden Propeller dabei auf maximaler Drehzahl, was zu einem großen Stromverbrauch führt.

In den Abbildungen 7.28 bis 7.29 finden sich die Entwicklungen der Volumina als Funktion der Drehzahl, der spezifischen Leistung und dem mittleren Betrag der Geschwindigkeit. Selbst beim Reduzieren der Paddeldrehzahl auf 4 U/min tritt kein Totvolumen im Fermenter auf. Man darf aber bei späteren Betrachtungen nicht vergessen, auch den Energiebedarf zu berücksichtigen, der notwendig ist, die Propeller zu betreiben. Bei der Drehzahl, die in dieser Simulation angesetzt wurde, ist die Leistung jedes

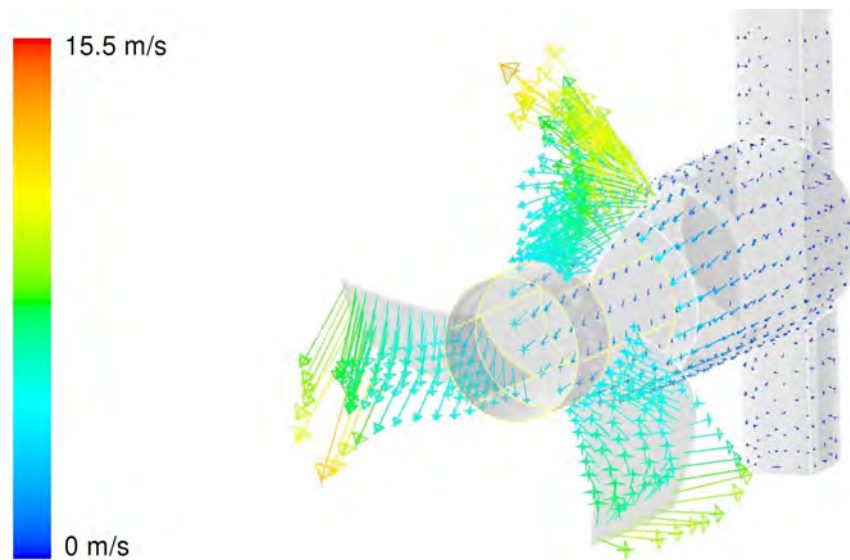


Abbildung 7.26: Vektorfeld am Propellerrührwerk in den Fermentern der Firma AAT, Variante 1

Tabelle 7.7: Volumen-Geschwindigkeitsanteil AAT Fermenter, Variante 1

Drehzahl [$\frac{U}{min}$]	$0.1 \frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	$0.01 \frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	$0.001 \frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]
15	992	26.4	76	2.1	2.6	0.1
10	1967	52.4	200	5.3	8.8	0.2
8	2289	60.9	236	6.3	9.7	0.3
6	2568	68.4	257	6.9	12.5	0.33
4	2870	74.8	291	7.8	15.3	0.4

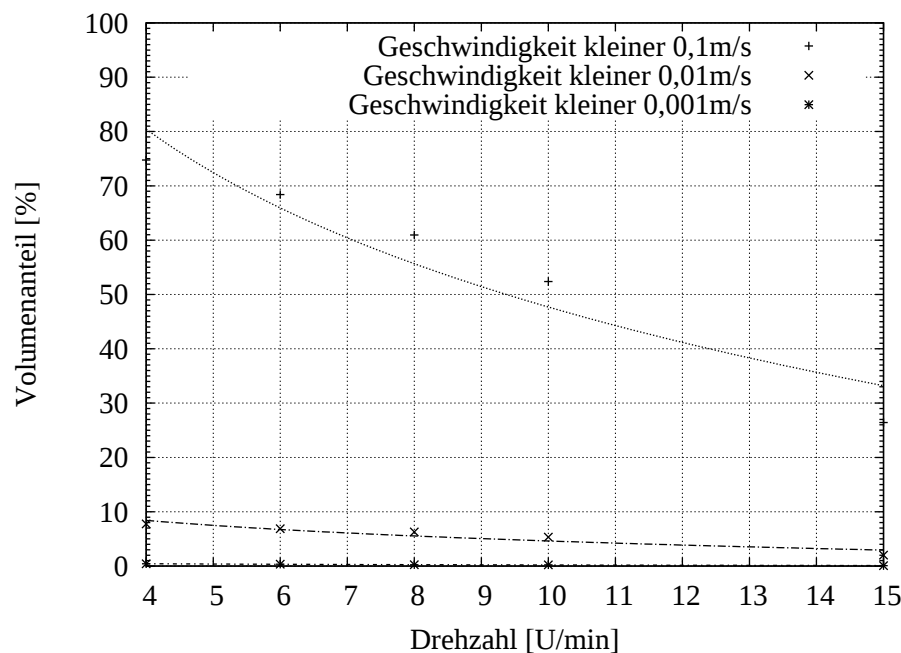


Abbildung 7.27: Fermenter BGA AAT Variante 1, Geschwindigkeitsverteilung über der Drehzahl

Propellers höher als die Leistung des Paddelrührwerkes bei einer Drehzahl von 8 U/min . Ein Propeller hat eine Leistung von 12 kW , das Paddelrührwerk verbraucht bei einer Drehzahl von 8 U/min 7 kW .

Nach der Betrachtung der Auswertung der ersten Variante kann festgestellt werden, dass der Fermenter mit dieser Rührwerksausrüstung gut gerührt werden kann. Allerdings wird hier der Hauptanteil nicht mehr vom Paddelrührwerk geleistet, sondern von den beiden Propellern, die in allen Simulationen auf voller Drehzahl gelaufen sind. Hier wäre noch eine Untersuchung interessant, wie sich das Strömungsfeld entwickelt, wenn die Drehzahl der Propeller sukzessive reduziert wird. Die Gitterweite muss bei der Modellierung der Propeller verkleinert werden. Dies und die hohe Drehzahl erfordern eine kleinere Zeitschrittweite. Das erhöht den numerischen Aufwand beträchtlich. Daher wurde der Schwerpunkt weiter auf die Paddelrührwerke gelegt.

7.4.2 AAT Fermenter Variante 2

In der zweiten Variante der AAT Fermenter wurde das Paddelrührwerk gegen eine neue Bauform ausgetauscht. Die Konfiguration mit einem Paddel und zwei Propellerrührwerken wurde beibehalten. Das neue Paddelrührwerk weist eine geringere Flügelanstellung auf. Dadurch sind mehr Bleche und mehr Schweißnähte erforderlich. In dieser Simulation soll untersucht werden, ob sich die neue Flügelkonstruktion positiv auf die Strömung im Fermenter auswirkt. Dabei wurde in der Auswertung gleich vorgegangen.

In den Abbildungen 7.30 ist das Geschwindigkeitsfeld im Fermenter der Variante zwei von AAT zu sehen. In Abbildung 7.31 sieht man das Geschwindigkeitsfeld vor den Propellern. Wenn man diese Abbildungen vergleicht mit den Abbildungen 7.22 und 7.23, sieht man, dass sich das Geschwindigkeitsfeld bei dieser Rührwerkskonstruktion nicht ändert. Dennoch werden noch die weiteren Ergebnisse dargestellt, um bis ins Detail

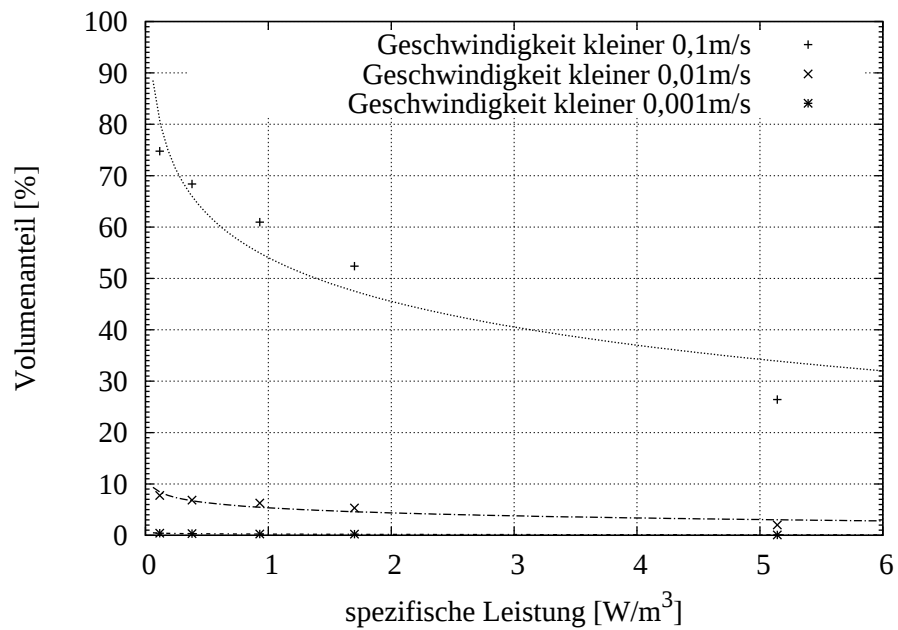


Abbildung 7.28: Fermenter BGA AAT Variante 1, Geschwindigkeitsverteilung über der spezifischen Leistung

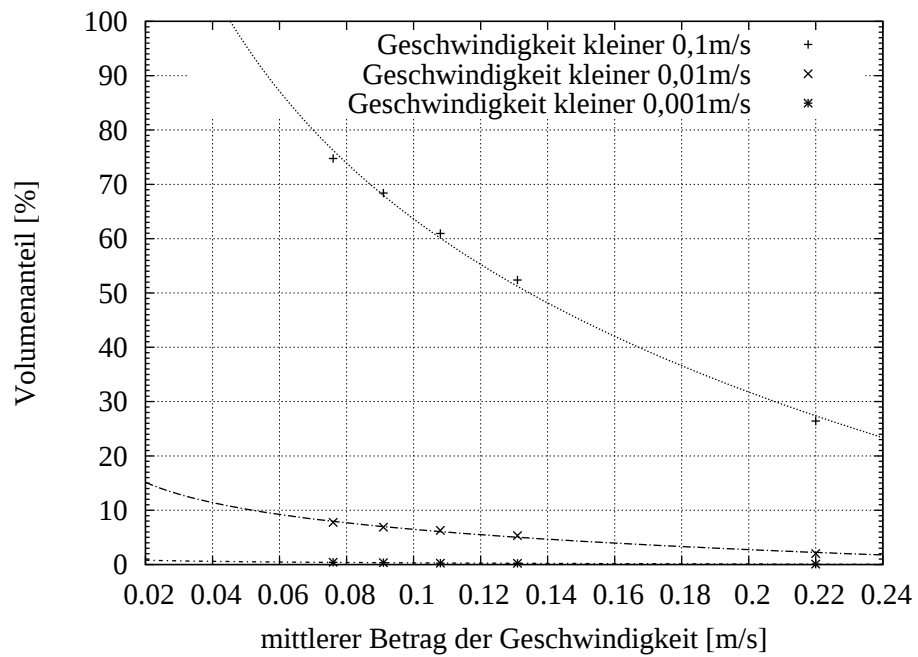


Abbildung 7.29: Fermenter BGA AAT Variante 1, Geschwindigkeitsverteilung über der mittleren Geschwindigkeit

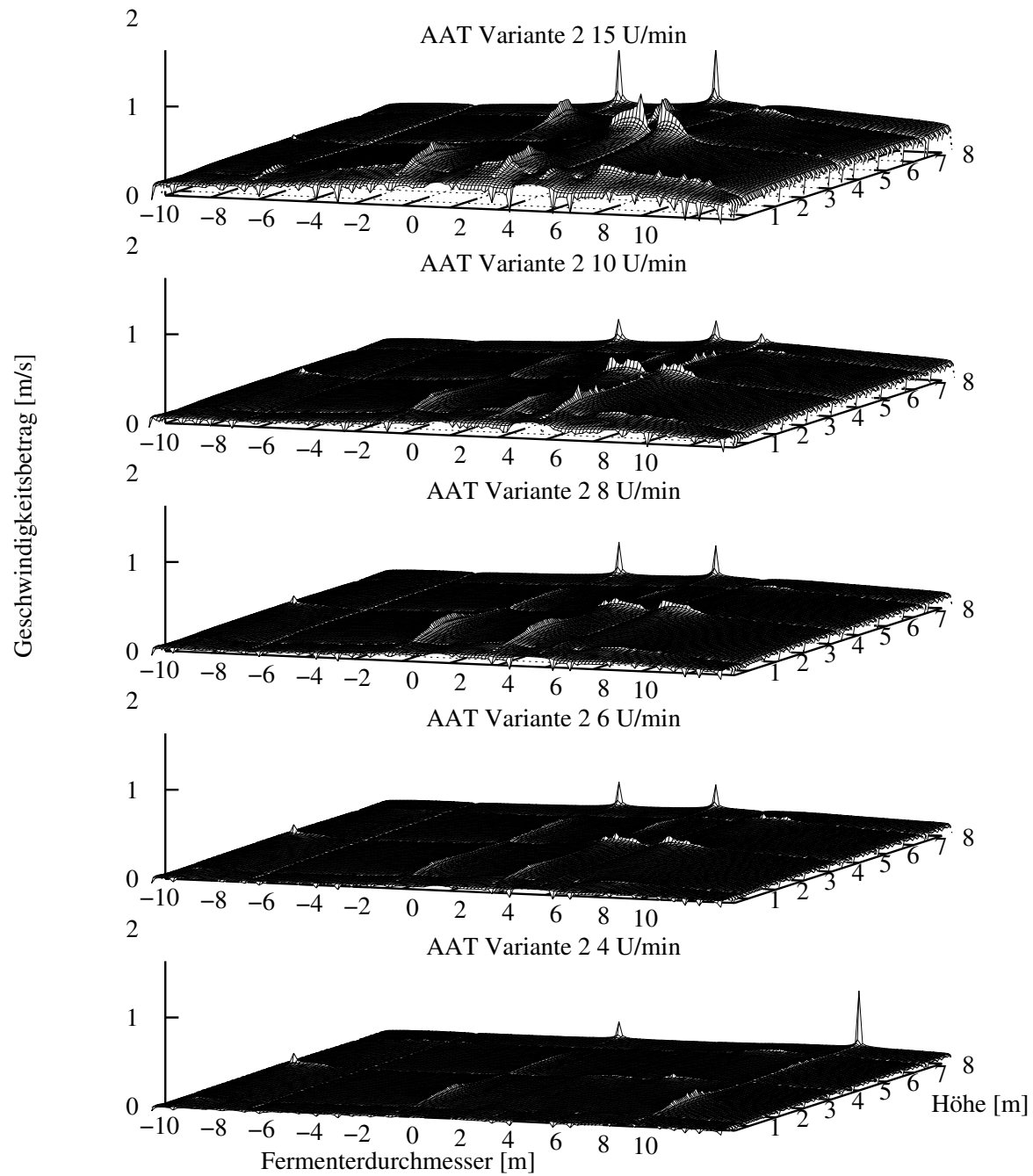


Abbildung 7.30: Geschwindigkeitsfeld im von Fermenter AAT, Variante 2

untersuchen zu können, wie sich das neue Rührwerk auswirkt.

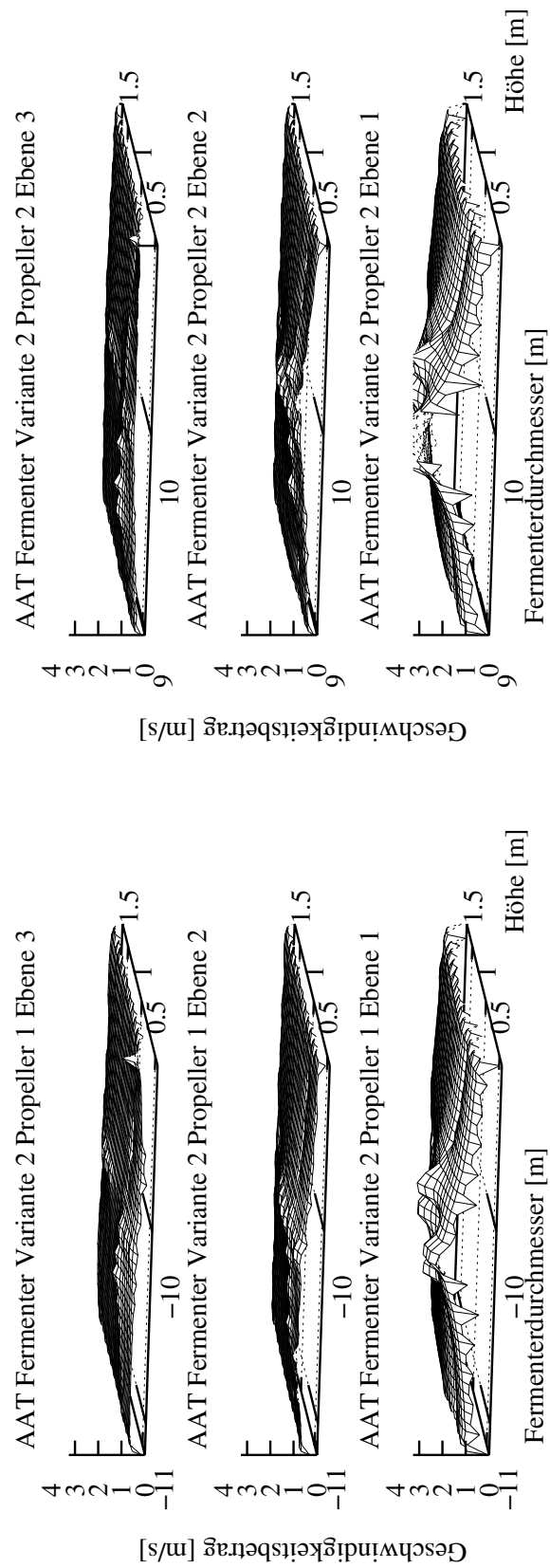


Abbildung 7.31: Geschwindigkeitsfeld vor Propeller im Fermenter von AAT Variante 2

In der Abbildung 7.32 sind die Volumenanteile graphisch dargestellt. Es wurde dabei gleich vorgegangen wie schon vorher besprochen. Auch hier ist keine signifikante Änderung des Geschwindigkeitsfeldes zu sehen. Es entspricht im wesentlichen der Abbildung aus der Simulation des Fermenters der Variante 1 von AAT.

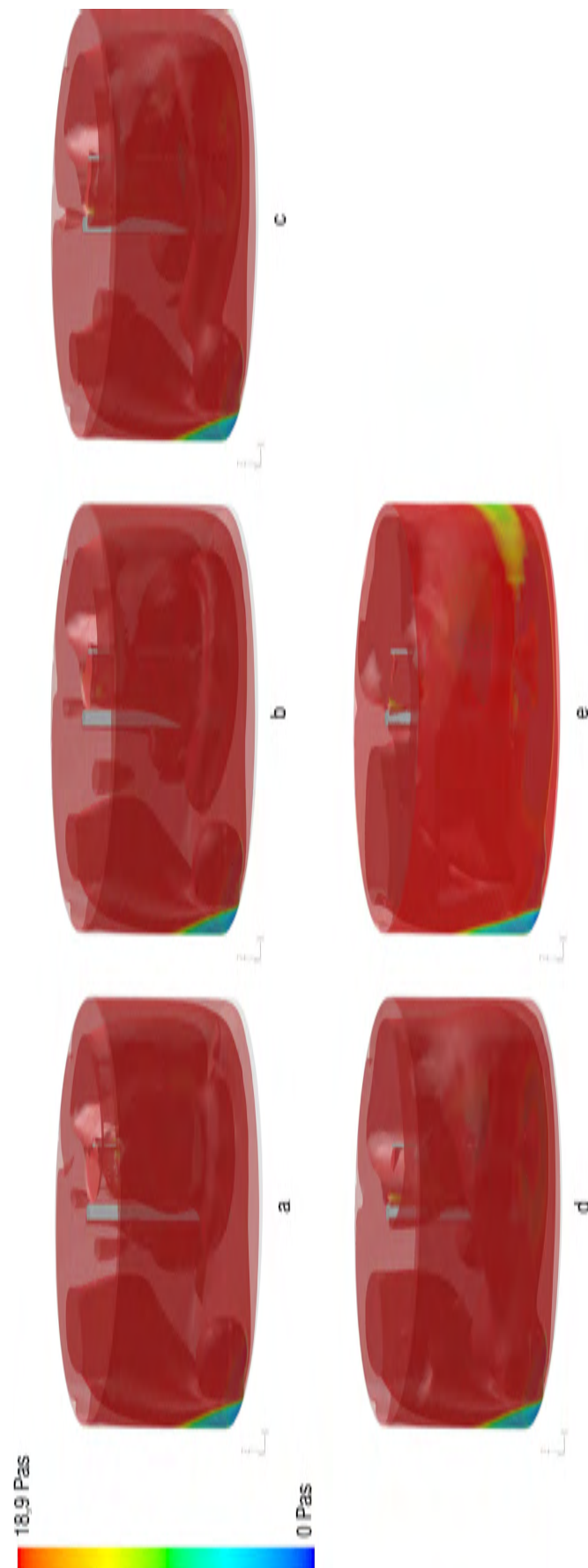


Abbildung 7.32: AAT Fermenter Variante 2, Iso-Flächen der Geschwindigkeit

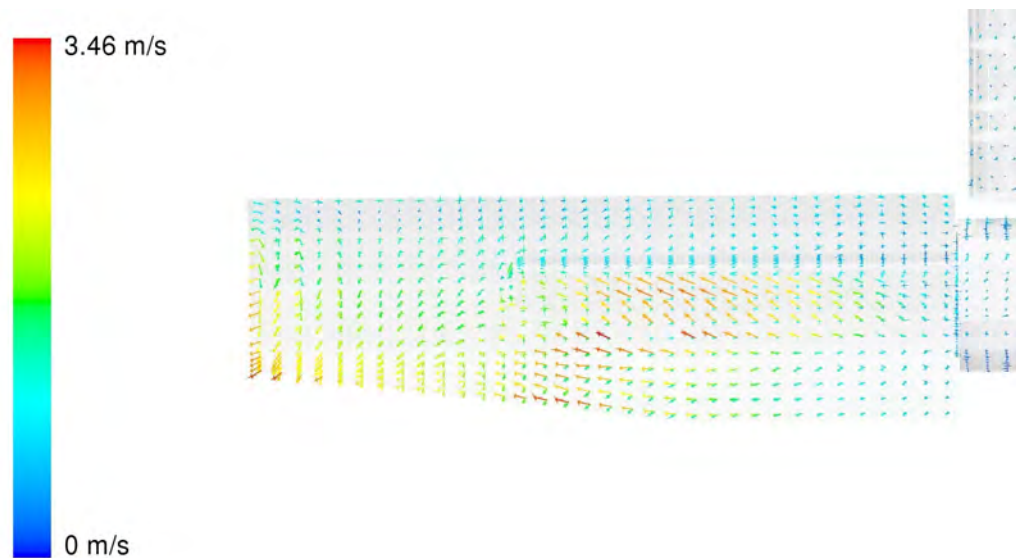


Abbildung 7.33: Vektorfeld am Paddelrührwerk der Firma AAT in der neuen Bauweise

Das Vektorfeld um des Paddelrührwerk, zu sehen in Abbildung 7.33, unterscheidet sich nicht vom Vektorfeld bei der ursprünglichen Version der Paddel von AAT, siehe Abbildung 7.26. Die Geschwindigkeiten werden durch die flachere Flügelstellung etwas kleiner. Die Wirkungsweise des Rührwerks bleibt die gleiche. Die neue Konstruktion bietet also keine Vorteile gegenüber der ersten Konstruktion. Auch das Vektorfeld um einen der Propeller ist hier nochmal dargestellt, Abbildung 7.34. Diese Abbildung bietet keine neuen Erkenntnisse. Da das neue Paddel die Strömung im Fermenter nicht verändert, ändert sich auch die Strömung an den Propellern nicht.

In Tabelle 7.8 findet sich die Geschwindigkeitsverteilung mit den zugehörigen Volumina. Wenn man die Ergebnisse vergleicht mit Tabelle 7.7, erkennt man, dass sich die neue Rührwerkskonstruktion nicht auf das Totvolumen oder das Geschwindigkeitsfeld im Fermenter auswirkt.

Die Abbildungen 7.35 bis 7.37 bestätigen die Erkenntnisse von vorhin. Auch beim spezifischen Leistungseintrag, der mittleren Geschwindigkeit und dem drehzahlabhängigen Geschwindigkeitsfeld zeigen sich keine Auswirkungen durch das neue Rührwerk.

Die Simulation der zweiten Variante der AAT Fermenter wurde durchgeführt, um festzustellen, ob die neue Generation der AAT Rührwerke eine signifikante Verbesserung der Performance bietet. Die Änderungen an der Geometrie waren nicht sehr umfangreich, daher sind, nach den Ergebnissen aus der CFD Untersuchung, auch die Auswirkungen auf die Performance gering. Dies entspricht auch den Erwartungen. Da in der neueren Version der Paddel von AAT mehr Blechschnitte erforderlich sind und, was besonders schwer wiegt, mehr Schweißnähte erforderlich sind, ist die Konstruktion wesentlich aufwändiger. Dies macht die neue Version der Paddel wesentlich teurer als die vorhergehende. Da die Auswirkung auf das Geschwindigkeitsfeld sehr gering ist und de facto keine Verbesserung der Rührperformance bringt, kann nur empfohlen werden, die alte Konstruktion beizubehalten, um die Rührwerke kostengünstiger und schneller fertigen zu können.

