

# **Steigerung der Energieeffizienz von Kläranlagen durch eine optimierte Faulraumdurchmischung**

OPTIFAU-Endbericht

Wien, 2022

## Impressum

Medieninhaber und Herausgeber:

Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Regionen und Wasserwirtschaft,  
Stubenring 1, 1010 Wien

Autorinnen und Autoren:

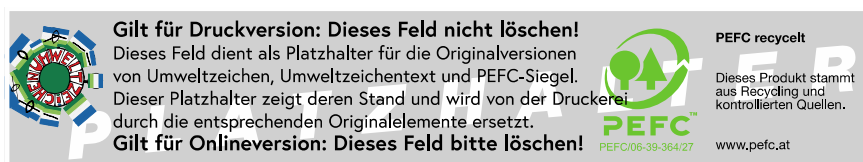
Universität Innsbruck (Arbeitsbereich Umwelttechnik):

Rauch Wolfgang; Draxl-Weiskopf Simon; Ebner Christian; Sappl Johannes; Kumar Prashant;  
Dabiri Soroush

MCI | Die Unternehmerische Hochschule®:

Meister Michael; Neuner Thomas; Koch Marc; Pillei Martin

Gesamtumsetzung: Rauch Wolfgang



Wien, 2022. Stand: 23. November 2022

### Copyright und Haftung:

Auszugsweiser Abdruck ist nur mit Quellenangabe gestattet, alle sonstigen Rechte sind ohne schriftliche Zustimmung des Medieninhabers unzulässig.

Es wird darauf verwiesen, dass alle Angaben in dieser Publikation trotz sorgfältiger Bearbeitung ohne Gewähr erfolgen und eine Haftung des Bundesministeriums für Land- und Forstwirtschaft, Regionen und Wasserwirtschaft und des Autors ausgeschlossen ist. Rechtausführungen stellen die unverbindliche Meinung des Autors dar und können der Rechtsprechung der unabhängigen Gerichte keinesfalls vorgreifen.

## Inhalt

<b>1 Einleitung und Zielsetzung .....</b>	<b>6</b>
<b>2 Laborversuche .....</b>	<b>9</b>
2.1 Bauform der Laborreaktoren und Rührwerke .....	11
2.2 Messung der Strömung mittels Ultraschall .....	18
2.2.1 Durchführung der Ultraschallmessung.....	19
2.2.2 Durchmischung im zylindrischen Laborreaktor .....	25
2.2.3 Durchmischung im eiförmigen Laborreaktor .....	31
2.2.4 Bestimmung der Messgenauigkeit des Ultraschallgerätes.....	33
2.3 Messung des Energieverbrauches .....	35
2.4 Messung der Gasproduktion .....	44
2.4.1 Versuchsaufbau und Durchführung der Biogasanalyse.....	45
2.4.2 Ergebnisse der Biogasanalyse .....	48
2.5 Messung der Verteilung des Trockenrückstandes .....	51
2.6 Einfluss des Rührwerkes auf die Schlammentwässerung.....	53
2.6.1 Entwässerung durch Verwendung der Laborpresse.....	55
2.6.2 Entwässerung mittels Dekantier-Zentrifuge.....	58
<b>3 Einsatz von computerbasierten Methoden und künstlicher Intelligenz .....</b>	<b>61</b>
3.1 Grundlagen und Zielsetzung .....	61
3.1.1 Deterministische Modelle: CFD und ADM.....	61
3.1.2 Künstliche Intelligenz bzw. selbstlernende Methoden .....	63
3.1.3 Durchmischung – Literaturreview .....	64
3.2 Simulation der Faulraumdurchmischung mit ANSYS Fluent .....	66
3.2.1 Auswertung der Geschwindigkeitsprofile.....	67
3.2.2 Zeitunabhängige Geschwindigkeiten.....	67
3.2.3 Zellgewichtete Durchschnittsgeschwindigkeiten .....	69
3.2.4 Netzunabhängigkeitsstudie .....	70
3.2.5 Ergebnisse der Strömungsbestimmung anhand numerischer Simulationen.....	72
3.2.6 Ermittlung der Scherbeanspruchung am Rührwerk .....	79
3.3 Einfluss von Einleitbedingungen – Simulation mit ANSYS Fluent.....	83
3.3.1 Beschreibung der Fallstudie und der Implementierung im Modell .....	83
3.3.2 Netzunabhängigkeitsstudie und 2D versus 3D Simulation.....	86
3.3.3 Ergebnisse der Simulation .....	89
3.3.4 Zusammenfassung und Empfehlung .....	101
3.4 Auswirkung der Biogasbildung auf die Faulraumdurchmischung .....	101
3.4.1 Einführung.....	101

3.4.2	Literaturüberblick .....	102
3.4.3	Ziel der modelltechnischen Untersuchung.....	103
3.4.4	Kopplung Fluid – Partikelphase .....	103
3.4.5	Fallstudie .....	106
3.4.6	Berechnungsergebnisse.....	109
3.4.7	Zusammenfassung .....	116
3.5	Modellierung biochemischer Prozesse in Open-FOAM.....	116
3.5.1	Einleitung .....	116
3.5.2	Methode .....	117
3.5.3	Ergebnisse und Diskussion.....	119
3.6	Lagrange Methoden – Smoothed Particle Hydrodynamics.....	123
3.6.1	Einführung.....	123
3.6.2	Implementierung des Strömungsmodells und Validierung.....	127
3.6.3	Kopplung von Lagrange CFD-Modell mit Biokinetik .....	139
3.7	Selbstlernende Methoden .....	151
3.7.1	Vom Neuron zum Netzwerk .....	151
3.7.2	Verwandte Arbeiten: ML in der Abwasserbehandlung .....	155
3.7.3	Use Case 1: Vorhersage von Zeitserien .....	157
3.7.4	Use Case 2: Lernende Preconditioner für CFD-Simulationen.....	163
3.7.5	Schlussfolgerungen .....	166
<b>4</b>	<b>Praxisuntersuchungen .....</b>	<b>168</b>
4.1	Feldversuche an den Kläranlagen Innsbruck und des Abwasserverbands AIZ.....	169
4.1.1	Variation der Mischmethode: Umstieg auf ein mechanisches Rührwerk (Kläranlage Innsbruck).....	170
4.1.2	Erkenntnisse aus dem Probetrieb (Variation der Mischmethode) .....	173
4.1.3	Variation der Betriebsbedingungen: Stilllegung des Impellers (Abwasserverband AIZ) 176	
4.1.4	Erkenntnisse aus dem Probetrieb (Variation der Betriebsbedingungen) .....	179
4.2	Umfrage bei den Kläranlagenbetreibern zum Ist-Stand der Faulraummischung.....	181
4.2.1	Auswertung der Anlagendaten von Faultürmen in Tirol .....	182
4.3	Fallstudien von Anlagen in Tirol und Südtirol.....	187
4.3.1	Ermittlung des realen Energieverbrauches von Umwälzung und Mischsystem.....	187
4.3.2	Bestimmung des Restgaspotentials des Faulschlammes .....	188
4.3.3	Bilanzierung der Schlammlinie .....	189
4.3.4	Kläranlagen .....	190
4.3.5	Diskussion und Vergleich von Gaseinpressung und mechanischen Rührwerken .....	198

4.3.6 Zusammenfassung der Praxisuntersuchungen.....	200
<b>5 Zusammenfassung.....</b>	<b>202</b>
5.1 Stand der Technik .....	202
5.1.1 Anaerobe Vergärung und Klimaerwärmung.....	202
5.1.2 Computerbasierte Simulationen.....	204
5.1.3 Laborversuche.....	204
5.2 Problemstellung und Zielsetzung .....	205
5.3 Ergebnisse .....	206
5.3.1 CFD Simulationen.....	206
5.3.2 Laboruntersuchungen.....	208
5.3.3 Praxisuntersuchungen .....	209
5.4 Resümee und Ausblick.....	210
<b>Tabellenverzeichnis.....</b>	<b>213</b>
<b>Abbildungsverzeichnis.....</b>	<b>215</b>
<b>Literaturverzeichnis .....</b>	<b>227</b>
<b>Abkürzungen.....</b>	<b>235</b>

# 1 Einleitung und Zielsetzung

Auf Grund von Treibhausgas- und CO<sub>2</sub>-Emissionen ist der Umstieg auf erneuerbare Energien, sowie die Optimierung der Energieeffizienz bestehender Prozesse ein immer wichtiger werdendes Thema (Letcher, 2022). Dabei ist die anaerobe Vergärung von Klärschlämmen in Faultürmen eine wichtige erneuerbare Energieform. Darunter versteht sich die Erzeugung von Biogas durch das Verwerten biologisch abbaubarer Substanzen in Faultürmen. Für die kontinuierliche Biogaserzeugung ist eine Durchmischung des Faulschlammes im Faulturm notwendig. Über die Jahre haben sich verschiedene Durchmischungsmethoden und Faulturmgeometrien in der anaeroben Vergärung etabliert. Zu den gängigsten Konstruktionen zählen Faultürme mit einer zylindrischen und eiförmigen Form. Auch Mischformen, zum Beispiel eine Kombination aus zylindrischen Querschnitten mit kegelförmigen Abschlüssen, werden häufig eingesetzt. Neben der Geometrie unterscheiden sich großtechnische Faultürme auch oft in der Wahl der Mischmethode. Eine hinreichende Durchmischung des Faulraumvolumens ist notwendig, um die anaerobe Vergärung und die damit verbundene Biogasproduktion zu gewährleisten (Appels, et al., 2011). Als Mischmethode werden häufig mechanische Rührwerke (Propeller oder Impeller in Aufstiegsrohren) eingesetzt oder Gasinpressungen. Außerdem gibt es Faultürme, die nur durch die externe Umwälzung durchmischt werden (Wu, 2011). Der für die Durchmischung notwendige Energiebedarf kann entweder durch Versuche an realen Anlagen, oder experimentell in Laborversuchen, sowie mit numerischen Strömungssimulationen untersucht werden. Bei optimal eingestellter Durchmischung kann energieeffizient Biogas produziert werden. Dieses wird in der Regel weiter zu Strom und Wärme verarbeitet, wodurch die anaerobe Vergärung eine nachhaltige Energiequelle darstellt (Mediboyina, Banuvalli, Chauhan, & Mudliar, 2020). Da die anaerobe Vergärung ein essentieller Bestandteil kommunaler Abwasseraufbereitungsanlagen ist, liegt in der Senkung der laufenden Betriebskosten, bei gleichzeitiger Optimierung der Biogasproduktion, ein hohes Potential.

Das OptiFaul-Projekt untersuchte im Detail diese energetische Optimierung der Durchmischung, sowie die mögliche Steigerung in der Gasproduktion von Faultürmen. Unterstützt vom Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Regionen und Wasserwirtschaft wurden bestehende Anlagen untersucht, experimentelle und numerische Optimierungen im Labormaßstab durchgeführt und Handlungsempfehlungen für Anlagenbetreiber erarbeitet. Für die Labor-Untersuchungen wurde der zylindrische Faulturm der Kläranlage In-

nsbruck mit einem Volumen von 4.500 m<sup>3</sup>, sowie ein eiförmiger Faulturm der Abwasserreinigungsanlage (ARA) des Abwasserverbands AIZ in Strass im Zillertal, mit einem Volumen von 2.500 m<sup>3</sup> in einem Labormaßstab nachgebaut. Dabei wurden im Speziellen die Biogasproduktion, Strömungsprofile, Praxisrelevanz und energetische Faktoren in Abhängigkeit verschiedener Betriebsparameter untersucht. Die beschriebenen Faulturmgeometrien haben je nach Betrachtung verschiedene Vor- und Nachteile. Während zylindrische Faultürme mit einer einfachen Konstruktion sowie einem größeren Volumen bei gleichem Maximaldurchmesser punkten, bieten eiförmige Reaktoren Vorteile für den Einsatz eines Impellers mit Aufstiegsrohren als Mischmethode. Insbesondere der Einlasswinkel des Zustromes hat erhebliche Auswirkungen auf die durch die Umwälzung erzeugte Faulraum Mischung. Ein nennenswerter Nachteil der eiförmigen Konstruktion ist die bauliche Komplexität, welche mit erhöhten Konstruktionskosten einhergeht. Weiters muss die Mischmethode und deren Betriebsparameter für jeden Reaktor individuell ausgelegt werden.

Im Zuge des Projektes wurden in den experimentellen und numerischen Betrachtungen verschiedene Arten der Durchmischung untersucht. Zu den gängigen Durchmischungsmethoden zählen die mechanische Durchmischung mit einem Rührwerk, die Gaseinpressung und das erwähnte Aufstiegsrohr mit einem Impeller. Das Einpressen von Gas zur Durchmischung wird jedoch aufgrund der hohen Betriebskosten immer seltener eingesetzt. Zum Beispiel wurden die zylindrischen Faultürme der Kläranlage Innsbruck mit einer Gaseinpressung betrieben, wobei im Jahr 2016 die Durchmischung auf ein mechanisches Rührwerk umgestellt wurde. Eine weitere Art der Durchmischung ist die externe Umwälzung des Faulschlammes durch Rezirkulation. Die ARA des Abwasserverbands AIZ verwendete eine kombinierte Durchmischung mit einem Impeller und einer externen Umwälzung, wobei der Impeller samt Aufstiegsrohr mit dem Ziel einer Reduktion der laufenden Betriebs- und Wartungskosten entfernt wurde. Die Kombination aus einem zylindrischen Faulturm mit externer Umwälzung und mechanischer Durchmischung bzw. Gaseinpressung ist momentan die in der Praxis am weitesten verbreitete Methode.

Neben detaillierten Untersuchungen der Faultürme der beiden Kooperationspartner, der Kläranlage Innsbruck und des Abwasserverbands AIZ, erfolgte ein Austausch mit Anlagenbetreibern im Großraum Tirol mit dem Ziel des Wissenstransfers in die Praxis. Dabei wurden nicht nur Anlagenkenndaten aufgenommen, sondern es erfolgte ein direktes Feedback zur Optimierung dieser Anlagen. Ein weiterer Aspekt des Projektes war die Untersuchung der Auswirkungen einer Änderung der Durchmischungsmethode auf die Wirtschaftlichkeit zweier verschiedener Anlagen. Dabei wurden reale energetische Daten analysiert und die Kosteneffizienz der Biogasproduktion überprüft.

Die Laborversuche und computerbasierten Simulationen befassten sich mit der experimentellen und computergestützten Untersuchung und Optimierung der Laborfaultürme und lieferten die notwendigen Daten und Ergebnisse für die folgenden selbstlernenden Methoden und die Feldversuche. Dabei gliederten sich die experimentellen Untersuchungen in fluiddynamische Untersuchungen, welche die energetisch effiziente Durchmischung behandelten, sowie in darauf aufbauende Studien, welche die resultierende Biogasproduktion in Abhängigkeit der fluiddynamischen Optimierungen untersuchten. Diese experimentellen Untersuchungen sind im Kapitel 2 „Laborversuche“ zu finden. Das Thema der computerbasierten Simulationen behandelt einerseits die Strömungsmechanik und die biokinetischen Modelle in den Labor- und Realfaultürmen, sowie andererseits selbstlernende Methoden (siehe Kapitel 3 „Einsatz von computerbasierten Methoden und künstlicher Intelligenz“).

Die Erstellung eines Leitfadens diente dazu, die projektabschließenden Erfahrungen, Daten und Handlungsempfehlungen für Anlagenbetreiber zusammenzufassen, welcher in Folge für die Planung neuer Anlagen, sowie für die Optimierung bestehender Anlagen verwendet werden kann. Dabei basiert der Leitfaden auf den methodischen Erkenntnissen des OptiFaul-Projektes sowie auf Fallstudien, welche im Zuge des Projektes behandelt wurden.

Der vorliegende Abschlussbericht des OptiFaul-Projektes beinhaltet somit nicht nur eine detaillierte energetische und biokinetische Untersuchung von Faultürmen im Real- und Labormaßstab, sondern bildet mit dem praxisbezogenen, kondensierten Leitfaden eine richtungsweisende Grundlage für die Umrüstung und Planung von Faultürmen in Kläranlagen. Somit können sowohl bei der Planung neuer Anlagen, sowie bei einer möglichen Umrüstung bestehender Anlagen diese Erkenntnisse genutzt werden, um eine energieeffiziente und biologisch optimierte sowie stabile Biogasproduktion zu gewährleisten.

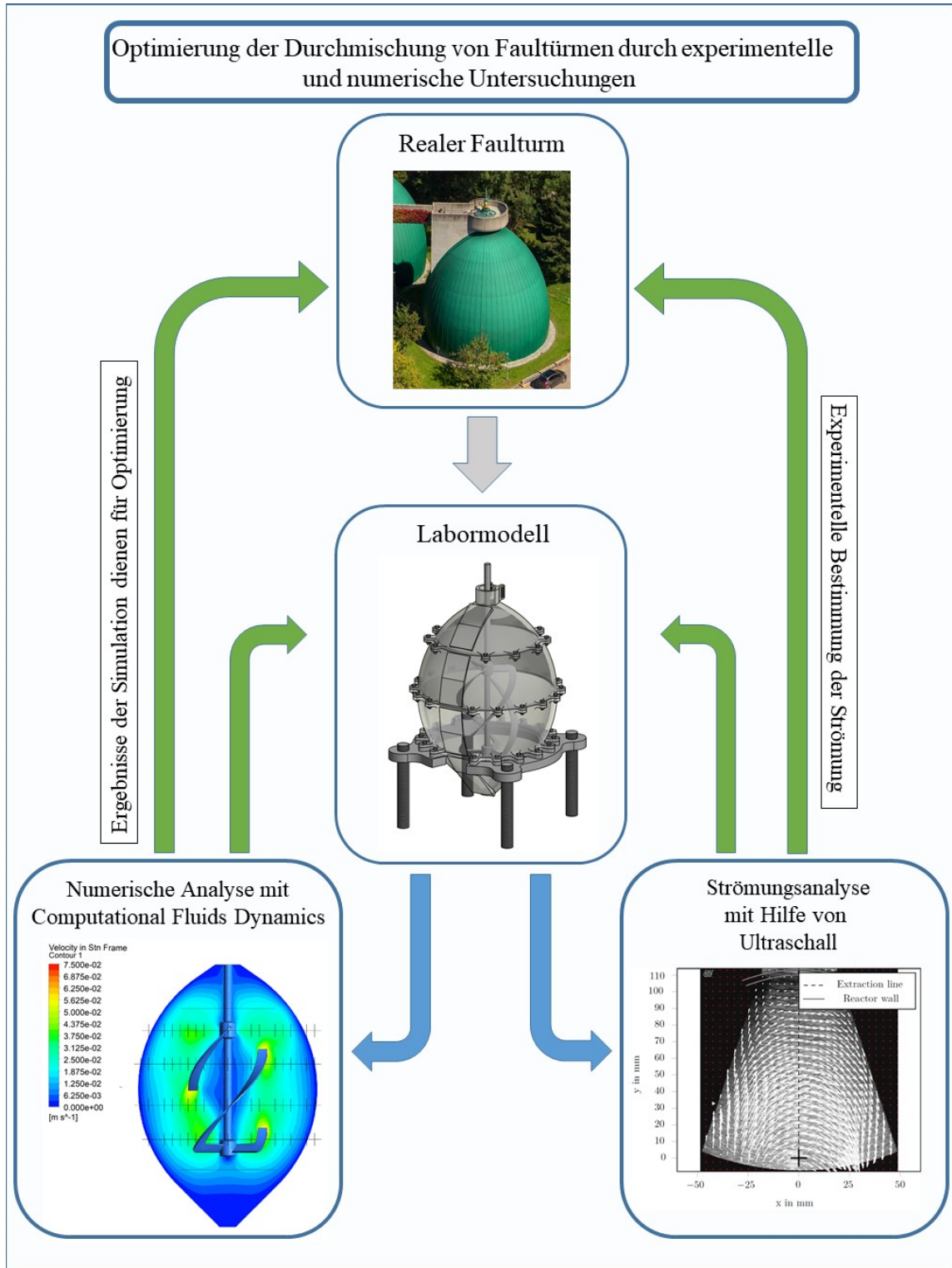


## 2 Laborversuche

Ziel der Laborversuche war es, in den Laborreaktoren die Durchmischung sowie die Biogasproduktion experimentell zu untersuchen und Optimierungsvorschläge zu erstellen. Dabei ist eine möglichst energiesparende und im Idealfall gleichmäßige Durchmischung mit möglichst wenig Totzonen erstrebenswert. Bei den Laborversuchen wird zwischen der energetischen Optimierung der Durchmischung, sowie – in einem zweiten Teil – einer optimierten Biogaserzeugung unterschieden. Dafür wurden die in dem Projekt untersuchten Faultürme der Kläranlage Innsbruck sowie des Abwasserverbands Achenal-Inntal-Zillertal (AIZ) im Labormaßstab nachgebildet und untersucht. Die Kombination aus experimentellen Laborversuchen und späterer numerischer Betrachtung ist anhand des eiförmigen Faulturmes in Abbildung 1 zu sehen.

Für die Strömungsanalyse wurde das Verfahren der nicht-invasiven Ultraschallmessung gewählt. Die physikalischen Eigenschaften des Klärschlammes wurden in den Laborversuchen mit einer Mischung aus Wasser und Glycerin simuliert. Dabei lag der Fokus auf der richtigen Viskosität, welche mit verschiedenen Mischungsverhältnissen eingestellt wurde. Als Grundlage dienen Trockenrückstandsgehalte zwischen 2,5 -7,5 % TR, welche den realen Betrieb widerspiegeln und bereits in wissenschaftlichen Studien verwendet wurden. Die experimentelle Analyse der Strömung resultiert in Geschwindigkeitsfeldern, welche zur Evaluierung der Gesamtströmung und Durchmischung dienen. Diese können in weiterer Folge zur Validierung von numerischen Simulationen verwendet werden, welche wiederum als Ausgangspunkt für hochskalierte Simulationen realer Anlagen dienen.

Abbildung 1 Ablaufskizze der experimentellen und numerischen Untersuchung der Labormodelle anhand des eiförmigen Faulturmes des Abwasserverbands AIZ. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022)



Mit hochskalierten Simulationen können bereits existierende und laufende Anlagen untersucht werden, um diese zu optimieren, oder schwer umsetzbare Änderungen vorab zu planen und zu betrachten. Auch bauliche Veränderungen an den existierenden Anlagen und den Rührwerken sind kritisch zu betrachten, da diese meist mit einem kompletten Herunterfahren, sowie hohen Kosten verbunden sind. Ein weiterer Anwendungsbereich der Simulationen kann auch eine Kostenersparnis in der Planung von neuen Anlagen sein. Die Erkenntnisse der ersten Strömungsuntersuchungen, wurden zu dem auch für die Planung der Laborversuche zur Biogaserzeugung verwendet, welche wiederum als Ausgangspunkt für Handlungsempfehlungen zur optimierten Biogaserzeugung dienen. Diese bilden auch den Übergang zwischen den experimentellen Strömungsmessungen und den biokinetischen Simulationen.

## 2.1 Bauform der Laborreaktoren und Rührwerke

Für die Herstellung der Laborreaktoren wurde ein linearer Skalierfaktor verwendet. Dies bedeutet, dass jede Dimension der Innenraumgeometrie der Laborreaktoren mit einem Faktor auf die nachgebildeten Realreaktoren umgerechnet werden kann. Für eine bessere Vergleichbarkeit der Reaktoren in den Laborversuchen sowie in den Simulationen wurde ein identisches Volumen für beide Reaktortypen gewählt. Dieses Faulraumvolumen beschreibt jenes Volumen, welches im Innenraum des Reaktors mit dem im Labor verwendeten Versuchsfluid ausgefüllt wird. Die Faultürme mit einem Innenraumvolumen von 4.500 m<sup>3</sup> für den zylindrischen, sowie 2.500 m<sup>3</sup> für den eiförmigen Reaktor wurden einheitlich auf 8 Liter skaliert.

Für die Fertigung des eiförmigen Laborreaktors wurde ein „Connex Objet 500“ 3D-Drucker verwendet. Unter Berücksichtigung der Wandstärke und notwendiger Verbindungsflansche ergab sich daher ein maximaler Durchmesser von ca. 300 mm. Bezogen auf den realen Reaktor mit einem maximalen Innenraumdurchmesser von 15,4 m ergab sich für den Laborreaktor ein Innenraumdurchmesser 226,85 mm im äußersten Punkt. Dadurch resultierte ein finales Volumen von 7,948 Liter. Ausgehend von diesem Volumen wurde der zylindrische Reaktor auf Basis der Kläranlage Innsbruck geplant. Dafür wurde ein Innendurchmesser von 220 mm gewählt. Unter Berücksichtigung der Negativ-Volumen im Reaktorrinneren ergab sich eine Höhe von 224,93 mm um das notwendige Faulraumvolumen zu erreichen. Abbildung 2 zeigt die Innenraumdimensionen der realen Faultürme. Die Laborreaktoren sind in

Abbildung 3 zu sehen. Bezogen auf die Realreaktoren ergeben sich somit lineare Skalierungsfaktoren von 0,01208 (Maßstab 1:82,7) für den zylindrischen Reaktor, sowie 0,01473 (Maßstab 1:67,9) für den ellipsoiden Reaktor.

Abbildung 2 Dimensionen der zylindrischen Faultürme der Kläranlage Innsbruck (links) und der eiförmigen Faultürme des Abwasserverbands AIZ (rechts) in einer CAD-Darstellung.