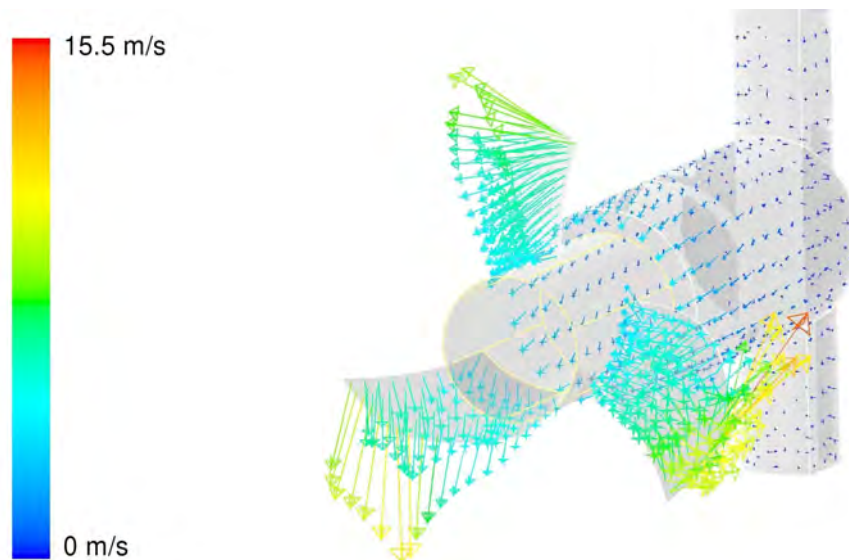


Abbildung 7.34: Vektorfeld am Propellerrührwerk in den Fermentern der Firma AAT, Variante 2

Tabelle 7.8: Volumen-Geschwindigkeitsanteil AAT Fermenter, Variante 2

Drehzahl $[\frac{U}{min}]$	$0.1 \frac{m}{s}$ $[m^3]$	Anteil [%]	$0.01 \frac{m}{s}$ $[m^3]$	Anteil [%]	$0.001 \frac{m}{s}$ $[m^3]$	Anteil [%]
15	928	24.7	71	1.9	2.5	0.1
10	1910	50.9	178	4.7	7	0.2
8	2284	60.8	219	5.8	8.7	0.23
6	2547	67.8	251	6.7	12	0.32
4	2800	74.6	291	7.8	15.3	0.4

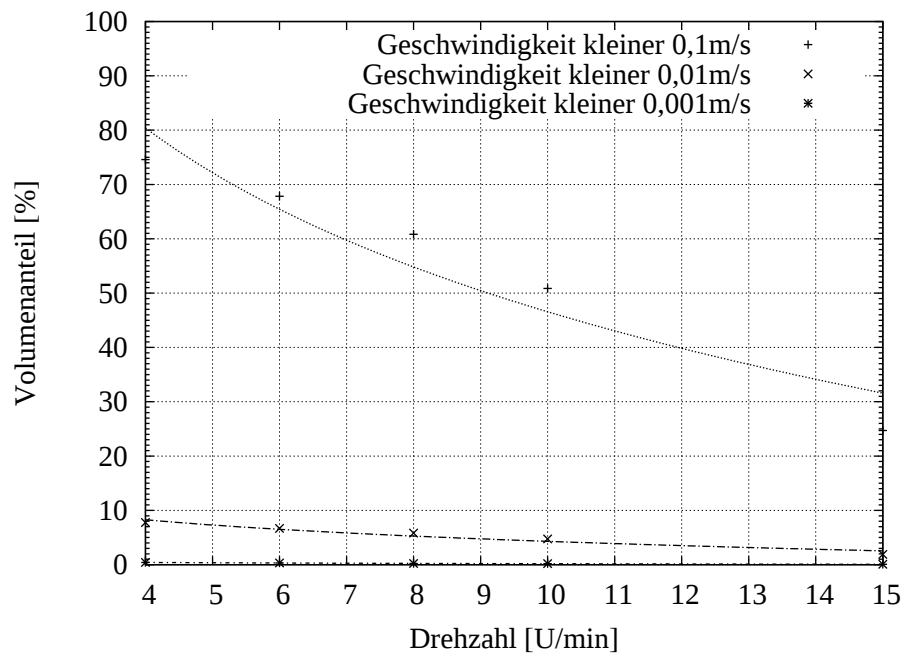


Abbildung 7.35: Fermenter BGA AAT Variante 2, Geschwindigkeitsverteilung über der Drehzahl

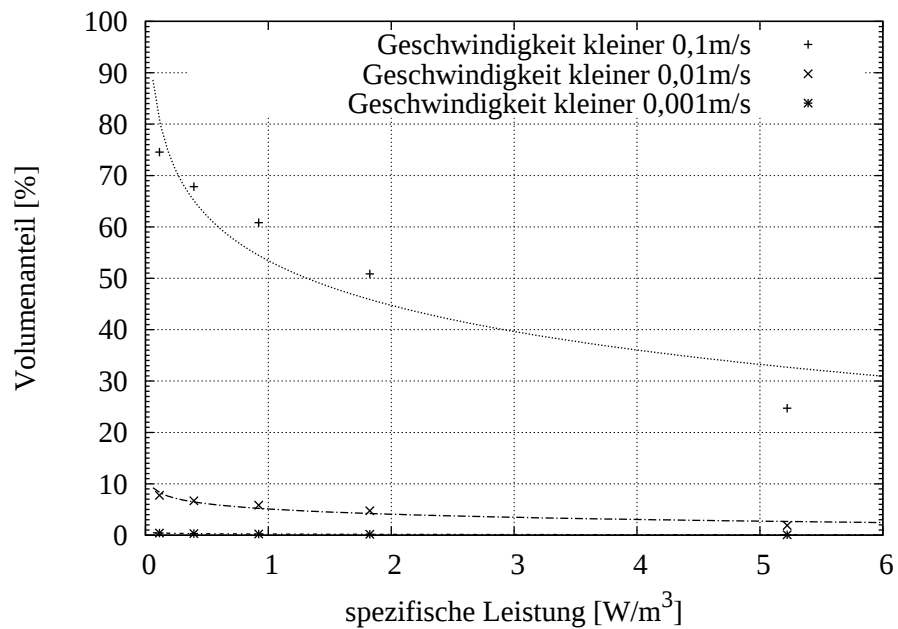
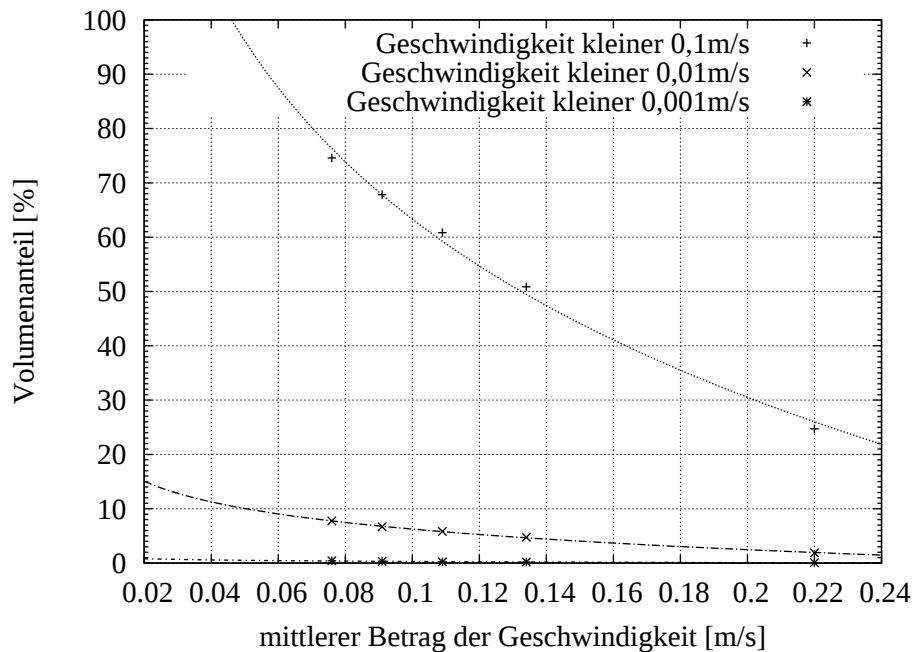


Abbildung 7.36: Fermenter BGA AAT Variante 2, Geschwindigkeitsverteilung über der spezifischen Leistung



Abbildungung 7.37: Fermenter BGA AAT Variante 2, Geschwindigkeitsverteilung über der mittleren Geschwindigkeit

7.4.3 AAT Fermenter Variante 3

In der dritten Variante der AAT Fermenter wurde die Konfiguration der Rührwerksaustattung geändert. Hier kommen zwei Paddelrührwerke und ein Propellerrührwerke zum Einsatz. Die Geometrie des Paddels entspricht der älteren Version der Geometrie der AAT Rührwerke. Es wurde diese Version gewählt, da sich in den Resultaten abzeichnete, dass die neue Version keine Verbesserung der Rührperformance bieten wird. In den Abbildungen 7.38 und 7.39 ist das Geschwindigkeitsfeld im Fermenter zu sehen. Die Abbildungen wurden mit der gleichen Vorgehensweise wie die voran gegangenen erstellt. Hier sieht man, dass die Geschwindigkeiten deutlich höher sind als in der Konfiguration mit nur einem Paddelrührwerk, allerdings nicht doppelt so hoch, wie man erwarten würde. Dies liegt an der günstigen Einstellung der Propellerrührwerke in den AAT Varianten 1 und 2 und auch daran, dass sich die beiden Paddelrührwerke gegenseitig beeinflussen. Damit kann die Geschwindigkeit niemals auf den zweifachen Wert ansteigen, im Vergleich zu den Versionen mit nur einem Paddel.

In Tabelle 7.9 sind die zugehörigen Volumen und Geschwindigkeiten dargestellt. Es ist zu erkennen, wenn man die Werte mit Tabelle 7.7 und Tabelle 7.8 vergleicht, dass hier die Volumenanteile mit niedrigeren Geschwindigkeiten durchaus geringer sind als bei den Varianten 1 und 2.

In der Abbildung 7.40 sieht man die Iso-Geschwindigkeiten graphisch dargestellt. Hier ist klar ersichtlich, dass die Bereiche mit höheren Geschwindigkeiten überwiegen. Es gibt selbst bei sehr kleinen Drehzahlen kein Totvolumen. Dies war auch bei den vorher vorgestellten AAT Fermentern kein Problem.

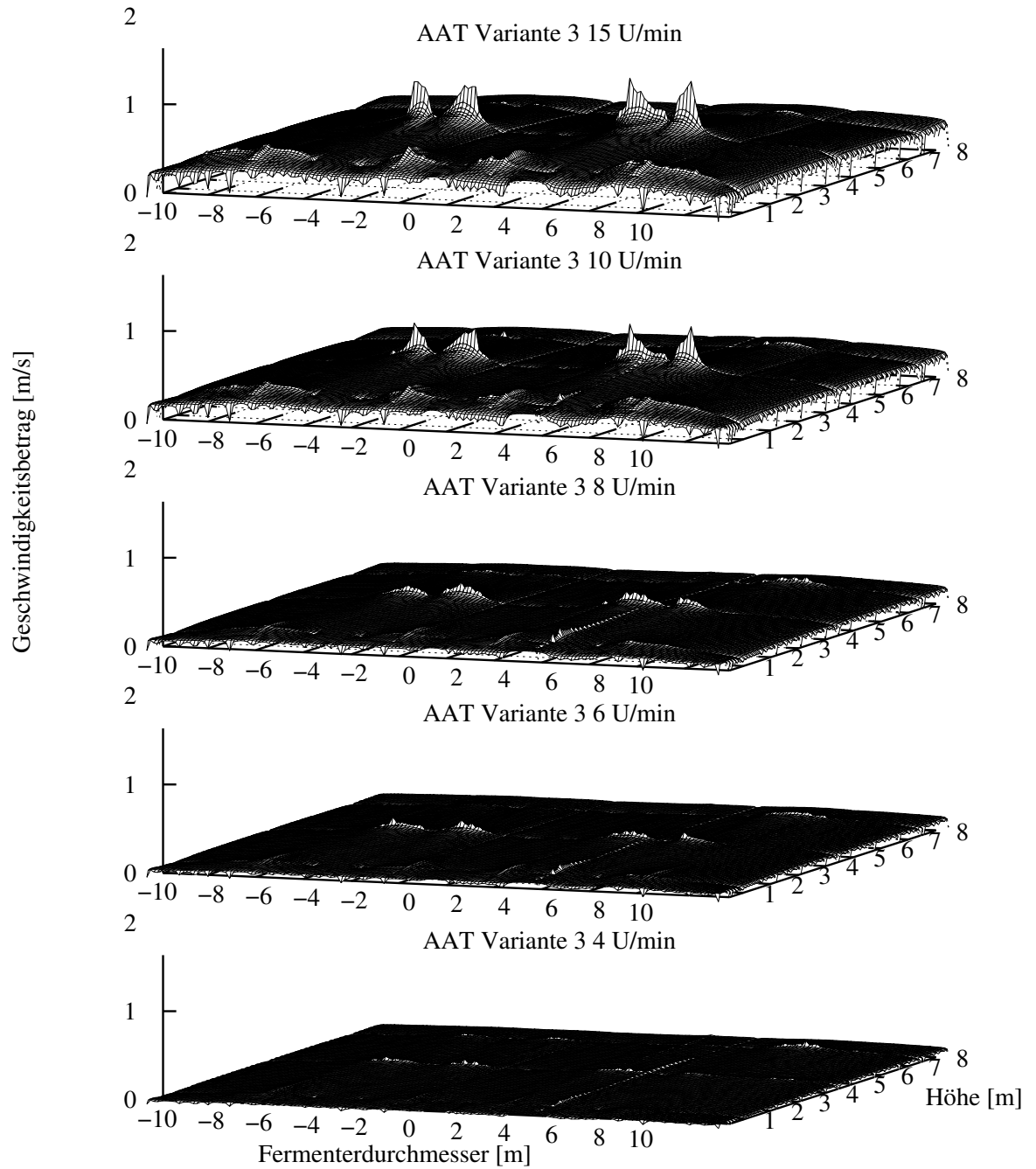


Abbildung 7.38: Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von AAT Variante 3

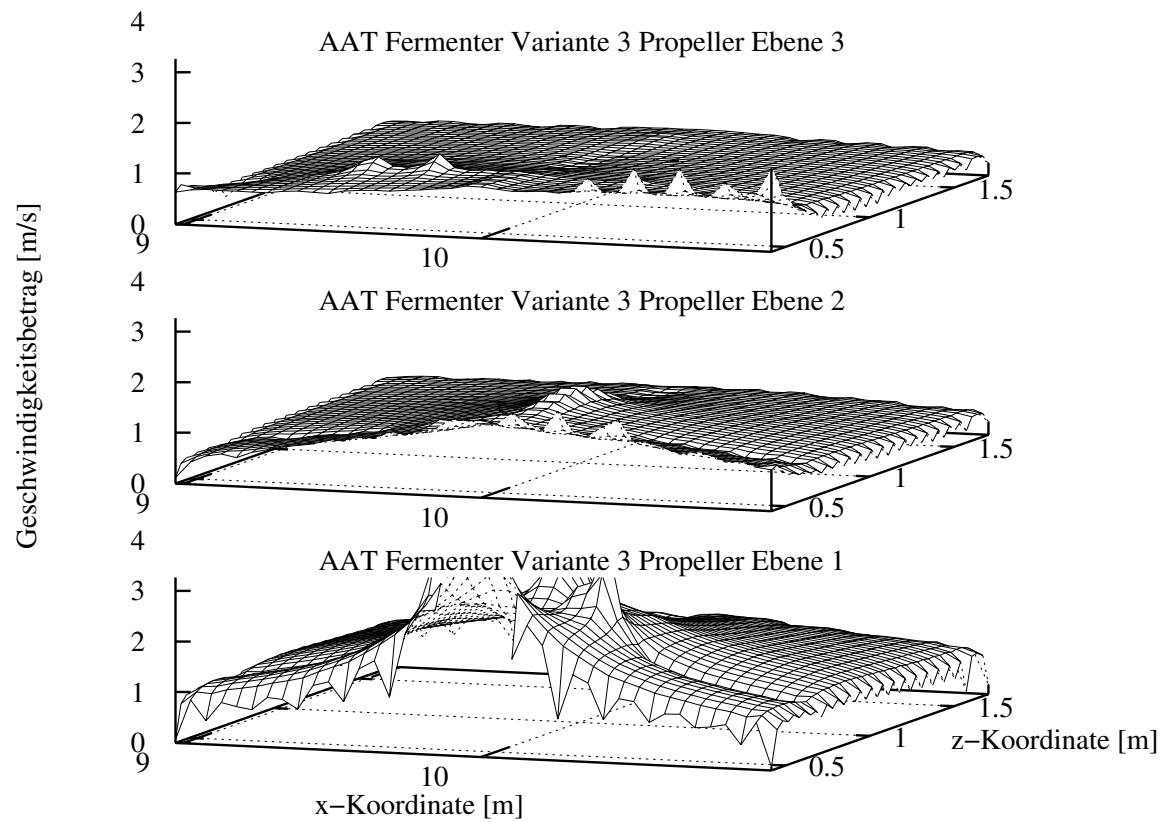


Abbildung 7.39: Geschwindigkeitsfeld im Fermenter von AAT Variante 3, vor Propeller

Tabelle 7.9: Volumen-Geschwindigkeitsanteil AAT Fermenter, Variante 3

Drehzahl [$\frac{U}{min}$]	0.1 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	0.01 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]	0.001 $\frac{m}{s}$ [m^3]	Anteil [%]
15	429	11.4	39	1.4	0.91	0.03
10	1127	30.1	124	3.3	3	0.08
8	1740	46.4	213	5.7	4.5	0.12
6	1700	45.3	118	3.1	7.5	0.2
4	2800	74.6	217	5.8	10.5	0.28

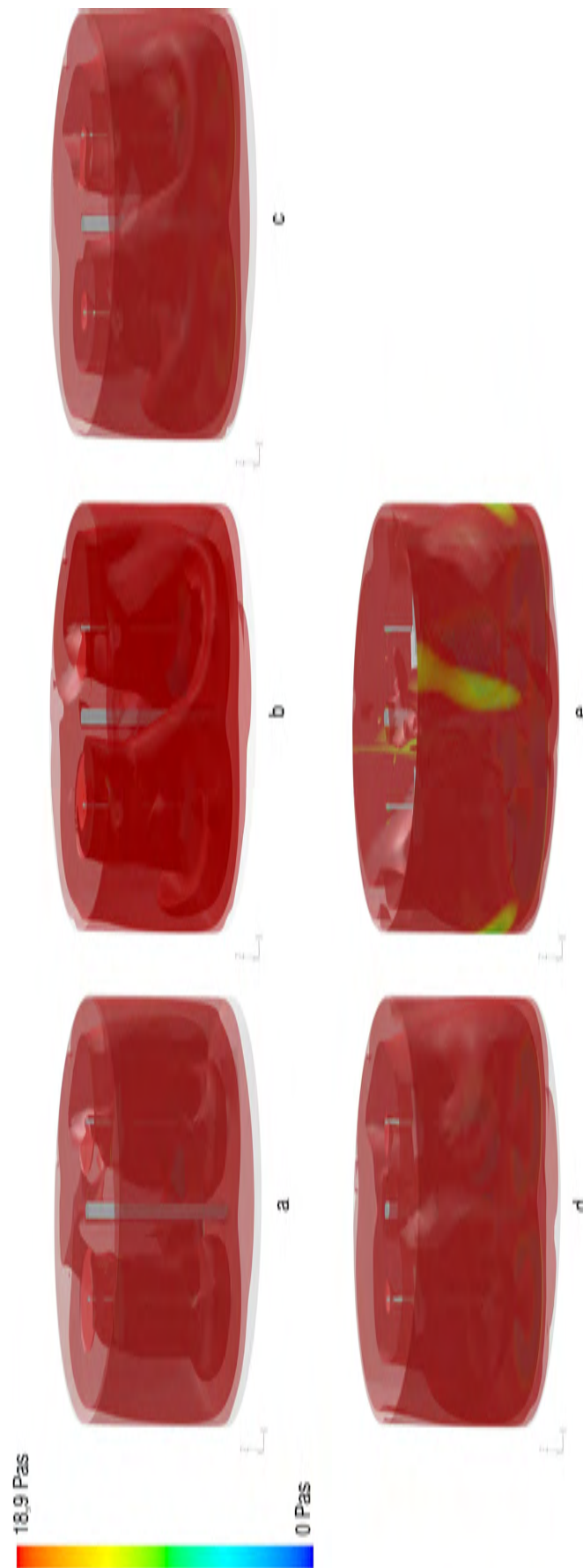


Abbildung 7.40: AAT Fermenter Variante 3, Iso-Flächen der Geschwindigkeit

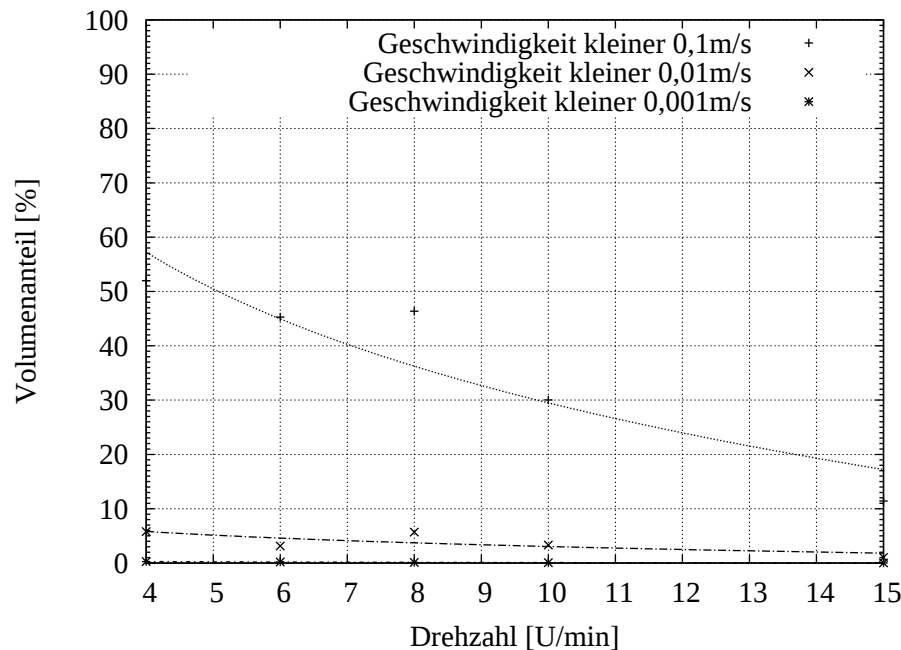


Abbildung 7.41: Fermenter BGA AAT Variante 3, Geschwindigkeitsverteilung über der Drehzahl

In den folgenden Abbildungen wird nun auf den spezifischen Leistungseintrag eingegangen, um die Ergebnisse mit den anderen Fermentern vergleichen zu können. In Abbildung 7.41 sieht man das Verhalten der volumetrischen Geschwindigkeitsverteilung abhängig von der Drehzahl. Das Auftreten von Totvolumen kann selbst bei niedrigsten Drehzahlen ausgeschlossen werden. Die Geschwindigkeiten im Allgemeinen sind wesentlich höher als in den beiden anderen Varianten der AAT Fermenter.

In Abbildung 7.41 ist das Verhalten der volumetrischen Geschwindigkeitsverteilung aufgetragen über dem spezifischen Leistungseintrag. Wenn man nun dieses Ergebnis mit den Ergebnissen in Abbildung 7.28 und 7.36 vergleicht, sieht man, dass bei gleichem Leistungseintrag die Volumen mit höherer Geschwindigkeit einen größeren Raum einnehmen. Das bedeutet, dass sich trotz geringerem Energieverbrauchs schlecht durchmischte Bereiche vermeiden lassen, wenn man statt zwei Propellerrührwerken zwei Paddelrührwerke einsetzt. Wenn man auch noch die Abbildung 7.43 in die Betrachtungen miteinbezieht und mit den Ergebnissen aus den Abbildungen 7.29 und 7.37 vergleicht, stellt man fest, dass die mittlere Geschwindigkeit im Fermenter der Variante 3 sehr viel größer ist als in den beiden anderen Varianten. Das liegt daran, dass selbst bei optimaler Anordnung der Propellerrührwerke, die Reichweite nur beschränkt ist. Die Paddel hingegen sind in der Lage, den gesamten Fermenterinhalt in Bewegung zu versetzen. Daher ist auch die mittlere Geschwindigkeit größer als in den Varianten mit den beiden Propellern.

Abschließend kann bemerkt werden, dass alle drei Varianten der AAT Fermenter in der Lage sein werden, die Fermenterinhalt ausreichend zu vermischen. Auf den Einsatz der teureren Konstruktion in Variante 2 kann verzichtet werden. Ebenso ist es besser, die Konfiguration mit zwei Paddelrührwerken zu bevorzugen. Hier kann die Drehzahl der Paddel stark reduziert werden, was eine erhebliche Reduzierung des Stromverbrauches mit sich bringt. Die Propeller sind nur mit voller Drehzahl simuliert worden. Wie sie

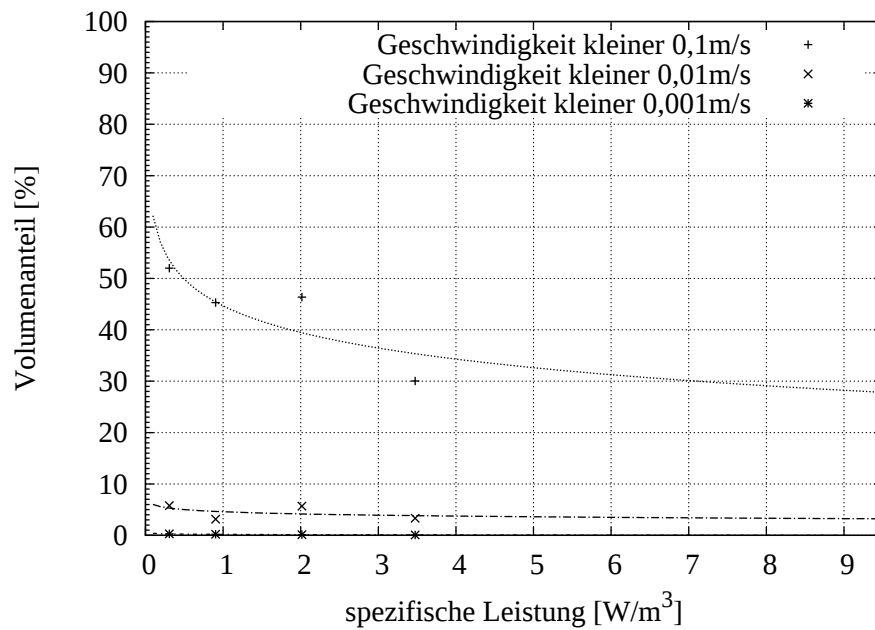


Abbildung 7.42: Fermenter BGA AAT Variante 3, Geschwindigkeitsverteilung über der spezifischen Leistung

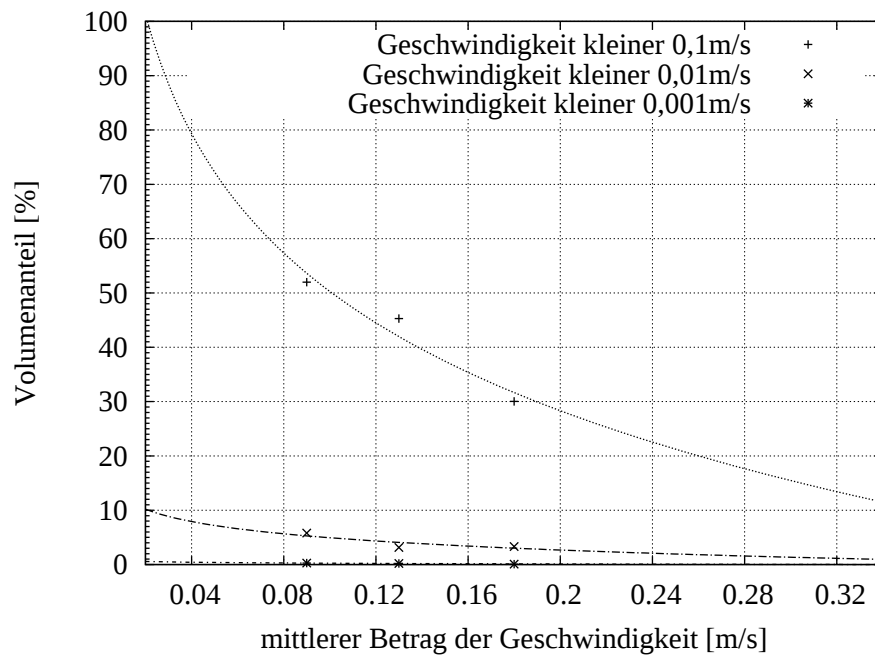


Abbildung 7.43: Fermenter BGA AAT Variante 3, Geschwindigkeitsverteilung über der mittleren Geschwindigkeit

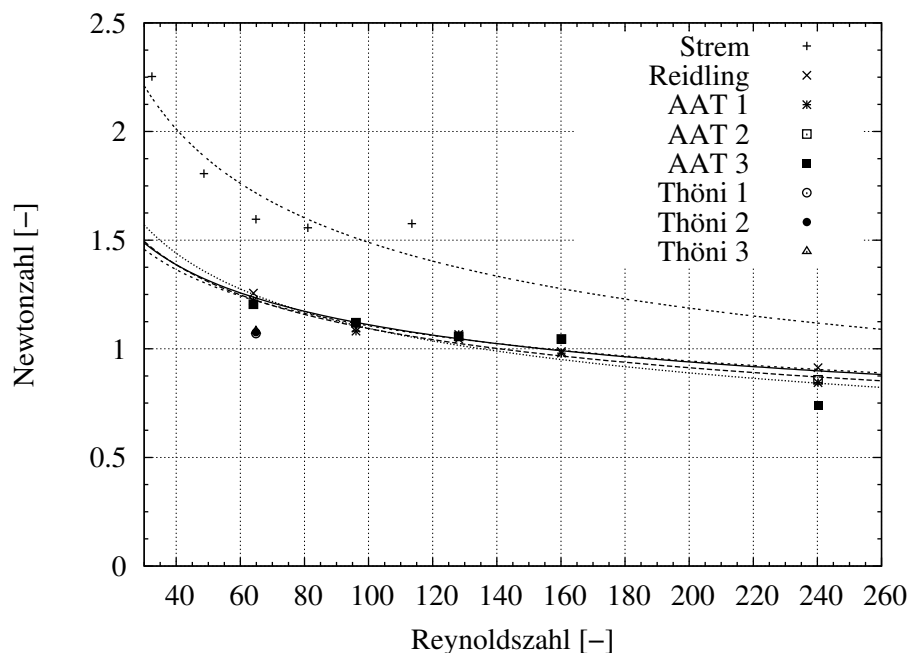


Abbildung 7.44: Rührcharakteristika der Fermenter und Rührwerke

sich verhalten, wenn die Drehzahl reduziert wird, kann man nicht voraussagen. Da aber zwei Paddel definitiv in der Lage sind, den Fermenter zu rühren, und das bei einer sehr viel geringeren Leistungsaufnahme als bei einem Propellerrührwerk (siehe Kapitel 7.4.1), scheint die Variante mit zwei Paddeln die effizienteste Lösung zu sein. Um eine endgültige Bestätigung dafür zu erhalten, sollte noch das Verhalten der Propellerrührwerke bei geringeren Drehzahlen untersucht werden. Erst nach Abschluss dieser Untersuchungen kann man sicher sein, welche Rührwerkskombination mit welchen Drehzahlen die beste Lösung ist. Diese Ergebnisse lassen darauf schließen, dass Fermenter, die hauptsächlich mit Paddelrührwerken betrieben werden, weniger elektrische Leistung für die Antriebe benötigen.

7.5 Zusammenfassung der Einphasensimulation

In diesem Kapitel sollen nun die wesentlichen Ergebnisse aus den Simulationen zusammengefasst und präsentiert werden. Dabei werden alle Fermentersimulationen verglichen. Der Schwerpunkt bei den an dieser Arbeit beteiligten Firmen liegt auf dem Einsatz von Paddelrührwerken. Außerdem zeigen die vorherigen Ergebnisse vielversprechende Resultate.

In Abbildung 7.44 wird die Leistungscharakteristik aller Fermenter dargestellt. Da diese dimensionslos über die Reynolds- und Newton-Zahl aufgetragen wird, kann man alle simulierten Fälle objektiv vergleichen. Da in den drei Varianten des Thönifermenters jeweils nur eine Drehzahl gerechnet wurde, kann hier keine Leistungscharakteristik angegeben werden. Die Ergebnisse aus diesen Simulationen sind in diesem Diagramm nur als Punkte zu sehen.

Die Fermenter operieren alle im Übergangsbereich von laminaren zu turbulentem Mischen. Lediglich in der Variante 3 der AAT Fermenter kann davon ausgegangen werden,

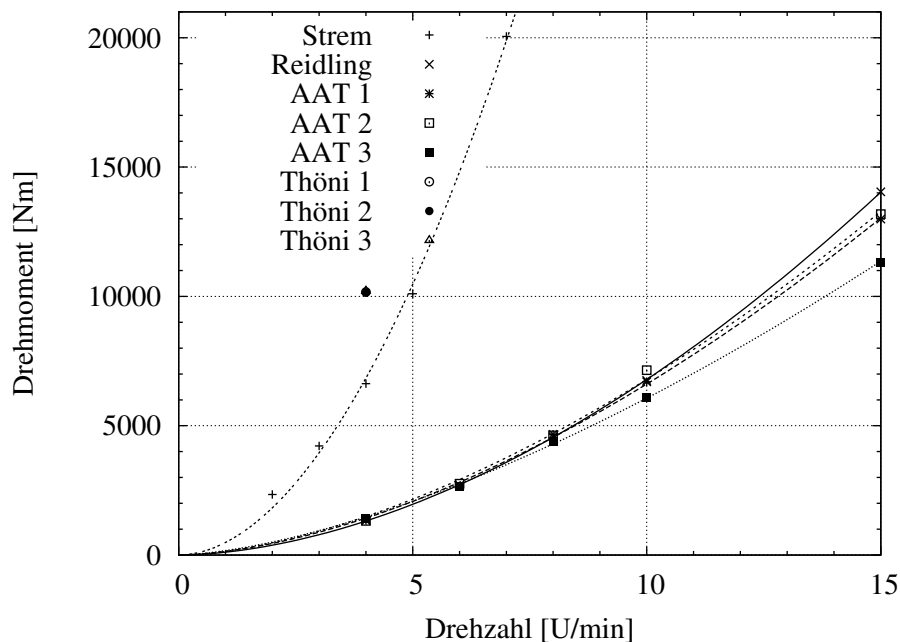


Abbildung 7.45: Drehmoment der Rührwerke abhängig von der Drehzahl

dass bei Drehzahlen von 10-15 U/min turbulent gemischt wird. Der Fermenter in Strem wird definitiv laminar gemischt, erst bei einer Drehzahl von 7 U/min ist ein Übergang zum turbulenten Mischen festzustellen. Dieses Ergebnis wurde erwartet, da die Viskositäten sehr hoch und die Drehzahlen klein sind. Die Reynolds- und Newton-Zahl wurde immer mit der höchsten, auftretenden Viskosität berechnet. Im größten Teil der Fermenter ist die Scherrate sehr gering und damit die Viskosität groß. Daher können die dimensionlosen Größen mit dieser Viskosität bestimmt werden. Durch die großen Durchmesser der Rührwerke wird die Reynolds-Zahl erhöht.

In Abbildung 7.45 wird auf das drehzahlabhängige Drehmoment, das auf die Rührwerkswelle wirkt, eingegangen. Besonders die starke Erhöhung des Drehmoments mit der Drehzahl in Strem fällt auf. Die Steigerung sollte sich etwa mit der zweiten Potenz entwickeln, hier jedoch wird das Drehmoment mit der dritten Potenz größer. Es ist anzunehmen, dass dies auf das sehr ausgeprägte nicht-Newtonsche Verhalten zurückzuführen ist. Bei einer Drehzahl von 4 U/min liegt das Drehmoment der Rührwerke von Thöni um 30 % höher als in der BGA Strem bei der gleichen Drehzahl. Die Begründung liegt in der Vergrößerung der Anzahl der Schaufeln bei den Thöni Paddeln von 6 auf 10. Das Drehmoment sollte um 40 % steigen. Zusätzlich wurde der Abstand der Schaufeln auf der Antriebswelle verringert. Daher wird auch das Drehmoment geringer. Die Konfigurationen von AAT und der BGA Reidling verhalten sich wie erwartet. Das Drehmoment steigt in etwa mit der zweiten Potenz. Durch die konstruktionsbedingte Ähnlichkeit ist auch das Drehmoment beinahe gleich. In der Variante 2 der AAT Fermenter wurde eine geringfügig geänderte Konstruktion der Paddel von AAT eingeführt. Wie zu sehen ist, wirkt sich diese nicht auf das Drehmoment aus. Der Verlauf des Drehmomentes für die Variante 3 wurde als Mittelwert der beiden Drehmomente auf den Rührwerkswellen aufgetragen. Der Verlauf ist flacher als bei den beiden anderen AAT Varianten und auch flacher als in der BGA Reidling. Dies kommt durch die gegenseitige Beeinflussung der

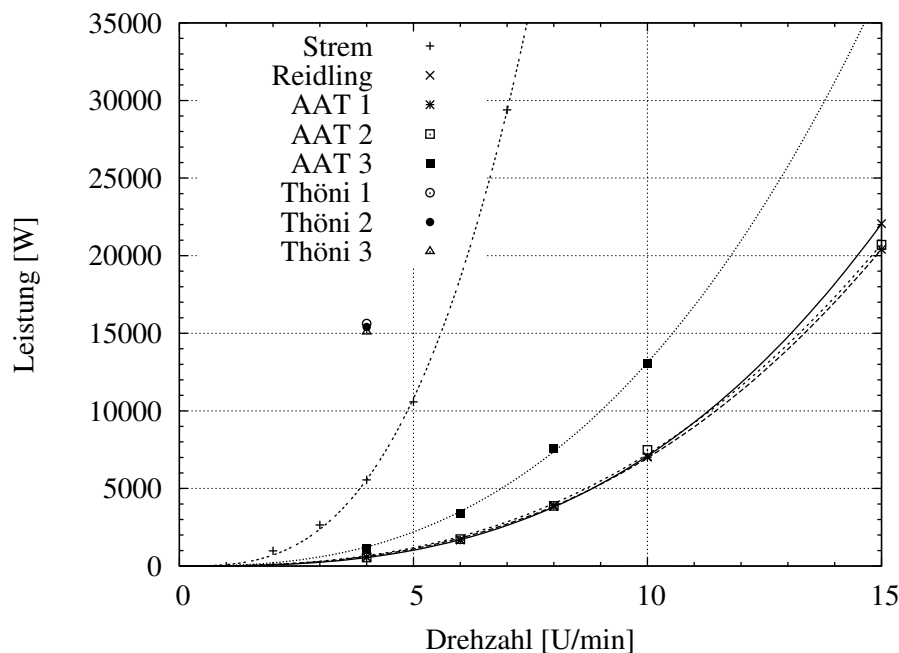


Abbildung 7.46: Leistungsaufnahme der Rührwerke abhängig von der Drehzahl

Paddel zustande. Da diese den Fermenterinhalt bei höheren Scherraten mischen, wird die Viskosität im Fermenter geringer, daher ist auch der Anstieg des Drehmoments flacher. Diese Tatsache kann auch einiges an Einsparungspotential bieten.

Durch die Berechnung des Drehmoments kann die Leistungsaufnahme der Rührwerke bestimmt werden. Das Ergebnis ist in Abbildung 7.46 zu sehen. Da bei der Berechnung der Leistungsaufnahme nur die Drehzahl, beziehungsweise die Winkelgeschwindigkeit Berücksichtigung findet, ändert sich das Bild kaum. Diese Berechnung wird deswegen durchgeführt, da in Prozessleitsystemen von Biogasanlagen die Leistungsaufnahme gemessen und aufgezeichnet wird, nicht das Drehmoment. Das soll es Anlagenbetreibern ermöglichen, mit den hier vorgestellten Daten zu arbeiten und sie mit den Werten ihrer Anlagen zu vergleichen. In der dritten Variante des AAT Fermenters sind zwei Paddel installiert. Daher in Diagramm 7.46 ist die Summe beider Paddel aufgetragen. Man sieht, dass die Verringerung des Drehmoments durch die niedrigere Viskosität zu geringeren Leistungen führt, da die beiden Paddel weniger als das Doppelte eines einzelnen Paddels in den anderen simulierten Varianten benötigen. Das gleiche gilt auch für die drei Varianten von Thöni. Angemerkt werden muss noch, dass hier der Wirkungsgrad der elektrischen Antriebe keine Berücksichtigung findet da die Wirkungsgrade der elektrischen Antriebe nicht bekannt sind. Da die Simulationen die Leistung an der Rührwerkswelle beschreibt und die Messungen aus dem Prozessleitsystemen die von den Antrieben verbrauchte Leistung ausgeben, muss es dabei zwangsweise eine Abweichung geben. Allerdings ist der Wirkungsgrad elektrischer Maschinen im Normalfall sehr groß. Dadurch hält sich der Fehler in Grenzen.

Um nun die Leistungsaufnahme aller Fälle vergleichen zu können, wurde der spezifische Leistungseintrag betrachtet. Dieser wird bestimmt durch Gleichung 7.1

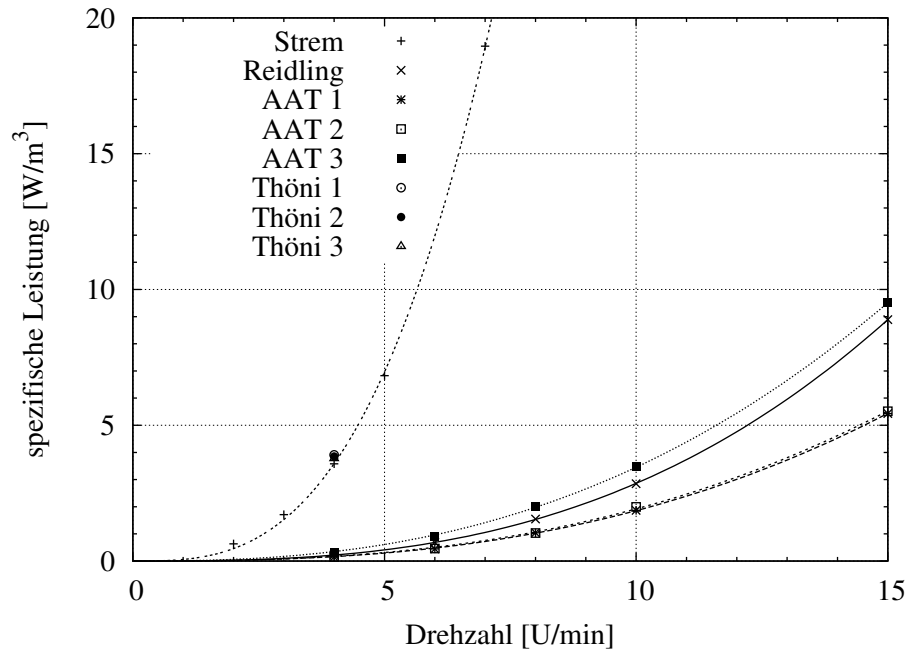


Abbildung 7.47: spezifische Leistungsaufnahme der Rührwerke abhängig von der Drehzahl

$$P_{spez} = \frac{P_{Welle}}{V_F} \quad (7.1)$$

Das Ergebnis ist in Abbildung 7.47 zu sehen. Der spezifische Leistungseintrag der BGA Strem und der Thöni-Varianten sind bei einer Drehzahl von 4 U/min ident. Die Thöni Fermenter haben ein bedeutend größeres Volumen. Durch die Erhöhung der Anzahl der Paddel und der Paddelrührwerke bleibt der spezifische Leistungseintrag gleich. Das bedeutet, wenn der Fermenter von Strem ausreichend gerührt wird, kann man davon ausgehen, dass dies auch bei den drei Varianten der Thöni Fermenter der Fall sein wird. Die Varianten 1 und 2 der AAT Fermenter unterscheiden sich, wie zu erwarten, kaum. Dies wurde auch schon vorher gezeigt. Interessant ist, dass die Variante 3 von AAT beinahe den gleichen Verlauf zeigt wie die Ergebnisse der BGA Reidling. In der Variante 3 von AAT sind zwei Paddel im Einsatz im Fermenter in der BGA Reidling hingegen nur eines. Da aber das Volumen der neuen AAT Fermenter beinahe verdoppelt wurde, bleibt der spezifische Leistungseintrag gleich, daher ist auch von einem qualitativ gleichen Rührverhalten auszugehen. Diese Aussage ist für die Varianten 1 und 2 von AAT schwieriger zu treffen. Hier kommt statt zweier Paddelrührwerke nur eines zum Einsatz, welches aber jeweils von zwei Propellerrührwerken unterstützt wird. Um diese vergleichen zu können, wird mittlere Geschwindigkeit im Fermenter betrachtet. Mit der mittleren Geschwindigkeit auch die Wirkungsweise der Propeller erfasst wird.

In Abbildung 7.48 ist der spezifische Leistungseintrag als Funktion über dem mittleren Betrag der Geschwindigkeit aufgetragen. In den vorherigen Betrachtungen sind nur die Leistung und die Drehzahl der Paddelrührwerke miteinbezogen worden. Die mittlere Geschwindigkeit in den beiden ersten AAT Varianten ist bei der gleichen Drehzahl des Paddelrührwerkes immer gleich groß wie in der BGA Reidling, und das, obwohl das Fer-

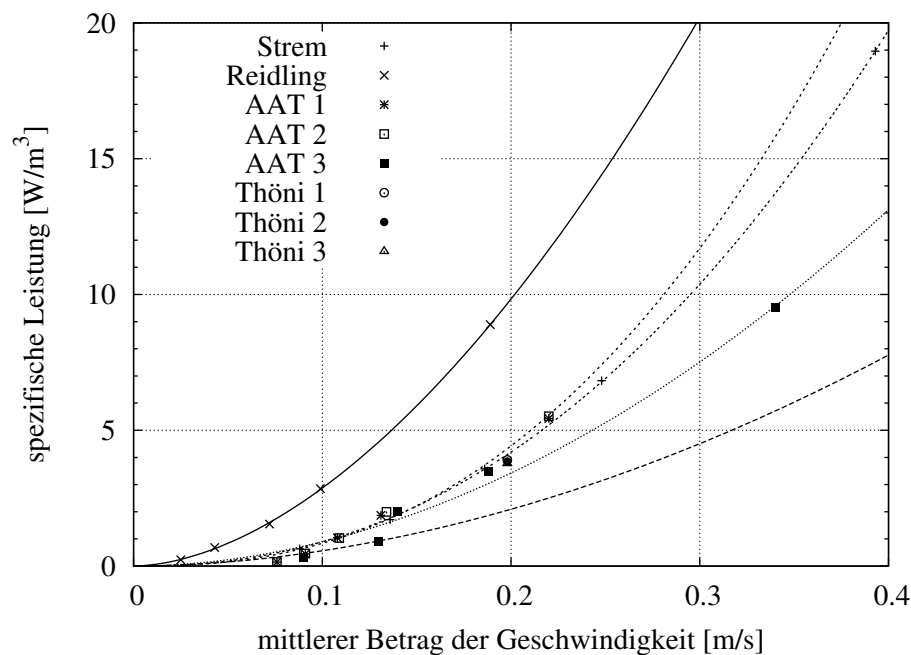


Abbildung 7.48: spezifische Leistungsaufnahme der Rührwerke und die damit erreichbare mittlere Geschwindigkeit im Fermenter

mentervolumen bedeutend größer ist. Dies kommt durch die beiden Propeller zustande. Wie vorher bereits erwähnt, haben die Propeller nur eine begrenzte Reichweite, deswegen ist davon Abstand zu nehmen, nur einen Propeller einzubauen. Hier allerdings erzeugen die beiden, in die gleiche Richtung gerichteten Propeller eine Zirkulationsströmung, die vom Paddelrührwerk unterstützt wird. Daher ist mittlere Geschwindigkeit in den Fermentern gleich, bei gleichem spezifischen Leistungseintrag. Somit kann man davon ausgehen, dass auch die beiden anderen Varianten der AAT Fermenter gut gerührt werden, sobald die gleiche spezifische Leistung zum Rühren aufgewendet wird. Im AAT Fermenter Variante 3 ist die Geschwindigkeit immer größer. Da die beiden Paddel sich gegenseitig beeinflussen, ist sie aber nicht bei gleichen Drehzahlen doppelt so groß wie in den anderen Varianten. Daher kann die Aussage getroffen werden, dass hier die Drehzahlen reduziert werden könnten und der Fermenter dennoch ausreichend gerührt wird.

Da die Thöni Varianten nur mit einem Propeller ausgeführt sind, findet man hier keinen Unterschied im Vergleich zum Fermenter der BGA Strem. Es ist zu berücksichtigen, dass die Reichweite der Propeller noch eingeschränkter ist als in den anderen Fällen von AAT und der BGA Reidling. Die stark nicht-Newtonsche Viskosität führt zur Kavernenbildung um die Propellerrührwerke. Dies mindert die Reichweite beträchtlich.

Abbildung 7.49 soll Biogasanlagenbetreibern einen schnellen Überblick über die Ergebnisse geben. Hier wird die Jahresleistung aufgetragen, welche die Paddelrührwerke verbrauchen. Die Jahresleistung wurde mit Gleichung 7.2 berechnet. Mit dieser Abbildung lässt sich schnell abschätzen, in welchen Bereichen eine Biogasanlage betrieben wird.

$$E_j = P_{Welle} \cdot t_a \quad (7.2)$$

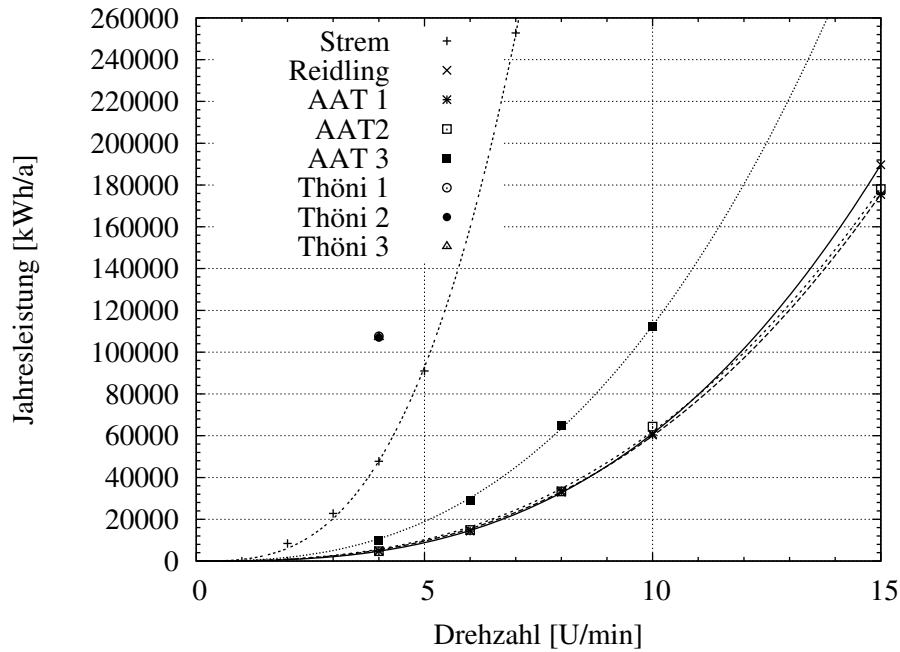


Abbildung 7.49: jährliche Leistungsaufnahme der Rührwerke abhängig von der Drehzahl

Dafür wurden 8600 h Betriebsstunden pro Jahr angenommen. Aus den Prozessdaten der beiden Biogasanlagen Strem und Reidling konnte die Jahresbetriebsstundenzahl abgeschätzt werden. In diesem Diagramm findet die Leistung der Propeller keinen Niederschlag. Der Jahresenergiebedarf der Varianten von Thöni ist höher als von Strem. Es ist davon auszugehen, dass die Thönifermenter mit geringeren Drehzahlen gerührt werden können. Dies gilt auch für die Variante 3 des AAT Fermenters. Zusätzlich wurde der Jahresenergiebedarf über der mittleren Geschwindigkeit dargestellt (siehe Abbildung 7.50).