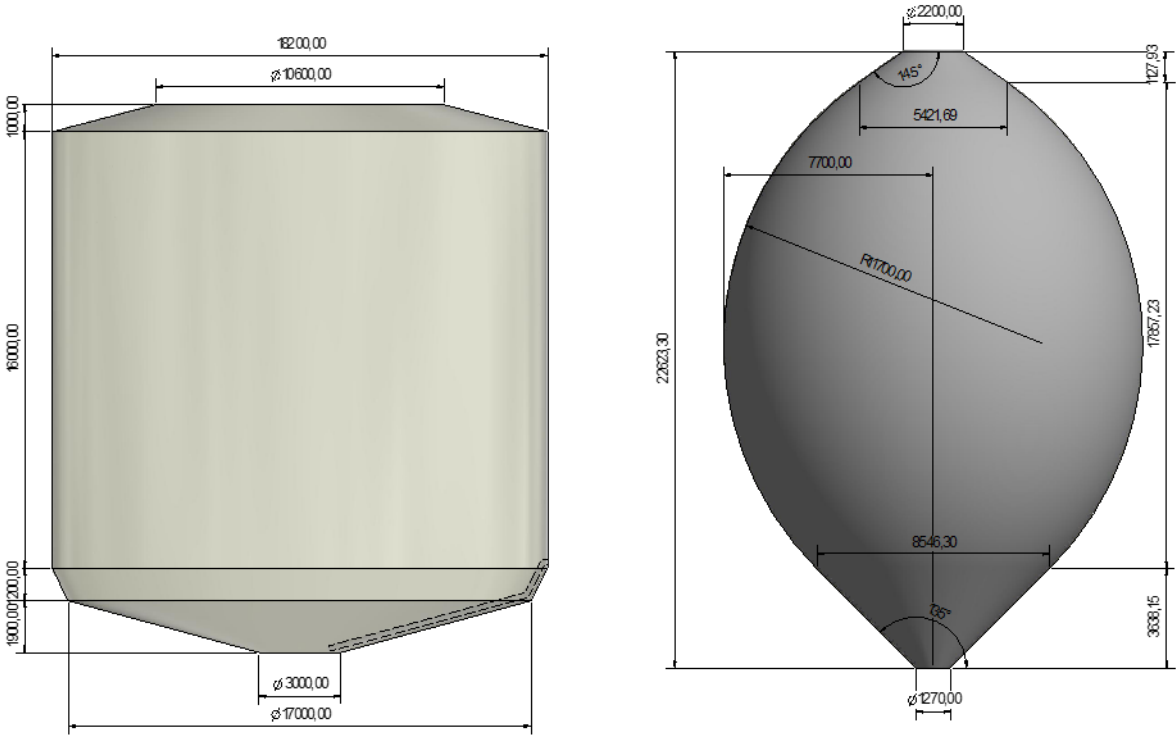
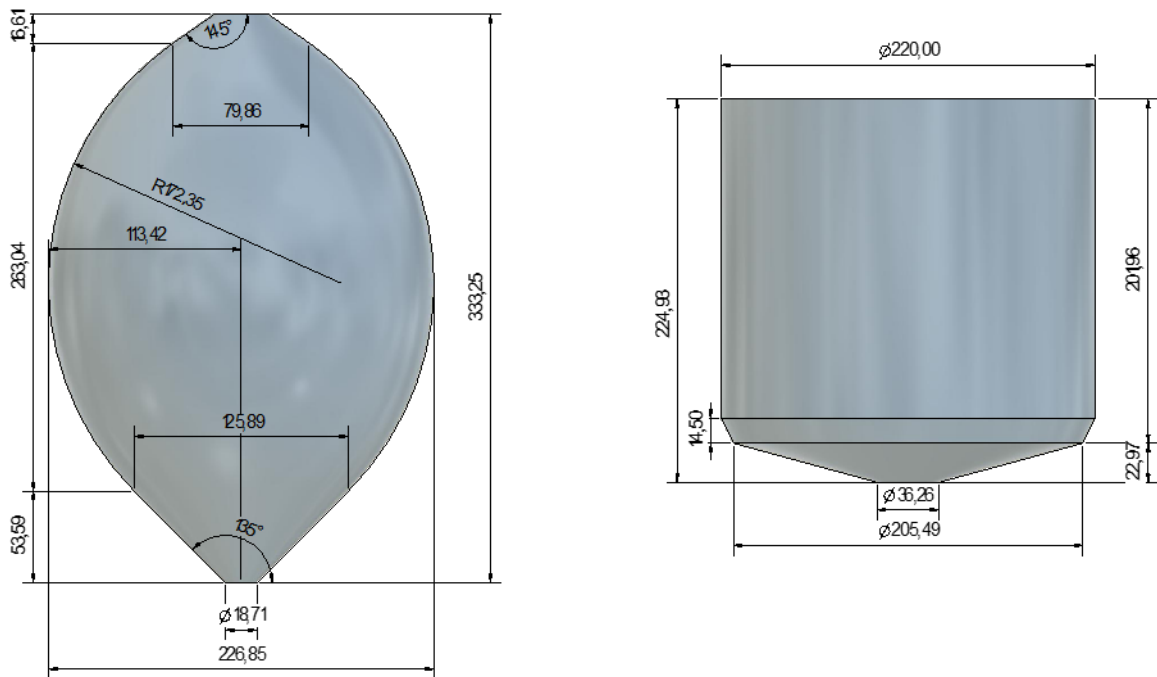
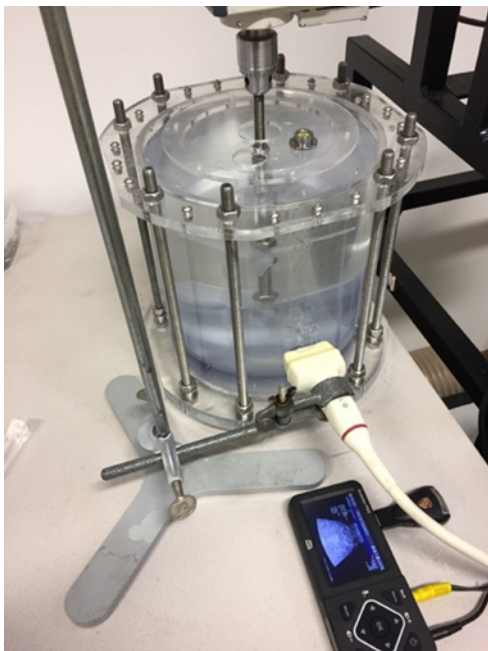
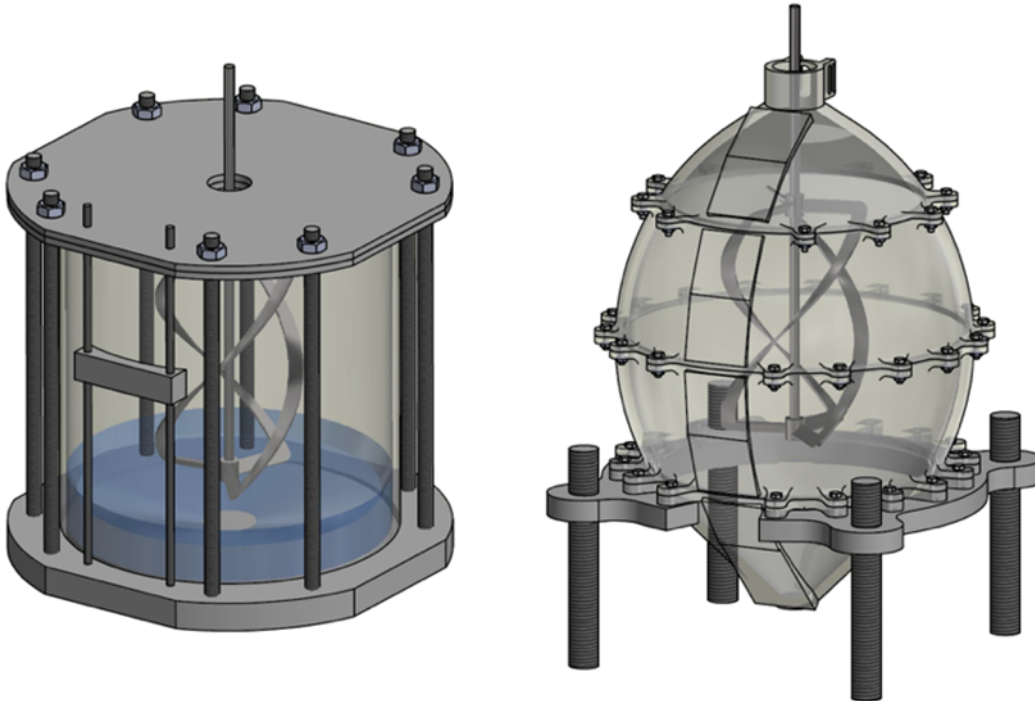


Abbildung 3 CAD-Darstellung aller relevanten Dimensionen der skalierten Laborreaktoren, basierend auf den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck und Abwasserverband AIZ



Die geplanten Laborreaktoren (Abbildung 3) wurden anschließend aus Acrylglas und „VeroClear™ gefertigt“ (Abbildung 4). Acrylglas (Polymethylmethacrylat) und das 3D-Druck Material „VeroClear™“ haben ähnliche mechanische Eigenschaften und sind beide für die nicht-invasive Strömungsmessung mittels Ultraschall geeignet. Untersuchungen des Einflusses der Materialwahl auf die Qualität der Messungen haben ergeben, dass eine Messung mit Kunststoff zu bevorzugen ist. Messungen durch Reaktorwände aus Aluminium sind bis zu einer Wandstärke von 5 mm ohne Einbußen der Eindringtiefe möglich. Messungen durch Edelstahlreaktoren über die gesamte Eindringtiefen sind nicht möglich.

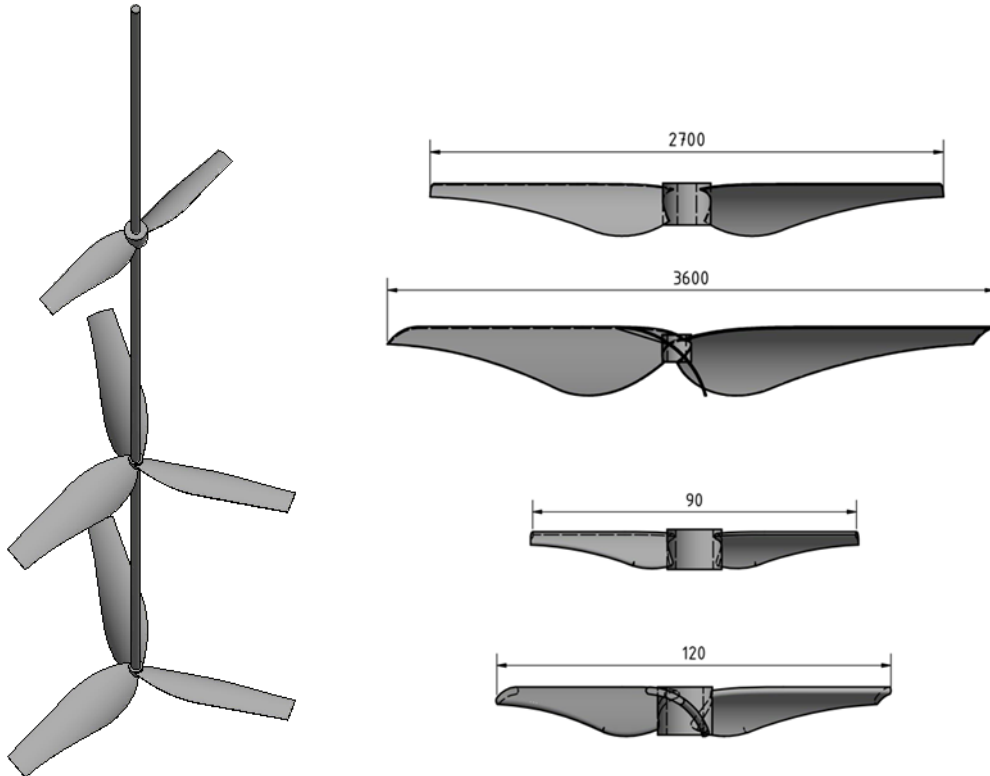
Abbildung 4 Darstellung des zylindrischen Laborreaktors des Faulturms der Kläranlage Innsbruck (links) und des eiförmigen Laborreaktors auf Basis des Abwasserverbands AIZ (rechts)



Für die verwendeten Rührwerke des Typs „Scaba“ wurde ein individueller Skalierfaktor verwendet, welcher von dem Skalierfaktor des zylindrischen Reaktors abweicht.

Die Durchmischung der Laborreaktoren wurde mit zwei verschiedenen Rührwerken realisiert. Dabei handelt es sich bei einem Rührwerk um eine skalierte Version des in den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck verwendeten „Scaba“-Rührwerkes. Als Basis für die Skalierung von durchmischten Reaktoren wurde der Ansatz nach Penney angewandt. Dieser Ansatz ist in (Zlokarnik, 2002) beschrieben. Das Rührwerk wurde über Laborversuche und Simulationen soweit skaliert, dass eine gleichbleibende spezifische Leistung im Labormaßstab so wie im realen Anwendungsfall in der Anlage erreicht wird. Dabei handelt es sich um die notwendige mechanische Antriebsleistung, bezogen auf das Gesamtvolumen des Reaktors. Dazu werden in den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck 1.500 Watt benötigt, um das Rührwerk mit einem Maximaldurchmesser von 3,6 m bei 9 Umdrehungen pro Minute (rpm) für ein Faulraumvolumen von 4.500 m<sup>3</sup> zu betreiben. Somit beträgt die spezifische Leistung 0,33 W/m<sup>3</sup>. Dabei handelt es sich jedoch um eine elektrische Leistung, bei welcher Verlustleistungen (z.B. Reibung) berücksichtigt sind. Für die Ermittlung der notwendigen Betriebsparameter im Labormaßstab wurde die Leistung sowohl experimentell als auch über Simulationen bestimmt. Für die computerbasierte Leistungsbestimmung wurde vorab eine numerische Simulation durchgeführt, mit welcher die reine Rührwerksleistung von ca. 888 W errechnet wurde. Dies entspricht einer numerisch errechneten spezifischen Leistung von 0,197 W/m<sup>3</sup>. Anschließend wurden für das Projekt Prototypen mit verschiedenen Durchmesser des „Scaba“-Propellers hergestellt und bei verschiedenen Umdrehungsgeschwindigkeiten getestet. Analog dazu wurden numerische Simulationen durchgeführt. Um die passende Rührwerksgeometrie und Umdrehungsgeschwindigkeit zu bestimmen, wurde eine experimentelle spezifische Leistung von den bereits beschriebenen 0,33 Watt / m<sup>3</sup> sowie eine numerisch ermittelte spezifische Leistung von 0,197 W / m<sup>3</sup> angestrebt. Eine genauere Ausführung zur Ermittlung der Rührwerksleistung ist im Kapitel 2.3 „Messung des Energieverbrauches“ zu finden. Über die Leistungsbestimmung im Labormaßstab ergab sich dadurch, dass das „Scaba“-Rührwerk mit einem Maximaldurchmesser von 0,12 m bei 25 Umdrehungen pro Minute betrieben werden muss. Dieser Schritt wurde gewählt, da bei der Skalierung von Rührwerken keine direkte lineare Skalierung herangezogen werden konnte.

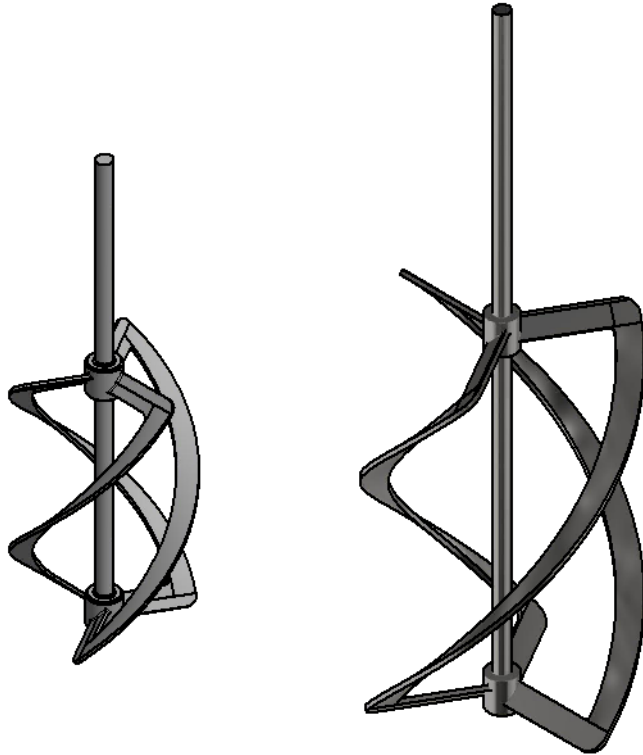
Abbildung 5 Propeller Rührwerk des Typs „Scaba“, welches in den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck Anwendung findet (links) und Dimensionen der realen und skalierten Flügelblätter (rechts) (Maße in mm)



Das zweite untersuchte Rührwerk in den Strömungsmessungen Simulationen ist ein helikales Wendelrührwerk der Firma IKA Werke. Das in Abbildung 6 gezeigte Rührwerk besitzt drei Rührblätter, welche in einer Helix bzw. einer Wendel mit einem Durchmesser von 0,1 m rotationssymmetrisch angebracht sind. Dieses Rührwerk wird vom Hersteller für das Durchmischen von hoch viskosen Fluiden empfohlen. Die Rührwerke unterscheiden sich demnach neben ihrem Durchmischungsprofil auch in ihrer resultierenden Rührwerksoberfläche.



Abbildung 6 Darstellung zweier Wendelrührer in verschiedenen Größen der IKA-Werke. Diese Rührwerke erwiesen sich in Vorversuchen als vielversprechend für das Durchmischen hochviskoser Fluide.



Die für die Biogasproduktion in der Praxis notwendige Durchmischung soll im Idealfall mit geringen Umdrehungsgeschwindigkeiten des Rührers erreicht werden, da es sonst im Bereich der Rührblättern zu Geschwindigkeitsspitzen und Scherkräften kommen kann, welche sich negativ auf die Mikroorganismen, sowie in Folge auf die Biogasausbeute auswirken können.

Um die physikalischen Eigenschaften von Klärschlamm in den experimentellen Strömungsversuchen zu reproduzieren wurde eine Mischung aus Wasser und Glycerin verwendet (Senfter, 2018). Dabei können, wie in Tabelle 1 dokumentiert, verschiedene Mischungsverhältnisse verwendet werden, welche die Dichte  $\rho$  und die Viskosität  $\eta$  von realen Klärschlamm besitzen. Dieser Fluidsubstituent wurde in den experimentellen Strömungsmessungen verwendet, da die Eigenschaften von Klärschlamm je nach saisonaler Zusammensetzung schwanken. Des Weiteren ist die Verwendung von Klärschlamm mit hygienischen und labortechnischen Voraussetzungen verbunden.

Tabelle 1 Verschiedene Mischungen aus Glycerin und Wasser sowie deren physikalischen Eigenschaften (Dichte  $\rho$  und Viskosität  $\eta$ ) von Klärschlamm mit verschiedenen TR Werten (Senfter, 2018) (Meister, Rezavand, Ebner, Pümpel, & Rauch, 2018).

Glycerin / Wasser	$\eta$	$\rho$	%TR
0 m% / 100 m%	0,00098 Pa s	997,83 kg m <sup>-3</sup>	-
50 m% / 50 m%	0,0058 Pa s	1126,3 kg m <sup>-3</sup>	2,50
75 m% / 25 m%	0,0343 Pa s	1193,7 kg m <sup>-3</sup>	5,40
85 m% / 15 m%	0,11378 Pa s	1222,8 kg m <sup>-3</sup>	7,50
100 m% / 0 m%	1,2901 Pa s	1260,1 kg m <sup>-3</sup>	12

## 2.2 Messung der Strömung mittels Ultraschall

Die Messung der Strömung in den Laborreaktoren wurde mit einem Ultraschallgerät realisiert. Bei der Strömungsmessung auf Basis von Ultraschall handelt es sich um eine nicht-invasive Messung, bei welcher durch verschiedene ultraschallbasierte Verfahren die Strömung über Partikel in einem Fluid gemessen werden kann. Diese Verfahren können einerseits auf Methoden wie der Flugzeitmessung des Schalls, auch aber auf der Verwendung des Dopplereffektes basieren. Unter dem Begriff nicht-invasiv wird verstanden, dass die Messmethode keinen signifikanten Einfluss auf die gemessene Strömung hat. Ein Beispiel für eine invasive Strömungsmessung wäre das Verwenden von Sonden wie zum Beispiel unter Anwendung von Hitzedraht-Anemometern. Bei der Messung mit Ultraschall steht die Eindringtiefe in Zusammenhang mit der Abtastfrequenz. Diese bestimmt wie viele Frames bzw. Bilder pro Sekunde (fps) möglich sind. Eine geringe bzw. wenig detaillierte Eindringtiefe resultiert in einer hohen Abtastrate und umgekehrt. Hohe Abtastraten sind aufgrund des Alias-Effektes für höhere Umdrehungsgeschwindigkeiten notwendig. Dies bedeutet, dass die Abtastfrequenz mindestens doppelt so hoch wie die maximale Partikelfrequenz sein muss, sonst kann in der Auswertung der Ultraschallbilder keine eindeutige Translokation von Partikeln festgestellt werden.

Die computerbasierte Auswertung der analogen Ultraschallmessung basiert auf der Erstellung von Vektorfeldern entlang der Messebene. Dabei wird die Position eines Partikels über den Phasensprung zwischen Partikel und Fluid gemessen, welche mit dem Ultraschallgerät

festgestellt werden kann. Daher wurden für die experimentellen Untersuchungen Tracerpartikel verwendet, um die Messqualität zu erhöhen. Bei den verwendeten Tracerpartikeln handelt es sich um Polyamidflocken mit einem mittleren Partikeldurchmesser von 0,005  $\mu\text{m}$ . Diese wurden im untersuchten Fluid dispergiert und homogen verteilt. Bei der Wahl der Tracerpartikel ist darauf zu achten, dass diese ein gutes Folgevermögen mit dem Fluid aufweisen. Dieses wird nach Sommerfeld und Stieß mit der Stokeszahl beschrieben und mit Formel 1 und Formel 2 berechnet (Sommerfeld, 1996) (Stiess, 1994). Ein gutes Folgevermögen wird mit einer Stokeszahl von unter 1 beschrieben, welche in der experimentellen Laborversuchen  $5,29 \cdot 10^{-8}$  beträgt. Durch die Annahme, dass die verwendeten Tracerpartikel aufgrund der physikalischen Eigenschaften und der geringen Stokeszahl die Strömung widerspiegeln, können diese direkt für die Auswertung verwendet werden.

Formel 1 Berechnung der Reynoldszahl

$$Re = \frac{n d^2 \rho_f}{\vartheta_f}$$

Formel 2 Berechnung des Folgevermögens eines Partikels in einem Fluid mit der Stokeszahl

$$St = \frac{D_p^2 \rho v}{18 \vartheta_f L}$$

Da die physikalischen Eigenschaften von Faulschlamm mit dem Glycerin-/Wassergemisch direkt für jede beliebige Temperatur substituiert werden können, fanden alle experimentellen Strömungsmessungen bei Raumtemperatur statt.

### 2.2.1 Durchführung der Ultraschallmessung

Um die Strömung mit Ultraschall zu messen, wurde das Fluid in dem zu untersuchenden Laborreaktor mit den Tracerpartikeln versehen und anschließend solange durchmischt, bis sich eine gleichbleibende Strömung einstellte. Dazu wurde die gewünschte Drehzahl eingestellt und das Fluid für mindestens 60 Sekunden durchmischt. Bei der Einkoppelung des Ultraschallgerätes in dem Laborreaktor muss darauf geachtet werden, dass der Messkopf orthogonal zur Reaktorwand ist, um eine gerade Messebene zu erzeugen. Anschließend

wurde das analoge Messsignal des Ultraschallgerätes digitalisiert und für 45 Sekunden aufgezeichnet. Die Digitalisierung erfolgt über einen „Frame Grabber“, welcher ein analoges Video-Out Signal des Ultraschallgerätes in ein digitales Format überführt (Abbildung 7). Die maximale zeitliche Auflösung beträgt hierbei 24 Bilder pro Sekunde und resultiert somit in ca. 1000 Einzelframes. Diese Einzelframes werden für die spätere Auswertung und Berechnung der Geschwindigkeiten im Strömungsfeld benötigt. Um die Strömung im gesamten Reaktor experimentell zu bestimmen, wurden bei den zylindrischen Laborreaktoren über die gesamte Höhe von 22 cm, in einem Intervall von 1 cm die Strömungsfelder bestimmt. Es ist anzumerken, dass aufgrund der strukturellen Gegebenheiten des Laborreaktors sowie des Messkopfes Messungen erst ab einer Höhe von 3 cm möglich sind. Bei den Versuchen sind verschiedene Messungen am Umfang auf der gleichen Höhe nicht notwendig, da die Reaktoren im Inneren rotationssymmetrisch sind.

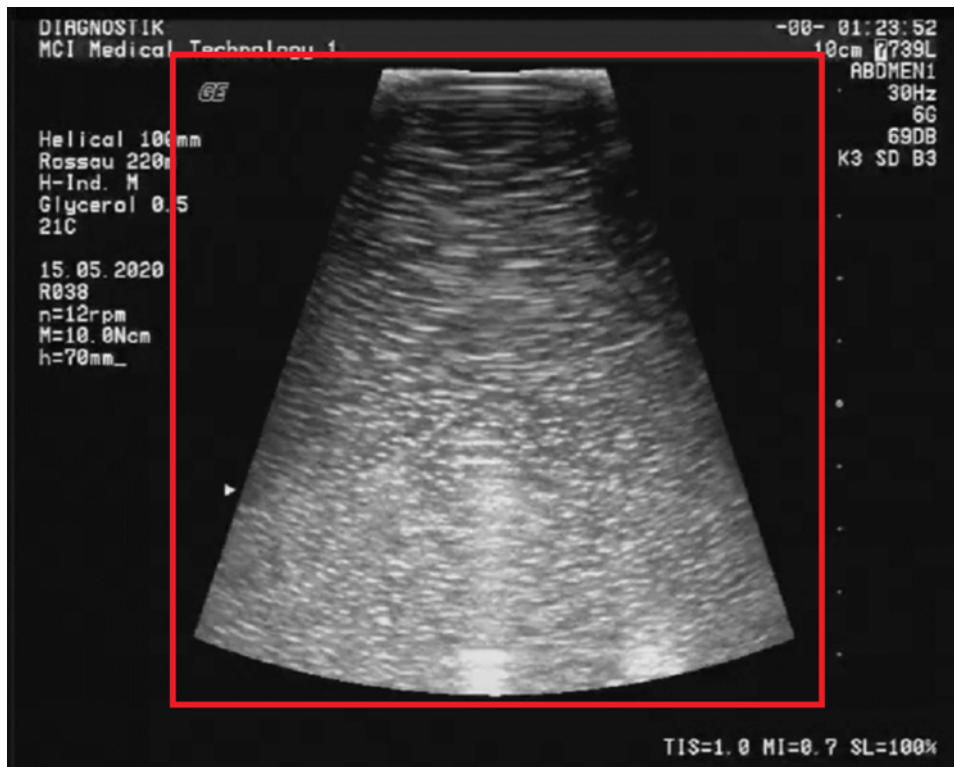
Nach Abschluss eines Messdurchganges wurde der Reaktor, in Bezug auf die Strömung, zurückgesetzt und der Messdurchgang wiederholt. Dieses sogenannte Zurücksetzen der Strömung innerhalb des Reaktors erfolgte durch eine turbulente Durchmischung (bei 100 rpm) für 2 Minuten. Es wurden mit diesem Verfahren 5 Messwiederholungen für jeden Versuch durchgeführt. Die durch das Ultraschallgerät erfassten Partikelbewegungen wurden anschließend mit einer „Particle Image Velocimetry“ (PIV) Software ausgewertet. Für die Auswertung der Ultraschallmessungen muss darauf geachtet werden dass nur Partikel, welche sich exakt entlang der Messebene bewegen, ausgewertet werden können. Verlassen Partikel innerhalb eines Frames die Messebene können diese nicht ausgewertet werden. Ein Nachteil der Ultraschallmessung ist die Analyse der Strömung im direkten Bereich des Rührwerkes und der Rotorblätter. In den Versuchen zeigte sich, dass das Hindurchrotieren der Rührwerke durch das Auswertungsfeld in Folge das Vektorfeld verfälscht, wenn auf Höhe eines Rührwerkes gemessen wird. Da sich das Rührwerk schneller als das Fluid bewegt, wird im resultierenden Vektorfeld eine höhere Geschwindigkeit angezeigt, da das Rührwerk von der Software als Fluidströmung interpretiert wird.

Beim eiförmigen Reaktor war aufgrund der Krümmung der Reaktorgeometrie eine Ultraschallmessung über die gesamte Reaktorhöhe nicht möglich. Die Anwendung von Adapterstücken ist aufgrund der Abschwächung des Ultraschallsignals nicht möglich, weshalb eine Messung nur in den Bereichen wie in Abbildung 16 dokumentiert möglich ist. Strömungen in den oberen und unteren, nicht experimentell feststellbaren Bereichen, wurden nach erfolgreicher Validierung mit numerischen Simulationen bestimmt. Sowohl beim zylindri-

schon als auch beim eiförmigen Reaktor wurde für ein optimales Messergebnis Ultraschallgel verwendet um den Messkopf mit dem Reaktor zu koppeln. Dies verhindert große Phasensprünge zwischen Messkopf und Reaktor, welche aufgrund von Luft auftreten können.

Die erfassten digitalen Daten wurden über eine geeignete Software ausgewertet und die Geschwindigkeiten berechnet. Dazu wurde in dem OptiFaul-Projekt das OpenSource Add-In PIVLab für Matlab verwendet. Dabei handelt es sich um eine OpenSource Software zum Auswertung von PIV-Messdaten. Mit Hilfe der Software können Bildpaare verglichen werden und Veränderungen von Pixeln erfasst und ausgewertet werden. Für die Auswertung mit der Software müssen die aufgezeichneten Ultraschallmessungen in die einzelnen Frames zerlegt und anschließend in die Software PIVLab geladen werden. Darin werden je nach Auflösung die Änderung von Pixeln, beziehungsweise Pixelclustern gemessen. Es wird zuerst ein rechteckiger Interessensbereich (ROI) gewählt, welcher den auszuwertenden Bereich bestimmt. Dieser ist in Abbildung 7 als rotes Viereck zu sehen (Thielicke, 2020).

Abbildung 7 Darstellung des Messfeldes in der Software PIVlab, welches von dem für die experimentelle Strömungsanalyse verwendeten Ultraschallgeräts, GE Logiq 300, erfasst wird. Auf der linken Seite sind Versuchsparameter dokumentiert. Auf der rechten Seite Ultraschallspezifische Parameter wie die Eindringtiefe von 10 cm.



Um mögliche von der Software wahrgenommene Verschiebungen von Pixeln außerhalb des Ultraschallmessfeldes zu unterdrücken, wird eine Ausgrenzungsmaske so gewählt, dass nur mehr das gewünschte Auswertungsfeld innerhalb des ROI zu sehen ist. Abbildung 8 zeigt den definierten ROI mit der eingefügten Ausgrenzungsmaske. Diese Maske wird für eine bessere Übersicht am Ende der Auswertung wieder ausgeblendet.

Abbildung 8 Darstellung der Maske, welche den rechteckigen Interessensbereich auf das gewünschte Messfeld reduziert. Dies vermindert die erforderliche Rechenleistung und verhindert fehlerhafte Geschwindigkeitsvektoren außerhalb des Messfeldes.



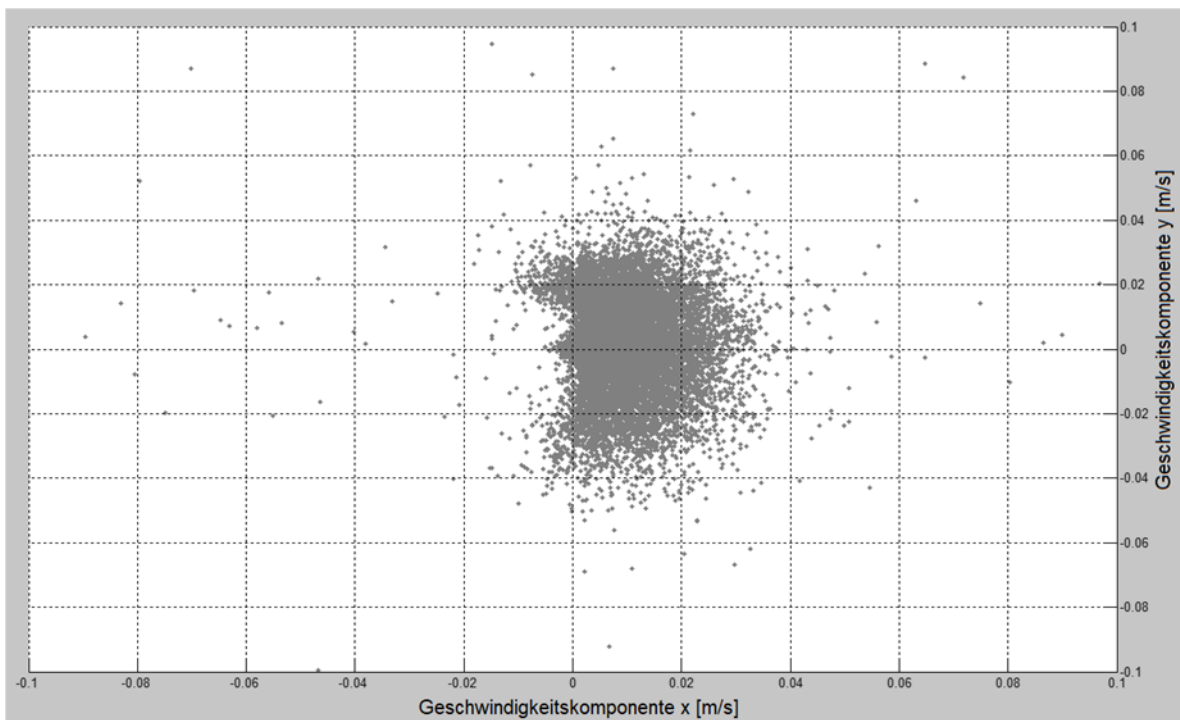
Nach der Bestimmung des auszuwertenden Bereiches, wurden alle einzelnen Bildframes in aufsteigender sequenzieller Reihenfolge verglichen und analysiert. Die ideale Rastergröße wird vom Programm automatisch aufgrund des PIV-Algorithmus berechnet. Dabei wird für alle Versuche die schnelle Fourier-Transformation (FFT) „Window Deformation“ verwendet (Thielicke, 2020).

Für die anschließende Auswertung ist eine geometrische und zeitliche Kalibrierung der einzelnen Frames in der Software notwendig. Für die geometrische Kalibrierung wird eine Referenzlänge benötigt, welche durch das Ultraschallgerät gegeben ist und in Abbildung 8 durch die Rasterpunkte rechts neben der Maske definiert ist. Die zeitliche Kalibrierung er-

folgte über die Abtastfrequenz des Ultraschallgerätes bzw. der maximal möglichen Abtastfrequenz des analog-digital Wandlers. Die Abtastfrequenz in den Versuchen betrug 24 fps und somit 24 Hz.

Partikel, welche innerhalb eines Framepaares aus der analysierten Messebene verschwinden (z.B. vertikale Strömung), führen zu fehlerhaft ausgewerteten Vektoren und müssen deshalb ausgefiltert werden. Dies kann einerseits manuell durchgeführt werden, oder es werden Geschwindigkeitsgrenzen eingestellt. Geschwindigkeitsvektoren mit Beträgen größer als die angegebenen Grenzen, wurden somit automatisch aus allen analysierten Frames entfernt. Dabei geben die Grenzen die maximal zulässigen zweidimensionalen Vektorkomponenten in X- und Y-Richtung an wie in Abbildung 9 abgebildet.

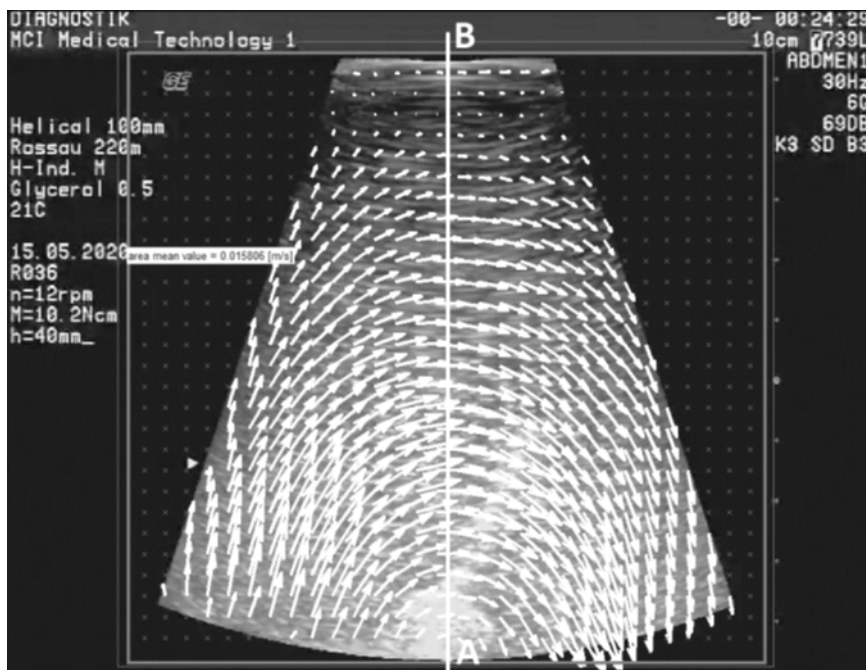
Abbildung 9 Darstellung einer Punktwolke aus PIVLab-Geschwindigkeitsdaten. Die Punktwolke zeigt die Geschwindigkeiten, welche die durch Vergleich zweier Bilder in einem Messfeld ermittelt werden. Deutlich zu sehen sind eindeutige Ausreiser, welche mit Geschwindigkeitsgrenzen ausgefiltert werden müssen.



Über das eingestellte Zeitintervall zwischen den Bildern sowie die geometrischen Informationen kann über den Pixelversatz zwischen zwei Bildern eines Bildpaares die Geschwindigkeit der erfassten Tracerpartikel erfasst werden. Dies ist in Abbildung 10 dokumentiert.

Die finale Auswertung der Strömung erfolgte in Form einer flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeit  $\bar{v}_A$  bzw. eines Geschwindigkeitsgradienten entlang einer Linie. Dazu wurde aus allen Einzelframes ein gemittelttes Frame gebildet, welches in jedem Punkt die durchschnittlichen Geschwindigkeitskomponenten bezogen auf die gesamte Messdauer angibt. Dazu kann über das Programm entweder eine Fläche bestimmt werden, in welcher die resultierende Geschwindigkeit errechnet wird, oder für eine detailliertere Auswertung eine Linie. Dazu wurde eine Linie vom Propellerschaft bis zum Reaktorrand gezogen und der Geschwindigkeitsverlauf entlang dieser ermittelt. Diese für die Berechnung notwendige Linie in einem gemittelten Frame ist in Abbildung 10 zu sehen. Ebenfalls ist in der Abbildung die flächenbezogene Durchschnittsgeschwindigkeit zu finden.

Abbildung 10 Ausgewertetes und zeitlich gemittelttes Geschwindigkeitsfeld in der Software PIVlab, in welchem die Ultraschalldaten ausgewertet werden. Zu sehen ist die flächenbezogene Durchschnittsgeschwindigkeit, sowie eine A–B Linie, entlang welcher ein Geschwindigkeitsprofil für eine detaillierte Auswertung ermittelt werden kann.



Ein Vorteil der Auswertung mit Durchschnittsgeschwindigkeiten ist, dass eventuelle Abweichungen durch falsch errechnete Vektoren minimiert werden. Dies geschieht vor allem in Bereichen starker Turbulenzen. Insbesondere bei Messungen in der Höhe der Rotorblätter können dadurch Abweichungen reduziert werden. Durch das Verwenden von Durchschnittswerten werden aber kleinflächige Verwirbelungen vernachlässigt, wie sie unter an-



derem im Sogbereich der Rotorblätter auftreten. Für eine detaillierte Auswertung von speziellen Bereichen müssten daher gezielt einzelne Bildpaare verwendet werden. Für die detaillierte Strömungsanalyse und die Validierung der dazugehörigen computerbasierten Simulationen wurden hauptsächlich die Geschwindigkeitsprofile entlang der Linie verwendet.

### 2.2.2 Durchmischung im zylindrischen Laborreaktor

Die Auswertung der Ultraschallmessungen im zylindrischen Laborreaktor (Abbildung 11, Abbildung 12, Abbildung 13) zeigt, dass sowohl für das „Scaba“-Rührwerk als auch für den Wendelrührer charakteristische aber unterschiedliche flächenbezogene Durchschnittsgeschwindigkeitskurven vorliegen.

Abbildung 11 Abbildung der flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Reaktorhöhe für den Wendelrührer (links) sowie den „Scaba“-Rührer (rechts) im zylindrischen Laborreaktor der Kläranlage Innsbruck in purem Wasser. (Neuner, Meister, Koch, Pillei, & Rauch, 2020)

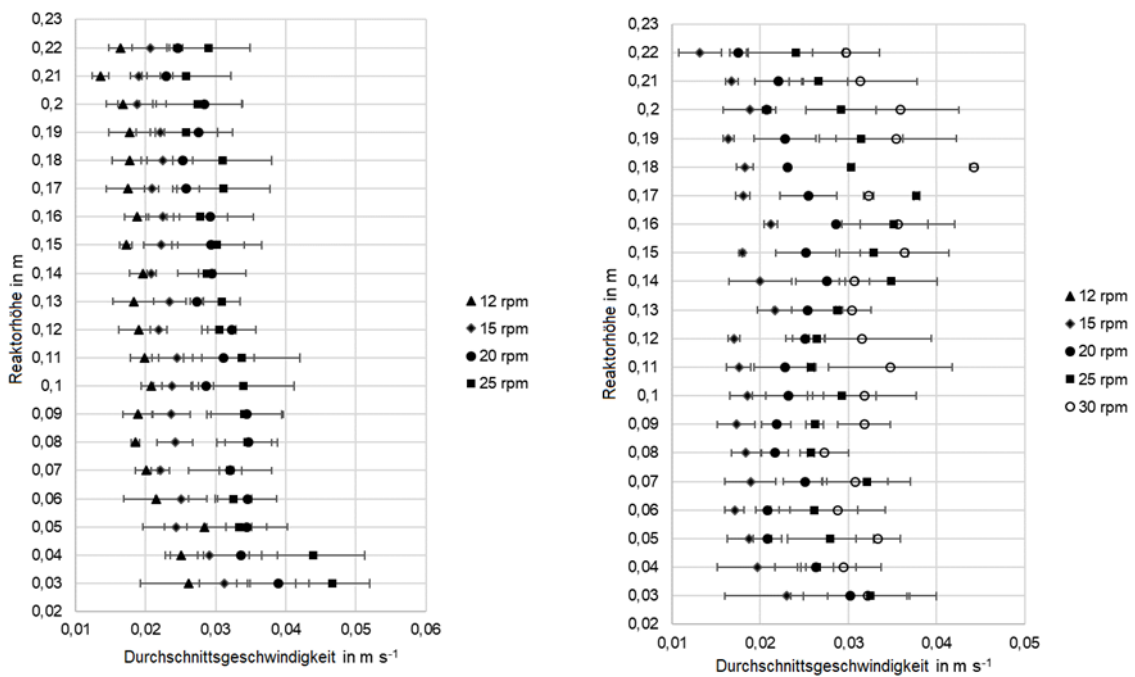


Abbildung 12 Abbildung der flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Reaktorhöhe für den Wendelrührer (links) sowie den „Scaba“-Rührer (rechts) im zylindrischen Laborreaktor der Kläranlage Innsbruck in einem Wasser-Glycerin-Gemisch mit einem Verhältnis von 50 m%/50 m%. (Neuner, Meister, Koch, Pillei, & Rauch, 2020)

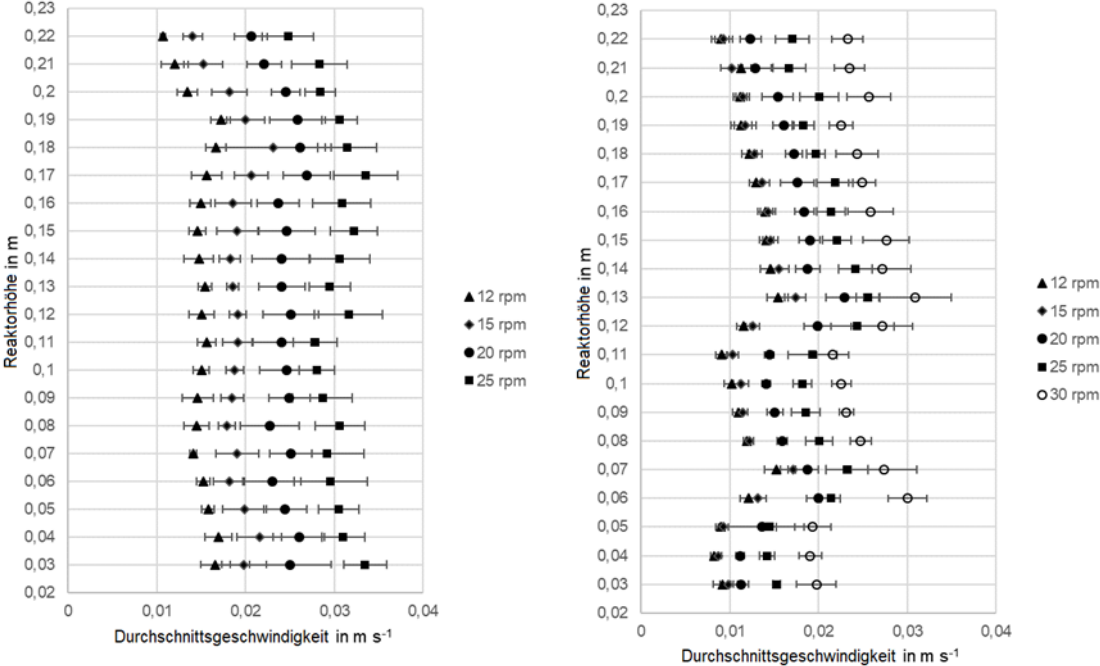
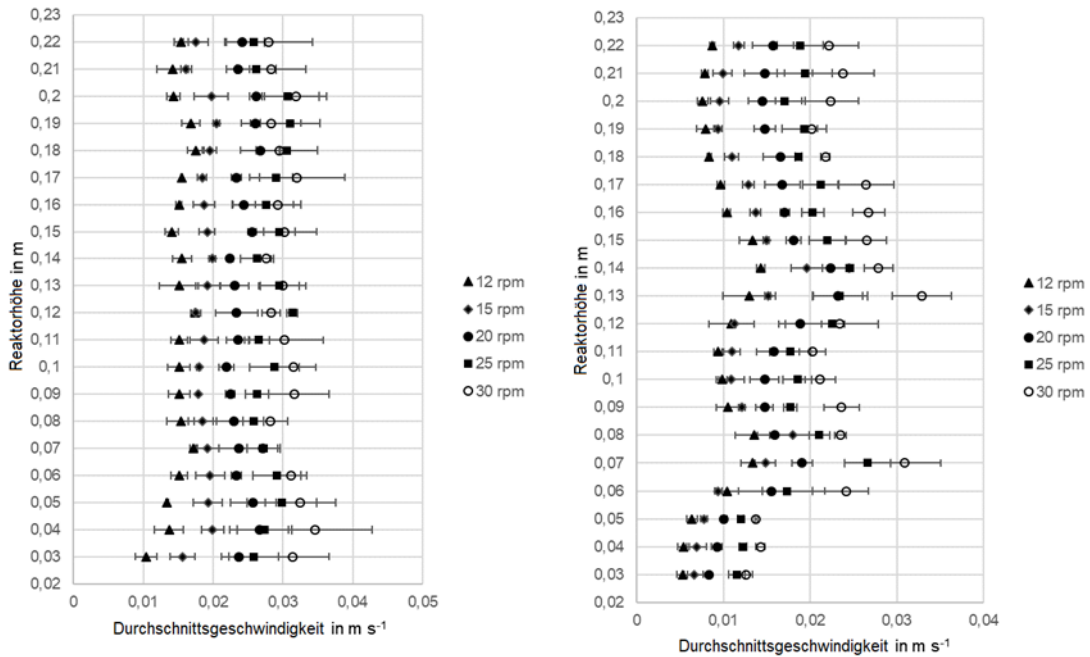


Abbildung 13 Abbildung der flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Reaktorhöhe für den Wendelrührer (links) sowie den „Scaba“-Rührer (rechts) im zylindrischen Laborreaktor der Kläranlage Innsbruck in einem Wasser-Glycerin-Gemisch mit einem Verhältnis von 25 m%/75 m%. (Neuner, Meister, Koch, Pillei, & Rauch, 2020)

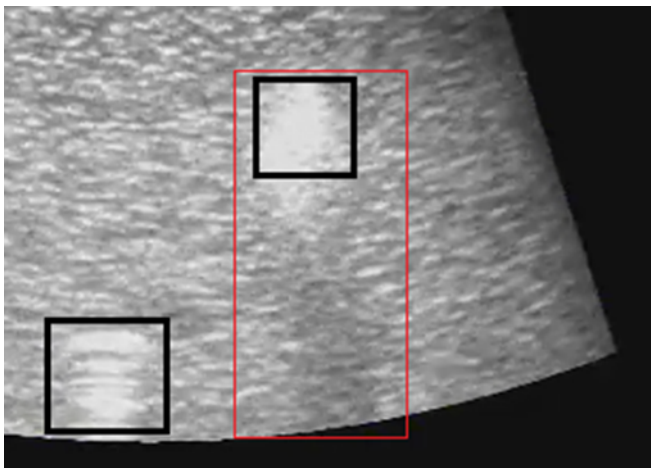


Die Ergebnisse zeigen, dass das helikale Rührwerk aufgrund der Rührwerksgeometrie ein gleichmäßigeres Geschwindigkeitsprofil entlang der Reaktorhöhe erzeugt. Beim „Scaba“-Rührwerk hingegen sind im Bereich der einzelnen Rührwerksegmente Geschwindigkeitsspitzen zu beobachten, welche zwischen den Rührwerksegmenten deutlich abflachen. Dabei ist zu erwähnen, dass diese Geschwindigkeitsspitzen und hohen Scherkräfte einen negativen Einfluss auf die Mikroorganismen und in weiterer Folge auf den biologischen Abbauprozess und die daraus resultierende Biogasproduktion haben. Je nach verwendeter Fluidzusammensetzung und einhergehender Viskosität sind diese Effekte bei hochviskosen Flüssigkeiten stärker ausgeprägt. Dies ist im direkten Vergleich der drei oben genannten Abbildungen zu sehen, welche den Geschwindigkeitsverlauf des helikalen Rührwerkes im zylindrischen Laborreaktor der Kläranlage Innsbruck bei verschiedenen Fluidviskositäten und Rührwerksgeschwindigkeiten zeigen.

Dabei ist außerdem zu erkennen, dass das charakteristische Geschwindigkeitsprofil durch Veränderung der Drehzahl und der Viskosität zwar beibehalten, jedoch entlang der X-Achse

(Durchschnittsgeschwindigkeit) verschoben wird. Die höchsten Durchschnittsgeschwindigkeiten wurden in reinem Wasser gemessen, was auf die geringe Dichte und Viskosität zurückzuführen ist. Die Durchschnittsgeschwindigkeiten von Fluiden, wie sie in realen Faultürmen zu finden sind, sind in Abbildung 12 und Abbildung 13 zu sehen. Dabei ist zu beobachten, dass die Ultraschallmessungen bei steigender Viskosität und Fluidichte besser funktioniert und zu geringeren Fehlerbereichen bzw. zu weniger breiten Fehlerbalken führt. Die Fehlerbalken wurden durch die Mittelwerte der einzelnen Versuchsreihen pro Szenario sowie deren Standardabweichungen bestimmt. Die größeren Abweichungen zum Mittelwert in reinem Wasser lassen unter anderem auf Ultraschallinterferenzen schließen, welche mit steigender Fluidviskosität abnehmen. Diese Interferenzen und Echos erzeugen eine von der Software falsch wahrgenommene Strömung und damit verfälschte Geschwindigkeitsvektoren. Ein weiteres Phänomen, welches hier beobachtet wurde, ist, dass der Ultraschall nicht komplett durch die Rührwerke hindurchgeht, sondern abgeschwächt wird. Dies resultiert in sogenannten Ultraschall-Schatten im Bereich der Rührwerke. Dies ist in Abbildung 14 dokumentiert.

Abbildung 14 Auftreten eines Ultraschallschattens, welcher die von der Software wahrgenommene Fluidströmung verfälscht. Die Schatten (rot) entstehen durch eine Abschwächung des Ultraschalles durch die Rührblätter (schwarz) (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022).



Dieser Ultraschallschatten bewegt sich mit der Umfangsgeschwindigkeit des Rührwerkes, welches ihn erzeugt und dadurch schneller, als jenes Fluid welches von dem Schatten verdeckt wird. Dadurch wird hinter den Flügeln der Rührwerke eine höhere Strömungsgeschwindigkeit errechnet.

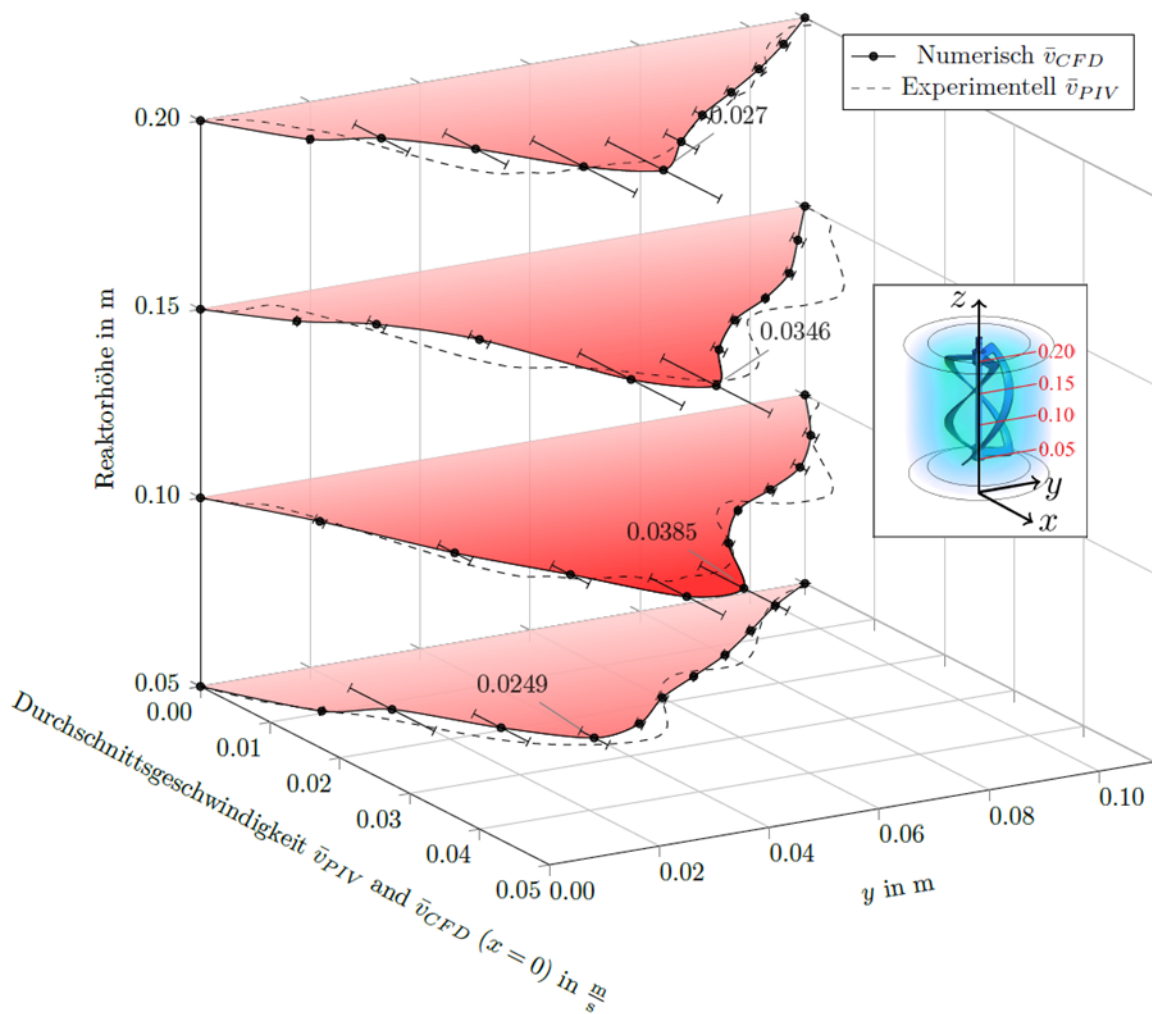
Beim Wasser-Glycerin Gemisch mit der höchsten Viskosität, welches in Abbildung 13 zu sehen ist, lässt sich beobachten, dass mit dem Wendelrührer statistisch höhere Durchschnittsgeschwindigkeiten bei geringeren Umdrehungsgeschwindigkeiten erreicht werden. Auch sind die Durchschnittsgeschwindigkeiten in den oberen und unteren Randbereichen tendenziell höher, was mit der Geometrie des Rührers zu erklären ist. In diesen Randbereichen, sowie in den Bereichen zwischen den einzelnen Rührwerkssegmenten, schafft es das „Scaba“-Rührwerk nicht die gleichen Strömungsgeschwindigkeiten bereitzustellen. Diese charakteristischen Unterschiede im Strömungsprofil machen den Wendelrührer daher sehr praxisrelevant, da durch die bessere und weitreichendere Durchmischung im Reaktor weniger Totzonen vorliegen. In diesen Totzonen, in welchen keine bzw. nur schwache Strömungsgeschwindigkeiten vorliegen, können sich zum einen Anlagerungen ansammeln und andererseits zu wenig Durchmischung für eine optimierte Biogaserzeugung vorliegen. Ebenso unterstreicht die geringere notwendige Umdrehungsgeschwindigkeit für eine gleichbleibende Durchschnittsgeschwindigkeit im Vergleich zum „Scaba“-Rührwerk den Einsatz des Wendelrührers, da dieser in Folge zu weniger Geschwindigkeitsspitzen führt. Diese Geschwindigkeitsspitzen haben negative Auswirkungen auf die Mikroorganismen. Auf die Fluidströmung bezogen bietet daher der Wendelrührer in Laborreaktoren viel Potential. Daher wird die Biogasproduktion in Kapitel 2.4 „Messung der Gasproduktion“ für beide Rührwerke untersucht.