Die Simulationsdaten wurden mit den zur Verfügung stehenden Prozessdaten verglichen. Die Jahresleistung aus den Prozessdaten wird mit den Ergebnissen aus der Simulation verglichen (siehe Abbildung 7.49) und über der Drehzahl aufgetragen. Dies ist in Abbildung 7.51 zu sehen. Ausgehend von Gleichung 7.2 wird in Gleichung 7.3 die simulierte Jahresleistung von der gemessenen Jahresleistung abgezogen. Dieser Wert, aufgetragen über der Drehzahl liefert eine differenzielle Jahresleistung.

$$P_{diff} = (P_{Welle_{sim}} - P_{Welle_{gem}}) \cdot 8600 \quad (7.3)$$

Der blaue Linie stellt den Ist-Zustand der Anlagen dar. Der Schnittpunkt mit der Kurve der differenziellen Jahresleistung soll den Werten entsprechen, die die Anlagenbetreiber zur Verfügung gestellt haben. Die grünen Pfeile liefern die mittlere jährliche Drehzahl, die sich aus der Simulation ergeben. Sollte die Simulation zuverlässig sein, entspricht dieses Ergebnis auch derjenigen Drehzahl mit der die Anlagen, im Jahresdurchschnitt, betrieben worden sind. Die Drehzahl von Reidling beträgt 11.3 U/min , aus der Simulation. Laut den Anlagendaten und den Beschreibungen des Anlagenbetreibers der BGA Reidling, wurde die Drehzahl des Rührwerkes konstant bei 11 U/min eingestellt.

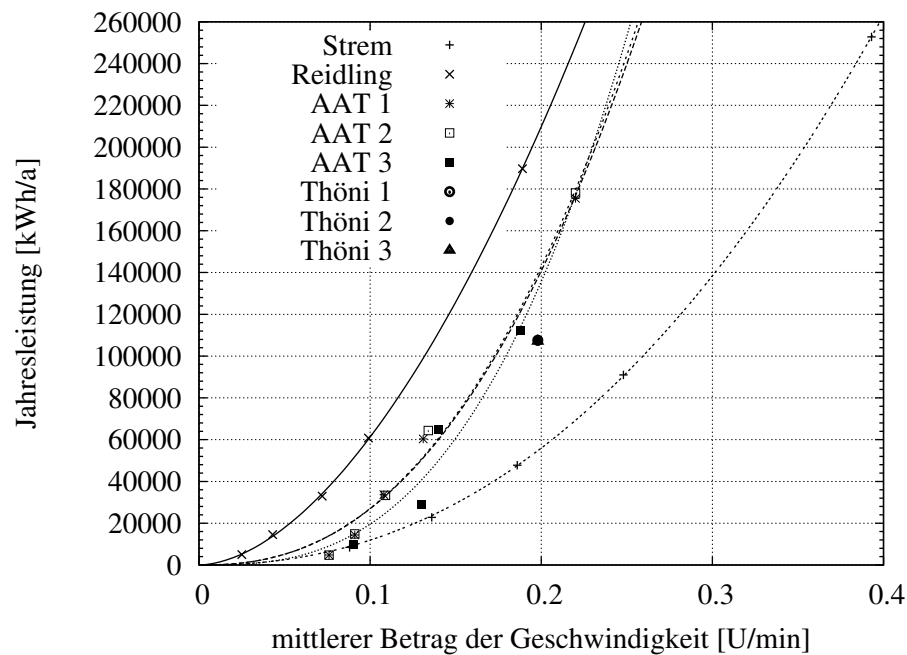


Abbildung 7.50: jährliche Leistungsaufnahme der Rührwerke und die damit erreichbare mittlere Geschwindigkeit im Fermenter

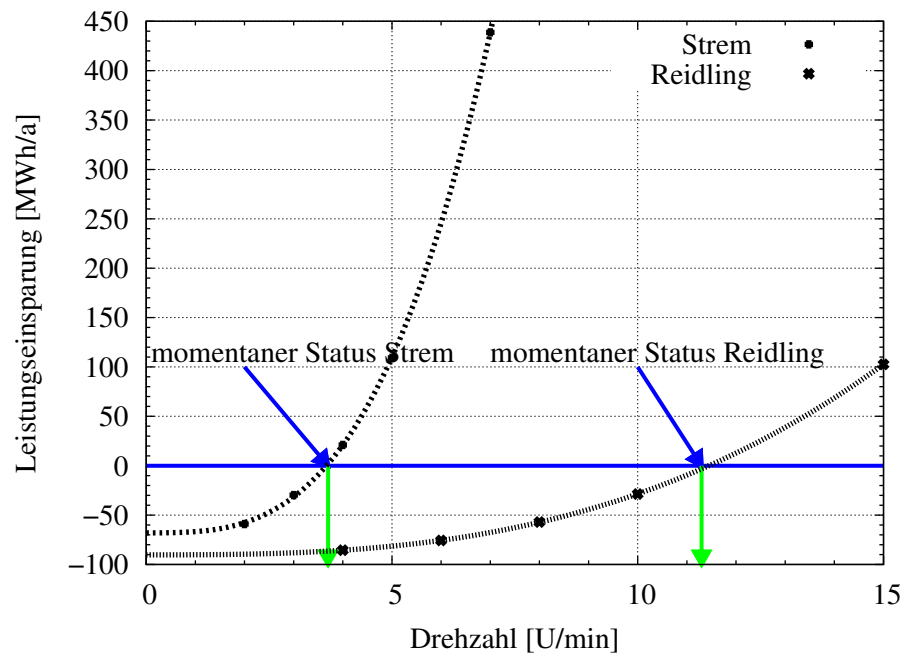


Abbildung 7.51: Einsparungspotential in den Anlagen Reidling und Strem

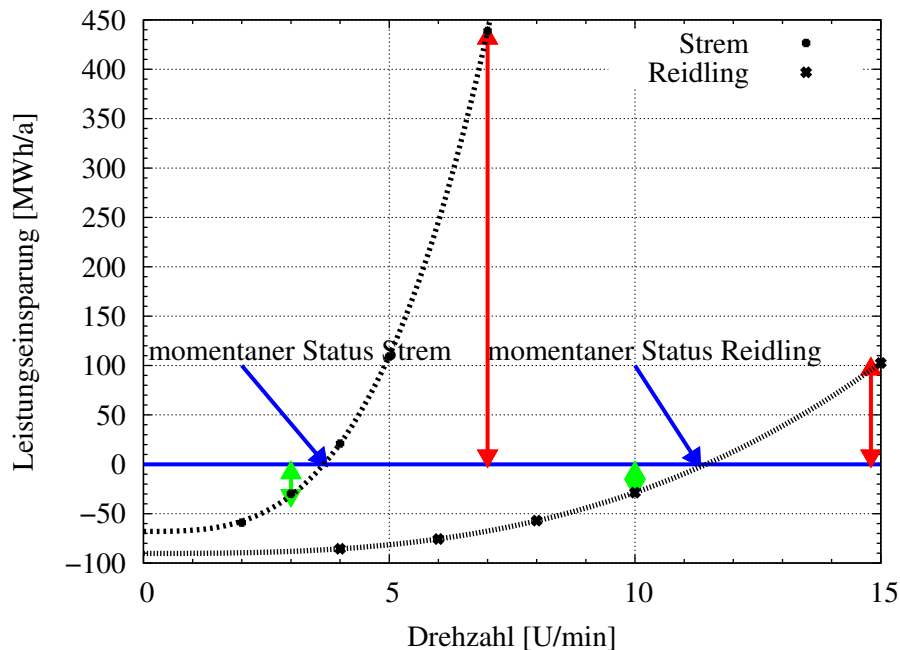


Abbildung 7.52: Einsparungspotential in den Anlagen Reidling und Strem

In der BGA Strem wurde eine Drehzahl von 3.7 U/min errechnet. Nach den Anlagendaten wurde eine Drehzahl zwischen 3 und 4 U/min gefahren. Allerdings lässt sich nicht mehr rekonstruieren, über welchen Zeitraum welche Drehzahl eingestellt wurde, da der Betrieb der BGA Strem größeren Schwankungen unterliegt als in der BGA Reidling. Dennoch kann festgestellt werden, dass die Simulation immerhin das Intervall des Betriebes der Rührwerke richtig abbildet. Jetzt kann gesagt werden, dass die Simulationen sehr zuverlässig sind. Mit diesen Ergebnissen kann man jetzt Einsparungspotentiale ausfindig machen.

In Abbildung 7.52 wird auf das Ergebnis aus der Simulation eingegangen und das mögliche Energieeinsparungspotential abgebildet. Da, wie vorher beschrieben, der Schnittpunkt der Kurve mit der x-Achse den Ist-Zustand darstellt, bildet die Verringerung der Drehzahl ausgehend von diesem Wert das Einsparungspotential. Natürlich kann die Drehzahl nicht beliebig bis auf 0 reduziert werden. Daher werden andere Faktoren betrachtet, die eine Limitierung darstellen. Dabei wird für die BGA Reidling auf Abbildung 7.5 und für die BGA Strem auf Abbildung 7.15 zurückgegriffen. Wie in den dazu gehörenden Kapiteln beschrieben, dienen diese Diagramme dazu, den Anstieg des Totvolumens mit der Reduktion der Drehzahl zu beschreiben. Hier lassen sich klare Grenzen ziehen, wo das Totvolumen zu groß wird. In der Anlage Reidling liegt dieser Bereich bei einer Drehzahl von etwa 8 – 10 U/min , in Strem bei 2 – 3 U/min . Nimmt man nun diese Werte und trägt sie in das Diagramm ein, erkennt man ein Einsparungspotential von 30 MWh/a für die BGA Reidling, wenn die Drehzahl auf 10 U/min gesenkt wird. Im Fermenter der Anlage Strem können etwa 50 MWh/a eingespart werden, wenn die Drehzahl auf 3 U/min gesenkt wird. Allerdings sind hier die Unsicherheiten bei den zur Verfügung stehenden Prozessdaten größer als bei der BGA Reidling. Es wird erwartet, dass eine so dramatische Energieeinsparung nicht möglich sein wird, sich aber durchaus in der Größenordnung wie in den Ergebnissen der Anlage Reidling befinden wird.

Tabelle 7.10: Energieverbrauch der Rührwerke in Reidling

Momentaner jährlicher Verbrauch	15 U/min	10 U/min	8 U/min	6 U/min	4 U/min
89 MWh/a bei 11.3 U/min	189	61	33	15	5
relativer Energieverbrauch %	113	-32	-63	-84	-94

Tabelle 7.11: Energieverbrauch der Rührwerke in Strem

Momentaner jährlicher Verbrauch	7 U/min	5 U/min	4 U/min	3 U/min	2 U/min
75 MWh/a bei 4 U/min	253	91	48	23	8
relativer Energieverbrauch %	238	22	-6	-69	-89

In Tabelle 7.10 sind die Zahlen zusammengefasst. Est lässt sich der Energieverbrauch des Paddels um 30 % senken wenn die Drehzahl auf 10 U/min gesenkt wird. Ein weitere Verringerung der Drehzahl auf 8 U/min ist zwar möglich, jedoch darf man nicht vergessen, dass auch das Totvolumen steigen wird. Hier ist im Betrieb das Optimum zwischen minimaler Drehzahl und Biogasausbeute zu finden. Diese Details kann die numerische Simulation noch nicht liefern.

In Tabelle 7.11 sind die Resultate von den Simulationen der BGA Strem zu sehen. Hier ist ein sehr großes Einsparungspotential zu beobachten. Die Unsicherheiten sind hier größer als bei der Ergebnissen der Anlage Reidling. Auch gibt es in der BGA Strem noch ein anderes Phänomen zu berücksichtigen. Durch die Fütterung mit sehr hohem Anteil an Grasschnitt und dem Betreiben der Anlage mit sehr hohen TS-Gehalten, neigt der Hauptfermenter der Anlage Strem dazu, eine Schwimmschicht zu bilden. Dies muss unbedingt verhindert werden, da sich eine Schwimmschicht sehr zerstörerisch auf die Anlage auswirken kann. Daher wird empfohlen, die Drehzahl nicht zu weit abzusenken, um der Gefahr der Bildung einer Schwimmschicht vorzubeugen. Die Drehzahl sollte einen Wert von 3 U/min keinesfalls unterschreiten. Wenn man eine Drehzahl von etwa 3.5 U/min einstellt, ist ein Einsparungspotential von 35 - 40 MWh/a gegeben. Somit kann man den elektrischen Verbrauch um maximal 40 % reduzieren.

Aus den Abbildungen 7.45 bis 7.50 ist ersichtlich, dass sich Fermenter, die mit den gleichen Rührwerken ausgestattet sind, sehr ähnlich verhalten. Die Ergebnisse können daher auch auf Fermenter übertragen werden von denen noch keine Prozessdaten bekannt sind. In den Abbildungen 7.53 und 7.54 sind die spezifischen Jahresleistungen angegeben. Mit den Informationen aus den Abbildungen 7.50 und 7.52 kann nun darauf geschlossen werden, mit welchen Drehzahlen ein Fermenter, ausgestattet mit Rührwerken der Firma AAT oder der Firma Thöni, betrieben werden muss, um gut gerührt zu werden.

Ausgehend von der Ergebnissen aus den Simulationen der Anlage Reidling kann davon ausgegangen werden, dass in den Fermentern von AAT der Varianten 1 und 2 mit einer höheren Drehzahl gerührt werden muss, mit etwa 12 U/min , da sich hier das Volumen der Fermenter stark vergrößert hat. Im Fermenter der Variante 3 von AAT kann mit einer geringeren Drehzahl gerührt werden, da sich hier zwei Paddel im Fermenter befinden.

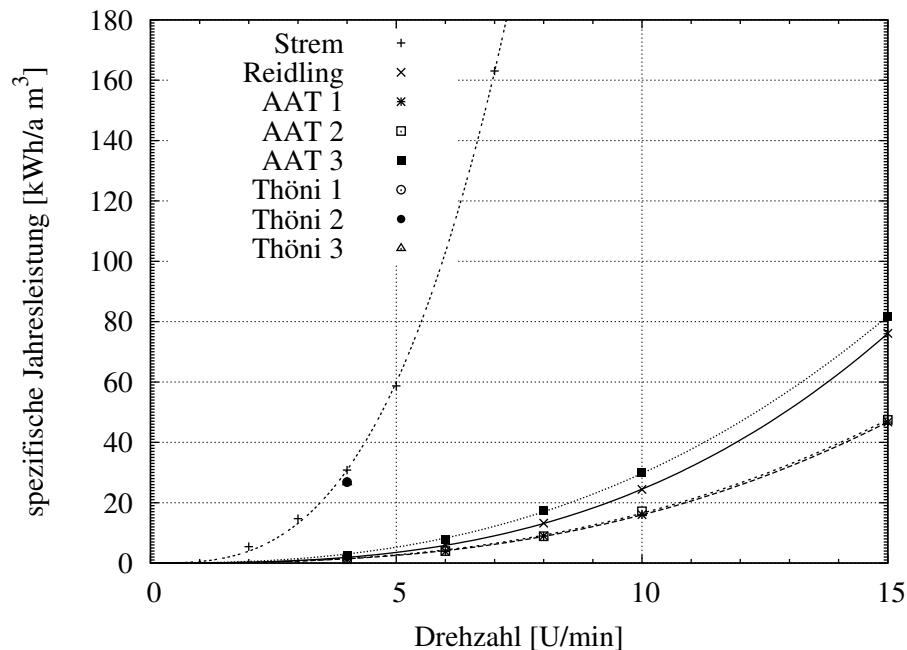


Abbildung 7.53: jährliche spezifische Leistungsaufnahme - Drehzahl

Hier kann die Drehzahl auf 8 U/min reduziert werden.

Die Simulationen von Strem und Thöni ergeben, den gleichen Leistungseintrag bei beiden Anlagen. Da die mittlere Geschwindigkeit in den Varianten der Thöni Fermenter etwas höher ist, kann die Drehzahl auf etwa $2.5\text{-}3 \text{ U/min}$ reduziert werden. Ein hoher Anteil an Grasschnitt kann dazu führen, dass die Drehzahlen etwas höher eingestellt werden müssen.

Es müssen auch die Propellerrührwerke ihren Niederschlag in den Ergebnissen finden. In Abbildung 7.54 ist die spezifische Jahresleistung über der mittleren Geschwindigkeit aufgetragen. Ausgehend davon kann gesagt werden, dass in den Varianten 1 und 2 der AAT Fermenter die Drehzahl des Paddels nicht erhöht werden muss, da hier auch noch zwei Propeller für die Durchmischung im Fermenter sorgen. Ausgehend von der mittleren Geschwindigkeit in Reidling bei 10 U/min kann man davon ausgehen, dass auch hier die Fermenter mit einer Paddeldrehzahl von etwa 10 U/min noch ausreichend gerührt werden. Allerdings ist der elektrische Leistungsbedarf auch dreimal so groß, da die Propeller soviel Strom verbrauchen wie das Padel.

Die beiden Abbildungen 7.53 und 7.54 bilden ein wichtiges Werkzeug für Anlagenerichter, die ihre Anlagen mit Thöni oder AAT Rührwerken ausstatten. Mit diesen Diagrammen lassen sich, ausgehend vom geplanten Fermentervolumen und der notwendigen spezifischen Jahresleistung, sofort auf die notwendige Drehzahl und den zu erwartenden Stromverbrauch schließen. Somit kann eine sehr präzise Angabe des Energieverbrauches in die Kosten- und Rentabilitätsbetrachtung einfließen. Die Ergebnisse aus diesem Kapitel wurden vom Autor auf einer internationalen Konferenz vorgestellt [117].

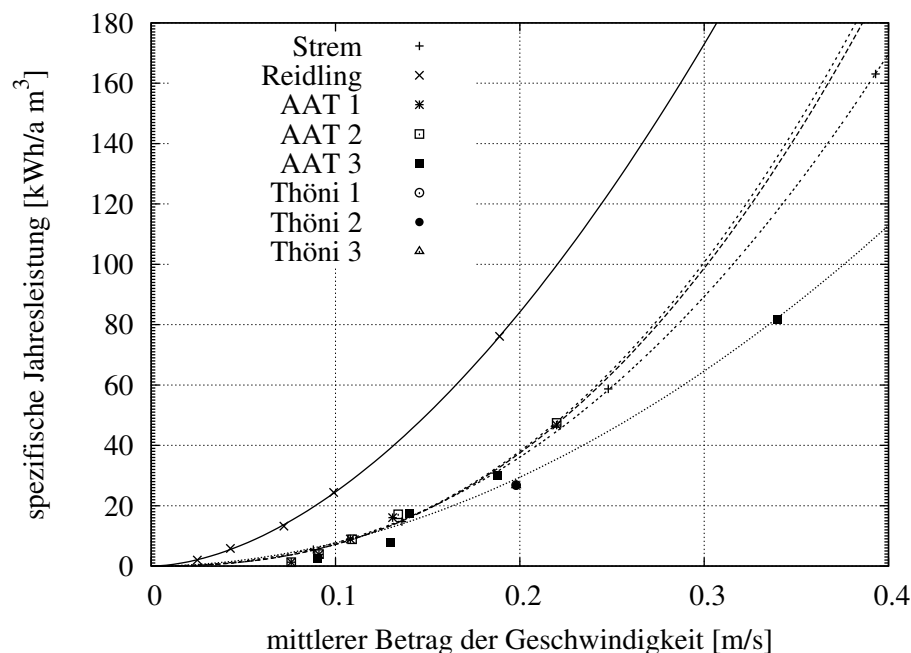


Abbildung 7.54: jährliche spezifische Leistungsaufnahme der Rührwerke
- erreichbare mittlere Geschwindigkeit im Fermenter

7.6 Verweilzeitsimulationen

7.6.1 Simulierte Altersverteilungen

Wie in den Kapiteln 4.7.3 und 6.5 beschrieben, wurde die Spezies in den Fermenter eingebracht und deren Konzentration am Ausgang über der Zeit festgestellt. Die Ergebnisse aus den Verweilzeitsimulationen sind in Abbildung 7.55 zu sehen.

Da der Rechenaufwand sehr groß ist, konnte nur ein Bruchteil einer ganzen theoretischen Verweilzeit berechnet werden. Dieser Zeitraum war so kurz, dass es nicht möglich war, den Anstieg auf die maximale Konzentration und den anschließenden Abfall zu beobachten. Daher ist es nicht möglich, die Simulationsergebnisse mit den Messungen zu vergleichen. In der Simulation der BGA Reidling steigt die Konzentration des Tracers am Fermenterausgang sehr bald signifikant an. Das kann auch bei den Messungen beobachtet werden. In der BGA Strem, besonders bei den Messungen mittels Lithiumhydroxid ($LiOH$), steigt die Konzentration wesentlich langsamer an. Auch das kann, zumindest für den kurzen simulierten Zeitraum, bestätigt werden.

7.6.2 Gemessene Altersverteilung

Um das hydrodynamische Verhalten der Fermenter bewerten zu können, wurden Verweilzeitmessungen mit zwei verschiedenen Substanzen durchgeführt, Sporen des *Bacillus Globigii* und Lithiumhydroxid, $LiOH$. Genauer über die Methode findet sich in den den Arbeiten [118], [119], [120], [121] und [122]. Die Messungen und die Auswertung der Ergebnisse aus den Messungen wurden auch vom Autor dieser Arbeiten durchgeführt.

Zuerst wird die ideale Altersverteilung und die ideale Verweilzeitsummenkurve eines kontinuierlich betriebenen Rührkessels vorgestellt (Abbildung 7.56). Die Modellierung

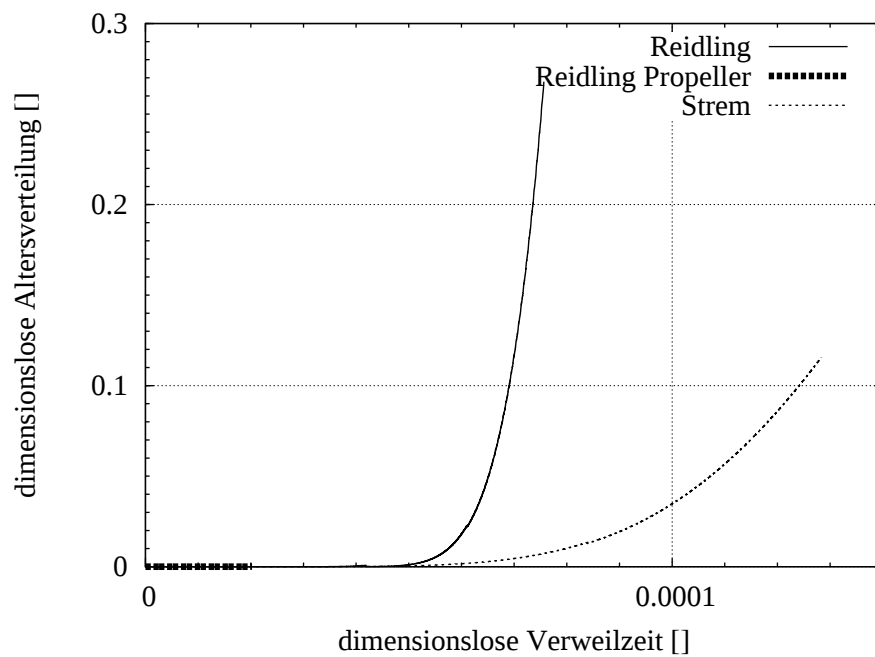


Abbildung 7.55: Altersverteilung simuliert in den Fermentern der BGA Reidling und Strem

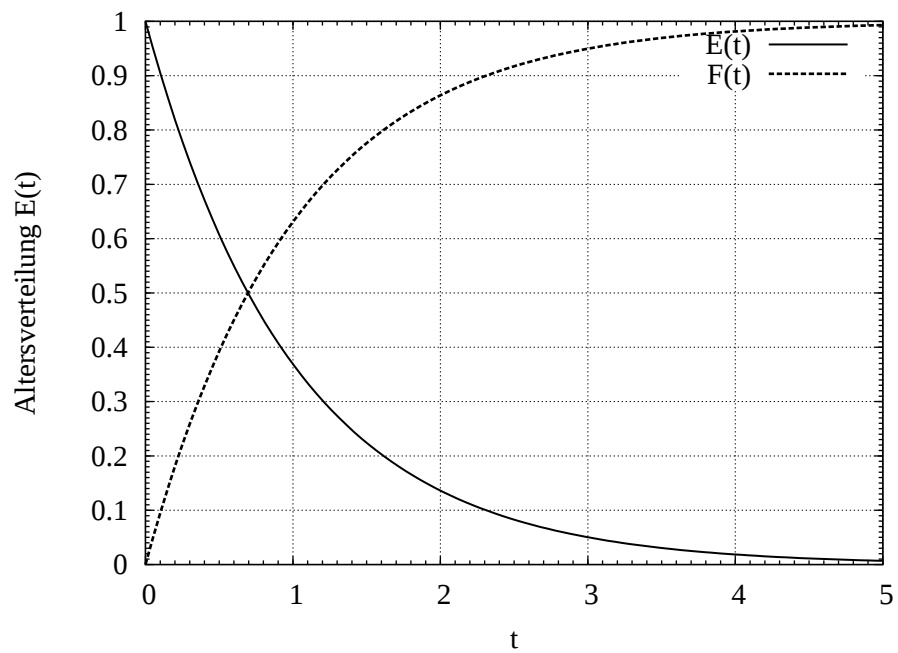


Abbildung 7.56: Altersverteilung $E(t)$ und Verweilzeitssummenkurve $F(t)$ eines idealen Rührkessels

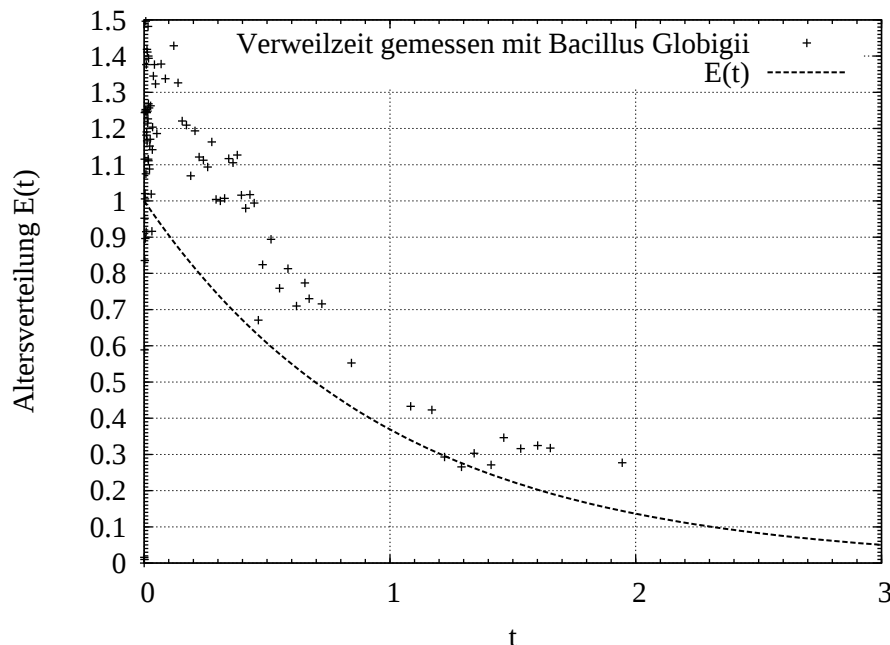


Abbildung 7.57: Ideale Altersverteilung $E(t)$ und die Altersverteilung gemessen mit Sporen des *Bacillus Globigii* im Fermenter der BGA Reidling

geht dabei von einem vollständig durchmischten Fermenter aus, in welchem eine pulsformige Menge eines anderen Stoffes zugesetzt wird. Der ideale kontinuierliche Rührkessel hat die breiteste Altersverteilung von allen Reaktormodellen. Nach einer mittleren Verweilzeit sind noch 37% der ursprünglichen eingegebenen Menge im Reaktor. Nach 5 theoretischen Verweilzeiten sind noch 1% im Reaktor verblieben. Die Altersverteilung wird durch die Funktion 7.4 bestimmt.

$$E(t) = \frac{1}{t} e^{-\frac{t}{\bar{t}}} \quad (7.4)$$

Durch Integration kommt man zur Summenverteilung in Gleichung 7.5.

$$F(t) = 1 - e^{-\frac{t}{\bar{t}}} \quad (7.5)$$

Unter Annahme einer volumenbeständigen Betriebsweise kann die theoretische Verweilzeit $\bar{t}$ bestimmt werden durch Gleichung 7.6.

$$\bar{t} = \frac{V_F}{\dot{V}} \quad (7.6)$$

Um die Verteilungen aller Fermenter vergleichen zu können wurden die Achsen dimensionslos dargestellt. Die y-Achse wurde mit der theoretischen Konzentration und die x-Achse mit der theoretischen Verweilzeit dimensionslos gemacht. Dieser ideale Reaktor wird nun mit den Fermentern der BGA Reidling und Strem verglichen. Die Verweilzeitmessung wurde einmal mit Sporen des *Bacillus Globigii* durchgeführt. Beim zweiten Versuch wurde als Tracersubstanz Lithiumhydroxid (*LiOH*) verwendet.