Neben den flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeiten, welche sich für eine qualitative Abschätzung der Reaktorströmung eignen, ist in Abbildung 15 eine detaillierte Analyse der Strömung in vier verschiedenen Höhen im zylindrischen Laborreaktor unter der Verwendung des Wendelrührers zu sehen. Dazu wurden die Geschwindigkeitsprofile entlang der Line in Abbildung 10 experimentell bestimmt und mit numerischen Ergebnissen verglichen. Es ist zu sehen, dass die experimentellen Strömungsdaten weitgehend mit jenen der Simulationen übereinstimmen. Der Effekt der beschriebenen Abschwächung des Ultraschalls in Abbildung 14 durch das Rührwerk ist auch in dieser Auswertung feststellbar. Dies ist in Form von erhöhten experimentellen Geschwindigkeiten im  $y$ -Bereich zwischen 0,01 und 0,03 zu sehen. Weitere Abweichung zwischen experimentellen und numerischen Ergebnissen ergeben sich hauptsächlich durch Effekte wie Echos und Rückkopplung des Ultraschalls, welche aufgrund der Reaktorgeometrie auftreten. Trotz dieser Abweichungen kann die Ultraschallmessung im Labormaßstab als geeignet betrachtet werden, und die für das Projekt verwendeten Simulationen als ausreichende validiert.

Eine genauere Beschreibung der numerisch ermittelten Strömung sowie der Geschwindigkeitsprofile ist in Kapitel 3.2 „Simulation der Faulraumdurchmischung mit ANSYS Fluent“ zu

finden. Ebenfalls in diesem Kapitel sind die Strömungsprofile der numerischen Simulationen in Abbildung 52 und Abbildung 53 für den zylindrischen Laborreaktor und in Abbildung 56 und Abbildung 57 für den, als Vorlage dienenden, Faulturm der Kläranlage Innsbruck angeführt.

Abbildung 15 Darstellung der detaillierten Strömungsanalyse im Laborreaktor der Kläranlage Innsbruck. Zu sehen ist ein Vergleich der experimentellen Geschwindigkeiten sowie der numerisch simulierten Geschwindigkeiten. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022)

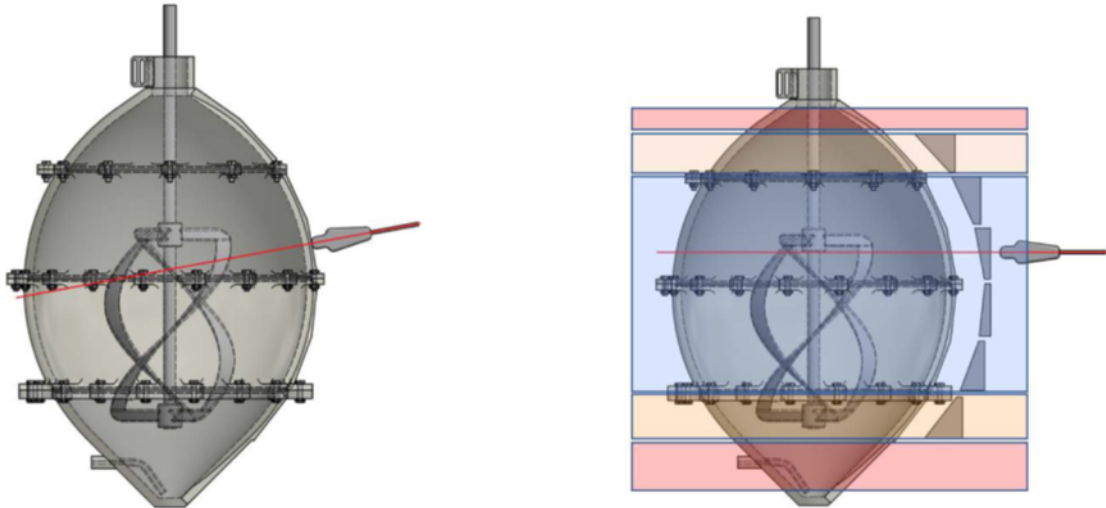


### 2.2.3 Durchmischung im eiförmigen Laborreaktor

Bei der Vermessung des eiförmigen Laborreaktors auf Basis des Abwasserverbands AIZ haben sich aufgrund der Geometrie, im Vergleich zur Messung am zylindrischen Laborreaktor, verschiedene Probleme aufgezeigt. Das Hauptproblem liegt in der Notwendigkeit, dass die Messebene parallel zur Hauptpartikelströmung liegt. Ansonsten führen Partikel, welche die Messebene verlassen zu fehlerhaften und zufälligen Vektoren. Bei der Planung des Reaktors wurde angenommen, dass das Einkoppeln des Ultraschallmesskopfes über tangentielle Koppelstellen auf der Reaktoroberfläche erfolgt. Durch diesen Vorgang liegt die Messebene aber nicht parallel, sondern in einem gewissen Winkelversatz zu der Hauptströmung im Reaktor. Diese Hauptströmung ist je nach Rührwerk genau im rechten Winkel zur Schaftachse des Rührwerkes. Damit die Messebene parallel liegt, muss der Messkopf waagrecht zum Reaktor und parallel zur Hauptströmung stehen. Um dies zu ermöglichen, mussten zusätzliche Adapterstücke wie in Abbildung 16 zu sehen gefertigt werden. Wie sich in den Versuchen zeigte, funktionierte die Anwendung von Adapterstücken jedoch nicht, da der Ultraschall durch die verschiedenen Materialien zu sehr abgeschwächt wird. Es wurde ein alternativer Messansatz gewählt, welcher nur die in Abbildung 16 blau gekennzeichneten Höhen untersucht. In diesem Bereich ist eine Messung mit Ultraschallgel allein möglich um die radiale und tangentielle Strömung im Fluid zu messen. Nach erfolgreicher experimenteller Messung und Validierung mit den durchgeführten Simulationen im blauen Bereich, wurde die Strömung in den rot und gelb gekennzeichneten Bereichen über die Simulationen bestimmt.

Die Bestimmung der flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeiten erfolgte wie beim zylindrischen Reaktor. Es wurden in Bezug auf das Strömungsprofil keine Unterschiede aufgrund der eiförmigen Geometrie festgestellt. Der Wendelrührer hat, wie bereits im zylindrischen Reaktor (Abbildung 11, Abbildung 12, Abbildung 13) wieder ein gleichmäßigeres Geschwindigkeitsprofil mit höheren Durchschnittsgeschwindigkeiten bei geringeren Umdrehungszahlen. Auch beim „Scaba“-Rührwerk konnten wieder dieselben Strömungsprofile beobachtet werden, welche zwischen den Propellern an Intensität abnehmen.

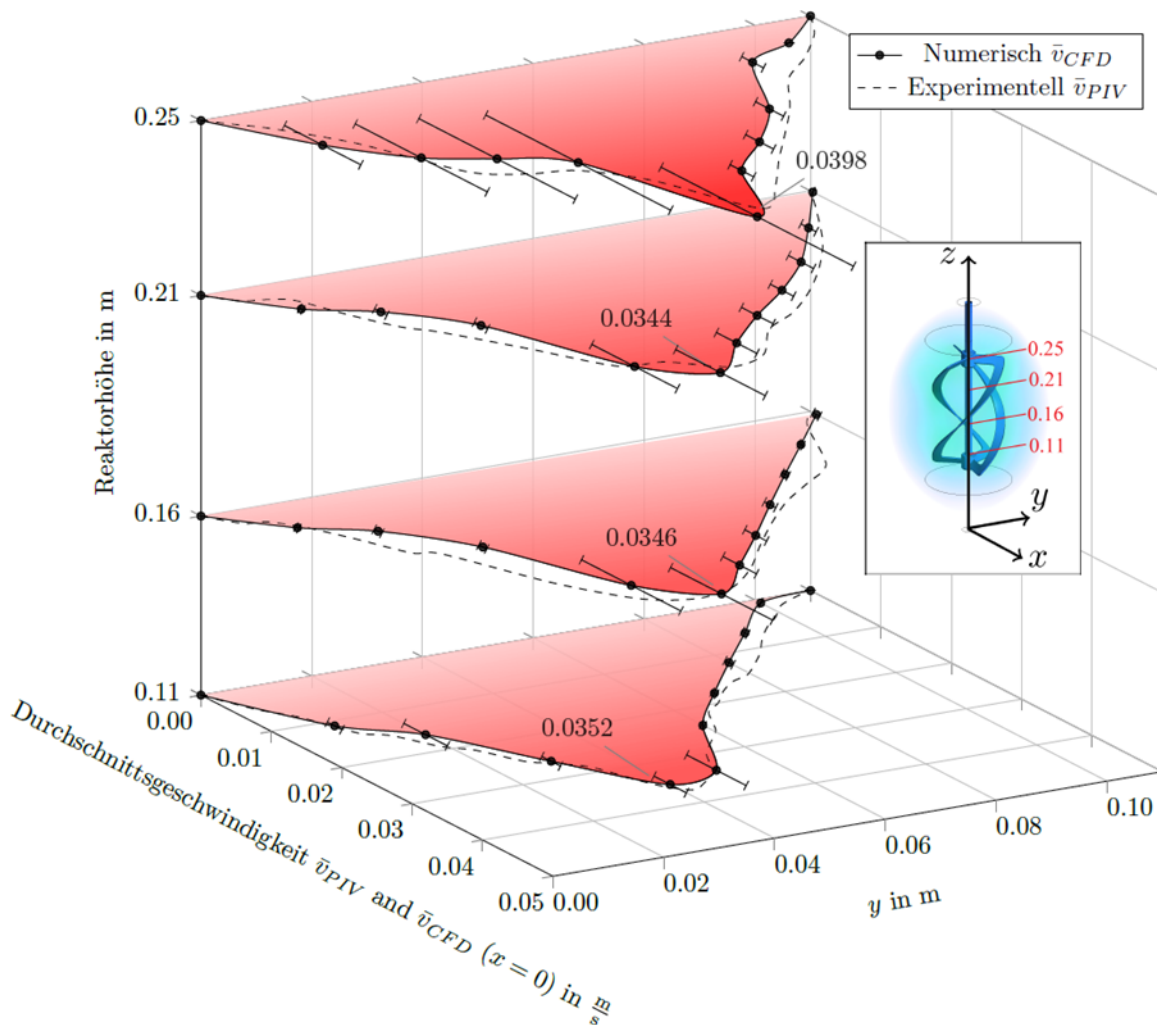
Abbildung 16 Darstellung der vermessenen Segmente im eiförmigen Laborreaktor. Eine komplette Vermessung des eiförmigen Reaktors ist nicht möglich, da die Messebene parallel zu der Hauptströmung (tangentielle & radiale Strömung) sein muss.



Um eine Eignung der Ultraschallmessung bei einer komplexen Geometrie wie jener des verwendeten eiförmigen Reaktors zu untersuchen, sowie die Simulationen zu validieren, wurden wiederum die Geschwindigkeitsprofile bei vier verschiedenen Höhen mit den numerischen Werten verglichen. Dazu sind in Abbildung 17 am Beispiel des eiförmigen Laborreaktors unter Verwendung des Wendelrührers diese Geschwindigkeitsprofile aufgetragen. In Abbildung 17 zeigt sich, dass auch beim eiförmigen Reaktor eine Übereinstimmung der experimentellen und numerischen Daten gegeben ist. Es können wieder dieselben charakteristischen Geschwindigkeitsprofile beobachtet werden. Wie schon beim zylindrischen Fall entstehen Abweichung vor allem durch Ultraschalleffekte wie Echos und Rückkopplungen. Es wurden bei der experimentellen Strömungsuntersuchung des eiförmigen Reaktors keine Vorteile gegenüber dem zylindrischen Reaktor beobachtet. Daher gilt es bei technischen Anwendungen abzuwiegen, ob der Mehraufwand in der komplexen Konstruktion und die damit verbundenen Kosten notwendig sind. Dies gilt es vor allem bei einer großtechnischen Anwendung zu berücksichtigen, da die Herstellung einer solchen Reaktorgeometrie mit zunehmender Größe erschwert wird. Eine genauere Beschreibung der numerisch ermittelten Strömung sowie der Geschwindigkeitsprofile ist in Kapitel 3.2 „Simulation der Faulraumdurchmischung mit ANSYS Fluent“ zu finden.



Abbildung 17 Darstellung der detaillierten Strömungsanalyse im Laborreaktor des Abwasserverbands AIZ. Zu sehen ist ein Vergleich der experimentellen Geschwindigkeiten der sowie numerisch simulierten Geschwindigkeiten. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022)

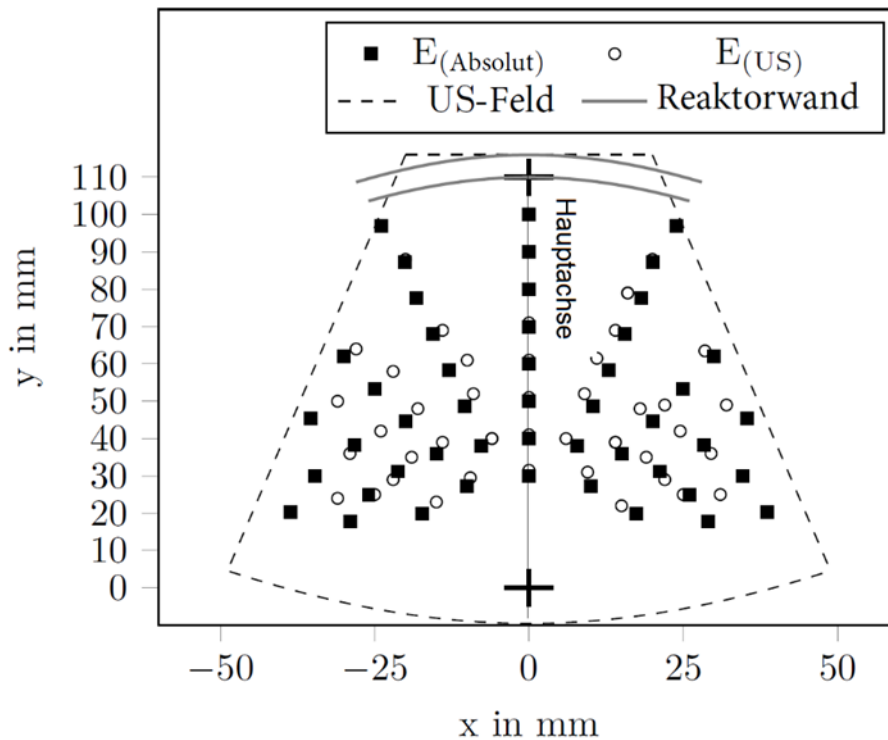


## 2.2.4 Bestimmung der Messgenauigkeit des Ultraschallgerätes

Um die Anwendbarkeit des Ultraschallgerätes für die Strömungsmessungen zu untersuchen, wurden die örtlichen und zeitlichen Abweichung der Messmethode bestimmt. Dazu wurde eine Referenzplatte angefertigt, mit welcher Elementpositionen auf der Platte mit dem Ultraschallgerät gemessen wurden. Die Positionen der Elemente auf der Platte haben durch die Fertigung fixe Abstände zueinander. Mit der Positionsbestimmung durch die ultraschallbasierte Messmethode konnte die Differenz der experimentell gemessenen Abstände sowie der tatsächlichen Abstände gemessen werden. Dabei hat sich gezeigt, dass

das Ultraschallgerät, solange Messungen entlang der Hauptachse des Messkopfes durchgeführt werden, nur geringe Messabweichungen besitzt. Werden Elemente im Messfeld bestimmt, welche einen „Offset“, also einen Versatz zur Hauptmessachse haben, so weicht die dargestellte Position der Elemente geringfügig ab. Dies ist mit der Reaktorkrümmung und der daher einhergehenden Ablenkung der Ultraschallwellen erklärbar. Die Abweichungen der Elementpositionen sind in Abbildung 18 zu sehen und betragen maximal 1,2 % bei einer Messung auf der Hauptachse. Die höchste gemessene Abweichung mit Versatz zur Hauptachse betrug ca. 10 %.

Abbildung 18 Bestimmung der Messtoleranz des Ultraschallgerätes mit Hilfe der Positionsbestimmung von Elementen auf einer Referenzplatte (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022).



## 2.3 Messung des Energieverbrauches

Für eine energetisch optimierte Durchmischung muss auch die aufzubringende Rührwerksleistung berücksichtigt werden, welche für den Antrieb der mechanischen Rührwerke in den Faultürmen notwendig ist. Neben der experimentellen Bestimmung wurde die Leistung auch über numerische Berechnung im Labor- und Realmaßstab verglichen. Die Leistung (Formel 3) ist direkt proportional mit dem Drehmoment und abhängig von der verwendeten Drehzahl. Um eine Aussage über den Energieverbrauch zu treffen wurde dieser im Labormaßstab experimentell als auch numerisch bestimmt. Dazu wurden das Drehmoment und die Leistung bei verschiedenen Drehzahlen und Viskositäten bestimmt. Im Realmaßstab war eine experimentelle Bestimmung nicht möglich, da die Drehzahl der zylindrischen Faultürme auf einen konstanten Wert eingestellt ist, welche nicht verändert werden konnte. Lediglich die Drehrichtung kann invertiert werden, um eine Rotation im bzw. entgegen dem Uhrzeigersinn zu ermöglichen. Der Zusammenhang zwischen mechanischer Leistung und Drehmoment ist dokumentiert.

Formel 3 Bestimmung der Rührwerksleistung über das Drehmoment  $M$  und der Drehzahl  $n$

$$P = M \omega = M 2 \pi n$$

In den folgenden Abbildungen ist die Untersuchung des Energieeintrages dokumentiert. Dazu wurde die Leistung über das Drehmoment experimentell gemessen und numerisch bestimmt. Die Bestimmung des numerischen Drehmomentes, sowie anschließend der Scherbeanspruchungen, erfolgte über dieselben Simulationen, welche für die Strömungsmessung verwendet wurden. Eine detaillierte Beschreibung der durchgeführten Simulationen findet sich in Kapitel 3.2 „Simulation der Faulraumdurchmischung mit ANSYS Fluent“, sowie in Abbildung 19 Und Abbildung 20, welche die simulierte Leistung beider Rührwerke für verschiedene Umdrehungsgeschwindigkeiten in einem 75 m% Glycerin/25 m% Wasser Gemisch im eiförmigen Laborreaktor zeigen.

Abbildung 19 Darstellung der numerisch errechneten Rührwerksleistung  $P$  (in Milliwatt) und der spezifischen Leistung  $p$  (in  $W/m^3$ ) in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit im eiförmigen Laborreaktor (8 Liter) in verschiedenen Versuchsfluiden bei Verwendung des helikalen Rührwerkes.

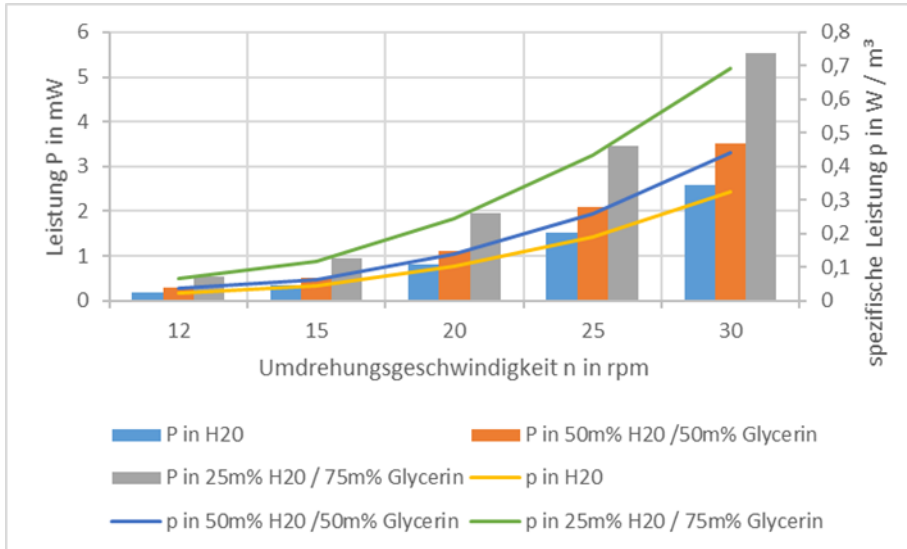
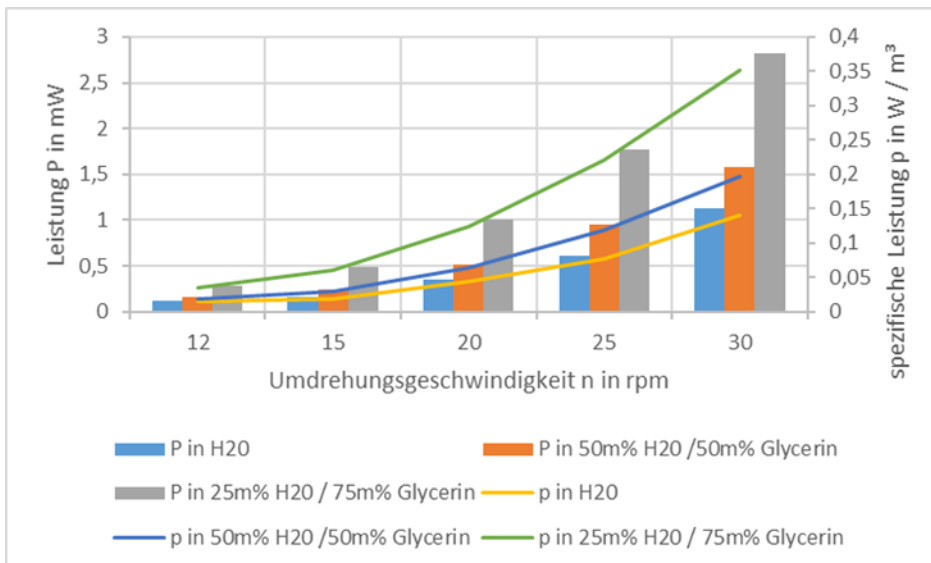


Abbildung 20 Darstellung der numerisch errechneten Rührwerksleistung  $P$  (in Milliwatt) und der spezifischen Leistung  $p$  (in  $W/m^3$ ) in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit im eiförmigen Laborreaktor (8 Liter) in verschiedenen Versuchsfluiden bei Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes.



Während der Energieverbrauch bei beiden Rührwerken mit zunehmender Umdrehungsgeschwindigkeit zunimmt, ist zu sehen, dass der Wendelrührer grundlegend mehr Leistung verbraucht (siehe Abbildung 19 und Abbildung 20). Wird der Einsatz dieser Rührwerke in verschiedenen Reaktoren verglichen, so kann gesagt werden, dass die Reaktorgeometrie bei gleichbleibenden Faulraumvolumen keinen signifikanten Einfluss auf die notwendige Antriebsleistung hat. Dies deckt sich auch mit den experimentellen Daten der Leistungsbestimmung. Auch bei der experimentellen Bestimmung der Leistung (Abbildung 23) zeigt sich deutlich, dass der Wendelrührer eine höhere Antriebsleistung benötigt. Weiters ist zu sehen, dass die experimentellen Leistungen (Abbildung 23) beider Rührwerke abweichen und höher sind als die numerisch berechneten Leistungen (Abbildung 21 und Abbildung 22).

Abbildung 21 Darstellung der numerisch errechneten Rührwerksleistung  $P$  (in Milliwatt) und der spezifischen Leistung  $p$  (in  $W/m^3$ ) in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit im zylindrischen Laborreaktor (8 Liter) in verschiedenen Versuchsfluiden bei Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes.

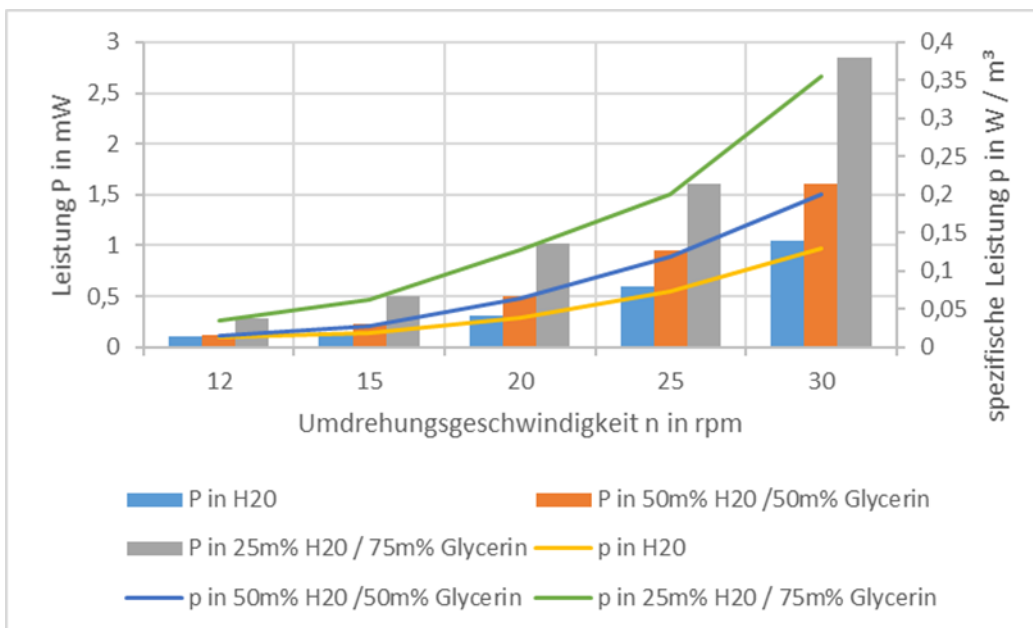


Abbildung 22 Darstellung der numerisch errechneten Rührwerksleistung  $P$  (in Milliwatt) und der spezifischen Leistung  $p$  (in  $W/m^3$ ) in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit im zylindrischen Laborreaktor (8 Liter) in verschiedenen Versuchsfluiden bei Verwendung des helikalen Rührwerkes.

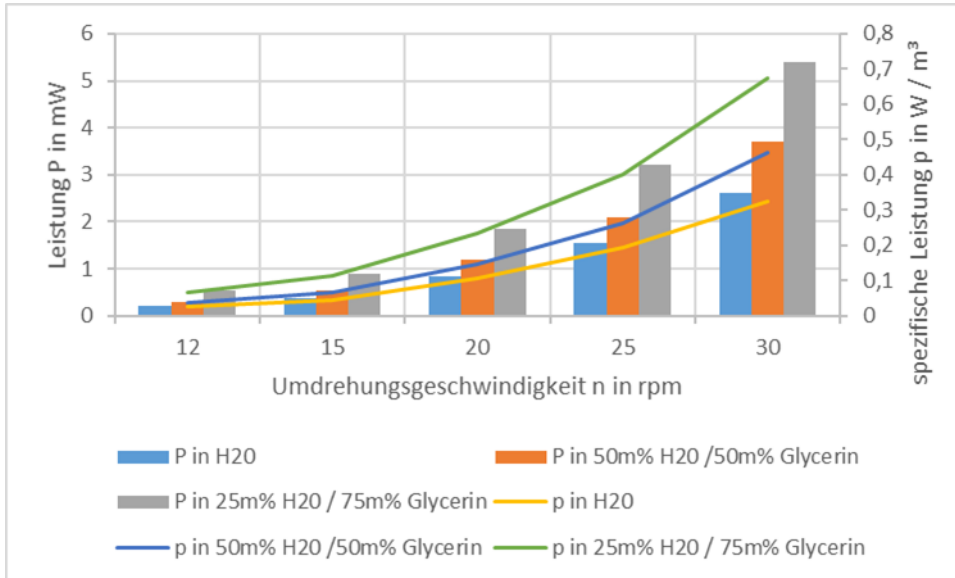
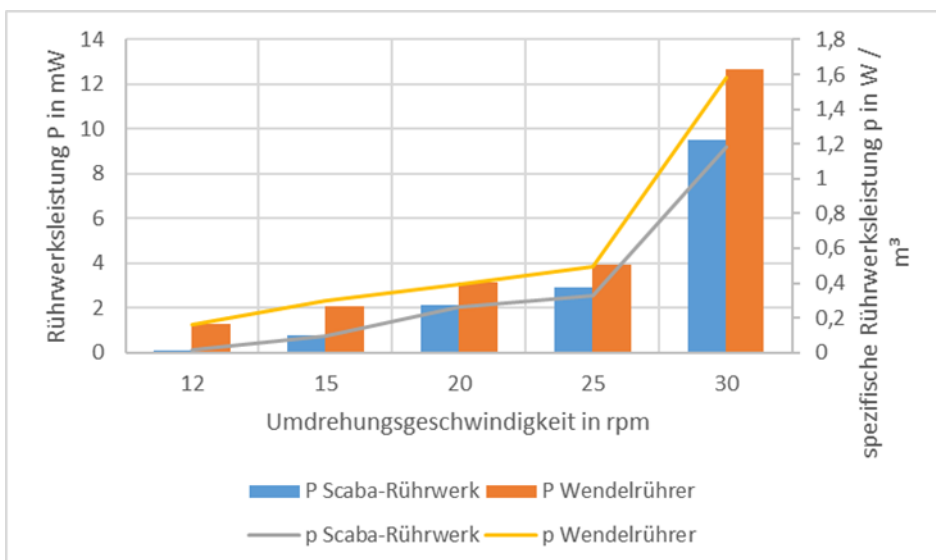


Abbildung 23 Darstellung der experimentell bestimmten Rührwerksleistung  $P$  (in Milliwatt) und der spezifischen Leistung  $p$  (in  $W/m^3$ ) in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit im zylindrischen Laborreaktor (8 Liter) in einem 25 m% Wasser / 75 m% Glycingemisch.



Wie in Abbildung 23 zu sehen ist, beträgt die experimentell bestimmte spezifische Leistung des Scaba-Rührwerkes ca.  $0,33 \text{ W/m}^3$  bei einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 25 rpm. Dieser Wert wurde, wie in Kapitel 2.1 „Bauform der Laborreaktoren und Rührwerke“ beschrieben, angestrebt, um eine identische spezifische Leistung wie das reale Rührwerk zu erreichen. Ebenfalls ist in Abbildung 21 zu sehen, dass die numerisch bestimmte spezifische Leistung hingegen nur  $0,22 \text{ W/m}^3$  beträgt. Diese deckt sich mit der numerisch ermittelten spezifischen Leistung der Simulationen aus Kapitel 3 „Einsatz von computerbasierten Methoden und künstlicher Intelligenz“, welche den realen Faulturm der Kläranlage Innsbruck untersuchen. In den Simulationen wurde eine eingebrachte Rührwerksleistung von ca. 888 Watt errechnet. Diese weicht von den realen 1500 Watt ab, welche für den Antrieb des „Scaba“-Rührwerkes notwendig sind. Eine plausible Erklärung ist die Nichtberücksichtigung von Verlusten in der Simulation, wie z.B. die Reibung in der Übersetzung.

Wie in den Abbildungen zu sehen, ist der Leistungsbedarf für das „Scaba“-Rührwerk bei gleicher Drehzahl generell geringer als beim helikalen Rührwerk. Eine Erklärung hierfür ist die geringere effektive Rührwerksoberfläche. Ein weiterer Faktor, der den geringeren Leistungsverbrauch bewirkt, ist der Umstand, dass das „Scaba“-Rührwerk aus Kunststoff gefertigt ist, während der Wendelrührer aus Stahl ist. Es zeigte sich jedoch in den bereits beschriebenen experimentellen Untersuchungen und auch in den folgenden Simulationen, dass der Wendelrührer eine gleichmäßigere Durchmischung bewirkt. Diese ist, im Vergleich zum „Scaba“-Rührwerk, aufgrund der Rührwerksgeometrie außerdem schon bei einer geringeren Umdrehungsgeschwindigkeit präsent. Somit ist auch der erforderliche Energieeintrag geringer.

In den experimentellen Strömungsmessungen, sowie den numerischen Analysen, hat sich beispielsweise gezeigt, dass eine vergleichbare mittlere Faulturmdurchmischung bei der Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 25 rpm bereits bei 15 rpm erreicht wird, falls der Wendelrührer verwendet wird. Wird die eingebrachte Rührwerksleistung numerisch berechnet, so zeigt sich, dass die Leistung des helikalen Rührwerks bei 15 rpm ca. 0,9 Milliwatt beträgt und beim „Scaba“-Rührwerk mit 25 rpm ca. 1,6 Milliwatt beträgt. Dieser Unterschied in der Leistungsaufnahme zum Antrieb der Rührwerke ist auch experimentell feststellbar (siehe Abbildung 23). Die experimentell bestimmten Leistungen sind jedoch mit ca. 2 Milliwatt für das helikale Rührwerk, sowie ca. 2,9 Milliwatt für das „Scaba“-Rührwerk höher. Dies ist damit zu begründen, dass es sich bei den numerischen Werten um die alleinige Rührwerksleistung handelt und bei der experimentellen Bestimmung die notwendige elektrische Leistung um das Rührwerk anzutreiben.

Diese Leistung ist, wie bereits anhand des Leistungsvergleichs im Realmaßstab beschrieben, aufgrund von Verlusten (wie zum Beispiel Reibung) höher.

Da eine experimentelle Untersuchung der Leistung im Feldversuch aufgrund von nicht-veränderbaren Drehzahlen nicht möglich ist, wurde in dieser Leistungsevaluierung auf die durchgeführten Simulationen zurückgegriffen. Die folgenden Abbildungen zeigen die numerische Untersuchung der Leistung von den verschiedenen Rührwerken in beiden realen Faulturmgeometrien bei verschiedenen Umdrehungsgeschwindigkeiten und Drehzahlen. Es ist zu beobachten, dass die Leistung sowohl durch eine Zunahme der Umdrehungsgeschwindigkeit als auch der Fluidviskosität ansteigt. Dieser Anstieg ist jedoch nicht linear. Für den theoretischen Vergleich wird zum einen das „Scaba“-Rührwerk mit einem maximalen Durchmesser von 3,6 m gewählt, sowie eine hochskalierte Version des Wendelrührers mit einem Durchmesser von 5 m. Es soll durch die Untersuchungen gezeigt werden, ob sich der Wendelrührer für eine theoretische Durchmischung bei geringeren Umdrehungsgeschwindigkeiten eignet. Dazu wurde die Durchschnittsgeschwindigkeit des Faulschlammes im zylindrischen Reaktor bei einem Trockenrückstandgehalt von 5,4 % und einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 9 rpm ermittelt. Dieselbe Durchschnittsgeschwindigkeit sollte mit dem helikalen Rührwerk erreicht werden. Dabei ergab sich, dass der Wendelrührer eine gleiche Durchschnittsgeschwindigkeit von ca. 0,11 m/s bereits mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 2,5 rpm erreicht bzw. überschreitet. Daher wurde für die numerischen Untersuchungen dieser Wert als maximale Umdrehungsgeschwindigkeit für das helikale Rührwerk gewählt.



Abbildung 24 Darstellung der numerisch ermittelten Rührwerksleistung  $P$  und der spezifischen Rührwerksleistung  $p$  in  $W/m^3$  im Faulturm der Kläranlage Innsbruck ( $4.500m^3$ ) sowie des Abwasserverbands AIZ ( $2.500 m^3$ ) bei 5,4 % TR bei verschiedenen Umdrehungsgeschwindigkeiten für das „Scaba“-Rührwerk.

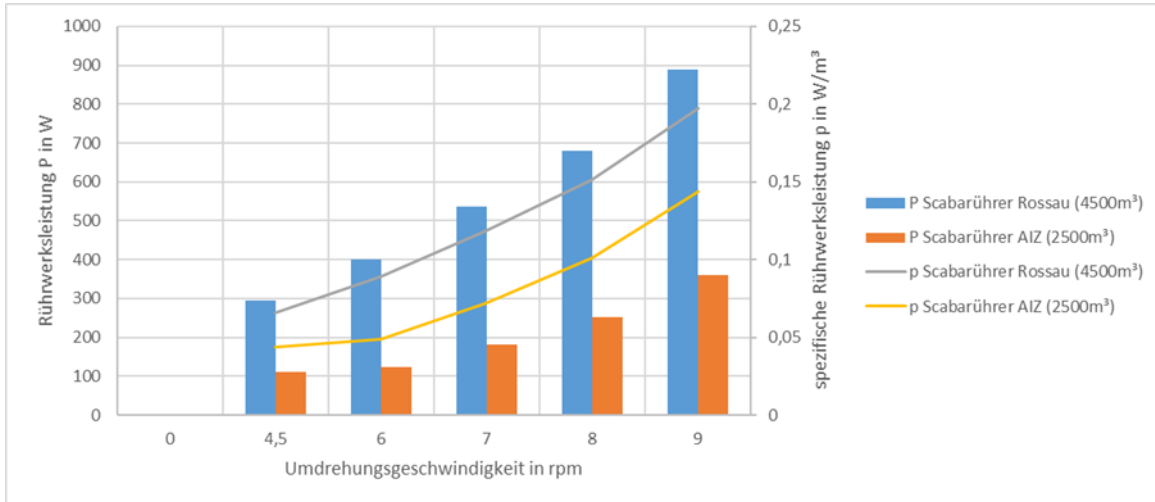
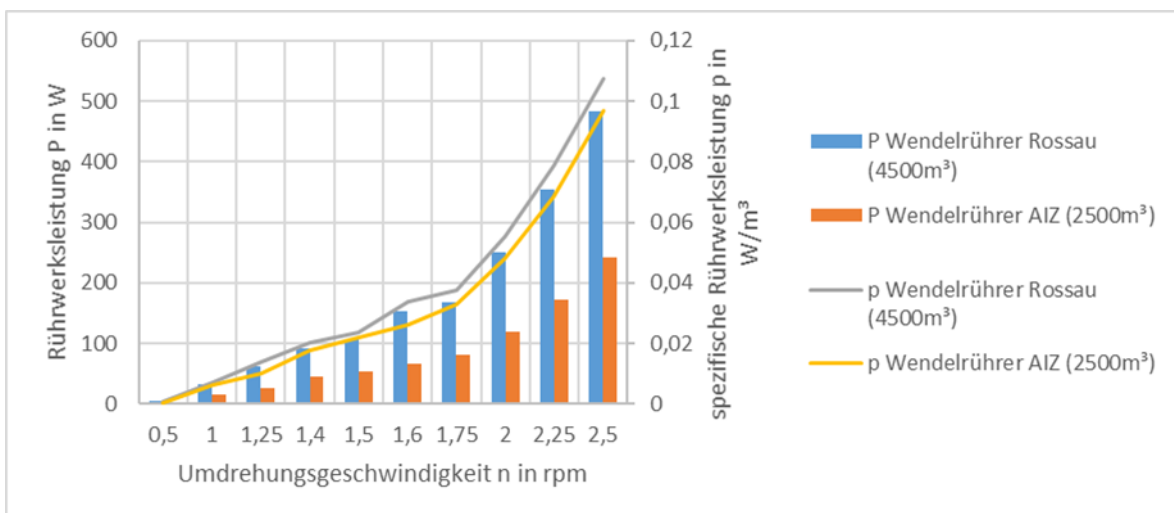


Abbildung 25 Darstellung der numerisch ermittelten Rührwerksleistung  $P$  und der spezifischen Rührwerksleistung  $p$  in  $W/m^3$  im Faulturm der Kläranlage Innsbruck ( $4.500 m^3$ ) sowie des Abwasserverbands AIZ ( $2.500 m^3$ ) bei 5,4 % TR bei verschiedenen Umdrehungsgeschwindigkeiten für den Wendelrührer.



Wie in Abbildung 24 und Abbildung 25 zu sehen, hängt die numerisch ermittelte Rührwerksleistung stark von der verwendeten Drehzahl ab. Es ist zu sehen, dass die notwendige Leis-

tung ebenfalls stark von dem zu durchmischenden Fluidvolumen abhängig ist. Dieses beträgt im zylindrischen Faulturm der Kläranlage Innsbruck  $4.500 \text{ m}^3$  sowie  $2.500 \text{ m}^3$  im Faulturm des Abwasserverbands AIZ mit einer eiförmigen Geometrie. Wird die auf das Volumen bezogene, spezifische Leistung verglichen, so weisen beide den gleichen charakteristischen Verlauf auf. Die spezifische Leistung in dem eiförmigen Faulturm ist jedoch bei jeder Umdrehungsgeschwindigkeit geringer. Dies könnte mit einer Begünstigung der notwendigen Leistung durch die eiförmige Geometrie, bzw. eines besseren Verhältnisses des maximalen Rührwerksdurchmessers zum maximalen Faulturmdurchmesser erklärt werden.

Ein Vergleich der für dieselbe Durchschnittsgeschwindigkeit notwendigen Antriebsleistung von ca. 888 Watt für das „Scaba“-Rührwerk bei 9 rpm mit den notwendigen 483 Watt für den helikalen Rührer bei 2,5 rpm zeigt, dass die laufenden Betriebskosten reduziert werden können. Außerdem zeigen die durchgeführten Simulationen, dass der helikale Rührer im zylindrischen Faulturm der Kläranlage Innsbruck eine gleichmäßigere Durchmischung bewirkt (Abbildung 56). Somit würde ein Umstieg auf den helikalen Rührer aus einer energetischen Sicht und auch in Bezug auf die Durchmischung Sinn machen, sofern ein Einsatz aus statischer Sicht möglich ist.

Beim Vergleich mit der eiförmigen Reaktorgeometrie des Abwasserverbands AIZ zeigt sich, dass dieselben Durchschnittsgeschwindigkeiten im Reaktor aufgrund des geringeren Reaktortolumens bereits bei einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 8 rpm für das „Scaba“-Rührwerk und 1,6 rpm bei Verwendung des helikalen Rührers erreicht werden. Abbildung 26 zeigt den Einfluss des Gehalts des Trockenrückstandes (TR) beider Rührwerke im eiförmigen Faulturm des Abwasserverbands AIZ bei den beschriebenen Umdrehungsgeschwindigkeiten.

Abbildung 26 Darstellung der numerisch ermittelten Rührwerksleistung  $P$  (in W) und der spezifischen Rührwerksleistung  $p$  (in  $W/m^3$ ) bei verschiedenen Trockenrückstandgehalten im eiförmigen Faulturm des Abwasserverbands AIZ ( $2.500\text{ m}^3$ ) für das „Scaba“-Rührwerk (8 rpm) und den Wendelrührer (1,6 rpm).

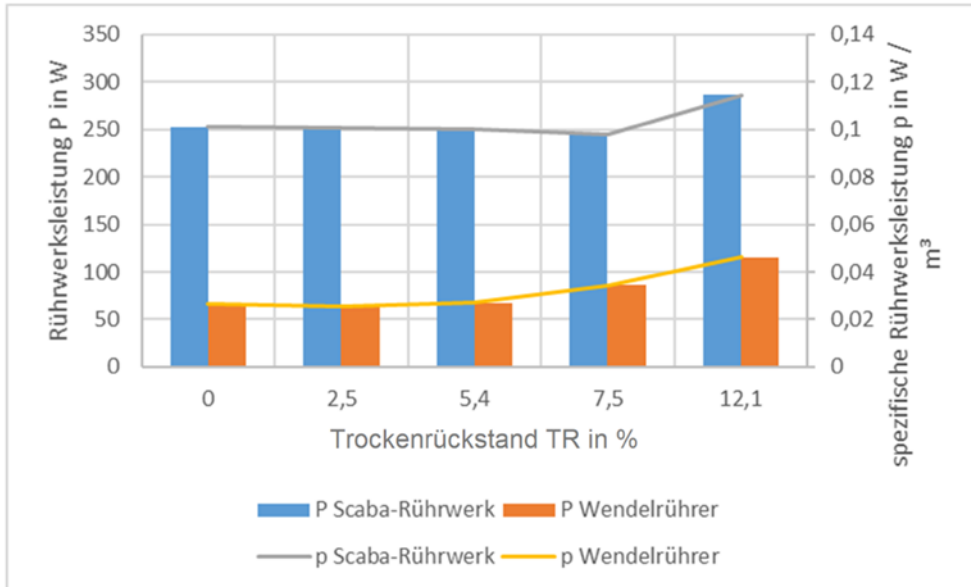
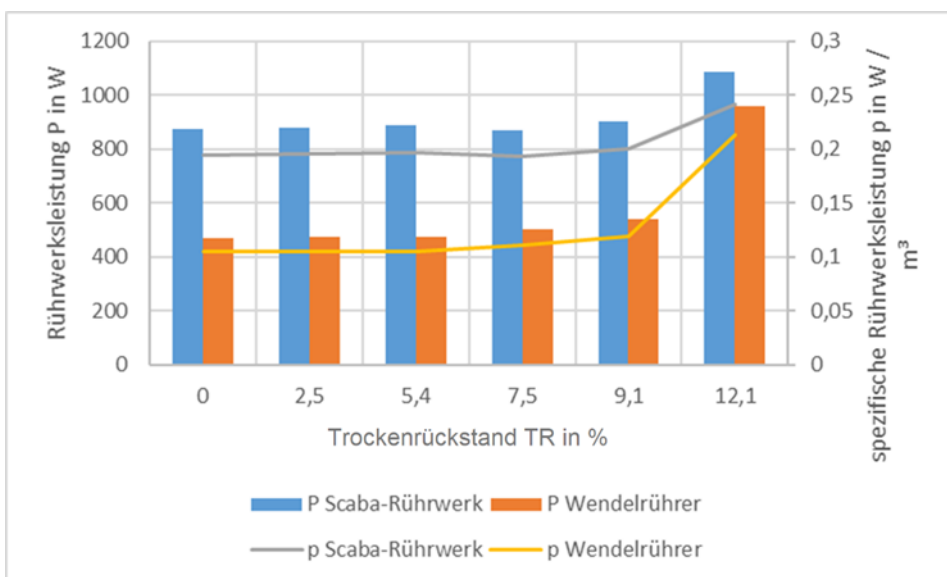


Abbildung 27 Darstellung der numerisch ermittelten Rührwerksleistung  $P$  (in W) und der spezifischen Rührwerksleistung  $p$  (in  $W/m^3$ ) bei verschiedenen Trockenrückstandgehalten im zylindrischen Faulturm der Kläranlage Innsbruck ( $4.500\text{ m}^3$ ) für das „Scaba“-Rührwerk (9 rpm) und den Wendelrührer (2,5 rpm).



Zusammenfassend ist zu sagen, dass der Wendelrührer bereits bei geringeren Umdrehungsgeschwindigkeiten die gleichen (Fluid) Durchschnittsgeschwindigkeiten im Faulturm erreicht wie das „Scaba“-Rührwerk. Der geringere Energieverbrauch steigert die wirtschaftliche Kosteneffizienz einer Anlage. Ein weiterer Vorteil, welcher sich durch die numerische Untersuchung ergeben hat, ist, dass die Scherkräfte an den Rührwerken durch die geringeren Umdrehungsgeschwindigkeiten beim Wendelrührer signifikant niedriger sind. Dies bedeutet, dass im Bereich der Rührblätter geringere Kräfte auf die Mikroorganismen übertragen werden und diese dadurch geschont werden. Die numerischen Untersuchungen der realen Faultürme zeigen, dass die erforderliche Leistung für die Durchmischung wesentlich von der Menge des Fluides (Schlamm) abhängt und weniger von dessen Trockenrückstandgehalt.

## 2.4 Messung der Gasproduktion

Neben der experimentellen Strömungs- und Leistungsmessung bildet die Bestimmung der Biogasproduktion den dritten großen Teil der Laborversuche. Um die Biogasproduktion im Labormaßstab experimentell zu bestimmen, wurden Versuche in 6 Stahlreaktoren mit einem Füllvolumen von 6 Litern durchgeführt (Abbildung 28). Dazu wurden die Laborreaktoren kontinuierlich für einen Zeitraum von 60 Tage betrieben. Da die Geometrie der hierfür verwendeten Stahlreaktoren von den bisherigen Laborreaktoren aus Plexiglas abweicht, wurden separate Reaktoren mit demselben Durchmesser angefertigt. Wie in Kapitel 1.2 „Messung der Strömung mittels Ultraschall“ beschrieben wurde die Strömung ebenfalls mittels Ultraschall gemessen um einen Zusammenhang zwischen Biogasausbeute und Durchmischung zu untersuchen. Die Nachbildungen der Biogasreaktoren für die Strömungsmessung wurden jedoch aus Aluminium gefertigt, da Rohre in den notwendigen Dimensionen aus Acrylglas nicht erhältlich sind. Dieser Schritt wurde deshalb gewählt, da Laborversuche ebenso zeigten, dass Laborreaktoren aus Stahl auf Grund der Materialdichte für eine Ultraschallmessung nicht geeignet sind. Daher wurde als Material für die Reaktorwand Aluminium mit einer Wandstärke von 5 mm gewählt. Mit der Untersuchung der Biogasproduktion soll gezeigt werden, dass neben einer gegebenen Mindestdurchmischung eine optimierte Durchmischung begünstigende Effekte auf Ablagerungen, Totzonen und Problemstoffabscheidungen hat.

Abbildung 28 Kontinuierlich betriebene Biogasreaktoren zur Bestimmung der Biogasmenge und Gaszusammensetzung für einen Vergleich des Wendelrührers mit dem „Scaba“-Rührwerk im Labormaßstab.



#### 2.4.1 Versuchsaufbau und Durchführung der Biogasanalyse

Für die Laborversuche wurde Klärschlamm aus der Kläranlage in Zirl verwendet. Die Zusammensetzung der Schlämme (Primär-, Überschuss-, Faulschlamm) ist dabei ident zu jener welche in der Kläranlage verwendet wird. Die Versuche wurden in 6 Reaktoren durchgeführt, wobei jeweils 3 Reaktoren parallel mit demselben Rührwerkstyp betrieben wurden (Abbildung 29). Die Reaktoren wurden täglich mit neuem Substrat gefüttert. Die schematische Darstellung des Versuchsablaufes ist in Abbildung 30 zu finden. Die Reaktoren hatten ein Arbeitsvolumen von 6 l und wurden in einer Klimakammer auf 38 °C beheizt.

Abbildung 29 Detailfoto der kontinuierlich betriebenen Laborreaktoren, sowie der Rührwerksantriebe und Gassäcke zur Speicherung des erzeugten Biogases.



Als Rührwerke wurden die Modelle welche in 2.1 „Bauform der Laborreaktoren und Rührwerke“ beschrieben sind, verwendet. Bei den Rührwerken wurde darauf geachtet, dass die spezifische Leistung in allen 6 Reaktoren identisch ist. Somit ergab sich für den helikalen Wendelrührer eine Umdrehungsgeschwindigkeit von 25 rpm und für das „Scaba“-Rührwerk 32 rpm. Dies resultiert in einer spezifischen Leistung von  $0,292 \text{ W/m}^3$ .

Abbildung 30 Übersicht über die Versuchsbedingungen zur experimentellen Biogasbestimmung.



Um einer Veränderung der Probe während der gesamten Laufzeit entgegenzuwirken, wurde ein homogenes Substrat zur Fütterung der Mikroorganismen aus der Kläranlage Abwasserverband Zirl entnommen, portioniert und bei -18 °C eingefroren. Für die Fütterung wurde täglich eine Portion über Nacht bei Raumtemperatur aufgetaut. Je Reaktor wurden 300 g Substrat zu dosiert, was einer Aufenthaltszeit von 20 Tagen entspricht. Um die Belastung sowie das Arbeitsvolumen in den Reaktoren beizubehalten wurde vor der Fütterung dieselbe Menge aus dem Reaktor entnommen. Einmal pro Woche wurden über die entnommene Menge an Gärrest die Parameter pH, Leitfähigkeit und Fos/Tac (flüchtige organische Säuren / gesamte aromatische Kohlenwasserstoffe) gemessen, um die Prozessstabilität zu kontrollieren.

Die gesamte Biogasproduktion wurde über die ersten 47 Tage mit Gaszählern (Milligascounter, Ritter, Deutschland) ermittelt. Aufgrund technischer Mängel der Gaszähler, welche aufgrund der hohen Temperaturen in der Klimakammer zustande kamen, wurde die Messung für die restliche Laufzeit (13 Tage) mit Eudiometern durchgeführt. Zur Bestimmung der gesamten Biogasproduktion mit dem Eudiometer (Abbildung 32) wurde das Gas täglich in Gasäcken gesammelt und anschließend das Volumen durch Verdrängung der Flüssigkeit im Messrohr ermittelt. Um die Gasqualität zu ermitteln wurde die Gaszusammensetzung während der Verwendung der Gaszähler mit einem Gaschromatographen und unter Verwendung der Eudiometer mit einem Handmessgerät (Biogas 5000, Geotech) gemessen (Abbildung 31). Bei der Gaszusammensetzung wurde die Konzentration an Methan und Kohlendioxid gemessen.

Abbildung 31 Darstellung des für die Messung der Biogaszusammensetzung verwendeten Handmessgerätes Geotech Biogas 5000.



Abbildung 32 Bestimmung der Gasmenge mit einem Eudiometer, in welchem durch das Gasvolumen Flüssigkeitsvolumen verdrängt wird.



## 2.4.2 Ergebnisse der Biogasanalyse

Erkenntnisse aus experimentellen Strömungsmessungen und dazugehörigen Simulationen haben gezeigt, dass eine langsamere Durchmischung mit einem Rührwerk, welches eine höhere Oberfläche aufweist, zu einer besseren und schonenderen Durchmischung führt. Wie in den Ergebnissen der experimentellen Bestimmung der Biogaserzeugung zu sehen ist, ist kein signifikanter Unterschied in der Gasmenge bzw. des Methangehaltes im produzierten Gas feststellbar (Abbildung 36, Abbildung 37, Abbildung 38 und Abbildung 39). Dies bedeutet, dass sowohl mit dem verwendeten „Scaba“-Rührwerk als auch mit dem Wendelrührer eine für die Biogasproduktion ausreichende Durchmischung vorhanden ist. Durch



den Einsatz des langsamer rotierenden Wendelrührers könnten, wie bereits im Kapitel 3.2.5 „Messung des Energieverbrauches“ erläutert, die laufenden Betriebskosten durch eine reduzierte notwendige Antriebsleistung minimiert werden.

Abbildung 33 Auswertung der experimentellen Biogasproduktion mit dem verwendeten Milligascounter für das helikale Rührwerk (links, R1-3) sowie das „Scaba“-Rührwerk (rechts, R4-6) in den kontinuierlichen Biogasreaktoren.

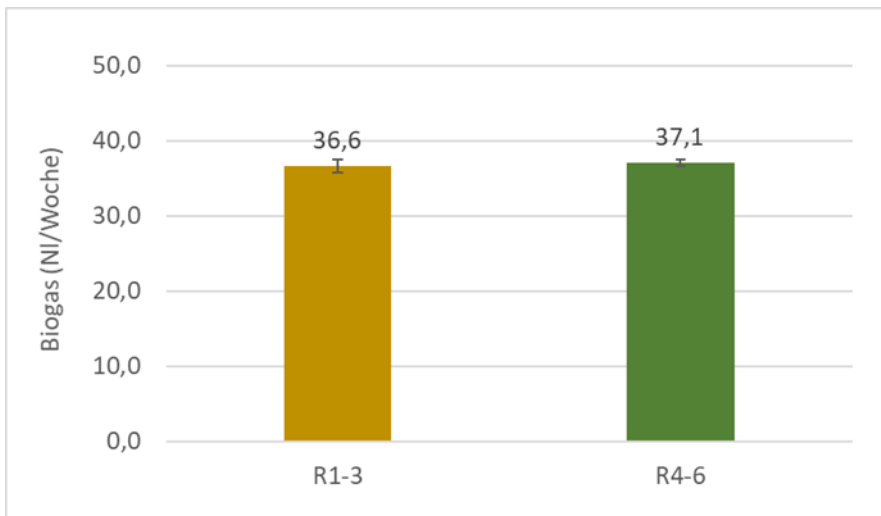


Abbildung 34 Auswertung der experimentellen Biogasproduktion mit dem verwendeten Eudiometer für das helikale Rührwerk (links, R1-3) sowie das „Scaba“-Rührwerk (rechts, R4-6) in den kontinuierlichen Biogasreaktoren.