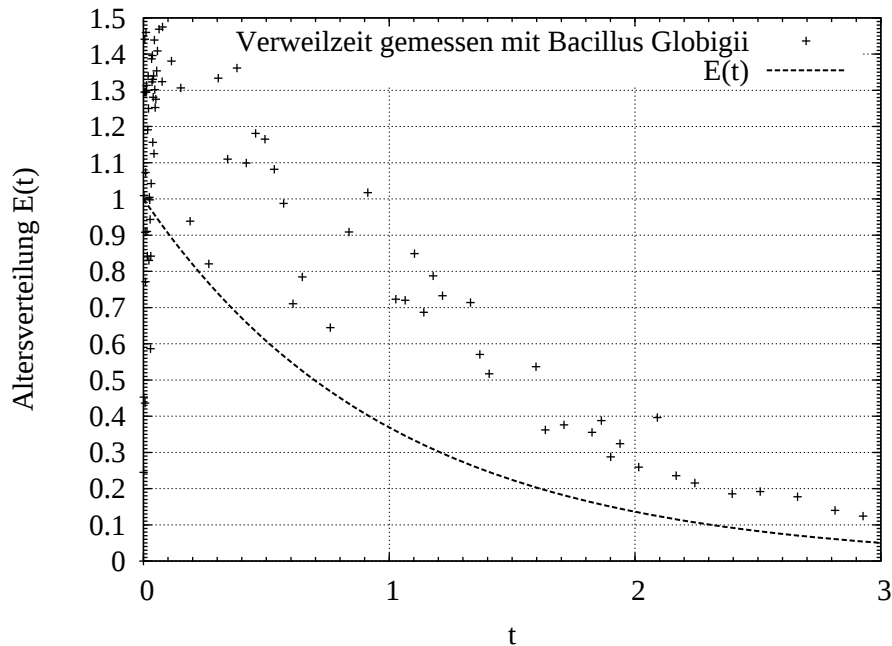


Abbildung 7.58: Ideale Altersverteilung $E(t)$ und die Altersverteilung gemessen mit Sporen des *Bacillus Globigii* im Fermenter der BGA Strem

In Abbildung 7.57 ist die Altersverteilung des Hauptfermenters der BGA Reidling dargestellt. Bei diesem Versuch wurden die Sporen des *Bacillus Globigii* verwendet. Man kann sehen, dass die Verteilung sehr nahe an der eines idealen Reaktors liegt. Am Beginn der Messungen steigt die Konzentration sehr stark an und springt dabei über das erwartete Maximum von 1. Dies muss nicht unbedingt auf eine Kurzschlussströmung hindeuten. Es kann sein, dass die Form der Aufgabe des Tracers eine Rolle spielt. Unter realen Bedingungen ist es unmöglich, einen unendlich kleinen und unendlich hohen Impuls aufzugeben, wie es die Modellierung vorsieht. Im realen Fall, vor Ort bei der Anlage, dauert die Aufgabe mehrere Stunden. Außerdem befinden sich im Fermenter auch Feststoffe. Die Sporen wurden aber mit der flüssigen Phase aufgegeben. Diese verbreitet sich schneller im Fermenter als die Feststoffe. Dies kann zu dem schnellen Konzentrationsanstieg beigetragen haben. Ansonsten sieht man, dass sich der Fermenter in Reidling wie ein idealer kontinuierlich betriebener Rührkessel verhält.

Die Altersverteilung im Hauptfermenter der BGA Strem, Abbildung 7.58, zeigt ebenfalls einen erhöhten Konzentrationsanstieg am Beginn. Dies kam unerwartet, da hier die Sporen durch den Feststoffeintrag aufgegeben wurden. Allerdings ist darauf Rücksicht zu nehmen, dass die Modellierung von einem augenblicklichen Anstieg der Tracerkonzentration auf die maximale Konzentration ausgeht. Dies kann in einem so großen Fermenter natürlich nicht der Fall sein. Daher wird am Beginn immer mehr ausgewaschen, als es durch die Modellierung vorhergesagt wird. Dennoch ist zu beobachten, dass in der BGA Strem die Auswaschung immer bedeutend höher ist als es das Modell eines idealen Rührkessels vorhersagt. Hier geht die Altersverteilung nicht wie in der BGA Reidling auf das vom Modell berechnete Niveau zurück. Das bedeutet, dass der Tracer in der BGA Strem wesentlich schneller ausgewaschen wird als in der BGA Reidling. Es ist möglich, dass die schnellere Auswaschung auf Totzonen im Fermenter hindeutet. Die Simulationen zeigen jedoch, dass es bei der gegenwärtigen Betriebsweise keine Totzonen gibt. Berücksichtigt

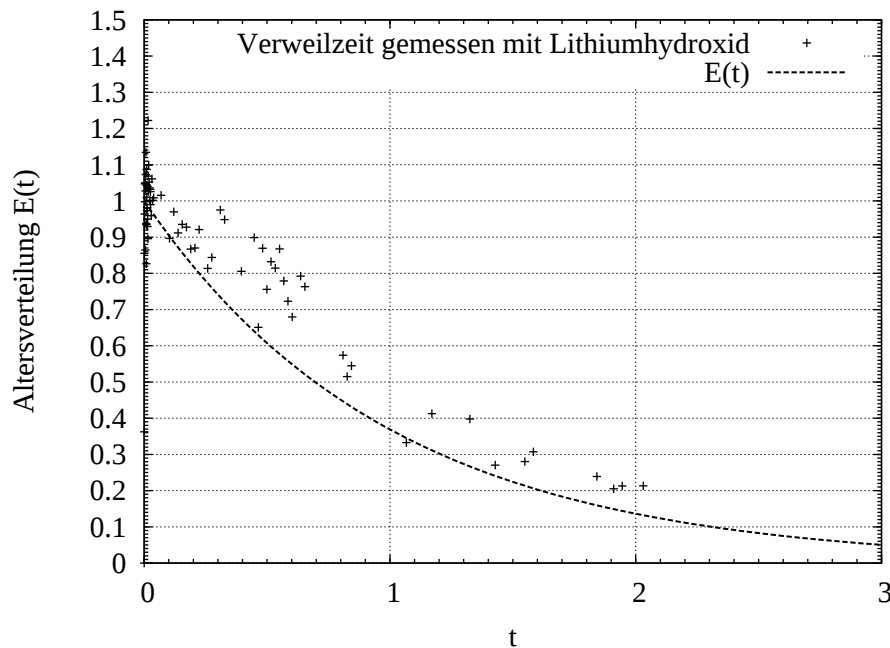


Abbildung 7.59: Ideale Altersverteilung $E(t)$ und die Altersverteilung gemessen mit Lithiumhydroxid im Fermenter der BGA Reidling

werden muss hier noch, dass mehr Feststoffe als in der BGA Reidling eingesetzt werden. Diese können sich nachteilig auf die Ausbreitung des Tracers auswirken. Durch die hohe nicht-Newtonsche Viskosität wird auch der Einmischvorgang erschwert. Alle diese Tatsachen wirken sich natürlich auf die Altersverteilung aus.

Nachdem die Sporen als Tracersubstanz getestet wurden, wurde im zweiten Versuch Lithiumhydroxid ($LiOH$) eingesetzt. Das Ergebnis für den Fermenter der Anlage Reidling ist in Abbildung 7.59 zu sehen. Hier kann eindeutig davon ausgegangen werden, dass sich der Fermenter der BGA Reidling wie ein idealer Rührkessel verhält. Lithium wird im Fermenter offensichtlich schneller und vor allem gleichmäßiger verteilt. Daher springt die Altersverteilung nicht über den theoretisch vorhergesagten Wert. Auch der Aufgabevorgang wurde nach den Erfahrungen mit dem ersten Versuch optimiert. Alles in allem deuten beide Versuche darauf hin, dass beim gegenwärtigen Betriebszustand keine Totzonen und Kurzschlussströmungen vorhanden sind.

Die Altersverteilung des Reaktors der BGA Strem beim Einsatz von Lithiumhydroxid, dargestellt in Abbildung 7.60, zeigt ein gänzlich anderes Verhalten als der Versuch mit den Sporen. Hier wird der Tracer schon ausgewaschen ohne vorher die theoretisch maximale Konzentration erreicht zu haben. Auch hier wurde auf die Erfahrungen nach dem ersten Versuch aufgebaut. Allerdings zeigt sich hier offensichtlich ein komplett anderes Verhalten der Lithiumhydroxid Lösung. Vermutlich wurde durch das Einbringen des Tracers durch den Feststoffeintrag eine schnelle Konzentrationsanpassung verhindert. Daher wird der Tracer schon ausgewaschen, bevor er im gesamten Fermenter gleichmäßig verteilt ist. Es wäre natürlich möglich, dass es diverse Totzonen gibt. In Zukunft sollten die verwendeten Tracer in flüssiger Phase aufgegeben werden, um die Verweilzeit zu messen. Wenn man das Ergebnis der Verweilzeitversuche mit den Sporen heranzieht, kann man davon ausgehen, dass sich der Hauptfermenter der Anlage Strem ebenfalls wie ein idealer

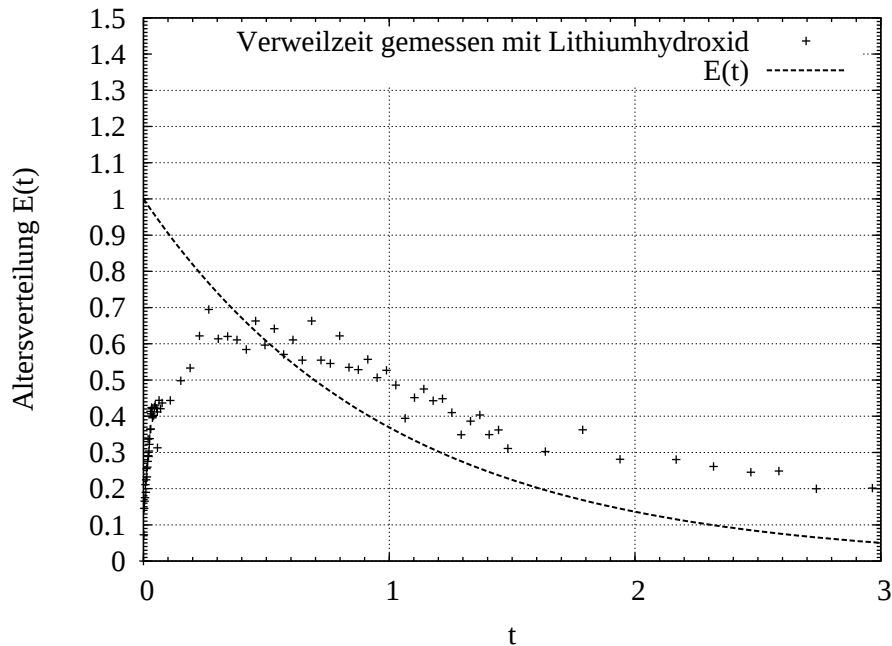


Abbildung 7.60: Ideale Altersverteilung $E(t)$ und die Altersverteilung gemessen mit Lithiumhydroxid im Fermenter der BGA Strem

kontinuierlicher Rührkessel verhält. Allerdings zeigen die Messungen Hinweise auf Totzonen, die allerdings nicht durch die CFD Simulationen bestätigt werden können. Das Ergebnis der Lithiumhydroxid Versuche ist inkonklusiv. Hier müssten die Versuche wiederholt werden, um das Verhalten bei einem Eintrag als flüssige Phase beobachten zu können.

7.7 Mehrphasensimulationen

7.7.1 Fermenter BGA Reidling (ohne Propellerrührwerk)

Um den Durchmischungsvorgang in den Fermentern beobachten und bewerten zu können, wurden auch Mehrphasensimulationen der Fermenter der BGA Reidling und der BGA Strem durchgeführt. Die Vorgehensweise und Modellierung ist in den Kapiteln 4.8 und 6.6 beschrieben. Die Definition der Bestimmung der Mischgüte findet sich in Kapitel 3.4.

Abbildung 7.61 zeigt die mittlere Standardabweichung der Zusammensetzung im Fermenter der BGA Reidling über den Einmischzeitraum. Simuliert wurde eine Einmischzeit von 60 s. Durch die Einmischung sinkt die Standardabweichung von einem beginnenden Maximum stetig ab. Sobald ein Minimum erreicht wird ist die technisch vollständige Durchmischung hergestellt. Da hier nach 60 s abgebrochen wurde, kann nicht gesagt werden ob es nach dem Erreichen der technisch besten Mischung Entmischungsvorgänge gibt. Allerdings ist zu sehen, dass der Fermenter sehr gut gerührt wird und sich die Phasen schnell vermischen. Am schnellsten mischen sich die Phasen 2 und 3. Phase 1 wird durch die Haftbedingung am Boden die Einmischung erschwert. Phase 4 kann durch die obere Begrenzung des Fermenters schlechter eingemischt werden, Phase 2 und 3 haben mehr Möglichkeiten, sich im Fermenter zu bewegen. Dennoch verläuft der Prozess sehr schnell bei einer Paddeldrehzahl von $15 U/min$.

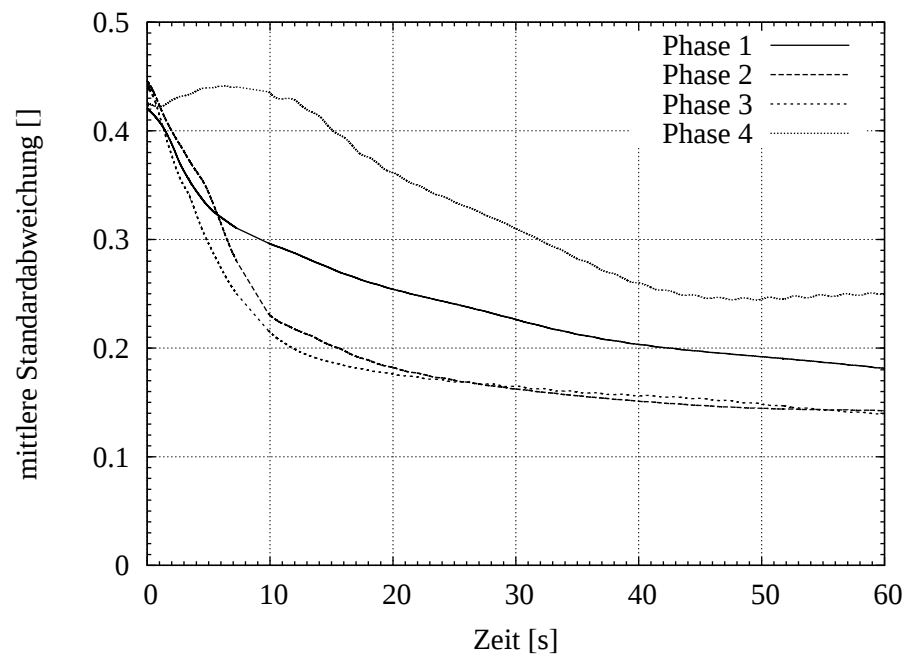


Abbildung 7.61: Standardabweichung der Phasenzusammensetzung im Fermenter der BGA Reidling

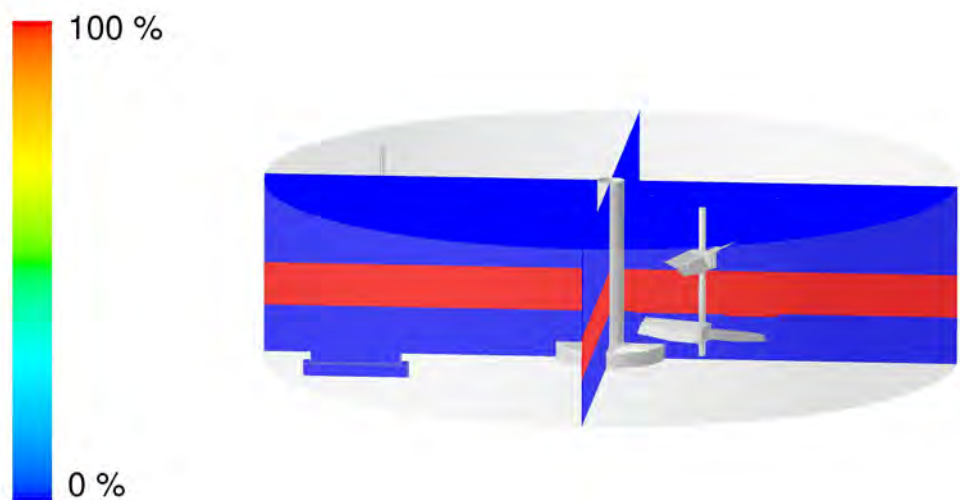


Abbildung 7.62: Durchmischung im Fermenter der BGA Reidling zum Zeitpunkt 0s

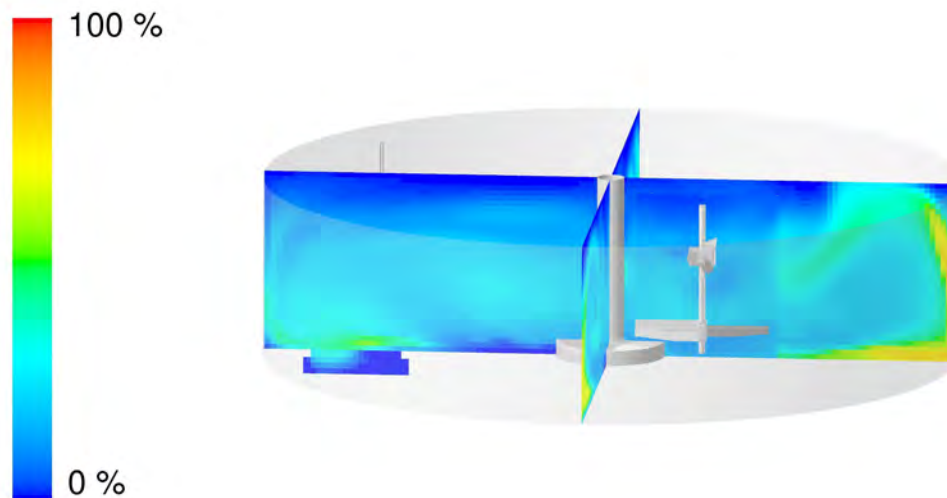


Abbildung 7.63: Durchmischung im Fermenter der BGA Reidling zum Zeitpunkt 60 s

Die graphischen Abbildungen 7.62 und 7.63 sollen den Einmischvorgang im Fermenter der BGA Reidling verdeutlichen. Man sieht hier den Einmischvorgang anhand der Phase 2. Am Beginn sieht man die Schichtung als Ausgangsbedingung. Nach 60 s sind nur noch wenige Bereiche vorhanden, in denen die zweite Phase noch nicht eingemischt ist. Bei einer idealen Mischung sollte überall ein Phasenanteil von 25 % herrschen. Dies ist hier noch nicht ganz der Fall, daher ist die beste technisch herstellbare Mischung noch nicht erreicht. Die Simulation sollte könnte fortgesetzt werden. Aufgrund des hohen Rechenaufandes wurde jedoch darauf verzichtet die Simulation fortzusetzen.

7.7.2 Fermenter der BGA Reidling (mit Propellerrührwerk)

Beim Einsatz eines Propellerrührwerkes geht das Einmischen deutlich schneller (siehe Abbildung 7.64). Da das Propellerrührwerk am Beginn der Simulation vollständig von der vierten Phase umgeben ist, wird die gesamte Energie des Propellers zum Einmischen der vierten Phase aufgewendet. Dies kann man auch sehr gut am Verlauf der Standardabweichung erkennen.

Was allerdings erstaunlich ist, dass sich Phase 1 schneller einmischt. Auch wenn Propeller nur eine sehr geringe Reichweite haben, eignen sie sich dennoch um den Inhalt von Fermenter zu vermischen. Sollte in einem Fermenter ein Propellerrührwerk eingesetzt werden, wäre eine günstige Position an einer Eintragsstelle der Substrate. Der Propeller sollte nur verwendet werden, wenn der Fermenter gefüttert wird. Auf diese Weise wird garantiert, dass sich die neu zugeführten Stoffe schneller und gleichmässiger im Fermenter verteilen. Dies wirkt sich gut auf die Biogasproduktion aus, da damit den Bakterien alle Nährstoffe zur Verfügung stehen. Propeller eignen sich ebenso, größere Konglomerate von Feststoffen zu zerstören und damit für die Bakterien leichter abbaubar zu machen.

In den Abbildungen 7.65 und 7.66 ist der Einmischprozess graphisch dargestellt. Eindeutig zu sehen ist, dass die Phasen schon weit gleichmässiger verteilt sind als es im Fermenter ohne Propellerrührwerk der Fall war. Hier haben schon weite Teile des Fermenters einen mittleren Phasenanteil von 25 % der zweiten Phase erreicht. Es herrscht

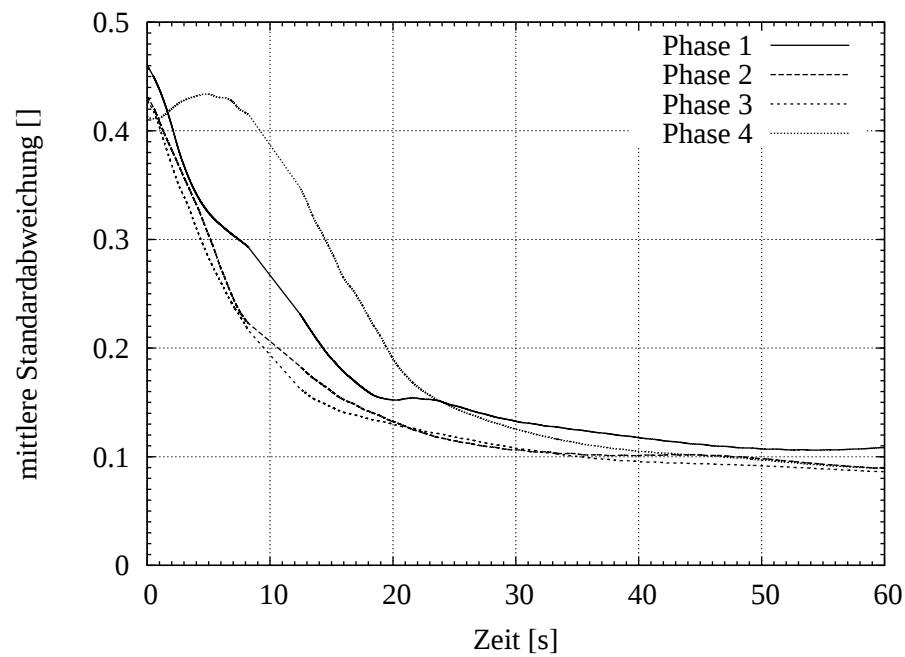


Abbildung 7.64: Standardabweichung der Phasenzusammensetzung im Fermenter der BGA Reidling, mit Propeller

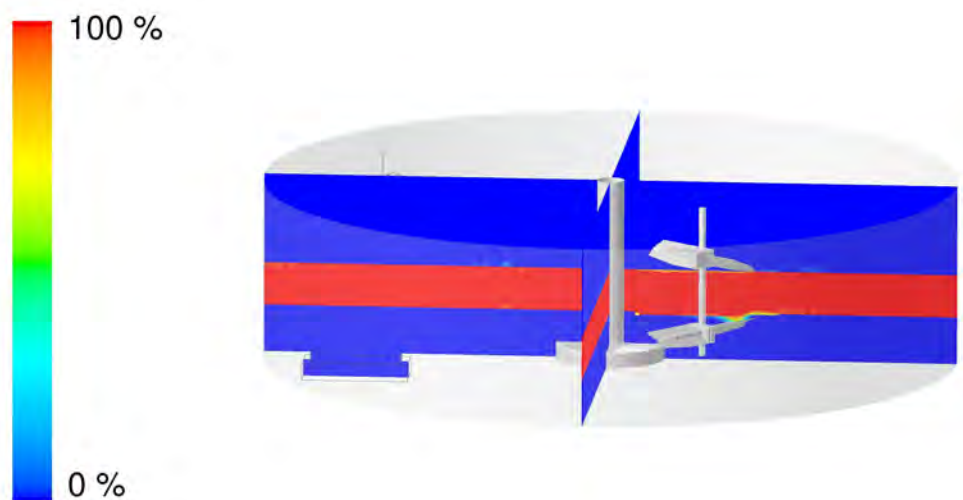


Abbildung 7.65: Durchmischung im Fermenter der BGA Reidling zum Zeitpunkt 0s

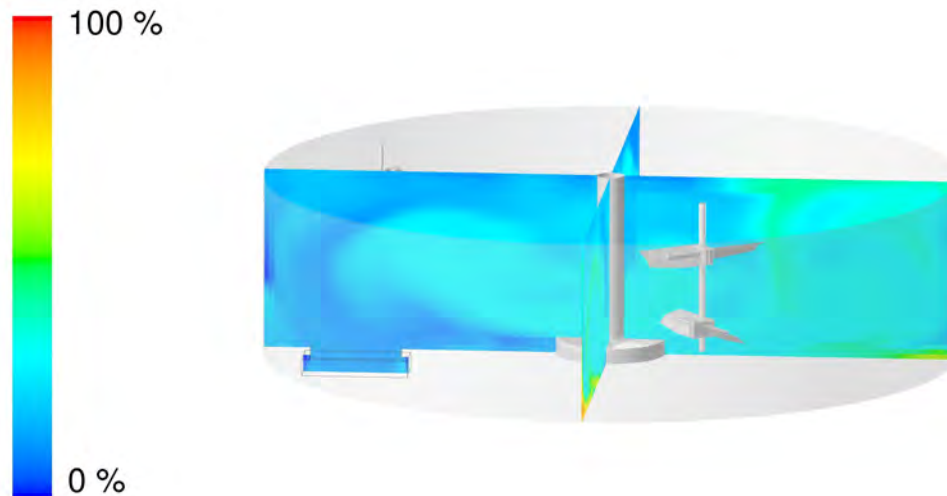


Abbildung 7.66: Durchmischung im Fermenter der BGA Reidling zum Zeitpunkt 60 s

schon beinahe der Zustand der optimalen technischen Mischgüte.