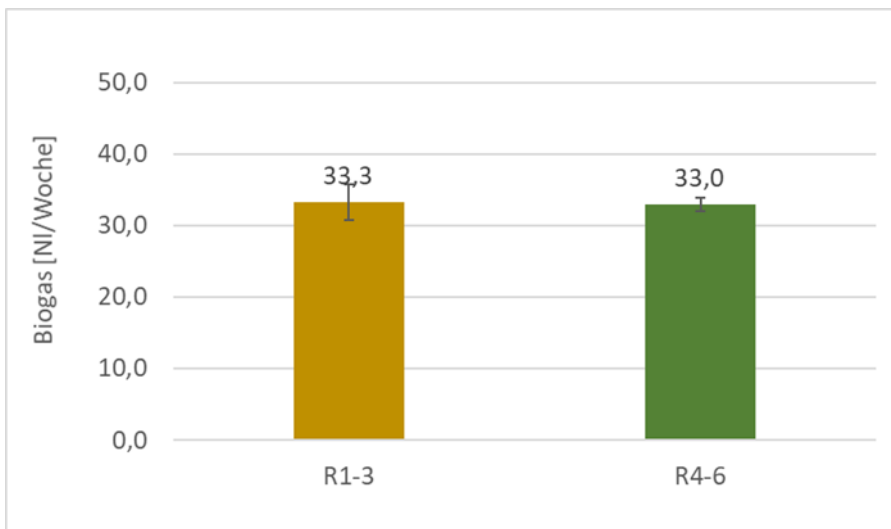


Abbildung 35 Gemessener Methangehalt im experimentell produzierten Biogas mittels Gaschromatographie

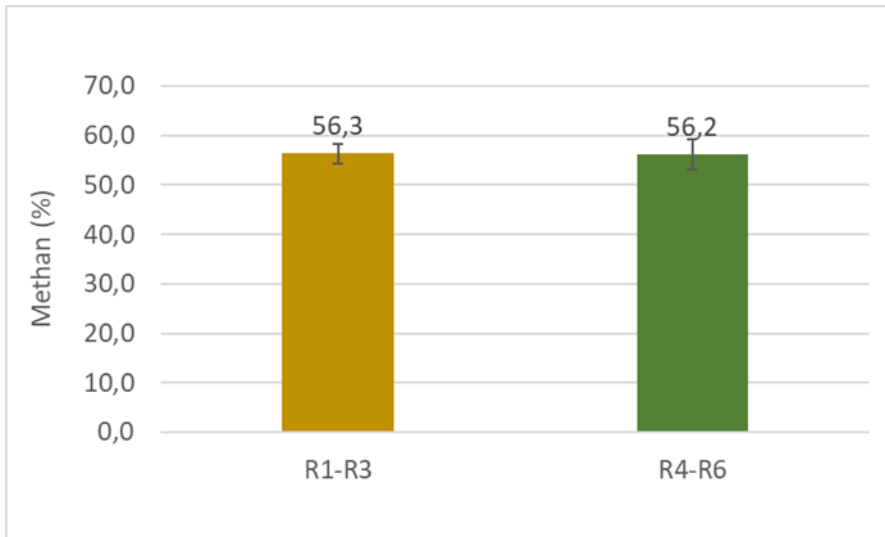
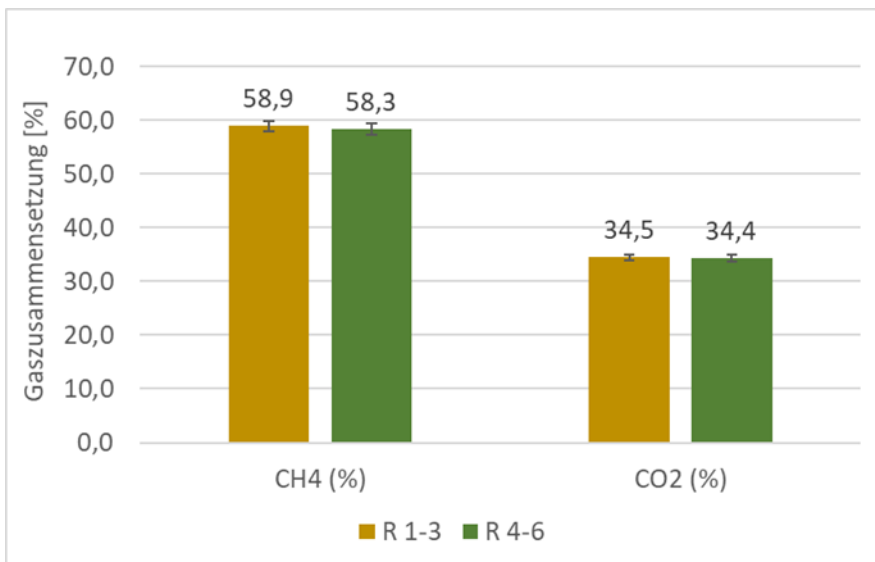


Abbildung 36 Gemessener Methan- und CO<sub>2</sub>-Gehalt im experimentell produzierten Biogas mittels Handmessgerät Biogas 5000



Da sich bei beiden Rührwerken keine Änderung in der gemessenen Biogasproduktion ergeben, wäre eine interessante Untersuchung, ob sich durch das Reduzieren der Umdrehungsgeschwindigkeit eine Änderung in der Gasmenge zeigt. Es hat sich allerdings bereits vor den Versuchen gezeigt, dass Umdrehungsgeschwindigkeiten unterhalb der gewählten Werte von 25 und 32 rpm nicht zielführend sind und zur Bildung einer Schwimmschlammdecke

führen. Das bedeutet, dass sich ein Zweiphasengemisch bildet und keine homogene Durchmischung mehr gegeben ist. Somit lässt sich aus Sicht der Gasproduktion kein Rührwerk für die Laborreaktoren eindeutig empfehlen. Aus verfahrenstechnischer und wirtschaftlicher Sicht ist der Wendelrührer jedoch aufgrund der erwähnten Vorteile in Bezug auf Betriebskosteneinsparung zu wählen.

## 2.5 Messung der Verteilung des Trockenrückstandes

Zur Bestimmung der Effizienz der Durchmischung wurden aus verschiedenen Höhen in den Reaktoren Proben entnommen. Es wurden dazu knapp unter dem Füllstand, in der Mitte, sowie knapp über dem Boden mit einem Extraktionsgerät Schlammproben entnommen und im Anschluss der Trockenrückstand sowie der organische Anteil ermittelt. Zur Ermittlung des Trockenrückstandes wurden die Proben über Nacht bei 105 °C im Trockenschrank bis zur Gewichtskonstanz getrocknet und über die Massendifferenz der Anteil berechnet. Die getrockneten Proben wurden zur Bestimmung des organischen Trockenrückstandes anschließend bei 550 °C im Muffelofen geglüht. Nach Abzug des mineralischen Ascheanteils von der getrockneten Probe bleibt der organische Anteil übrig.

Abbildung 37 Trockenrückstand der entnommenen Faulschlammproben aus den kontinuierlichen Faultürmen der experimentellen Biogasbestimmung unter Verwendung des Wendelrührers (Oben: 1 cm unter Schlamm Spiegel, Mitte: Halbe Reaktorhöhe, Unten: 1 cm über Reaktorboden)

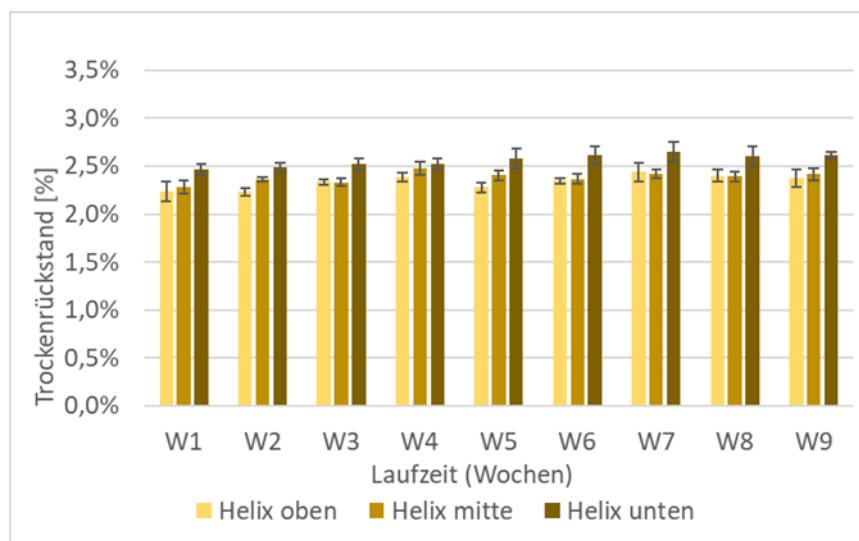


Abbildung 38 Organischer Anteil des Trockenrückstandes aus den kontinuierlichen Faultürmen der experimentellen Biogasbestimmung unter Verwendung des Wendelrührers (Oben: 1 cm unter Schlamm Spiegel, Mitte: Halbe Reaktorhöhe, Unten: 1 cm über Reaktorboden)

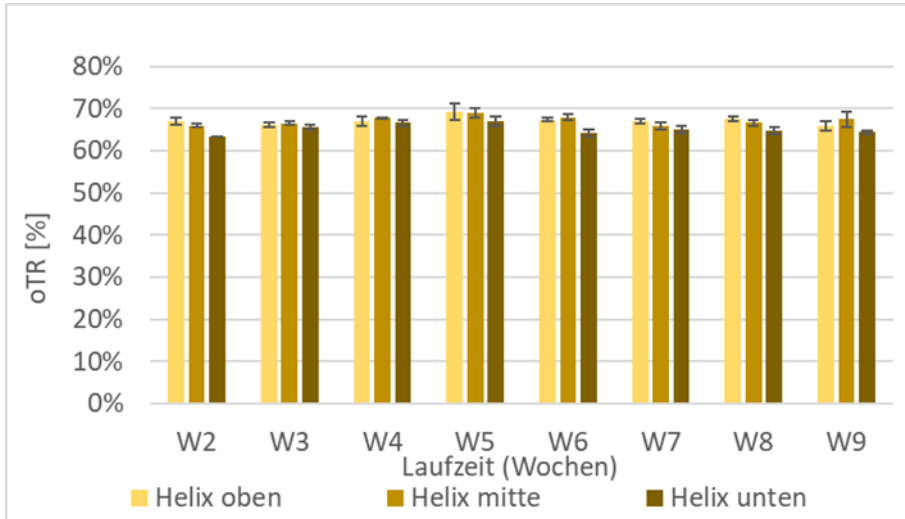


Abbildung 39 Trockenrückstand der entnommenen Faulschlammproben aus den kontinuierlichen Faultürmen der experimentellen Biogasbestimmung unter Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes (Oben: 1 cm unter Schlamm Spiegel, Mitte: Halbe Reaktorhöhe, Unten: 1 cm über Reaktorboden)

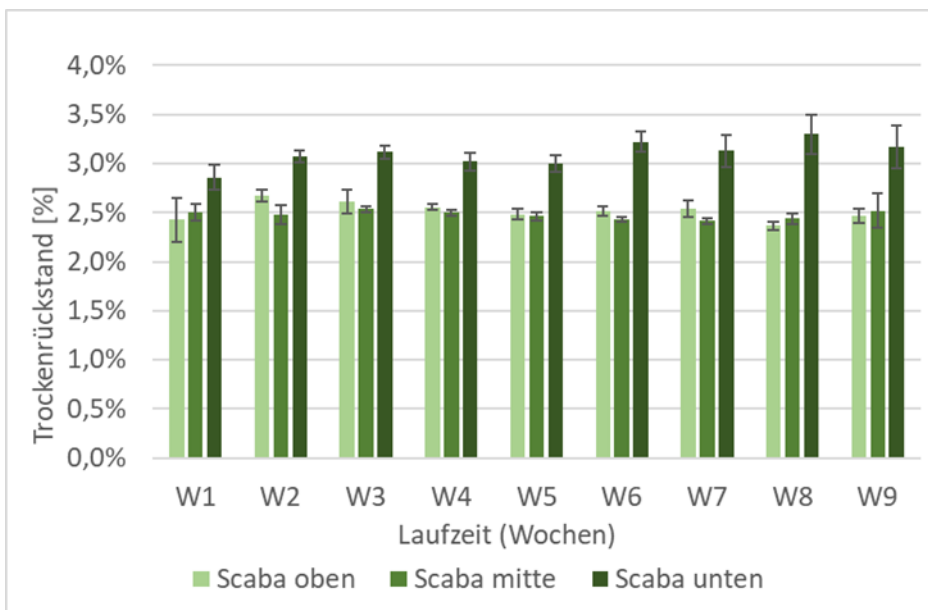
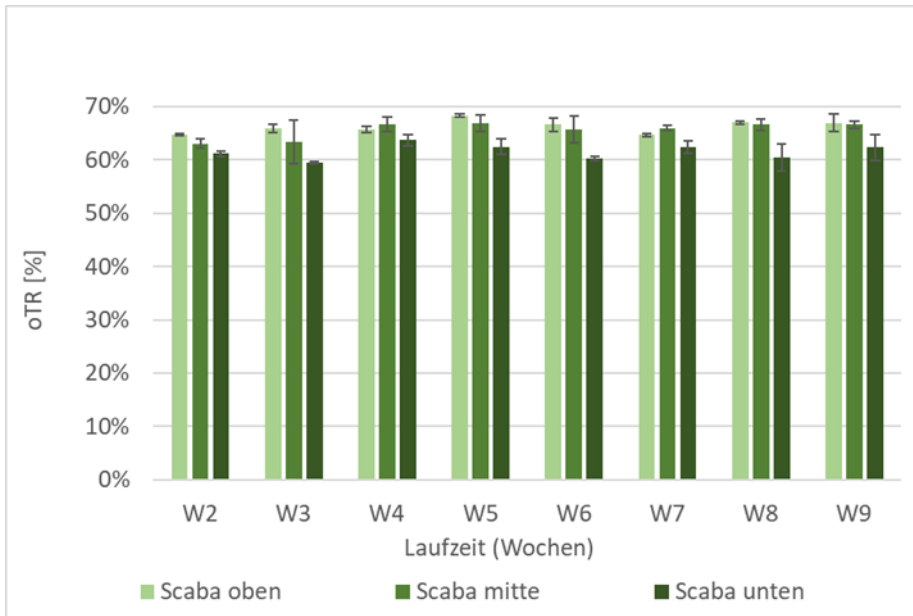


Abbildung 40 Organischer Anteil des Trockenrückstandes aus den kontinuierlichen Faultürmen der experimentellen Biogasbestimmung unter Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes (Oben: 1 cm unter Schlamm Spiegel, Mitte: halbe Reaktorhöhe, Unten: 1 cm über Reaktorboden)



Die untersuchten Rührwerke zeigten einen Unterschied in der Effizienz der Durchmischung. Beim Scaba-Rührwerk kam es bereits ab dem 1. Messzeitpunkt (nach 1 Woche) zur Schichtenbildung, wie am erhöhten Trockenrückstand in der untersten Schicht des Laborreaktors zu sehen ist (Abbildung 39). Beim helikalen Rührwerk gab es diese Tendenz der Schichtenbildung auch, allerdings ist diese sehr gering (Abbildung 37). Ein weiteres Indiz ist die Abnahme des organischen Trockenrests bei zunehmender Schichttiefe im Falle des Scaba-Rührwerkes (Abbildung 40). Auch dieses Phänomen ist beim helikalen Rührwerk marginal (Abbildung 38).

## 2.6 Einfluss des Rührwerkes auf die Schlammentwässerung

Um die Entwässerungseigenschaften des Schlammes zu untersuchen, wurde dieser maschinell mit einer Laborpresse sowie einer Zentrifuge verarbeitet. Unter der Entwässerung des Schlammes versteht man das Reduzieren der gesamten Schlammmenge durch das Abtrennen von freiem Wasser. Nach der Entwässerung mittels Laborpresse ist das Produkt, wie in Abbildung 42 zu sehen, ein fester Schlammfilterkuchen. Bei der Laborzentrifuge wird durch hohe Rotationsgeschwindigkeiten, welche enorme Zentrifugalkräfte verursachen, der

Schlamm zum Boden gedrückt, während sich das freie Wasser an der Oberfläche sammelt. Durch das Hinzudosieren eines polymerbasierten Flockungsmittels kann die Schlammwässerung gesteigert werden. Die Vorteile von Zentrifuge und Schlammpresse ergeben sich vor allem durch Feststoffbeladung und Dichteunterschiede. Während die Zentrifuge gut geeignet ist, wenn ein hoher Dichteunterschied vorhanden ist, ist diese anfällig für Verschleiß durch mineralische Feststoffe. Auch die Gefahr für ein mögliches Verstopfen ist bei der Verwendung einer Laborpresse minimal. Zur Bewertung der Entwässerbarkeit wurden beide Methoden herangezogen. Bei beiden Verfahren wird nach dem Prozess für die Auswertung die Trübung des Filtrates sowie der Trockenrückstand des entwässerten Faulschlammes gemessen. Zusätzlich wird bei der Laborpresse die Dicke des Filterkuchens untersucht, um Rückschlüsse auf die Komprimierbarkeit des Schlammes zu treffen. Alle Versuche zur Entwässerung wurden am Ende der Laufzeit mit der gesamten Schlammmenge aus den Laborreaktoren durchgeführt. Dafür wurden Mischproben der Schlämme aus Reaktor 1 – 3 (Wendelrührer) und 4 – 6 (Scaba-Rührwerk) verwendet.

Abbildung 41 Entwässerung des verwendeten Schlammes mit einer mechanischen Laborpresse.

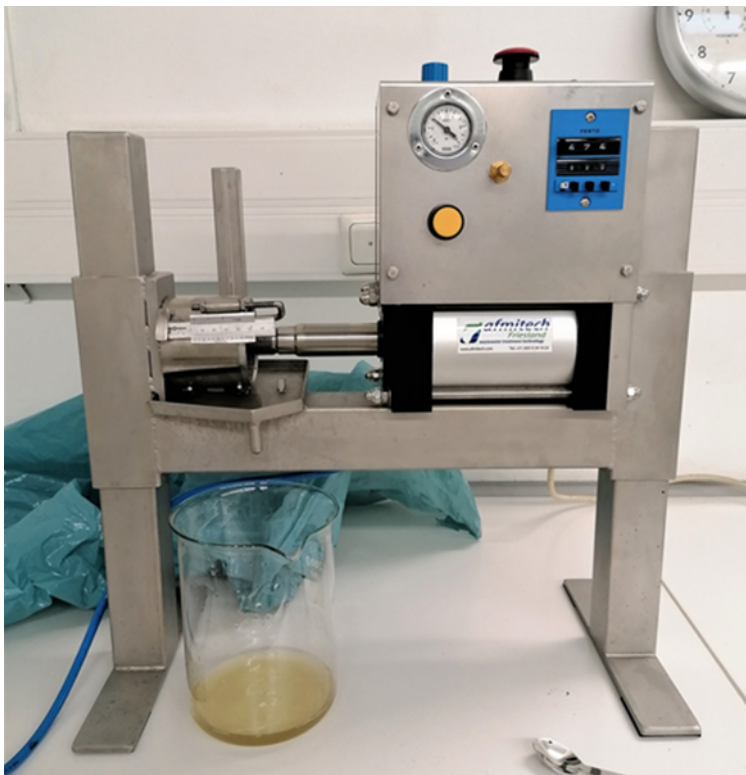
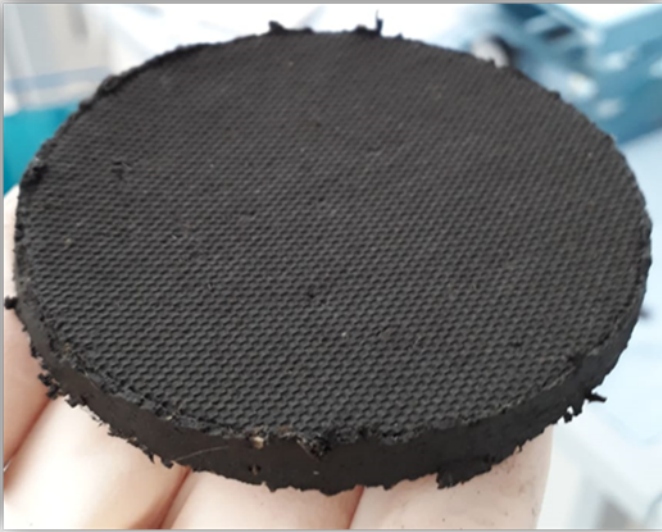


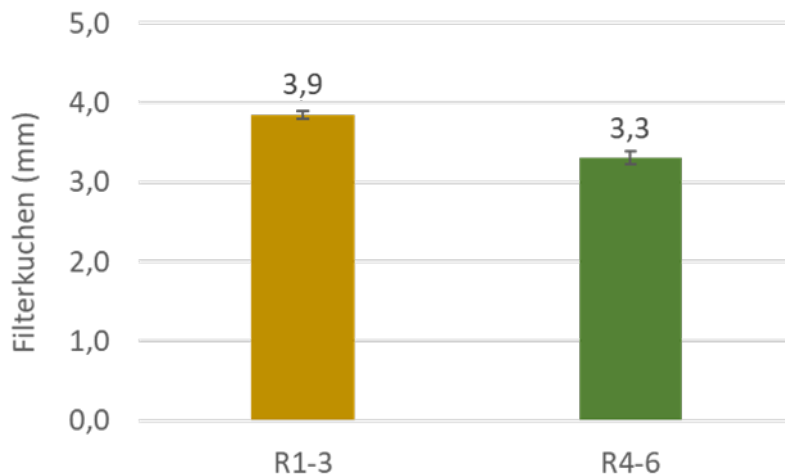
Abbildung 42 Filterkuchen nach der Entwässerung mit einer mechanischen Laborpresse.



### **2.6.1 Entwässerung durch Verwendung der Laborpresse**

Für die Entwässerung mittels Laborpresse wurde die Schlammprobe mit einem synthetischen Polymer (SNF AC 3231) konditioniert. Dadurch bildeten sich Schlammflocken, welche in der Laborpresse entwässert werden konnten. Das Schlammvolumen wurde so gewählt, dass bei jeder Pressung 4 Gramm Trockenmasse enthalten sind. Der Schlamm wurde bei einem Druck von 3 bar 15 min lang gepresst und das daraus entweichende Wasser in einem Gefäß aufgefangen. Nach der Pressung wurde der Schlammkuchen (Abbildung 48) entnommen und die Dicke des Filterkuchens mit einer Schieblehre gemessen, um die Komprimierbarkeit des Schlammes zu bewerten. Anschließend wurde der Trockenrückstand des Filterkuchens gemessen. Dazu wurde der Filterkuchen über Nacht bei 105 °C getrocknet. Die Trübung des Filtrats wurde mittels Photometer bestimmt.

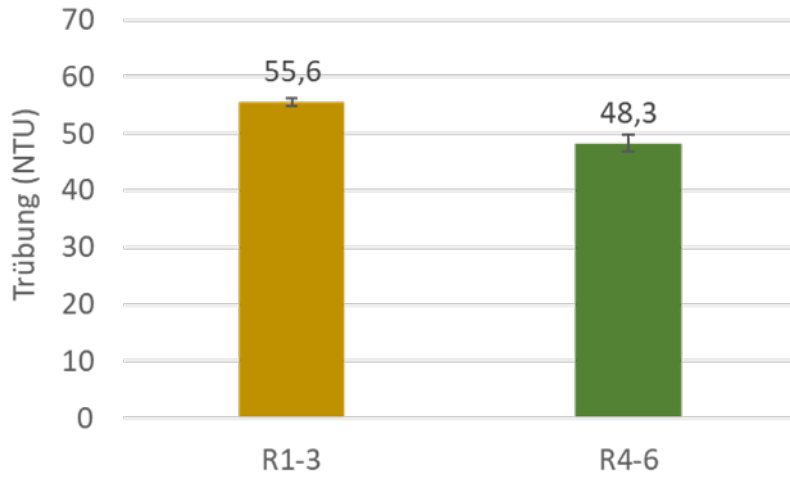
Abbildung 43 Dicke des Filterkuchens nach der Schlammentwässerung durch das Verwenden einer Laborpresse bei voriger Durchmischung mit dem helikalen Wendelrührwerk (R1-3) und dem Scaba-Rührwerk (R4-6).



Wie in Abbildung 43 zu sehen konnte Schlamm durch die Entwässerung nach einer mit dem Scaba-Rührwerk induzierten Durchmischung besser verdichtet werden. Mit einer Filterkuchendicke von 3,3 mm war dieser um ca. 15 % dünner als der Filterkuchen von 3,9 mm bei der Verwendung des helikalen Wendelrührers. Der Einfluss auf den Filterkuchen könnte mit der höheren Umdrehungsgeschwindigkeit, sowie höheren Scherkräften des Scaba-Rührwerks und einer einhergehenden Zerkleinerung größerer Schlammflocken erklärt werden. Eine Reduzierung der Masse des Filterkuchens resultiert in einer Verringerung der nach der Entwässerung zu entsorgenden Klärschlammmenge. Somit können in Folge Entsorgungskosten reduziert werden.

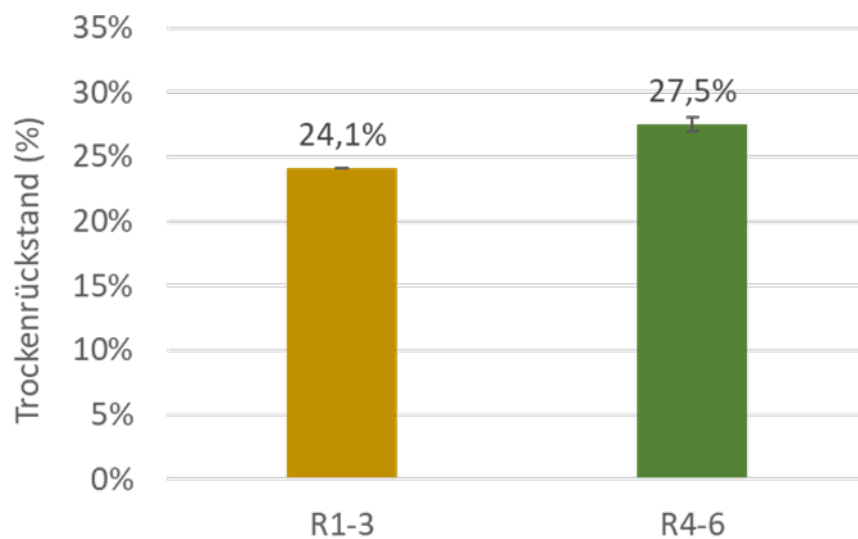


Abbildung 44 Trübung des Filtrates der Laborpresse bei voriger Durchmischung mit dem helikalen Wendelrührwerk (R1-3) und dem Scaba-Rührwerk (R4-6).



Die Trübung des Filtrats spiegelt die Rückbelastung des Presswassers wider. Diese war bei Verwendung des Scaba-Rührwerks geringer als beim helikalen Wendelrührwerk (Abbildung 44). Die geringere Trübung ist auf eine bessere Flockenbildung zurückzuführen.

Abbildung 45 Trockenrückstand des Schlammes nach der Entwässerung mit einer Laborpresse bei voriger Durchmischung mit dem helikalen Wendelrührwerk (R1-3) und dem Scaba-Rührwerk (R4-6).



Wie in Abbildung 45 zu sehen, konnte durch Verwendung des Scaba-Rührwerks der Trockenrückstand des entwässerten Schlammes erhöht werden. Dieses Ergebnis korreliert mit der Messung des dünneren Filterkuchens (Abbildung 49). Im Laborversuch konnte der Trockenrückstand um über 3 % erhöht werden, was eine signifikante Reduktion der zu entsorgenden Schlammengen bedeuten würde.

### **2.6.2 Entwässerung mittels Dekantier-Zentrifuge**

Für die Bestimmung der Entwässerbarkeit mittels Laborzentrifuge wurden 30 ml Schlamm in Zentrifugenröhrchen gefüllt und bei 10000 rcf (relative Zentrifugalbeschleunigung) für 30 Minuten zentrifugiert. Dabei wurde die mögliche Entwässerbarkeit des Schlammes selbst, ohne Beteiligung von Polymer untersucht. Aufgrund der hohen Zentrifugalkräfte, welche dabei zustande kommen, wurde der Schlamm an den Boden des Zentrifugenröhrchens gepresst, während sich das leichtere Wasser darüber ansammelt. Die Entwässerbarkeit wird anschließend wie schon bei der Laborpresse anhand der Trübung des Wassers, sowie dem Trockenrückstand des Schlammes bestimmt.

Abbildung 46 Zentrifugenröhrchen nach dem Entwässerungsprozess. Zu sehen sind der abgesetzte schwerere Schlamm sowie die darüber liegende Wasserschicht.

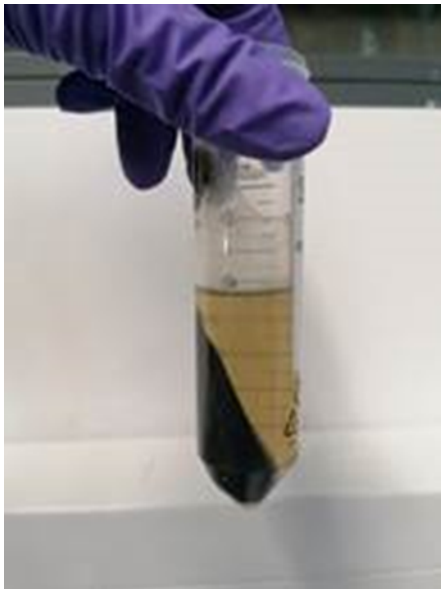
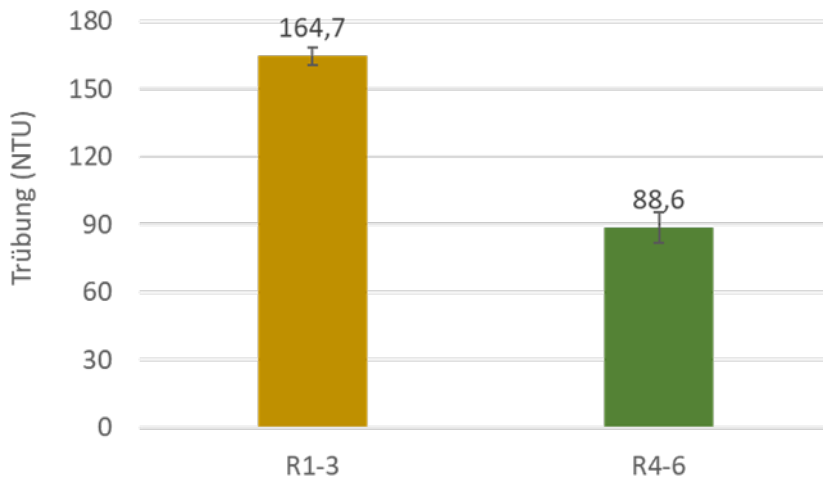
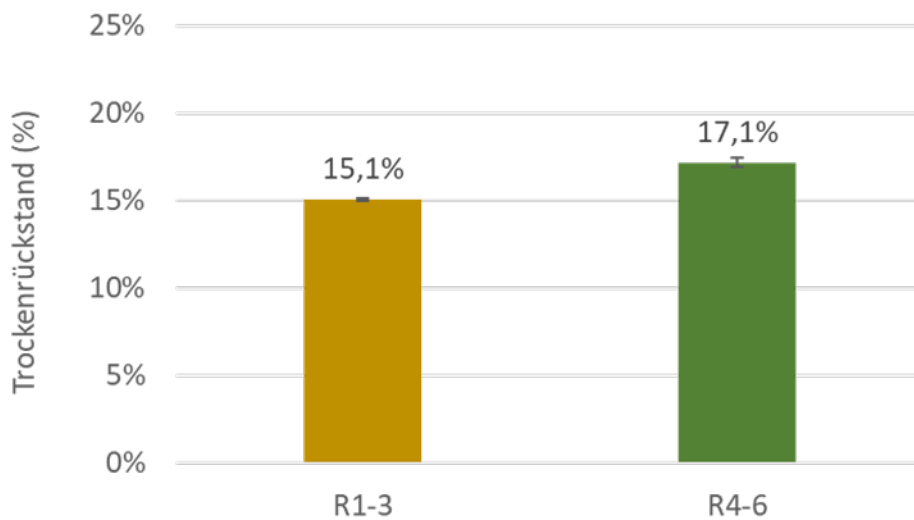


Abbildung 47 Trübung des Filtrates der Zentrifuge nach der Schlammentwässerung bei voriger Durchmischung mit dem helikalen Wendelrührwerk (R1-3) und dem Scaba-Rührwerk (R4-6).



Wie auch schon bei der Laborpresse festgestellt, war die Trübung des Wassers beim helikalen Wendelrührwerk höher als bei Verwendung des Scaba-Rührwerks (Abbildung 47).

Abbildung 48 Trockenrückstand des Schlammes nach der Entwässerung mittels Zentrifuge bei voriger Durchmischung mit dem helikalen Wendelrührwerk (R1-3) und dem Scaba-Rührwerk (R4-6).



Die Erhöhung des Trockenrückstands des entwässerten Schlamms konnte mit Zentrifugationsmethode bestätigt werden (Abbildung 48). Auch in diesem Versuch zeigte sich eine bessere Entwässerung bei Verwendung des Scaba-Rührwerks.

Zusammenfassend für alle Entwässerungsversuche im Labor kann man davon ausgehen, dass bei Verwendung des Scaba-Rührwerks eine bessere Entwässerung des Schlamms festzustellen ist. Daraus resultiert eine Abnahme der zu entsorgenden Schlammengen, sowie ein geringerer Transportaufwand was in ökonomischer sowie ökologischer Hinsicht zu bevorzugen ist.

# 3 Einsatz von computerbasierten Methoden und künstlicher Intelligenz

## 3.1 Grundlagen und Zielsetzung

Für Untersuchungen zur energetischen Optimierung der Faulraumdurchmischung mittels computerbasierter Methoden kommen einerseits deterministische Modelle zum Tragen und andererseits Methoden die auf künstlicher Intelligenz bzw. dem maschinellen Lernen beruhen. An dieser Stelle folgt eine Darstellung der Grundlagen der Methoden bzw. auch der Zielsetzung innerhalb des gegenständlichen Projektes.

Für deterministische Modelle ist an dieser Stelle weiter zu differenzieren zwischen Modellen mit hochaufgelöster Fluidströmung (die Berechnung erfolgt mittels CFD-Methoden) oder Modellen die zeitlich hochaufgelöst die biokinetischen Prozesse in den Reaktoren berechnen (als AD Modell bezeichnet). Die zweitgenannten Modelle vernachlässigen in der Regel die Strömungsverhältnisse und gehen von volldurchmischten Reaktoren aus d.h. von einer homogenen Verteilung und einheitlichen Konzentration von Stoffen bzw. Charakteristiken des Fluids (pH-Wert, Temperatur etc.).

### 3.1.1 Deterministische Modelle: CFD und ADM

Für deterministische Modelle kamen im Rahmen dieses Projektes – gemäß der Zielsetzung: energetische Optimierung der Faulraumdurchmischung für die Praxis – vorrangig numerische Strömungssimulationen zum Einsatz. Dazu ist die Strömung im Reaktor inklusive der mechanischen Durchmischung durch Umwälzung und/oder Rührwerks- bzw. Impellerbetrieb zu simulieren. Während die numerische Strömungsberechnung keinen Gegenstand der Forschung mehr darstellt, ist die Kalibrierung bzw. Validierung der CFD-Modelle in der Praxis noch nicht angekommen. Dieser Aspekt soll im gegenständlichen Forschungsprojekt vertieft werden. Weitere Aspekte sind die Anwendung der numerischen Strömungssimulation für spezielle Geometrien (z.B. Einlaufgeometrie) bzw. zur Untersuchung des Effektes von Biogasblasen.

Eine weitere Zielsetzung ist die Kopplung der Strömungsmechanik mit den im Faulraum ablaufenden biokinetischen Prozessen. Dadurch kann die aktuelle Forschungsfrage des Zusammenhangs zwischen der Durchmischungsstärke (Energieeintrag = u.a. ein Eingabeparameter des CFD-Modells) und der Biogasproduktion durch anaerobe Abbauprozesse (Energieausbeute = Ausgabeparameter des gekoppelten Simulationsmodells) untersucht werden. Ergänzend zum Laborversuch bringt der angewandte Simulationsansatz unter anderem folgende Vorteile mit sich: Nach Erstellung und Validierung des Modells anhand der Ergebnisse aus Labor- und Feldversuchen können Strömungen sowie der Ablauf biokinetischer Prozesse innerhalb des Faulraumes realer Größen untersucht werden. Diese für den optimalen Betrieb wesentlichen Informationen sind in der Praxis aufgrund der Betonschale des Faulturms sowie der undurchsichtigen Schlammmasse nicht bekannt. Der Simulationsansatz ermöglicht weiters die Untersuchung unterschiedlicher Betriebsbedingungen (Feststoffkonzentration, Temperatur, ...) mit dem Ziel der energetischen Optimierung der Betriebsparameter (Rotationsgeschwindigkeit der Mischvorrichtung, Pumpleistung der Umwälzung, ...) sowie der Faulturm- bzw. Rührwerks-Geometrien mit im Vergleich zu Experimenten und Feldversuchen geringem Mehraufwand.

Simulationen wurden einmal mit gitterbasierten (Euler) Methoden durchgeführt (Software ANSYS Fluent bzw. Open Foam) und andererseits mit Lagrangian Methoden (Software DualSPHysics). Jeder Ansatz hat seine Vor- und Nachteile. Die gitterbasierte Berechnung mit dem kommerziellen Softwareprodukt Fluent liefert in bisherigen Tests die überlegenen Ergebnisse bei der Strömungsberechnung. Allerdings ist es nicht quelloffen, was die Kopplung mit dem AD-Modell erschwert und die Modellierung des Rührwerks ist nur mit Vereinfachungen möglich. Fluent stellt eine Schnittstelle namens User-Defined-Functions (UDF) zur Verfügung, die es ermöglicht, benutzerdefinierte Funktionen während der Simulation mitzurechnen. AD-Modelle könnten mit diesem Mechanismus mitgerechnet werden, die UDF-Funktionen müssen aber in C geschrieben werden. In diesem Projekt wurde die Implementierung des biokinetischen Modells daher im quelloffenen Programm OpenFoam vorgenommen.

Lagrange Ansätze beruhen auf der Simulation des Zeitpfades einzelnen Partikel und leiten die Strömungsverhältnisse aus deren Bewegungsmuster ab. Die Implementierung der Strömungssimulation ist – für das gegenständliche Problem – generell aufwendiger, jedoch ist die Integration biokinetischer Prozesse einfacher.

Die biokinetischen Prozesse werden üblicherweise anhand des Anaerobic Digestion-Modells (ADM1) nach (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1999) und (Keshtkar, et al. 2003) modelliert. Dieses Modell ist in der Lage, die vier Gärungsschritte zu beschreiben, die in einem fakultativ anaeroben Abbauprozess stattfinden: Die Hydrolyse, die Acidogenese, die Acetogenese und die Methanogenese. Dabei wird der Faulturm als Ganzes betrachtet und es wird davon ausgegangen, dass das Substrat perfekt durchmischt ist (d.h. hier wird ein Continuously Stirred Tank Reactor CSTR angenommen). Hierbei werden also Strömungen und Bewegungen im Tank vernachlässigt und die Ergebnisse des Modells werden allein durch Eingabewerte bestimmt. Insbesondere ist es also nicht möglich, die Auswirkungen der Misch- und Rührwerke sowie die Form des Fermenters in das AD-Modell mit einfließen zu lassen.

Grundsätzlich gilt, dass das AD-Modell die Strömungssimulation nicht beeinflussen kann. Somit eröffnen sich eine Reihe von Möglichkeiten, wie ADM1 eingebaut werden kann. Zunächst gibt es den „trivialen“ Ansatz, das Modell in den Quellcode bestehender Simulationsprogramme zu integrieren und bei jedem Zeitschritt am Gitterpunkt bzw. Partikel mitzurechnen. Dies wurde im gegenständlichen Fall für das CFD-Programm Open FOAM umgesetzt.

Eine zweite Möglichkeit ist, ADM zu externalisieren. Dies kann entweder die Form einer Bibliothek oder eines eigenständigen Programms annehmen. Der große Vorteil hiervon ist, dass ADM unabhängig zur Verfügung steht. Im Idealfall könnte also ein beliebiges Programm die Strömungsdaten ausrechnen, die dann als Grundlage für die AD-Berechnungen genutzt werden. Dies würde gute Vergleichs- und Testmöglichkeiten eröffnen. Dieser zweite Ansatz wurde in diesem Projekt für das Lagrange CFD-Modell umgesetzt. Die externe Software CHAD (coupled hydrodynamics and anaerobic digestion) liest das Bewegungsmuster der „Fluid-partikel“ zu gewissen Zeitpunkten ein und berechnet dann die biokinetischen Vorgänge für jedes Partikel separat.

### **3.1.2 Künstliche Intelligenz bzw. selbstlernende Methoden**

Die Methoden der künstlichen Intelligenz sind grundsätzlich der datengetriebenen Modellierung zuzuordnen und umfassen den Bereich der klassischen Statistik (z.B. lineare Regression) bis hin zu Artificial Neural Networks (ANN) und Deep Learning (DL) Methoden, wobei für letztere Verfahren die Bezeichnung Machine Learning (ML) geläufig ist. Der in der Literatur oft verwendete Begriff Künstliche Intelligenz (KI) geht über die Modellierung auf Basis

von Daten weit hinaus und umfasst auch heuristische Lösungsverfahren zur Entscheidungsfindung wie z.B. Genetische Algorithmen. ML Verfahren sind daher eine Untergruppe der KI. Um zu präzisieren: In diesem Projekt wurden primär Methoden des maschinellen Lernens bzw. selbstlernenden Methoden angewandt.

Die Begriffe maschinelles Lernen bzw. selbstlernende Methoden beziehen sich auf computergestützte Methoden mit dem Ziel, wiederkehrende sinnvolle Muster aus oft sehr umfangreichen Datensätzen zu extrahieren. Im Gegensatz zu konventionellen Ansätzen, bei denen ein menschlicher Programmierer explizit Regeln für das Erkennen solcher Gesetzmäßigkeiten erstellen muss, „erlernt“ ein ML Modell basierend auf den Daten inhärent eine in gewissem Sinne optimale Vorgehensweise. Es sammelt dabei Erfahrung aus Beobachtungen, den Trainingsdaten, und verwandelt diese mittels Adjustierung seiner internen Parameter in domänenspezifisches Wissen.

Die Anwendungen der selbstlernenden Methoden sind sehr vielfältig und reichen – im Rahmen dieses Forschungsprojektes – von Analysen von Zeitreihen, Bilderkennung im Zusammenhang mit Abbildungen der Strömungen bis hin zur Beschleunigung von numerischen Lösungen. Im Rahmen dieses Projektes zeigen wir die Anwendung detailliert für die beiden Problemstellungen Beschleunigung der numerischen Lösung der Strömungsberechnung und die Vorhersage von Zuständen auf Basis von Messdaten – die Extrapolation von Zeitreihen.

### **3.1.3 Durchmischung – Literaturreview**

Verschiedene Autoren haben Durchmischungseffekte mittels Euler CFD-Modellen (ANSYS Fluent und OpenFOAM) untersucht. Durch diese Werkzeuge konnten unterschiedliche Aspekte von durchmischten Behältern, wie Turbulenzen, Geschwindigkeitsgradienten, Durchmischungsrate, Mischtyp und Scherspannungen untersucht werden:

- (Zhang, Shigeho, Ryutaro, & Hao, 2016) analysieren das Strömungsfeld und den Energieverbrauch in durchmischten Vergärungsreaktoren mit unterschiedlichen Ausgangsstoffen, unter Berücksichtigung der spezifischen nicht-newtonschen Charakteristik jedes Reaktors. Zur Optimierung des Netto-Energieverbrauchs wurde eine Mischung aus zwei verschiedenen Rohstoffen für die Vergärung vorgeschlagen.
- (Lebranchu, et al., 2017) untersuchen die Effekte von Scherspannungen auf die Methan-Erzeugung im von einem Wendelrührwerk durchmischten Reaktor. Durch Validierung der Simulationen mit Energie-Kennzahlen aus rheologischen



Experimenten konnte ein Kriterium für den maximalen Bereich der Scherspannung im Reaktor festgelegt werden.

- (Meister, Rezavand, Ebner, Pümpel, & Rauch, 2018) betrachten originalgroße zylindrische Vergärungsreaktoren mit Schlammrezirkulation und Laufrad innerhalb des Saugrohrs für die Durchmischung. Nach der Analyse turbulenter Strömungsfelder in Abhängigkeit vom Gehalt an Trockenrückstand (TR) wurde eine Erhöhung der Laufradgeschwindigkeit für Fälle mit höherem TR-Gehalt vorgeschlagen.
- In Reaktoren mit Durchmischung durch ein Rührwerk wurde das Totvolumen nach (Vesvikar & Al-Dahhan, 2005) als Region bestimmt, in der die Geschwindigkeit geringer als 5 % der maximalen Geschwindigkeit innerhalb des Behälters ist. Weiters wurden Totvolumina bei unterschiedlichen Rührgeschwindigkeiten und bei verschieden großem TS-Gehalt berechnet. Ein weiteres Kriterium zur Berechnung des Totvolumens wurde von (Hurtado, Kaiser, & Zamora, 2015) als jene Regionen mit Geschwindigkeiten unter 0,02 m/s definiert.
- In (Vesvikar & Al-Dahhan, 2005) wurde für CSTR-Reaktoren die Verteilung der Aufenthaltszeiten (Olivier, et al., 2005) und Intensität der Turbulenzen zusätzlich zum Totvolumen untersucht. Bedingungen mit 94 %–99 % aktiver (=nicht toter) Zone konnten im Reaktor mit zwischenzeitlichen Unterbrechungen geschaffen werden.
- (Dapelo & Bridgeman, 2018) verwenden einen anderen Ansatz zur Untersuchung der Durchmischungsqualität. In einem nicht-diffusiven Feld wird die Homogenität der Durchmischung bestimmt. Diese Methode ist hilfreich für die Berechnung der benötigten Mischzeit, einem wichtigen Parameter für die ausreichende Rezirkulation im Reaktor. Mischzeit ist definiert als jene Zeit die zur hinreichenden Verteilung eines Tracer-Stoffes benötigt wird.
- Mao et al., (2019) injizieren einen Tracer-Stoff am oberen Ende des Behälters. Durch Beobachtung der Tracer-Konzentration nach gewissen Dauern wurden Mischzeiten, gemäß der Methode von (Wu, 2011) abgeschätzt.
- Nach (Meroney & Colorado, 2009) und (Hurtado, Kaiser, & Zamora, 2015) werden die verschiedenen Methoden der Durchmischung kategorisiert in mechanische Durchmischung mittels Propeller, durch Schlamm-Rezirkulation und durch Gas-Injektion. Im Vergleich dieser Ansätze hat die Schlamm-Rezirkulation den Vorteil eines niedrigen Energieverbrauchs. (Dapelo & Bridgeman, 2018) und (Zhang, Shigeho, Ryutaro, & Hao, 2016). (Aguilar et al. (2016)) untersuchte einen durch Rezirkulation durchmischten eiförmigen Reaktor als Pilotanlage und analysierte den Effekt der Zulauf-Fließrate auf die Durchmischungsqualität. Eine Methode zur Messung der Mischzeit basierend auf Tracer-Konzentrationen am Auslass wurde ausgearbeitet. Diese Methode wurde schon früher von (Meroney & Colorado, 2009) implementiert

und später von (Hurtado, Kaiser, & Zamora, 2015) verwendet. Die analysierten Aufenthaltszeiten liegen jedoch unter 500 Sekunden, weshalb die Erkenntnisse nicht vollständig auf originalgroße Reaktoren umgelegt werden können.

Als Standardwerkzeug für die Analyse der Faulraummischung mittels CFD wird weiters die Untersuchung des nicht hinreichend durchmischten Volumens, welches auch als „Tot-Zone“ bezeichnet wird, empfohlen. „Tot-Zonen“ sind Regionen mit einer mittleren Geschwindigkeit, welche unter einem bestimmten Grenzwert liegt.

### **3.2 Simulation der Faulraumdurchmischung mit ANSYS Fluent**

Für die Evaluierung der Strömung in den Laborreaktoren wurden numerische Simulationen, welche die Betriebsbedingungen der experimentellen Strömungsanalyse widerspiegeln, durchgeführt. Dafür wurde die Software ANSYS Fluent verwendet. Mit dieser Simulationssoftware wurden die Laborreaktoren nachempfunden und bei verschiedenen Fluidparameter und Umdrehungsgeschwindigkeiten der Rührwerke untersucht. Die numerischen Berechnungen sind also einerseits stark mit den Laborversuchen sowie mit den realen Faultürmen verlinkt. Die Simulationen basieren auf der Finite-Volumen-Methode, in welcher ein Prozessszenario in viele kleine Zellvolumina zerlegt wird und gewünschte Parameter für jedes Zellvolumen errechnet werden. Für die Simulation der Laborversuche wurden vier Simulationstemplates erstellt, welche beide Laborreaktoren mit beiden jeweiligen Rührwerken widerspiegeln. Ebenso wurden für den Realmaßstab dieselben vier Templates erstellt um numerische Berechnungen in den realen Faultürmen durchzuführen. Weiters wurden Simulationen im Realmaßstab durchgeführt, welche die Strömung in den Faultürmen unter Verwendung eines Impellers zeigen. Um die mechanischen Rührwerke und deren Einfluss auf das Fluid zu simulieren, wurden mehrere Zonen mit rotierenden Bezugssystemen (MRF) definiert. Dazu wurden die Reaktoren sowie die Rührwerke in der Software nachgebildet. Bereiche, welche den Bereich (Domain) des Rührwerkes definieren, geben die rotierenden Frames an. Dies bewirkt, dass in der Simulation das Fluid in diesen Bereichen gegen die Rührwerke strömt. Das verwendete Wasser-Glycerin Gemisch der Laborversuche wurde als newtonsches Fluid mit konstanter Dichte und Viskosität definiert. Für die Simulationen der realen Faultürme wurde der Schlamm als nicht-newtonsches Fluid definiert mit den physikalischen Eigenschaften des in den Anlagen verwendeten Klärschlammes. Für eine korrekte Auswertung der Simulation musste die Geometrie in ein geeignetes Netz aufgeteilt werden. Von dem Simulationsprogramm wurde in Folge numerisch für jede Netzzelle die gewünschten Parameter berechnet.

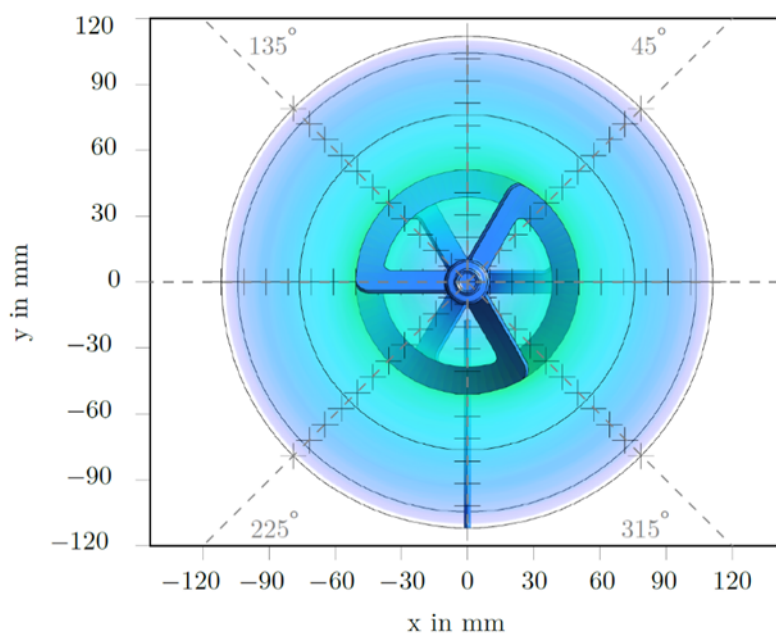
### **3.2.1 Auswertung der Geschwindigkeitsprofile**

Um einen Vergleich mit den experimentellen Ergebnissen aus Kapitel 2.2 „Messung der Strömung mittels Ultraschall“ zu ermöglichen, mussten aus den numerischen Simulationen dieselben Strömungsdaten extrahiert und ausgewertet werden. Somit mussten aus den Simulationen zum einen die flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeiten, sowie die Durchschnittsgeschwindigkeiten entlang der Auswertungslinie in Abbildung 9 exportiert werden.

### **3.2.2 Zeitunabhängige Geschwindigkeiten**

Eine Schwierigkeit beim Auswerten der Geschwindigkeiten und dem Vergleich mit den experimentellen Daten ist die Zeitunabhängigkeit der aus den Laborversuchen gewonnenen Strömungsdaten. Diese wurden wie in Kapitel 2.2.1 „Durchführung der Ultraschallmessung“ beschrieben aus mehreren Einzelframes gemittelt und sind somit über die Zeit gemittelte Durchschnittsgeschwindigkeiten in einem beliebigen Punkt im Messfeld. Daten, welche direkt aus dem Analyseprogramm CFD-Post ausgelesen werden, spiegeln eine Momentaufnahme des Laborreaktors wider. Wenn also eine Geschwindigkeit in einem definierten dreidimensionalen Punkt des Reaktors ausgelesen wird, ist diese nicht direkt mit den experimentellen Durchschnittswerten vergleichbar. Es müssen mehrere Punkte aus den Simulationen bei einem definierten Durchmesser extrahiert werden und diese gemittelt werden. Somit entstehen wie in den Laborversuchen zeitlich unabhängige Durchschnittsgeschwindigkeiten. Dieser Auswertungsvorgang ist in Abbildung 49 dokumentiert.

Abbildung 49 Darstellung der Berechnung einer zeitunabhängigen Durchschnittsgeschwindigkeit durch Verwendeten von Einzelgeschwindigkeiten mit identischem Radius bei unterschiedlichen Winkeln. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022)



Wie in der Abbildung 49, welche den Querschnitt des zylindrischen Laborreaktors mit einem Wendelrührer bei einer Höhe von 125 mm zeigt, zu sehen, wurden Geschwindigkeiten bei 8 verschiedenen Winkeln ( $0^\circ$ ,  $45^\circ$ ,  $90^\circ$ , ...  $315^\circ$ ) aus der Simulation extrahiert. Dabei wurden die Geschwindigkeiten für diese 8 verschiedenen Winkel bei jeweils einem konstanten Radius ausgelesen. Aus diesen 8 einzelnen Geschwindigkeiten konnte eine zeitlich unabhängige Durchschnittsgeschwindigkeit bei einem bestimmten Reaktorradius  $r$  berechnet werden. Diese Berechnung ist in Formel 4 und Formel 5 dokumentiert. Für die Auswertung wurden wie in den experimentellen Versuchen nur radiale und tangential Geschwindigkeiten (also Geschwindigkeiten in  $x$ - und  $y$ -Richtung) berücksichtigt. Die Ergebnisse und der Vergleich mit den experimentellen Daten sind in Abbildung 15 und Abbildung 17 für die zylindrischen und den eiförmigen Reaktor zu sehen.