7.7.3 Fermenter Strem

Die Standardabweichung der Phasenzusammensetzung aus der CFD Simulation des Fermenters der BGA Strem ist in Abbildung 7.67 zusehen. Gleich wie in den beiden vorangegangenen Analysen kann man beobachten, dass die Einmischung sehr schnell vonstatten geht. Die optimale technische Durchmischung nach einer Zeit von 60 s ist auch in der BGA Strem noch nicht erreicht. Eine Simulationszeit von 60 s ist eine sehr kurze Zeit im Vergleich zur theoretischen Verweilzeit im Fermenter.

Hier, wie auch in den Simulation der Fermentern von Reidling, mischen sich die Phasen 1 und 4 am langsamsten ein. Eine Erklärung wurde dazu vorher schon gegeben.

In den Abbildungen 7.68 und 7.69 findet man die graphische Darstellung des Einmischprozesses. Auch hier ist zu festzustellen, dass sich die Phasen 1 und 4 am langsamsten einmischen. Am Boden und an der oberen Begrenzung des Fermenters sind noch immer weite Bereiche, die die optimale Durchmischung von 25 % noch nicht erreicht haben. Auch in diesem Fall könnte die Simulation noch weiter fortgeführt werden.

7.7.4 Zusammenfassung der Mehrphasensimulationen

Um den Mischvorgang in den Fermentern der BGA Reidling und Strem besser vergleichen zu können, wurden die einzelnen Phasen zusammengefasst und direkt gegenübergestellt. Das Resultat davon ist in den Abbildungen 7.70 bis 7.73 zu sehen.

Das Propellerrührwerk ist für das Vermischen der Phasen sehr gut geeignet. Die Standardabweichung sinkt hier wesentlich schneller als in den beiden anderen Fällen. Zwischen den Fällen Reidling (ohne Propeller) und Strem besteht kaum ein Unterschied. Die Phasen mischen sich sehr schnell ein, brauchen aber dennoch viel länger als beim Einsatz eines Propellers. In beiden Fällen könnte die Simulation fortgeführt werden, bis die technisch beste Mischung erreicht wurde. Um Entmischungsvorgänge beobachten zu

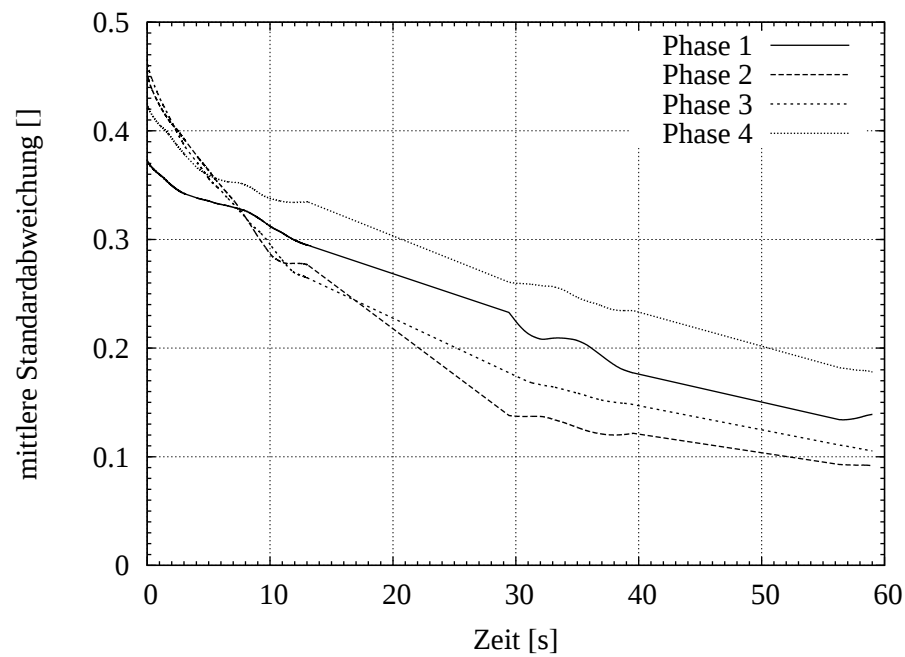


Abbildung 7.67: Standardabweichung der Phasenzusammensetzung im Fermenter der BGA Strem

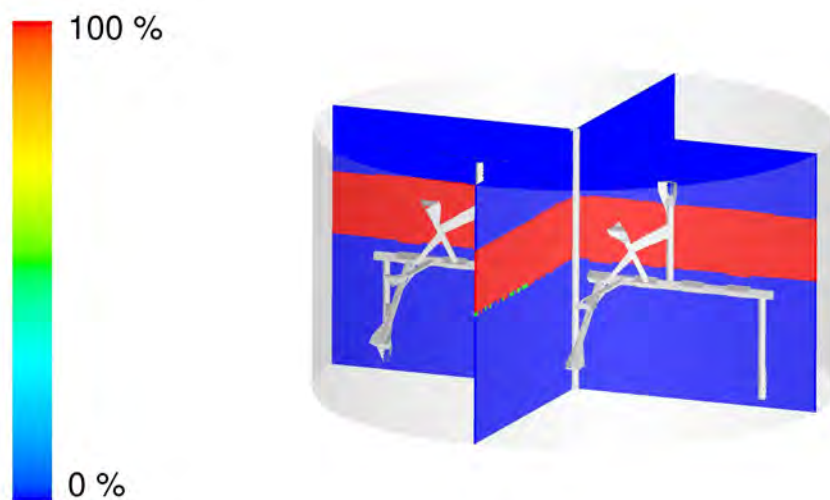


Abbildung 7.68: Durchmischung im Fermenter der BGA Strem zum Zeitpunkt 0s

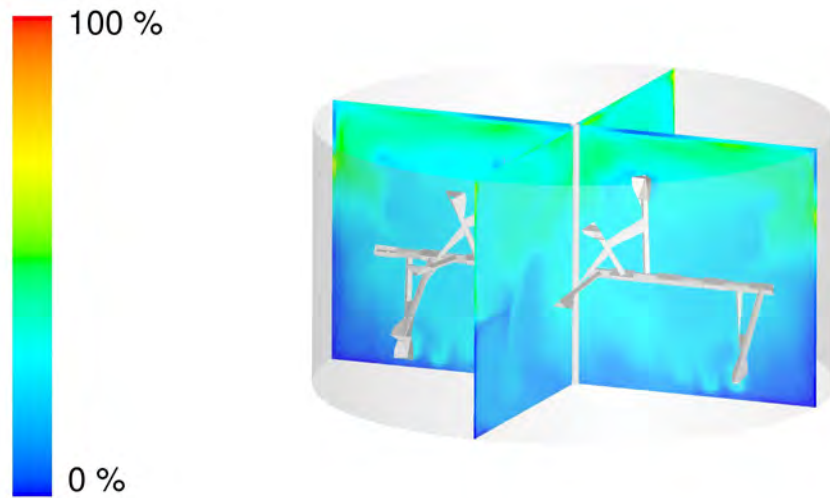


Abbildung 7.69: Durchmischung im Fermenter der BGA Strom zum Zeitpunkt 60s

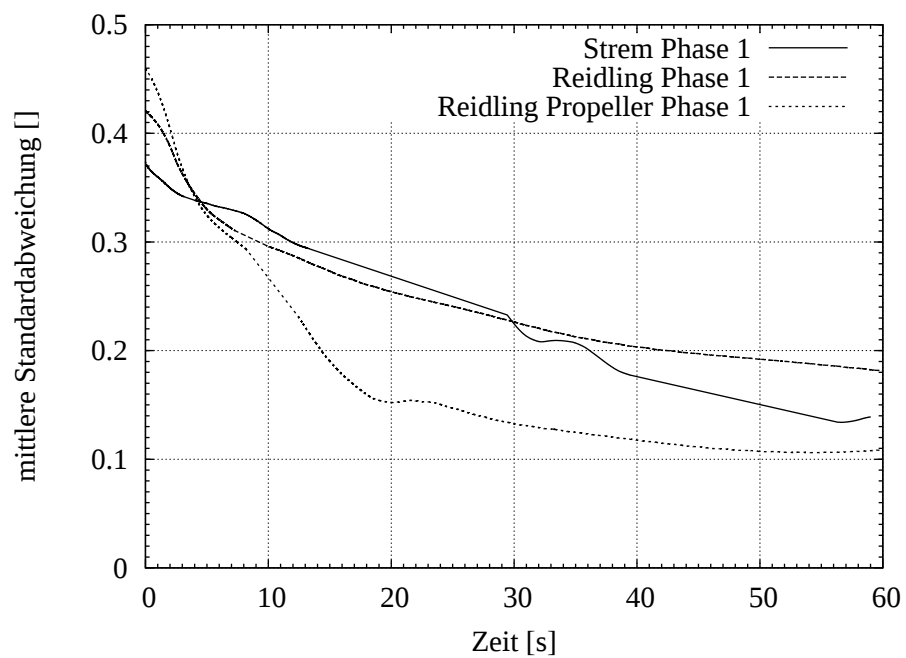


Abbildung 7.70: Standardabweichung der Phase 1, Vergleich aller Fermenter

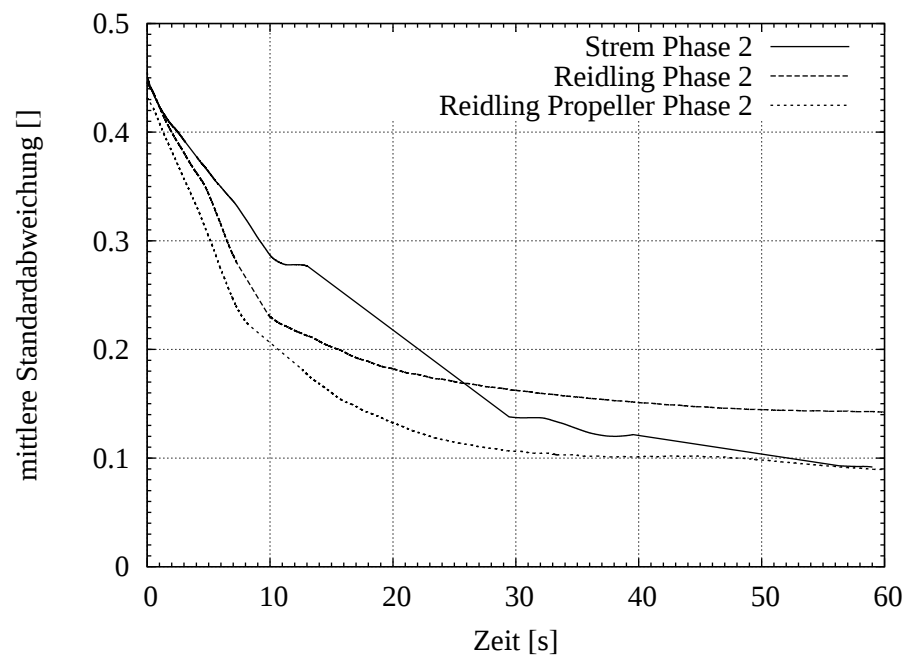


Abbildung 7.71: Standardabweichung der Phase 2, Vergleich aller Fermenter

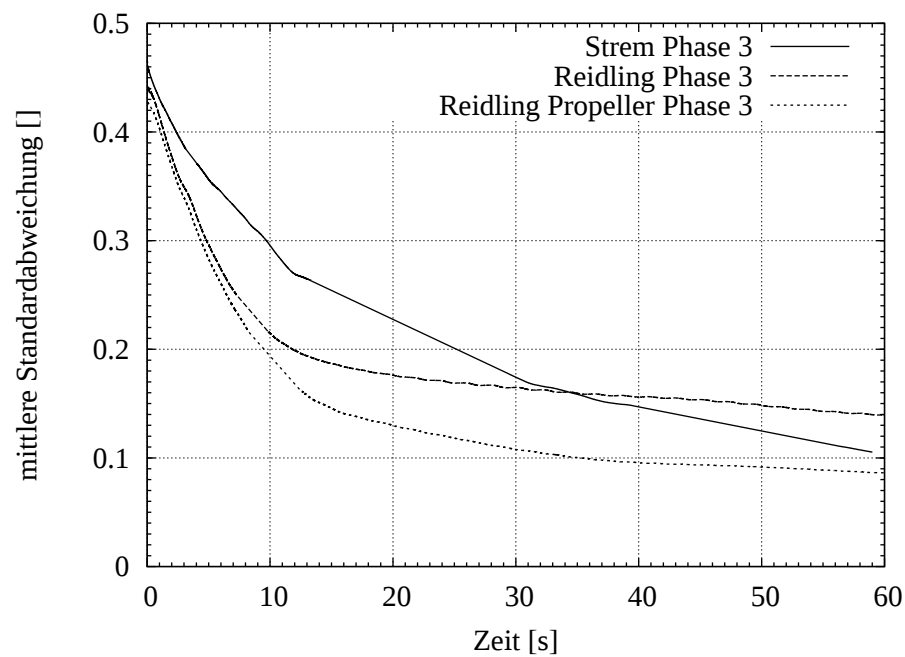


Abbildung 7.72: Standardabweichung der Phase 3, Vergleich aller Fermenter

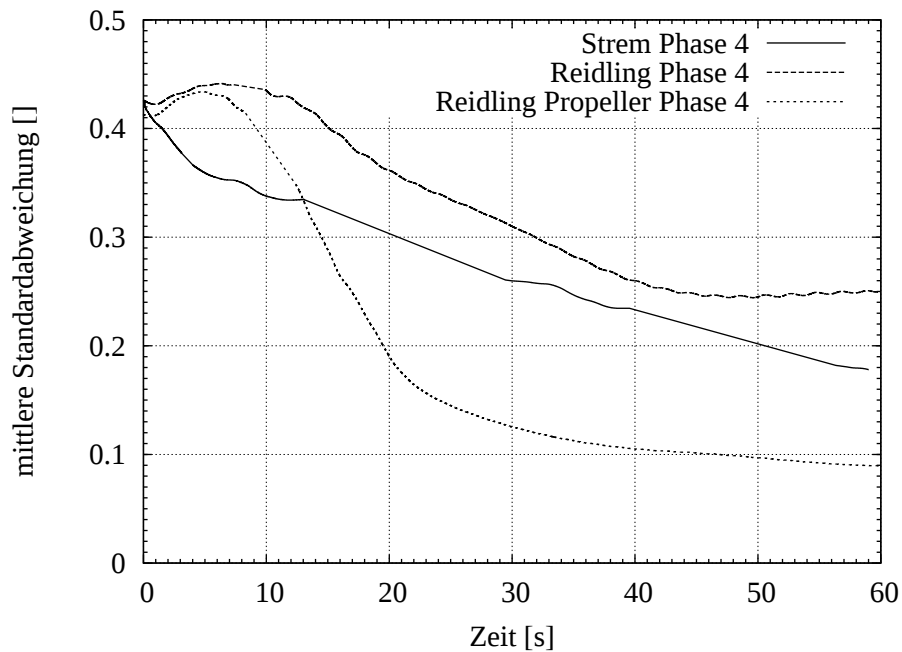


Abbildung 7.73: Standardabweichung der Phase 4, Vergleich aller Fermenter

können, müsste die Simulation noch über einen langen Zeitraum weiter geführt werden. Alle Rührwerke können die Inhalte der Fermenter sehr schnell vermischen. Verglichen mit der mittleren Verweilzeit von mehreren Wochen kann davon ausgegangen werden, dass hier das Optimum erreicht worden ist. Es hat sich bei den Simulationen herausgestellt, dass unter Einsatz eines Propellers die Durchmischung beschleunigt werden kann, ganz besonders, wenn der Propeller optimal positioniert wird. Diese Position ist in der Nähe eines Substrateintrages zu suchen. Dabei darf aber nicht außer acht gelassen werden, dass auch Propellerrührwerke große Energieverbraucher sind. Beim Verwenden eines Propellers muss daher immer die Einschaltdauer und damit der Energieverbrauch gegenüber dem Gewinn der besseren Vermischung abgewogen werden.

Kapitel 8

Schlussfolgerungen

8.1 Entwicklung eines Makroviskosimeters

Die Ergebnisse zeigen, dass das Ziel, eine neue Form eines Viskosimeters zu konstruieren, erfolgreich war. Durch die Verwendung eines numerischen Strömungslösers konnten die Strömungsverhältnisse und damit die Scherrate, abhängig von der Drehzahl, ermittelt werden. Die Methoden, die von anderen Autoren entwickelt worden sind, eignen sich nur bedingt, um die Scherrate in diesem neuen Viskosimeter zu bestimmen. Mit einer Kombination der numerischen Methode und der Methode zur Bestimmung der Scherrate über den volumetrischen Leistungseintrag konnte die Scherrate, abhängig von der Drehzahl, bestimmt werden. Die Messung der Viskosität, mithilfe der Metzner-Otto Methode, mit Einsatz der beiden dimensionslosen Kennzahlen, Reynolds- und Newton-Zahl, funktionierte einwandfrei. Die Verwendung der beiden dimensionslosen Kennzahlen stellte sich als sehr robust und reproduzierbar heraus. Dies konnte sowohl bei den Messungen als auch bei der numerischen Bestimmung der Leistungscharakteristik gezeigt werden.

Mit Hilfe dieser neuen Entwicklung konnte das rheologische Verhalten des Gärgutes in Biogasanlagen bestimmt werden. Die Ergebnisse entsprechen den Erwartungen, die nach dem Studium verschiedener Literaturstellen an das rheologische Verhalten gestellt wurden. Das Verhalten der Fermenterflüssigkeiten entspricht einer nicht-Newtonschen Flüssigkeit mit pseudoplastischem, also scherverdünnenden Verhalten. Es konnte auch gezeigt werden, in welchem Maß die Viskosität vom Trockensubstanz-Gehalt abhängt. Die Grenze vom Übergang von Newtonscher zu nicht-Newtonscher Viskosität bei einem Trockensubstanzgehalt von 6 % konnte mit dem neuen Viskosimeter nachgewiesen werden. Sobald der TS-Gehalt in der Fermenterflüssigkeit 6 % überschreitet, wird mit jeder Zunahme das nicht-Newtonsche Verhalten ausgeprägter.

Damit wurde das Design, die Konstruktion und die Kalibrierung letztlich erfolgreich abgeschlossen. Bei der Verwendung des Viskosimeters konnten dennoch einige Schwachstellen in der Konstruktion festgestellt werden. Vor allem die Schwingungen im unteren Drehzahlbereich können zu ungenauen Resultaten bei niedrigen Scherraten im Bereich von $4\text{--}10\text{ s}^{-1}$ führen. Dies sollte für spätere Messungen behoben werden. Zusammenfassend kann gesagt werden:

- Das neue Design eines Viskosimeters konnte erfolgreich verwirklicht werden.
- Die Rotationsviskosimetrie ist geeignet, um das rheologische Verhalten von Gärgut zu messen.

- Die Bestimmung der Strömungsverhältnisse mit CFD Methoden ist notwendig.
- Eine Kombination von mehreren Methoden stellt eine robuste und zuverlässige Kalibrierung sicher.
- Messungen direkt an Biogasanlagen konnten erfolgreich durchgeführt werden.
- Die Abhängigkeit der Viskosität vom TS-Gehalt wurde gemessen.
- Der Übergang zu nicht-Newtonschem Verhalten der Fermenterflüssigkeiten bei einem TS-Gehalt von 6 % kann nachgewiesen werden.
- Es sind Verbesserungen an der Konstruktion notwendig, um die Genauigkeit der Messergebnisse im niedrigen Scherratenbereich zu erhöhen.

8.2 Simulationen der Fermenter

Ein weiterer wichtiger Teil der Arbeit war es, den Energieeintrag von Rührwerken in Biogasanlagen zu minimieren. Um mögliche Einsparungspotentiale zu finden, wurden CFD Simulationen von den Hauptfermentern zweier Biogasanlagen durchgeführt. Eine wichtige Erkenntnis aus den Simulationen ist das unabhängig vom gewählten Paddelrührwerk ein spezifischer Leistungseintrag von $2 - 3 \text{ W/m}^3$ genügt, um den Fermenterinhalt ausreichend gut zu durchmischen. Dieser Energieeintrag führt zu einem Jahresstromverbrauch von $7 - 10 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3 \text{a}}$. Momentan werden viele Biogasanlagen mit wesentlich höheren Energieeinträgen gerührt. Damit ergibt sich ein großes Potential an Einsparungen. Einzelne Propeller-rührwerke sind nicht geeignet, um den Inhalt dieser großen Fermenter zu rühren. Nur durch den Einsatz von mehreren Propellern lässt sich ein Biogasfermenter ausreichend gut durchmischen. Propellerrührwerke haben aber einen Stromverbrauch in der Größenordnung der Paddelrührwerke. Wenn daher Fermenter ausschließlich mit Propellern gerührt werden, ist der Energieverbrauch höher als beim Einsatz eines einzigen Paddels. Bei den hier vorgestellten Fermentern genügen ein beziehungsweise zwei Paddelrührwerke, um den Fermenter sehr gut zu durchmischen. Allerdings erleichtern Propeller, positioniert an günstigen Stellen wie dem Substrateintrag, die Einmischung von Feststoffen beträchtlich. Das kann aus den Ergebnissen der Mehrphasensimulationen geschlossen werden. Generell kann gesagt werden, dass Paddelrührwerke sehr gut geeignet sind, um größere Behälter zu rühren. Dabei kommt es weniger auf das Prinzip (axial/radial/gemischt) als auf den spezifischen Energieeintrag an. Aus den Berechnungen ergibt sich, dass eine Einsparung bis zu 35 %, bezogen auf den momentanen Stromverbrauch, möglich ist, ohne die Biogasproduktion negativ zu beeinflussen. Mit dieser Einsparung kann der momentane, durchschnittliche Wirkungsgrad von Biogasanlagen beträchtlich erhöht werden (von momentan 20 % auf etwa 30-35 %). Das Einsparungspotential an Treibhausgasen liegt damit österreichweit bei 50000 t/a CO_2 .

Der Versuch, die Fermenter über die Simulation der Verweilzeit zu charakterisieren, war nicht erfolgreich. Der verwendete Strömungslöser, in Kombination mit der Verwendung von Interfaces, eignet sich nicht dazu. Es konnte bisher noch keine brauchbare Lösung gefunden werden. Die Messung der Verweilzeit hingegen verlief sehr erfolgreich, war jedoch nicht Bestandteil der Untersuchungen in dieser Arbeit (einige Ergebnisse wurden dennoch präsentiert). In diesen Messungen konnte gezeigt werden, dass beide untersuchten Fermenter ein beinahe ideales Rührkesselverhalten aufweisen. Somit treten in diesen Fermentern kaum Totzonen und Kurzschlussströmungen auf.

Zusammenfassend kann gesagt werden, dass die momentane Charakterisierung über Ein- und Mehrphasensimulationen ausreichend ist, da mit diesem Werkzeug schon ein großes Einsparungspotential aufgedeckt werden konnte. Die wichtigen Punkte dieser Arbeit sind zusammengefasst:

- Biogasfermenter können mit numerischen Methoden simuliert und die Drehmomente, die auf die Rührwerkswelle wirken, ausgewertet werden.
- Diese Methoden eignen sich, um Einsparungspotentiale zu finden.
- Durch die Auswertung des volumetrischen Strömungsfeldes lässt sich eine Mindestdrehzahl bestimmen, um Totzonen zu vermeiden.
- Die Erkenntnis, dass ein spezifischer Leistungseintrag von $2-3\text{ W}/\text{m}^3$ reicht, um Biogasfermenter mit Paddelrührwerken zu rühren.
- Durch die Messung der Viskosität werden die Randbedingungen verbessert und somit die Verhältnisse im Fermenter abgebildet.
- Die Simulationsergebnisse werden durch die Bestimmung der Viskosität in Messungen genauer.
- Simulationen von Anlagen, die sich in der Planungsphase befinden, konnten durchgeführt werden.
- Die optimale Konfiguration von Rührwerken in größeren Fermentern konnte bestimmt werden.
- Einphasige Simulationen reichen aus, um Einsparungsmöglichkeiten zu finden.
- Die numerische Bestimmung der Verweilzeit ist fehlgeschlagen.
- Die Messung der Verweilzeit konnte erfolgreich durchgeführt werden.
- Zwei Methoden zur Messung der Verweilzeit wurden gefunden: mit Sporen des *Bacillus Globigii* und mit Lithiumhydroxid, *LiOH*.
- Mehrphasensimulationen in Biogasfermentern sind möglich, aber mit sehr hohem numerischen Aufwand verbunden.
- Mehrphasensimulationen zeigen, dass die günstigste Position eines Propellerrührwerks in der Nähe des Substrateintrages zu suchen ist.

Kapitel 9

Zusammenfassung

9.1 Entwicklung eines Makroviskosimeters

Ziel der vorliegenden Arbeit war es den Energiebedarf von Rührwerken in Biogasanlagen zu senken. Dies soll mit Einsatz von numerischen Simulationen erreicht werden. Da in Strömungssimulationen die Viskosität immer eine wichtige Rolle spielt, musste eine Möglichkeit gefunden werden, die rheologischen Eigenschaften der Fermenterinhalt zu messen. Die Flüssigkeiten in den Fermentern sind drei-phasige Gemische. Sie beinhalten Gasblasen aus der Fermentation und feste Partikel, die durch die Substrate in den Fermenter eingebracht werden. Diese Partikel haben keine homogene Form oder Zusammensetzung. Sie können sowohl als Fasern, aber auch als größere Konglomerate aus anorganischen Materialien vorliegen. Diese Umstände machen die Bestimmung der Viskosität zu einer Herausforderung.

Um Ideen zu sammeln, wie dabei am besten vorgegangen werden kann, wurde am Beginn eine umfangreiche Literaturstudie durchgeführt. Danach wurden die Methoden, die gefunden wurden, um die Viskosität von mehrphasigen Gemischen zu bestimmen, getestet. Auf Basis dieser Erkenntnisse ist ein neues Viskosimeter konstruiert worden. Es war sehr schnell klar, dass sich die Bauform des Viskosimeters von den bisherigen Bauformen stark unterscheiden würde. Nur eines von vielen Prinzipien, um die scherratenabhängige Viskosität zu messen, war viel versprechend, das Rotationsviskosimeter. Jedoch wurde das Volumen, in welchem gemessen wurde, stark vergrößert gegenüber handelsüblichen Viskosimetern. Es beträgt 12 l. Daher wurde das neue Viskosimeter auch Makroviskosimeter genannt. Der Rotationskörper ist nicht als Zylinder sondern als Blattrührwerk mit vier senkrechten Blättern ausgeführt. Diese Bauform verhindert ein Entmischen des Inhaltes während der Messungen. Allerdings bringt diese Bauweise auch erhebliche Schwierigkeiten bei der Kalibrierung mit sich.

Die Kalibrierung wurde mit Methoden durchgeführt, die von anderen Autoren entwickelt wurden. Zusätzlich ist die Kalibration von numerischen Simulationen unterstützt worden. Dabei wurde eine Methode aus den 1950'er Jahren verwendet. Die anderen Arbeiten sind neuere Entwicklungen auf diesem Gebiet. Zusätzlich zu diesen Methoden, die alle auf entweder mathematischen Ableitungen oder aus empirischen Zusammenhängen stammen, ist die Kalibrierung mit numerischen Methoden erprobt worden.

Die Kalibrierung erfordert Flüssigkeiten, deren rheologisches Verhalten bekannt ist. Daher wurden analytische Messungen der Rheologie von Xanthan-Lösungen und von Glycerin gemacht. Diese gemessenen Viskositäten wurden einem Vergleich mit Arbeiten anderer Autoren gegenüber gestellt, um sicher gehen zu können, dass die Messungen korrekt sind.

Mit diesen Flüssigkeiten wurde dann die Kalibrierung durchgeführt, parallel dazu wurde mit einem numerischen Modell des Makroviskosimeters die numerische Untersuchung der Strömung begonnen.

Durch die Konstruktion und die Größe des Viskosimeters wurde die Kalibrierung erschwert. Besonders die Ermittlung der drehzahlabhängigen Scherrate im Behälter stellte sich schwierig dar. Nicht alle Methoden konnten herangezogen werden, da sie unbrauchbare Ergebnisse lieferten. Die älteste angewandte Methode, nach Metzner-Otto, war nicht in der Lage, die Scherrate im Behälter abzubilden. Durch den Einsatz eines Rührwerkes statt eines glatten Zylinders ist die Strömung komplexer. Die meisten Methoden setzten jedoch eine Couette-Strömung voraus. Daher wurde die Scherrate, die aus Messungen ermittelt wurde, immer verglichen mit den Ergebnissen aus den numerischen Simulationen, die parallel dazu durchgeführt wurden. Aus einer Kombination mit den Simulationen und der Methode der Bestimmung der Scherrate über den volumetrischen Leistungseintrag konnte die Scherratencharakteristik des Makroviskosimeters bestimmt werden.

Die Strömung wurde sehr genau untersucht. Dabei hat sich gezeigt, dass die Strömung im Behälter von vier großen Wirbelzellen dominiert wird. Diese Wirbel sind allerdings nicht stationär, sondern laufen mit der Drehfrequenz mit. Das war der Grund, warum sich die Erstellung der Scherratencharakteristik so schwierig gestaltete. Das Modell muss noch weiter verfeinert werden, um die Genauigkeit der Messungen zu erhöhen. Es konnte im Rahmen der Arbeit bewiesen werden, dass numerische Methoden durchaus in der Lage sind, die Kalibrierung von Viskosimetern zu bewältigen.

Mit den Ergebnissen aus der Kalibrierung wurde anschließend das rheologische Verhalten der Inhalte von zwei verschiedenen Biogasanlagen gemessen. Beide Flüssigkeiten zeigen ein pseudoplastisches Verhalten. Diese Ergebnisse werden von den bereits zitierten Literaturstellen bestärkt. Es konnte eine Viskositätsmessung an einer Anlagedurchgeführt werden, die gerade hochgefahren wurde. Dabei konnte die Viskosität bei unterschiedlichen Trockensubstanzgehalten gemessen werden. Auch hier zeigt sich eine gute Übereinstimmung mit den Werten aus der Literatur. Es konnte gezeigt werden, dass das rheologische Verhalten der Fermentationsflüssigkeit von Biogasanlagen ein newtonsches Verhalten bis zu einem Trockensubstanzanteil von 6 % aufweist. Steigt der TS-Gehalt auf mehr als 6 %, wird das Verhalten nicht-Newtonsches. Steigt der TS-Gehalt darüber hinaus, wird das nicht-Newtonsche Verhalten ausgeprägter. Das Verhalten, das dabei beobachtet wird, nennt man pseudo-plastisches oder auch scherverdünnendes Verhalten. Dieses Verhalten ist typisch für Flüssigkeiten, in denen sich auch faserförmige Feststoffe befinden. Dieses Verhalten wird mit einem Potenzgesetz modelliert.

Zusammenfassend kann gesagt werden, dass sich das hier entwickelte Viskosimeter hervorragend dazu eignet, Viskositäten von mehrphasigen Gemischen zu messen, die sich in handelsüblichen Bauformen nicht messen lassen. Die Kalibrierung stellte sich zwar als sehr aufwändig heraus, sie konnte aber mit Hilfe von numerischen Methoden vollständig durchgeführt werden. Auch die Übereinstimmung der Resultate mit der angegebenen Literatur zeigt, dass die Entwicklung des Makroviskosimeters ein Erfolg war.

9.2 Simulationen der Fermenter

Die Rührwerke in Biogasanlagen verursachen den größten Anteil des Eigenenergieverbrauches. Ziel der Arbeit war es, Wege zu finden, um den Energieverbrauch der Rührwerke zu verringern. Das ist mit numerischen Methoden und an Untersuchungen zweier bestehender Anlagen versucht worden. Um die rheologischen Eigenschaften der Flüssig-

keiten in den Fermentern messen zu können, wurde ein Makroviskosimeter entwickelt, das dieser Aufgabe gewachsen war. Mit den Ergebnissen der Viskosimeter-Messungen wurde die Strömung in den Fermentern untersucht. Vorher musste ein dreidimensionales Modell der Fermenter erstellt und dieses Modell in ein Rechengitter eingebettet werden. Das war sehr anspruchsvoll, da die Rührwerke eine sehr komplizierte Geometrie haben. Nach Abschluss dieser Vorbereitungen konnte mit den Simulationen begonnen werden. Aus den Simulationen der bestehenden Anlagen wurde das Drehmoment ausgewertet, nachdem ein stationäres Strömungsfeld im Fermenter erreicht worden war. Mit diesem Drehmoment war es möglich, die Leistung zu berechnen, die das Rührwerk aufnimmt. Diese Leistung kann mit der Leistung verglichen werden, die im Prozessleitsystem der Anlagen aufgezeichnet wird. Somit ist es möglich, die Zuverlässigkeit der CFD Modelle zu vergleichen. Man kommt in diesem Fall zu dem Schluss, dass die numerischen Simulationen den Leistungseintrag gut abbilden können. Mit diesen numerischen Methoden kann bei den bestehenden Anlagen ein Einsparungspotential von bis zum 35 % ermittelt werden.

Da festgestellt wurde, dass diese Simulationen sehr gut funktionieren, wurden noch weitere Anlagen simuliert, die noch nicht in Betrieb sind. Der Zweck war herauszufinden, welche Rührwerkskombinationen am effizientesten sein werden. Es wurden sechs Kombinationen gerechnet und anschließend Empfehlungen über die optimale Konfiguration ausgesprochen.

Die Simulationen der Verweilzeit lieferten keine brauchbaren Ergebnisse. Allerdings waren die Messungen der Verweilzeit sehr erfolgreich. Sie zeigen, dass in beiden Fermentern keine nennenswerten Totzonen und auch keine Kurzschlussströmungen auftreten. Beide Fermenter sind in dieser Hinsicht sehr gut konfiguriert. Die numerischen Modelle von FLUENT™ eignen sich zum Zeitpunkt der Untersuchungen noch nicht, die Verweilzeit abzubilden. Insbesondere die Kombination mit der Sliding-Mesh-Methode hat hier zu Problemen geführt. Eventuell sollte bei solchen Simulationen auf ein anderes Strömungssimulations-Programm zurückgegriffen werden, um den Skalartransport einer Spezies lösen zu können. Die Messungen der Verweilzeit, die durchgeführt wurden waren erfolgreich. Es konnten zwei unterschiedliche Tracer Substanzen gefunden werden, die sich für die Bestimmung der Verweilzeit in Biogasfermentern eignen.

Die Mehrphasensimulationen verliefen erfolgreich. Mit ihnen wurde bestätigt, dass die Simulation der Durchmischung in größeren Fermentern möglich ist. Die Ergebnisse zeigen, dass die Vermischung von vier am Beginn vollständig entmischten Phasen in den Fermentern sehr schnell erfolgt. Durch den hohen numerischen Aufwand konnte jedoch nur ein Zeitraum von einer Minute simuliert werden. Daher kann nicht ausgeschlossen werden, dass im späteren Verlauf Entmischungserscheinungen auftreten können. Dennoch kann gesagt werden, dass diese Rührwerke sehr gut in der Lage sind, die Inhalte der Fermenter zu vermischen. Zusätzlich ist klar erkennbar, dass an dieser Stelle der Einsatz eines Propellerrührwerkes den Einmischprozess erheblich beschleunigen. Das Propellerrührwerk sollte in der Umgebung des Substrateintrages installiert werden.

Kapitel 10

Ausblick

In Rahmen dieser Arbeit konnte gezeigt werden, dass es möglich ist, Strömungen in Fermentern zu simulieren und auch Drehmomente an deren Rührachsen auszuwerten. Dies ist selbst bei sehr komplexen Geometrien möglich. Mithilfe dieser Auswertungen und den Vergleichen mit bestehenden Anlagen konnte ein großes Potential zu Energieeinsparungen entdeckt werden. Ebenso konnte gezeigt werden, dass es möglich ist, ein Viskosimeter zu entwickeln, dass die Messung der rheologischen Eigenschaften gestattet. Dies war unbedingt erforderlich, um die richtigen Randbedingungen in den Simulationen verwenden zu können. Damit wurden sehr wesentliche Punkte zu Fermentersimulationen im Rahmen dieser Arbeit erledigt. Dennoch gibt es einige Punkte, die hier noch nicht in einem zufriedenstellendem Maß betrachtet wurden.

Ein erster Schritt ist die Konstruktion des Viskosimeters zu überarbeiten. Bei der vorliegenden Bauweise kommt es, besonderes bei niedrigen Drehzahlen, zu Schwingungen der Konstruktion. Daher sollte die Form der Aufhängung überdacht und optimiert werden. Eventuell kann ein Schwingungsdämpfer bei der Lagerung des Rührwerksantriebes dieses Problem lösen. Auch sollte die Kalibrierung nochmals überprüft werden. Vorallem sollten mehr Simulationen zur nicht-Newtonschen Kalibrierung durchgeführt werden. Dadurch kann die Genauigkeit verbessert werden. Sollten diese Maßnahmen Wirkung zeigen, kann das Gerät zur Marktreife geführt werden.

Durch die bis jetzt durchgeführten Messungen kann qualitativ gezeigt werden, wie das nicht-Newtonsche Verhalten mit dem TS-Gehalt zusammenhängt, allerdings gibt es noch keine Aussagen über die Abhängigkeit der Viskosität vom Zersetzungsgrad, den Substraten und anderen Parametern. Ein solcher allgemeiner Zusammenhang wäre von großem Interesse. Damit kann bereits in der Planungsphase der Biogasanlagen und bei bekannter Beschickungsweise eine Vorraussage über die Viskosität gemacht werden. Kombiniert mit den Ergebnissen aus den numerischen Simulationen, können somit Aussagen über den notwendigen Energiebedarf gemacht werden. Damit kann man schon weit im Vorfeld die Anlagen optimieren und auch die elektrische Leistung der Rührwerksmotoren reduzieren. Dies kann den Investitionsbetrag erheblich senken.

Die Strömungssimulationen könnten noch in größerer Zahl durchgeführt. Eine Wiederholung von Simulationen der beiden Biogasanlagen mit vertauschten Viskositäten könnte zu weiteren interessanten Erkenntnissen führen. Natürlich ist dies mit weiterem Simulationsaufwand verbunden. Es muss davon ausgegangen werden, dass diese neuen Simulationen, gerechnet auf derzeit verfügbarer Rechnerinfrastruktur bis zu 12 Monate beanspruchen. Ebenso wäre es von Vorteil, wenn weitere Rührwerkstypen simuliert werden. Sobald die wichtigsten Typen simuliert wurden, wäre eine Roadmap für den optimalen Einsatz von

Rührwerken bei gegebener Substratkombination und daraus berechneter Viskosität verfügbar.

Die Simulation der Verweilzeit verlief nicht erfolgreich. Die Messungen der Verweilzeit konnte aber erfolgreich durchgeführt werden. Hier sollte noch weiter versucht werden, Möglichkeiten zu finden, die es erlauben, die Verweilzeit von großen Fermentern zu simulieren. Sobald hier eine Methode gefunden wird, die robust und zuverlässig ist, kann auf die sehr zeitintensiven und auch teuren Messungen an den Anlagen verzichtet werden. Es sollte zudem auch noch geklärt werden, warum es bei den beiden Messungen mit *LiOH* und den Sporen eines Pilzes unterschiedliche Ergebnisse gegeben hat. Die Messungen sollten hier wiederholt und die Aufgabemethode gleich gestaltet werden, um einen Einfluss auszuschließen.

Die Simulation der Vermischung mehrerer Phasen lief durchaus zufriedenstellend. Allerdings muss hier erwähnt werden, dass der zeitliche Aufwand und der Aufwand an Hardware Ressourcen sehr hoch war. Es sollte hier überlegt werden, ob solche Simulationen in Zukunft noch notwendig sein werden. Die einphasigen Simulationen konnten den Prozess genau abbilden, und es wurde ein großes Einsparungspotential gefunden. Mehrphasensimulationen sollten nur für sehr spezielle Fragestellungen angewendet werden.

Abkürzungsverzeichnis

α_q	Phasenanteil der Phase α_q
$\bar{t}$	mittlere Verweilzeit (s)
χ_o^2	oberes Chi-Quadrat Vertrauensintervall ()
χ_u^2	unteres Chi-Quadrat Vertrauensintervall ()
Δt	Zeitschrittweite
Δx	Gitterweite, in Richtung des Geschwindigkeitsvektors
$\dot{m}_{pq}$	Massenstrom von Phase p zu Phase q (kg/s)
$\dot{m}_{qp}$	Massenstrom von Phase q zu Phase p (kg/s)
$\dot{\gamma}$	Scherrate ($\frac{1}{s}$)
$\dot{V}$	Feedvolumenstrom ($\frac{m^3}{h}$)
η_a	scheinbare Viskosität (Pa s)
$\frac{\partial \rho \phi}{\partial t}$	Erhaltungsform der transienten Ableitung der transportierten Größe ϕ
γ	Oberflächenspannung ($\frac{N}{m}$)
Γ_ϕ	Diffusionskoeffizient der Größe ϕ ()
Λ	Makrolängenmaß (m)
λ	Kolmogorov-Länge (m)
μ	dynamische Viskosität (Pa s)
∇	Nabla-Operator
$\nabla \phi$	Gradient der Werte im Zellzentrum
$\bar{c}_M$	Mittelwert der Konzentration in allen Proben ()
$\bar{\epsilon}$	mittlere Dissipationsdichte (W/kg)
$\bar{\rho}_f$	mittlere Dichte ($\frac{kg}{m^3}$)
∂	partieller Ableitungsoperator
ϕ	Wert im Zellzentrum
ρ	Dichte ($\frac{kg}{m^3}$)
ρ_G	Dichte Fluid ($\frac{kg}{m^3}$)
ρ_P	Dichte Partikel ($\frac{kg}{m^3}$)
σ	Standardabweichung ()
σ^2	Varianz ()
τ	Schubspannung (Pa)
$\mathbf{A}_f$	Flächensegment
$\mathbf{J}_i$	Diffusiver Fluss
$\mathbf{r}$	Vektor von der Upstream Zelle zur aktuellen Zelle
$\mathbf{v}$	Geschwindigkeitsvektor
$\mathbf{u}$	Geschwindigkeit vektoriell ($\frac{m}{s}$)
ϵ	Dissipationsdichte (W/kg)
ξ	Ortskoordinate (m)

c	molare Konzentration ($\frac{mol}{m^3}$)
C_D	Widerstandskoeffizient ()
$c_{M,i}$	Massenkonzentration in der i'ten Probe ()
D_F	Fickscher Diffusionskoeffizient ($\frac{m^2}{s}$)
D_i	Rührerdurchmesser (m)
E_j	Jahresenergiebedarf ($\frac{kWh}{a}$)
$E_{(t)}$	Altersverteilung ()
F_D	Widerstandskraft (N)
F_x	Kraft in x-Richtung (N)
F_y	Kraft in y-Richtung (N)
$F_{(t)}$	Summenverteilung ()
Fr	Froude-Zahl ()
Fr_m	modifizierte Froude-Zahl ()
g	Schwerebeschleunigung (m/s^2)
h	Rührerhöhe (m)
K	Konsistenzindex ($Pa\ s^n$)
k	Anzahl der Proben ()
k_∞	unendliche Anzahl von Proben ()
L	charakteristische Länge (m)
M	Drehmoment ($N\ m$)
$m_{\tilde{x}}$	Masse der Einzelpartikel (kg)
$M_{P,\bar{x}_i}$	Masse der Komponente x in der i'ten Probe (kg)
$M_{P,i}$	Masse der i'ten Probe (kg)
N	Rührerdrehzahl ($\frac{1}{s}$)
n	Fließindex ()
n	Zeitindex des aktuellen Zeitschrittes ()
$n + 1$	Zeitindex des folgenden Zeitschrittes ()
Ne	Leistungs-Zahl ()
nt_M	dimensionslose Mischzeit ()
P	Leistung an der Viskosimeterwelle (W)
p	Sollkonzentration in der Probe ()
P_{diff}	differentielle Jahresleistung ($\frac{MWh}{a}$)
P_{ein}	Leistungseintrag (W)
P_{spez}	spezifischer Leistungseintrag in den Fermenter ($\frac{W^3}{m}$)
$P_{Welle_{gem}}$	Leistung an der Rührwerkswelle, aus den Prozessdaten (kW)
$P_{Welle_{sim}}$	Leistung an der Rührwerkswelle, aus der Simulation (kW)
P_{Welle}	Leistung an der Rührwerkswelle (W)
R_i	Produktionsrate der Spezies i ()
Re	Reynolds-Zahl ()
S_{α_q}	Massenquelle der Phase α_q
S_ϕ	Quellterm der Größe ϕ pro Volumeneinheit
S_i	Produktionsrate der Spezies i aus der dispersen Phase und anderen Quellen
t	Zeit (s)
t_a	jährliche Betriebsstunden (h)
u	Geschwindigkeit ($\frac{m}{s}$)
U_f	Fluss normal durch eine Wand einer Zelle (kg/s)
V	Volumen des Viskosimeters (m^3)

V	Volumen einer Zelle (m^3)
v	Geschwindigkeit (m/s)
V_F	Volumen des Fermenters (m^3)
w	Geschwindigkeit ($\frac{m}{s}$)
We	Weber-Zahl ()
Y_i	Spezies ()

Literaturverzeichnis

- [1] K. Cost. Wirtschaftlichkeit von Biogasanlagen. <http://www.agriserve.de/Biogas-3.html>, March 2010.
- [2] M. Maurer and J-P. Winkler. *Biogas - Theoretische Grundlagen - Bau und Betrieb von Anlagen*. C.F. Müller Karlsruhe, 1992.
- [3] A. J. Ward, P. J. Hobbs, P. J. Holliman, and D. L. Jones. Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresource Technology*, 99(17):7928–7940, November 2008.
- [4] Biogas: Rührwerke sind echte Stromfresser. <http://www.topagrar.com/news/Neue-Energie-News-Biogas-Ruehrwerke-sind-echte-Stromfresser-96321.html>. 27.06.2011; last checked 25.05.2012.
- [5] T. Fischer and A. Krieg. Warum bauen wir eigentlich so schlechte Biogasanlagen. Technical report, Krieg und Fischer Ingenieure, Hannah-Vogt-Strasse 1, D-37085 Göttingen, 2009.
- [6] E. Casartelli, R. Waser, and H. Frankhauser. Strömungsmechanische Optimierung eines Biomasse-Rührwerks. Technical report, Hochschule Luzern Technik und Architektur, March 2006.
- [7] BMLFUW 2002. Strategie Österreichs zur Erreichung des Kyoto-Ziels, Juni 2002.
- [8] BMLFUW 2007. Anpassung der Klimastrategie Österreichs zur Erreichung des Kyoto-Ziels 2008-2013, März 2007.
- [9] P. Capros, L. Mantzos, N. Tasios, A. De Vita, and N. Kouvaritakis. EU energy trends to 2030 - update 2009. Technical report, EUROPEAN COMMISSION Directorate-General for Energy in collaboration with Climate Action DG and Mobility and Transport DG, 2010.
- [10] Bundesregierung Österreich. Regierungsprogramm für die XXIV. Gesetzgebungsperiode (Stand 22.11.2008, 17.00 Uhr), 2008.
- [11] S. Pohn, L. Kamarad, G. Bochmann, and M. Harasek. Entwicklung von Rührwerksystemen mit optimalem Mischverhalten in Biogasanlagen und verringertem Energiebedarf mittels numerischer Strömungssimulation (AD-CFD). veröffentlichter Endbericht, FFG, 2010.
- [12] R. Braun. *Biogas-Methangärung organischer Abfallstoffe: Grundlagen und Anwendungsbeispiele*. Springer Verlag, 1982.

- [13] J. Biswas, R. Chowdhury, and P. Bhattacharya. Mathematical modeling for the prediction of biogas generation characteristics of an anaerobic digester based on food/vegetable residues. *Biomass and Bioenergy*, 31(1):80–86, January 2007.
- [14] A. Wellinger, U. Baserga, W. Edelmann, K. Egger, and B. Seiler. *Biogas-Handbuch: Grundlagen, Planung, Betrieb landwirtschaftlicher Anlagen*. Verlag Wirz, 1991.
- [15] K. Karim, R. Hoffmann, T. Klasson, and M.H. Al-Dahhan. Anaerobic digestion of animal waste: Waste strength versus impact of mixing. *Bioresource Technology*, 96(16):1771–1781, November 2005.
- [16] A. C. Garcia. 2007 Jahresbilanzen von zwei landwirtschaftlichen Biogasanlagen. Technical report, 2008. Ausgeführt am IFA Tulln, Universität für Bodenkultur Wien.
- [17] W. P. Barber and D. C. Stuckey. The use of the anaerobic baffled reactor (abr) for wastewater treatment: a review. *Water Research*, 33(7):1559 – 1578, 1999.
- [18] VDMA 4330 Biogasanlagen - Hinweise für Planung, Ausführung und Betrieb, Februar 2006.
- [19] VDI 4631 Gütekriterien für Biogasanlagen, Dezember 2008.
- [20] ÖNORM S 2207-1 Biogasanlagen - Teil 1: Begriffe und Grundlagen, März 2011.
- [21] ÖNORM S 2207-2 Biogasanlagen - Teil 2: Technische Anforderungen an die Verfahrenstechnik, März 2011.
- [22] DIN 28131 Rührer und Stromstörer für Rührbehälter, September 1992.
- [23] ISO 21630 Pumpen - Prüfungen - Rührwerke für Abwasser und ähnliche Anwendungen, August 2007.
- [24] VDMA 24656 Rührwerke in Belebungsbecken von Abwasserreinigungsanlagen - Hinweise zur Planung, Projektierung und Ausführung, März 2010.
- [25] AAT. <http://www.aat-biogas.at/>. 27.06.2011; last checked 25.05.2012.
- [26] Thöni. <http://www.thoeni.com/de/naturgas.html>. 27.06.2011; last checked 25.05.2012.
- [27] SUMA. <http://www.suma.de>. 27.06.2011; last checked 11.07.2012.
- [28] Flygt. <http://www.flygt.com/en-us/Mixing/Pages/Mixing.aspx>. 27.06.2011; last checked 25.05.2012.
- [29] Streisal. <http://www.streisal.de/biobull-uebersicht.html>. 27.06.2011; last checked 25.05.2012.
- [30] A. B. Metzner. Non-newtonian technology:. In Thomas B. Drew and Jr. John W. Hoopes, editors, *Fluid Mechanics, Mixing, and Heat Transfer*, volume 1 of *Advances in Chemical Engineering*, pages 77 – 153. Academic Press, 1956.
- [31] M. K. Gupta, A. B. Metzner, and J. P. Hartnett. Turbulent heat-transfer characteristics of viscoelastic fluids. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 10(9):1211 – 1224, 1967.

- [32] A. B. Metzner, Y. Cohen, and C. Rangel-Nafaile. Inhomogeneous flows of non-newtonian fluids: generation of spatial concentration gradients. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 5:449 – 462, 1979. Proceedings of the IUTAM Symposium on Non-Newtonian Fluid Mechanics.
- [33] A. B. Metzner and D. F. Gluck. Heat transfer to non-newtonian fluids under laminar-flow conditions. *Chemical Engineering Science*, 12(3):185 – 190, 1960.
- [34] J. L. White and A. B. Metzner. Thermodynamic and heat transport considerations for viscoelastic fluids. *Chemical Engineering Science*, 20(12):1055 – 1062, 1965.
- [35] C. J. S. Petrie. The rheology of fibre suspensions. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 87(2-3):369 – 402, 1999.
- [36] B. Derakhshandeh, R.J. Kerekes, S.G. Hatzikiriakos, and C.P.J. Bennington. Rheology of pulp fibre suspensions: A critical review. *Chemical Engineering Science*, 66(15):3460 – 3470, 2011.
- [37] H. A. Barnes and Q. D. Nguyen. Rotating vane rheometry – a review. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 98(1):1–14, March 2001.
- [38] I. Seyssiecq, J.-H. Ferrasse, and N. Roche. State-of-the-art: Rheological characterisation of wastewater treatment sludge. *Biochemical Engineering Journal*, 16(1):41–56, 2003.
- [39] T. A. Strivens. Rheometry. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 7:–, 2000.
- [40] Y. Y. Hou and H. O. Kassim. Instrument techniques for rheometry. *Review of Scientific Instruments*, 76(10):101101, 2005.
- [41] J. Yan and A. E. James. The yield surface of viscoelastic and plastic fluids in a vane viscometer. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 70(3):237–253, June 1997.
- [42] W. Kelly and B. Gigas. Using CFD to predict the behavior of power law fluids near axial-flow impellers operating in the transitional flow regime. *Chemical Engineering Science*, 58(10):2141–2152, May 2003.
- [43] A. Potanin. 3D simulations of the flow of thixotropic fluids, in large-gap couette and vane-cup geometries. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 165(5-6):299–312, March 2010.
- [44] J.D. Sherwood. Transient flow of viscoelastic, thixotropic fluid in a vane rheometer or infinite slot. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 154(2-3):109–119, October 2008.
- [45] R. Bowen. Unraveling the mysteries of non-newtonian fluids. *AIChE*, 3:3–10, 1957.
- [46] P. Estellé, C. Lanos, and A. Perrot. Processing the couette viscometry data using a bingham approximation in shear rate calculation. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 154(1):31–38, September 2008.

- [47] M. Michihiko and K. L. Pinder. Time-dependent shear flow of artificial slurries in coaxial cylinder viscometer with a wide gap. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 57:125–134, April 1979.
- [48] L. P. Martínez-Padilla and D. Quemada. Baffled cup and end-effects of a vane-in-a-large cup rheometer for newtonian fluids. *Journal of Food Engineering*, 80(1):24–32, May 2007.
- [49] F. N. Shi and T. J. Napier-Munn. A model for slurry rheology. *International Journal of Mineral Processing*, 47(1-2):103–123, June 1996.
- [50] J. A. Sánchez Pérez, E. M. Rodríguez Porcel, J. L. Casas López, J. M. Fernández Sevilla, and Y. Chisti. Shear rate in stirred tank and bubble column bioreactors. *Chemical Engineering Journal*, 124(1-3):1 – 5, 2006.
- [51] M. Mori, I. Seyssiecq, and N. Roche. Rheological measurements of sewage sludge for various solids concentrations and geometry. *Process Biochemistry*, 41(7):1656–1662, July 2006.
- [52] H. M. El-Mashad, W. K. P. van Loon, G. Zeeman, and G. P. A. Bot. Rheological properties of dairy cattle manure. *Bioresource Technology*, 96(5):531–535, March 2005.
- [53] C. F. Forster. The rheological and physico-chemical characteristics of sewage sludges. *Enzyme and Microbial Technology*, 30(3):340–345, March 2002.
- [54] M. J. López, M. C. Vargas-García, F. Suarez-Estrella, and J. Moreno. Properties of xanthan obtained from agricultural wastes acid hydrolysates. *Journal of Food Engineering*, 63(1):111–115, June 2004.
- [55] G. Laera, C. Giordano, A. Pollice, D. Saturno, and G. Mininni. Membrane bioreactor sludge rheology at different solid retention times. *Water Research*, 41(18):4197–4203, October 2007.
- [56] Y. Mu and H-Q Yu. Rheological and fractal characteristics of granular sludge in an upflow anaerobic reactor. *Water Research*, 40(19):3596–3602, November 2006.
- [57] N. V. Pimenova and T. R. Hanley. Measurement of rheological properties of corn stover suspensions. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 105-108:383–392, 2003.
- [58] W. Pabst, E. Gregorová, and C. Berthold. Particle shape and suspension rheology of short-fiber systems. *Journal of the European Ceramic Society*, 26(1-2):149–160, 2006.
- [59] L. Spinosa and V. Lotito. A simple method for evaluating sludge yield stress. *Advances in Environmental Research*, 7(3):655–659, May 2003.
- [60] C. Kim and B. Yoo. Rheological properties of rice starch-xanthan gum mixtures. *Journal of Food Engineering*, 75(1):120–128, July 2006.
- [61] S. Viamajala, J. D. McMillan, D. J. Schell, and R. T. Elander. Rheology of corn stover slurries at high solids concentrations - effects of saccharification and particle size. *Bioresource Technology*, 100(2):925–934, January 2009.

- [62] A. Blanco, C. Negro, E. Fuente, and J. Tijero. Rotor selection for a searle-type device to study the rheology of paper pulp suspensions. *Chemical Engineering and Processing*, 46(1):37–44, January 2007.
- [63] T. L. Houchin and T. R. Hanley. Measurement of rheology of distiller’s grain slurries using a helical impeller viscometer. *Appl*, 113-116:723–732, 2004.
- [64] J. P. Guillemin, Y. Menard, L. Brunet, O. Bonnefoy, and G. Thomas. Development of a new mixing rheometer for studying rheological behaviour of concentrated energetic suspensions. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 151(1-3):136–144, May 2008.
- [65] F. García-Ochoa, V. E. Santos, J. A. Casas, and E. Gómez. Xanthan gum: production, recovery, and properties. *Biotechnology Advances*, 18(7):549–579, November 2000.
- [66] T. J. Akroyd and Q. D. Nguyen. Continuous on-line rheological measurements for rapid settling slurries. *Minerals Engineering*, 16(8):731–738, August 2003.
- [67] T. J. Akroyd and Q. D. Nguyen. Continuous rheometry for industrial slurries. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 27(5):507–514, May 2003.
- [68] F. N. Shi and T. J. Napier-Munn. Measuring the rheology of slurries using an on-line viscometer. *International Journal of Mineral Processing*, 47(3-4):153–176, August 1996.
- [69] N. J. Wagner. Rheo-optics. *Current opinion in Colloid and Interface Science*, 3:391–400, 1998.
- [70] A. B. Rodd, D. E. Dunstan, and D. V. Boger. Characterisation of xanthan gum solutions using dynamic light scattering and rheology. *Carbohydrate Polymers*, 42(2):159–174, June 2000.
- [71] R. N. Meroney and P. E. Colorado. CFD simulation of mechanical draft tube mixing in anaerobic digester tanks. *Water Research*, 43(4):1040 – 1050, 2009.
- [72] M. Terashima, R. Goel, K. Komatsu, H. Yasui, H. Takahashi, Y. Y. Liand, and T. Noike. CFD simulation of mixing in anaerobic digesters. *Bioresource Technology*, 100(7):2228–2233, April 2009.
- [73] B. Wu. CFD simulation of mixing in egg-shaped anaerobic digesters. *Water Research*, 44(5):1507 – 1519, 2010.
- [74] L. Yu, J. Ma, and S. Chen. Numerical simulation of mechanical mixing in high solid anaerobic digester. *Bioresource Technology*, 102(2):1012 – 1018, 2011.
- [75] J. Bridgeman. Computational fluid dynamics modelling of sewage sludge mixing in an anaerobic digester. *Advances in Engineering Software*, 44(1):54 – 62, 2012.
- [76] B. Wu. CFD investigation of turbulence models for mechanical agitation of non-newtonian fluids in anaerobic digesters. *Water Research*, 45(5):2082 – 2094, 2011.
- [77] M. Jahoda, M. Mostek, A. Kukuková, and V. Machon. CFD modelling of liquid homogenization in stirred tanks with one and two impellers using large eddy simulation. *Chemical Engineering Research and Design*, 85(5):616–625, 2007.

- [78] D. A. Deglon and C. J. Meyer. CFD modelling of stirred tanks: Numerical considerations. *Minerals Engineering*, 19(10):1059–1068, August 2006.
- [79] K. H. Javed, T. Mahmud, and J. M. Zhu. Numerical simulation of turbulent batch mixing in a vessel agitated by a rushton turbine. *Chemical Engineering and Processing*, 45(2):99–112, February 2006.
- [80] M. Jenne and M. Reuss. A critical assessment on the use of k - ϵ turbulence models for simulation of the turbulent liquid flow induced by a rushton-turbine in baffled stirred-tank reactors. *Chemical Engineering Science*, 54(17):3921–3941, September 1999.
- [81] B. Wu and S. Chen. CFD simulation of non-newtonian fluid flow in anaerobic digesters. *Biotechnology and Bioengineering*, 99(3):700–711, 2008.
- [82] P. Perona. An experimental investigation of laminar-turbulent transition in complex fluids. *Journal of Food Engineering*, 60(2):137 – 145, 2003.
- [83] B. Wu. CFD simulation of gas and non-newtonian fluid two-phase flow in anaerobic digesters. *Water Research*, 44(13):3861 – 3874, 2010.
- [84] G. Deerberg, J. Grän-Heedfeld, A. Dudlik, and T. Henning. Strömungs und Wärmetransportoptimierung in Biogasanlagen. Technical report, Fraunhoferinstitut für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik, 2008.
- [85] M. Weiss, B. G. Plósz, K. Essemiani, and J. Meinhold. Suction-lift sludge removal and non-newtonian flow behaviour in circular secondary clarifiers: Numerical modelling and measurements. *Chemical Engineering Journal*, 132(1-3):241–255, August 2007.
- [86] G. R. Kasat, A. R. Khopkar, V. V. Ranade, and A. B. Pandit. CFD simulation of liquid-phase mixing in solid-liquid stirred reactor. *Chemical Engineering Science*, 63(15):3877–3885, August 2008.
- [87] F. Kerdouss, A. Bannari, P. Proulx, R. Bannari, M. Skrga, and Y. Labrecque. Two-phase mass transfer coefficient prediction in stirred vessel with a cfd model. *Computers & Chemical Engineering*, 32(8):1943–1955, August 2008.
- [88] G. Montante, M. Mostek, M. Jahoda, and F. Magelli. CFD simulations and experimental validation of homogenisation curves and mixing time in stirred newtonian and pseudoplastic liquids. *Chemical Engineering Science*, 60(8-9):2427–2437, 2005.
- [89] X. L. Liui, N. Q. Ren, and C. L. Wan. Hydrodynamic characteristics of a four-compartment periodic anaerobic baffled reactor. *Journal of Environmental Sciences*, 19(10):1159 – 1165, 2007.
- [90] R. B. Mendoza and P. N. Sharratt. Analysis of retention time distribution (RTD) curves in an anaerobic digester with confined-gas mixing using a compartment model. *Water Science and Technology*, 40(8):49 – 56, 1999. Wastewater Anaerobic Treatment, Selected Proceedings of the 5th Latin-American Workshop-Seminar on Wastewater Anaerobic Treatment.

- [91] Y. Le Moullec, C. Gentric, O. Potier, and J. P. Leclerc. CFD simulation of the hydrodynamics and reactions in an activated sludge channel reactor of wastewater treatment. *Chemical Engineering Science*, 65(1):492 – 498, 2010. 20th International Symposium in Chemical Reaction Engineering–Green Chemical Reaction Engineering for a Sustainable Future.
- [92] I. A. Nges and J. Liu. Effects of solid retention time on anaerobic digestion of dewatered-sewage sludge in mesophilic and thermophilic conditions. *Renewable Energy*, 35(10):2200 – 2206, 2010.
- [93] R. Kloss. *Planung von Biogasanlagen nach technisch-wirtschaftlichen Kriterien*. R. Oldenburgverlag, München, 1986.
- [94] S. Pohn, L. Kamarad, G. Bochmann, and M. Harasek. Entwicklung von Rührwerksystemen mit optimalem Mischverhalten in Biogasanlagen und verringertem Energiebedarf mittels numerischer Strömungssimulation (CFD). Zwischenbericht, FFG, 2009.
- [95] DIN 38409-H1-1 Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammmuntersuchungen; Summarische Wirkungs- und Stoffkenngrößen (Gruppe H); Bestimmung des Gesamttrockenrückstandes; des Filtrattrockenrückstandes und des Glührückstandes (H 1)., 03 1985.
- [96] DIN 38409-H1-3 Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammmuntersuchung; Summarische Wirkungs- und Stoffkenngrößen (Gruppe H); Bestimmung des gesamten organisch gebundenen Kohlenstoffes (TOC) (H3), 06 1983.
- [97] DIN 66141 Darstellung von Korn-(Teilchen-)größenverteilungen; Grundlagen, 02 1974.
- [98] DIN 66165 Korn -(Teilchen-)größenanalyse, Siebanalyse; Grundlagen; Durchführung, 02 1981.
- [99] DIN 66161 Messen der Feinheit disperser Systeme; Formelzeichen, Einheiten, 05 1976.
- [100] DIN 1306 Dichte; Begriffe, Angaben, 06 1984.
- [101] M. Kraume. *Mischen und Rühren : Grundlagen und moderne Verfahren*. Weinheim : Wiley-VCH, 2003.
- [102] G. Haller and G. Yuan. Lagrangian coherent structures and mixing in two-dimensional turbulence. *Physica D: Nonlinear Phenomena*, 147(3-4):352–370, December 2000.
- [103] M. Branicki. Topology of stirring in two-dimensional turbulence: Point vortex in a time-dependent ambient strain. *Physica D: Nonlinear Phenomena*, 237(14-17):2056–2061, August 2008.
- [104] C. V. Tran and J. C. Bowman. On the dual cascade in two-dimensional turbulence. *Physica D: Nonlinear Phenomena*, 176(3-4):242–255, March 2003.

- [105] C. V. Tran and T. G. Shepherd. Constraints on the spectral distribution of energy and enstrophy dissipation in forced two-dimensional turbulence. *Physica D: Nonlinear Phenomena*, 165(3-4):199–212, May 2002.
- [106] A. M. Balk. On the kolmogorov-zakharov spectra of weak turbulence. *Physica D: Nonlinear Phenomena*, 139(1-2):137–157, May 2000.
- [107] S. Childress, R.R. Kerswell, and A.D. Gilbert. Bounds on dissipation for navier-stokes flow with kolmogorov forcing. *Physica D: Nonlinear Phenomena*, 158(1-4):105–128, October 2001.
- [108] M. D. Deshpande and S. G. Milton. Kolmogorov scales in a driven cavity flow. *Fluid Dynamics Research*, 22(6):359–381, June 1998.
- [109] C. Foias, M. S. Jolly, O. P. Manley, R. Rosa, and R. Temam. Kolmogorov theory via finite-time averages. *Physica D: Nonlinear Phenomena*, 212(3-4):245–270, December 2005.
- [110] FLUENT. FLUENT Inc., Centerra Resource Park 10 Cavendish Court Lebanon , NH 03766, September 2006.
- [111] K. Courant, R. Friedrichs and H. Lewy. On the partial difference equations of mathematical physics. *Mathematische Annalen*, 100:32–74, 1928.
- [112] L. P. Martínez-Padilla and C. Rivera-Vargas. Flow behavior of mexican sauces using a vane-in-a-large cup rheometer. *Journal of Food Engineering*, 72(2):189–196, January 2006.
- [113] DIN 53019 Teil 1 Viskosimetrie - Messung von Viskositäten und Fließkurven mit Rotationsviskosimetern, 2004.
- [114] DIN 53019 Teil 2 Viskosimetrie - Messung von Viskositäten und Fließkurven mit Rotationsviskosimetern, 2004.
- [115] DIN 1342 Teil 3 Nicht-Newtonsche Flüssigkeiten, 2003.
- [116] DIN 1342 Teil 2 Newtonsche Flüssigkeiten, 2003.
- [117] S. Pohn, L. Kamarad, G. Bochmann, and M. Harasek. Reducing the energy consumption of stirring devices in biogas digesters by numerical flow simulations. In *ADSW&EC*, page 8. International Symposium of Anaerobic Digestion of Solid Waste and Energy Crops, 2011.
- [118] L. Kamarad, S. Pohn, M. Harasek, R. Kirchmayr, and R. Braun. Hydraulic retention time and stirring in biogas plant digesters. In *Abstracts*, page 83. 12th World Congress on Anaerobic Digestion, 2010.
- [119] L. Kamard, S. Pohn, and R. Kirchmyr. Biogasfermenter - Hydraulische Verweilzeit. *Nachwachsende Rohstoffe*, page 12, 2010.
- [120] L. Kamarad, S. Pohn, M. Harasek, and G. Bochmann. Rührcharakteristika und hydraulische Verweilzeit im Biogasfermenter. In *Biogas 10*, pages 53–61. Biogas Fachkongress, 2012.

- [121] L. Kamarad, S. Pohn, G. Bochmann, and M. Harasek. Stirring and hydraulic retention time in biogas plant digesters. In *Symposium Bioenergie*, pages 176–181. 19. Symposium Bioenergie, 2010.
- [122] L. Kamarad, S. Pohn, R. Kirchmayr, and G. Bochmann. Rühren und hydraulische Verweilzeit im Biogasfermenter. In *Tagungsband*, page 104. Mitteleuropäische Biomassekonferenz, 2011.



Dipl.-Ing. Stefan Pohn

Curriculum Vitæ

Persönliche Daten

Name	Stefan Pohn
E-Mail	pohn.stefan@gmail.com
Geburtsdaten	30. Juli 1981 in Vöcklabruck
Staatsbürgerschaft	Österreich

Ausbildung

Dissertation 10/2008 – 10/2012	Dr. techn. , <i>Technische Universität Wien</i> , Doktoratsstudium der Verfahrenstechnik, Abschluss vorraussichtlich 10/2012. Titel: Minimierung des Energieverbrauchs von Rührwerken in Biogasfermentern mittels CFD Methoden, Schwerpunkt: Strömungssimulation, Mehrphasenströmung, bewegte Elemente in Strömungssimulationen
Diplomstudium 10/2002 – 09/2008	Dipl.-Ing. , <i>Technische Universität Wien</i> , Studium der Verfahrenstechnik, <i>Abschluss 2008</i> . Titel: Numerische Strömungssimulation des Ziehprozesses von Basaltfasern, Schwerpunkt: Strömungssimulation, Mehrphasenströmung, Faserherstellung
10/1995 – 07/2000	Matura , <i>HTBLA, Vöcklabruck</i> , <i>Abschluss 2000</i> . Abteilung für Gebäude- und Energietechnik

Berufserfahrung

10/2008 – 10/2012	Projektassistent , <i>TU Wien, Institut für Verfahrenstechnik</i> , Verantwortlich für: numerische Modellierung, Modellvalidierung, Erstellen von Berichten und Präsentationen, Vorträge auf Konferenzen und Projektmeetings, Projektmanagement, Verfassen von Projektanträgen, Betreuen von Vertiefungsstudenten.
-------------------	---

- 10/2007 – 06/2012 **Tutor**, TU Wien, Institut für Verfahrenstechnik, Verantwortlich für: Betreuen von Studenten für Verfahrenstechnik Laborübungen, Unterstützung von Studenten bei den Laborübungen und bei der Erstellung von technischen Berichten.
- 02/2008 **Praktikum**, DSM Fine Chemicals, Linz, Technologie Abteilung, Erstellen einer Energiebilanz eines Dampfkreislaufes mit Wärmeauskopplung.
- 06/2007 – 08/2007 **Praktikum**, DSM Fine Chemicals, Linz, Technologie Abteilung, Unterstützung bei der Wiederinbetriebnahme einer Ozonierungsanlage.
- 08/2006 **Praktikum**, DSM Fine Chemicals, Linz, Technologie Abteilung, Inbetriebnahme eines Multi-Purpose Plants nach dem Produktwechsel, Teilnahme an HAZOP-Studien.
- 07/2005 – 08/2005 **Praktikum**, MCE Gebäudetechnik, Wien, R & D Abteilung, Erstellen des Manuals eines neuen Simulationstools.
- 07/2004 – 08/2004 **Praktikum**, MCE Gebäudetechnik, Wien, R & D Abteilung, Hilfe bei der Planung der Druckprobe eines GuD Kraftwerkes.
- 07/2003 – 03/2003 **Praktikum**, MAB Anlagenbau, Wien, R & D Abteilung, Konstruktion von Abwicklungszeichnungen für Laserschnitte und Wasserstrahlschnitte.
- 06/2001 – 07/2002 **Technischer Zeichner**, Herbsthofer Anlagenbau, Linz, Planung der Klimatisierung des LKH Vöcklabruck.

--- Publikationen

Diplomarbeit

- 09/2008 S. Pohn. **Numerische Strömungssimulation des Ziehprozesses von Basaltfasern**. Betreuer: M. Harasek, A. Friedl ; *Technische Universität Wien, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, 2008.*

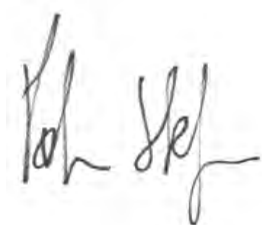
Konferenzen und Workshops

- 01/2011 L. Kamarad, S. Pohn, R. Kirchmayr, G. Bochmann. **Rühren und hydraulische Verweilzeit im Biogasfermenter**. In *Vortrag: Mitteleuropäische Biomassekonferenz 2011, Graz; 26.01.2011 - 29.01.2011; in: Tagungsband, (2011), S. 104.*, Graz, Österreich, 2011.
- 11/2010 L. Kamarad, S. Pohn, G. Bochmann, M. Harasek. **Rührcharakteristika und hydraulische Verweilzeit im Biogasfermenter**. In *Vortrag Biogas Fachkongress 10, St. Pölten; 30.11.2010 - 01.12.2010; in: Biogas 10, (2010), S. 53 - 61.*, St. Pölten, Österreich, 2010.
- 11/2010 L. Kamarad, S. Pohn, G. Bochmann, M. Harasek. **Stirring and Hydraulic Retention Time in Biogas Plant Digesters**. In *Poster: 19. Symposium Bioenergie, Bad Staffelstein, Deutschland; 25.11.2010 - 26.11.2010; in: 19. Symposium Bioenergie, (2010), ISBN: 978-3-941785-37-3; S. 176 - 181.*, Bad Staffelstein, Deutschland, 2010.

- 10/2010 L. Kamarad, S. Pohn, M. Harasek, G. Bochmann, R. Kirchmayr, R. Braun. **Hydraulic Retention Time and Stirring in Biogas Digesters.** In *Vortrag: 12th World Congress on Anaerobic Digestion, Guadalajara, Mexico; 31.10.2010 - 04.11.2010; in: Abstracts, (2010), S. 83.*, Guadalajara, Mexico, 2010.
- 08/2011 S. Pohn, L. Kamarad, G. Bochmann, M. Harasek. **Reducing the energy consumption of stirring devices in biogas digesters by numerical flow simulations.** In *Vortrag: ADSW & EC - International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste and Energy Crops, Wien; 28.08.2011 - 01.09.2011; in: Adsw & Ec, (2011), 9 S., Wien, Österreich, 2011.*
- 09/2010 S. Pohn, L. Kamarad, R. Kirchmayr, G. Bochmann, M. Harasek. **Entwicklung eines Makro-Viskosimeters zur Bestimmung des rheologischen Verhaltens von Fermenterinhalt in Biogasanlagen und Analyse mittels CFD-Methoden.** In *Poster: ProcessNet Jahrestagung 2010, Aachen, Deutschland; 21.09.2010 - 23.09.2010; in: Chemie Ingenieur Technik, Chemie Ingenieur Technik / Wiley-VCH, 82 / 9 (2010), ISSN: 0009-286x; S. 1394 - 1395., Aachen, Deutschland, 2010.*
- 08/2010 S. Pohn, L. Kamarad, R. Kirchmayr, M. Harasek. **Design, calibration and numerical investigation of a macro viscosimeter.** In *Poster CHISA 2010, Prag, Tschechische Republik; 28.08.2010 - 01.09.2010; in: CHISA 2010, (2010), 10 S., Prag, Tschechien, 2010.*
- 04/2010 S. Pohn, L. Kamarad, R. Kirchmayr, M. Harasek. **Calibration of a Macro-Viscosimeter using CFD Methods.** In *Poster: Junior Scientist Conference 2010, Vienna; 07.04.2010 - 09.04.2010; in: Proceedings, (2010), ISBN: 978-3-200-01797-9; S. 347 - 348., Wien, Österreich, 2010.*

Technische Berichte

- 12/2007 – 08/2008 M. Harasek, A. Horvath, M. Lukasser, S. Pohn; Forschungsbericht Projekt Basalt Zeitraum Dezember 2007 bis August 2008, Bericht für Asamer Basaltic Fibers GmbH, 2008.
- 11/2010 S. Pohn, C. Jordan, C. Maier, M. Harasek; Simulation des Verteilerringes einer Fallfilmströmung, Bericht für Andritz AG, Berichts-Nr. TU-ThVT 1662-2010010, 2010.
- 10/2009-10/2010 S. Pohn, L. Kamarad, M. Harasek, R. Kirchmayr, G. Bochmann; Entwicklung von Rührwerksystemen mit optimalem Mischverhalten in Biogasanlagen und verringertem Energiebedarf mittels numerischer Strömungssimulation (CFD), Bericht für FFG; 2010, 23 S.



Pohn Stefan, Wien am 12. Oktober 2012