Formel 4 Berechnung eines absoluten Geschwindigkeitsvektors aus numerisch errechneten tangentialen und radialen Komponenten

$$v_{CFD} = \sqrt{v_x^2 + v_y^2}$$

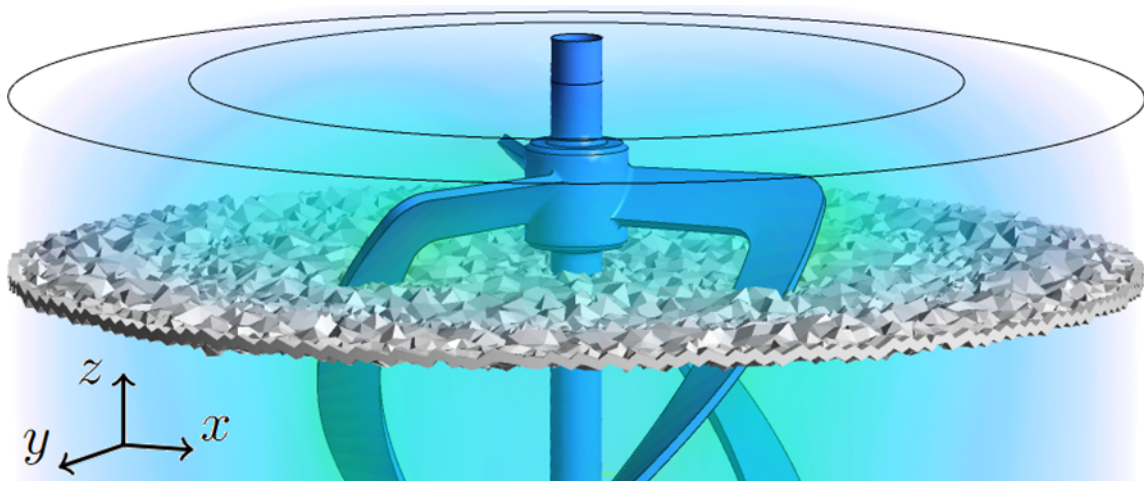
Formel 5 Berechnung einer gemittelten zeitunabhängigen Durchschnittsgeschwindigkeit durch Verwendung von absoluten Geschwindigkeitsvektoren wie in Formel 4 berechnet

$$\bar{v}_{CFD} = \frac{1}{8} \sum_{i=0}^8 v_{CFD_i} = \frac{1}{8} \sum_{i=0}^8 \sqrt{(v_x^2 + v_y^2)}_i$$

### 3.2.3 Zellgewichtete Durchschnittsgeschwindigkeiten

Da eine direkte Extraktion flächenbezogener Durchschnittsgeschwindigkeiten, welche nur tangentielle und radiale Geschwindigkeitskomponenten (x- und y-Achse) enthält, aus den Simulationen nicht möglich ist, mussten diese Durchschnittsgeschwindigkeiten manuell berechnet werden. Dazu wurden alle Zellen und deren Parameter, welche auf einer definierten Ebene im Reaktor liegen, extrahiert. Eine solche Ebene und die dazugehörigen Zellen ist in Abbildung 50 zu sehen.

Abbildung 50 In den numerischen Simulationen wird das Fluid im Laborreaktor in einzelne Zellen aufgeteilt. Hier sind die Zellen mit einem finiten Volumen entlang einer Ebene aufgetragen, welche für die Berechnung einer flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeit gebraucht wird. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022)



Die x- und y-Geschwindigkeitskomponenten mussten, bevor sie für die Berechnung einer Durchschnittsgeschwindigkeit verwendet werden konnten, auf die Zellvolumina bezogen

werden. Dies hat den Hintergrund, dass die Zellverteilung nicht gleichmäßig über die gesamte Ebene verläuft. Bei geometrisch komplexeren Stellen in der Ebene, z.B. im Bereich des Rührwerkes, der Wände oder des Reaktorschafes sind mehrere Zellen mit jeweils kleineren Volumen zu finden, als beispielsweise in einem Bereich wo keine komplexe Geometrie zu finden ist. Da im Bereich der Rührwerksblätter die höchsten Geschwindigkeiten herrschen und in Folge auch die Netzauflösung am höchsten ist, würden hier viele Zellen mit hohen Geschwindigkeiten zu einer falschen Durchschnittsgeschwindigkeit führen. Daher musste jede für die Berechnung verwendete Zelle respektive auf ihr Zellvolumen gewichtet werden. Dies wird mit Formel 6 erreicht, in welcher die mit den tangentialen und radialen Geschwindigkeitskomponenten berechnete Geschwindigkeit mit den eigenen Zellvolumen und dem Volumen der Summe aller Zellen gewichtet wird.

Formel 6 Berechnung einer zellgewichteten flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeit mittels numerisch errechneten Daten aus den Simulationen

$$\bar{v}_A = \sum_{i=0}^c \frac{\sqrt{(v_x^2 + v_y^2)_i}}{V_t} V_i \quad V_t = \sum_{i=0}^c V_i$$

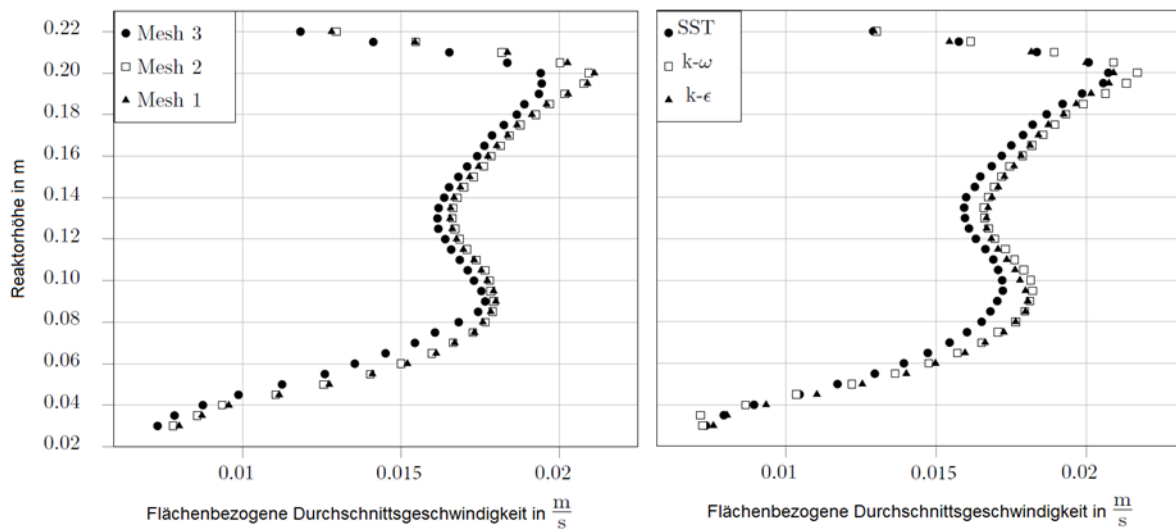
Die flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeiten wurden neben einer Evaluierung der Gesamtströmung im Reaktor auch für die in Kapitel 3.2.4 Netzunabhängigkeitsstudie beschriebenen Netzstudie verwendet.

### 3.2.4 Netzunabhängigkeitsstudie

Um die Simulationen durchzuführen, muss über das simulierte Fluid im Inneren der Laborreaktoren ein sogenanntes Netz gelegt werden. Dabei gibt es verschiedene Ansätze, um dieses dreidimensionale Netz zu definieren. Verschiedene Zellformen und Parameter können gewählt werden. Ein sehr detailliertes Netz mit vielen Zellen ist mit einem erhöhten Rechenaufwand verbunden, wohingegen einfache Netze schnell zu berechnen sind aber potentiell zu falschen Simulationsergebnissen führen. Daher ist es Praxis für diese numerischen Simulationen eine Netzunabhängigkeitsstudie durchzuführen, welche bestimmt, ob ein Netz fein genug gewählt wurde. Dafür wurden Simulationen mit gleichbleibenden Betriebsbedingungen bei verschiedenen Netzen durchgeführt und verglichen. Der Vergleich der Simulationsergebnisse kann mit untersuchten Prozessvariablen wie zum Beispiel Ge-

schwindigkeiten erfolgen. Für die Laborsimulationen wurde in dieser Studie eine sogenannte Grid Convergence Index (GCI) Studie durchgeführt um die verwendeten Netze zu evaluieren (Roache, 1998). Dazu wurde für ein definiertes Versuchsszenario im zylindrischen Laborreaktor die flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeiten für jede Höhe berechnet und in Bezug auf die Zellanzahl der Netze verglichen. Abbildung 51 zeigt diese Durchschnittsgeschwindigkeiten für jede untersuchte Höhe für drei verschiedene Netze im zylindrischen Laborreaktor. Dabei nimmt die Zellenzahl der drei Netze in aufsteigender Reihenfolge (Netz #1, Netz #2, Netz #3) mit 3.445.043, 2.118.975 und 1.037.213 Zellen ab. Zur Steigerung der Netzqualität werden neben der Verringerung der Elementgröße weitere Ansätze, wie z.B. sogenannte Inflation-Layers und gezielte Verfeinerungen des Netzes in Bereichen mit erhöhter Turbulenz (z.B. im Bereich der Rührwerke) angewandt.

Abbildung 51 Einfluss der Wahl des Netzes (links) sowie des verwendeten Turbulenzmodelles (rechts) auf die flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeiten. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022)



In Folge der Netzstudie wurde ebenfalls der Einfluss des für die numerischen Simulationen verwendeten Turbulenzmodells untersucht. Dabei wurde, wie ebenfalls in Abbildung 51 zu sehen, drei gängige Turbulenzmodelle untersucht. Das Hauptaugenmerk lag neben dem Standard k-ε Modell auf dem k-Omega und dem SST-Modell. Letzteres wird oft für Rührwerksaufgaben in hochviskosen Medien bei geringen Umdrehungsgeschwindigkeiten empfohlen. Für die Laborsimulationen wurde in Folge das Netz #1 sowie das Turbulenzmodell k-ε verwendet. Für die Simulationen des eiförmigen Laborreaktors, sowie für die Simulatio-

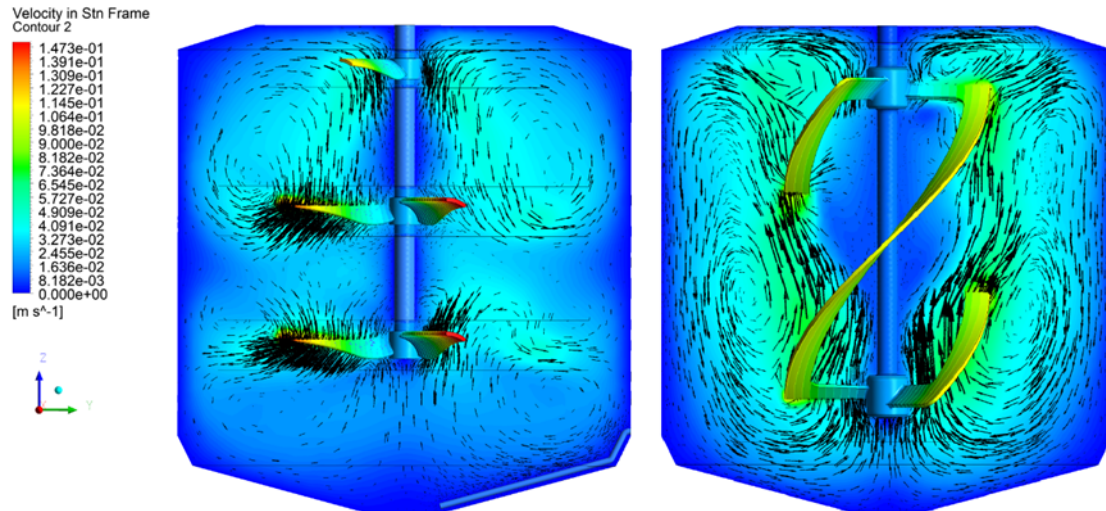
nen der Faultürme im Realmaßstab wurden ebenso jeweils unabhängige Netzunabhängigkeitsstudien nach dem gleichen Schema durchgeführt, um die Aussagekraft der numerischen Berechnungen zu gewährleisten.

### **3.2.5 Ergebnisse der Strömungsbestimmung anhand numerischer Simulationen**

In den folgenden Abbildungen sind die Ergebnisse und charakteristischen Strömungsprofile der verschiedenen Rührwerke und Reaktorkombinationen im Labor- und Realmaßstab dokumentiert. Für den Vergleich der Rührwerke in den Laborsimulationen wurden die Drehzahlen von 25 rpm für den „Scaba“-Rührer sowie 20 rpm für den Wendelrührer verwendet. Bei diesen Drehzahlen sind die spezifischen eingebrachten Leistungen und daher der Energieverbrauch vergleichbar. Alternativ kann auch die eingebrachte durchschnittliche Geschwindigkeit betrachtet werden. Hierzu würde die Drehzahl des Wendelrührers mit 15 rpm ausfallen. Die Strömungsprofile decken sich mit den flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeiten, welche in Kapitel 2.2 „Messung der Strömung mittels Ultraschall“ zur qualitativen Evaluierung der Gesamtströmung bestimmt wurden. So ist sowohl im Labor- als auch im Realmaßstab zu sehen, dass der Wendelrührer zu einem homogeneren Strömungsprofil über den gesamten vertikalen Reaktorquerschnitt führte. Dabei ist insbesondere im direkten Vergleich zwischen den zylindrischen und eiförmigen Geometrien zu erkennen, dass diese keinen signifikanten Einfluss auf die Strömung haben. Vielmehr spielen Rührwerkswahl, Fluidviskosität und Umdrehungsgeschwindigkeit eine wesentlichere Rolle. Abbildung 52 und Abbildung 56 zeigen das charakteristische Profil des „Scaba“ und des helikalen Rührwerkes im zylindrischen Labor- und Realfaulturm.

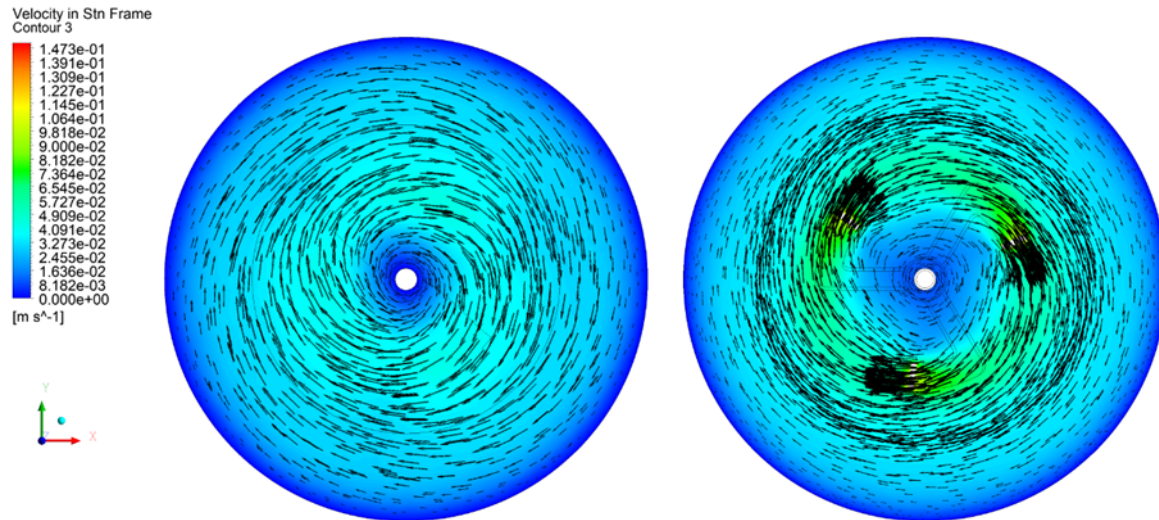


Abbildung 52 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des zylindrischen Laborreaktors mit einem „Scaba“-Rührer bei 25 rpm (links) und Wendelrührer bei 20 rpm (rechts) in einem Versuchsfluid mit 5,4 % TR.



Die Strömung, welche im Bereich der Rührblätter als stark und turbulent bezeichnet werden kann, fällt zwischen den Propellern stark ab. Auch in den unteren Randbereichen ist Durchmischung im Vergleich zur Mitte des Faulturmes schwach ausgeprägt. Im Vergleich dazu bewirkt der Wendelrührer eine bessere Durchmischung in diesen Bereichen, jedoch eine schwächere Durchmischung innerhalb der Helix. Dieser Effekt ist bei allen Versuchsszenarien und daher auch bei beiden Geometrien zu sehen. Dies ist damit erklärbar, dass der Wendelrührer eine gleichmäßigere Faulraumdurchmischung mit weniger Turbulenzen als das „Scaba“-Rührwerk erzeugt.

Abbildung 53 Darstellung der horizontalen Strömung durch numerische Simulationen des zylindrischen Laborreaktors mit einem „Scaba“-Rührer bei 25 rpm (links) und Wendelrührer bei 20 rpm (rechts) in einem Versuchsfluid mit 5,4 % TR.



Es ist außerdem zu sehen, dass obwohl der Wendelrührer in allen Szenarien mit einer geringeren Umdrehungsgeschwindigkeit betrieben wurde, dieser gleiche, bzw. höhere Durchschnittsgeschwindigkeiten im Faulturm bewirkt. Die Geschwindigkeitsspitzen an den Rührblättern sind aufgrund der Durchmesser und der geringeren Umfangsgeschwindigkeit jedoch schwächer. Dieser Effekt wurde bereits im Kapitel 3.2.6 „Ermittlung der Scherbeanspruchung am Rührwerk“ erläutert. Dies ist sowohl im Labor- als auch im Realmaßstab zu beobachten. Zwar ist der reale Durchmesser des Wendelrührers mit 5 m größer als jener des „Scaba“-Rührwerks mit 3,6 m. Dadurch kann der Wendelrührer wesentlich langsamer rotiert werden, ohne die Gesamtdurchmischung zu verringern.

Abbildung 54 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des eiförmigen Laborreaktors mit einem „Scaba“-Rührer bei 25 rpm (links) und Wendelrührer bei 20 rpm (rechts) in einem Versuchsfluid mit 5,4 % TR.

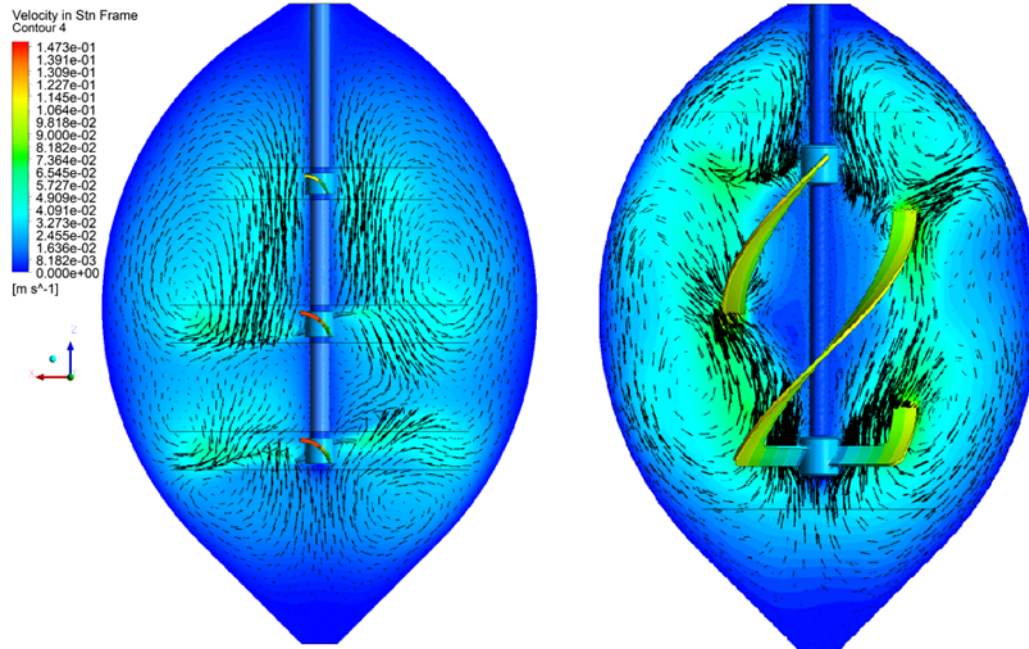


Abbildung 55 Darstellung der horizontalen Strömung durch numerische Simulationen des eiförmigen Laborreaktors mit einem „Scaba“-Rührer bei 25 rpm (links) und Wendelrührer bei 20 rpm (rechts) in einem Versuchsfluid mit 5,4 % TR.

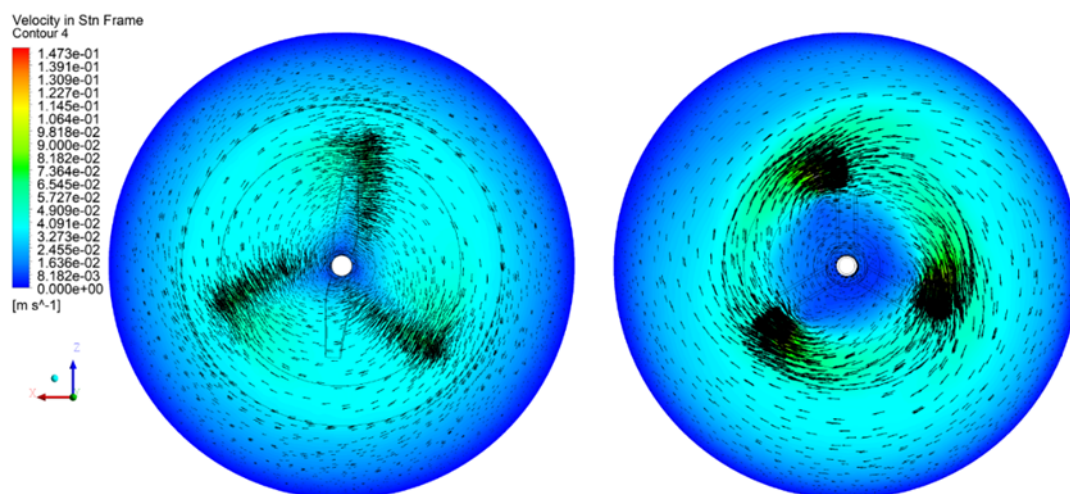


Abbildung 56 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des zylindrischen Faulturmes der Kläranlage Innsbruck mit einem „Scaba“-Rührer bei 9 rpm (links) und Wendelrührer bei 2,5 rpm (rechts) in Faulschlamm mit 5,4 % TR.

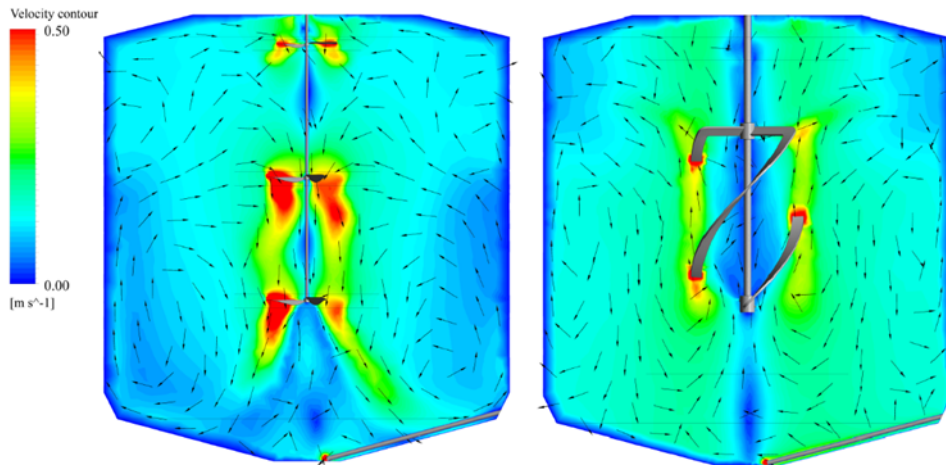
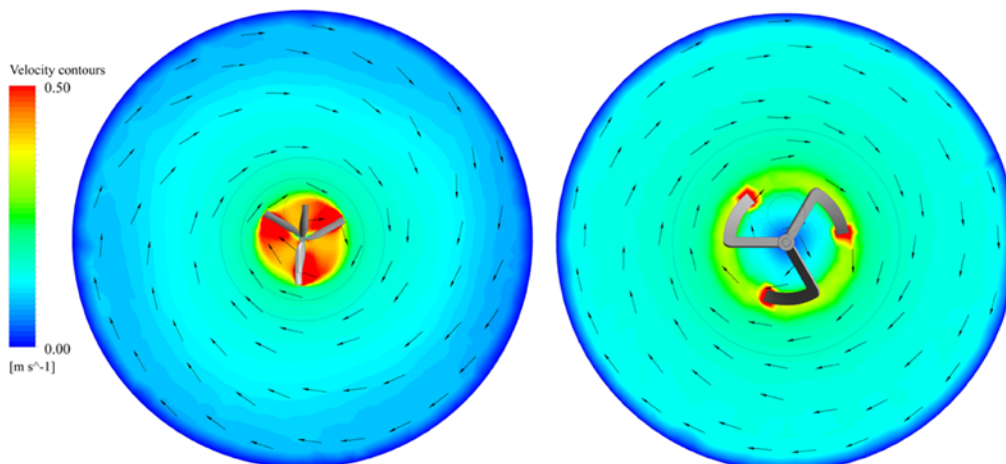


Abbildung 57 Darstellung der horizontalen Strömung durch numerische Simulationen des zylindrischen Faulturmes der Kläranlage Innsbruck auf einer Höhe von 12,8 m mit einem „Scaba“-Rührer bei 9 rpm (links) und Wendelrührer bei 2,5 rpm (rechts) in Faulschlamm mit 5,4 % TR.



Der Vergleich zwischen zylindrischer und eiförmiger Geometrie zeigt bei der Verwendung eines mechanischen Rührwerkes sowohl im Labor- als auch Realmaßstab nur geringe Unterschiede in der Gesamtströmung. Im Fall einer mechanischen Durchmischung kann daher

keine Empfehlung für den baulich komplexeren eiförmigen Faulturm gegeben werden. Dabei ist jedoch zu beachten, dass in den experimentellen und numerischen Betrachtungen Feststoffe im Faulschlamm und deren Sedimentation nicht berücksichtigt wurden. Die Geometrie und die Verjüngung von Faultürmen können den Verlauf und die Bildung dieser Ablagerungen beeinflussen.

Abbildung 58 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des eiförmigen Faulturmes des Abwasserverbands AIZ unter Verwendung von einem „Scaba“-Rührer bei 8 rpm (links) und Wendelrührer bei 1,6 rpm (rechts) in Faulschlamm mit 5,4 % TR.

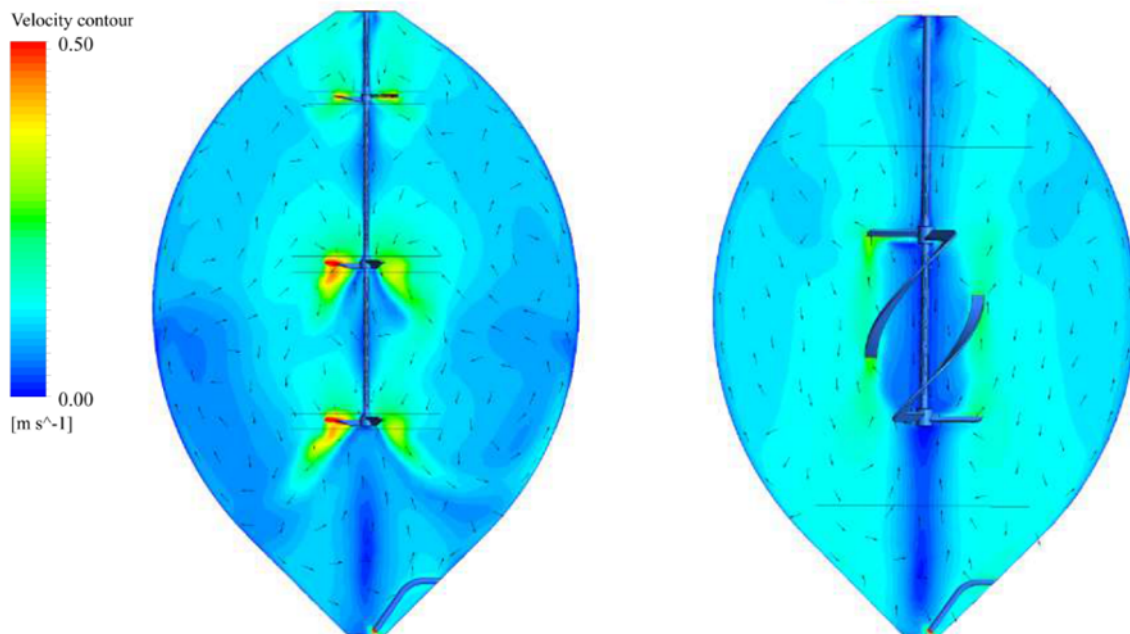
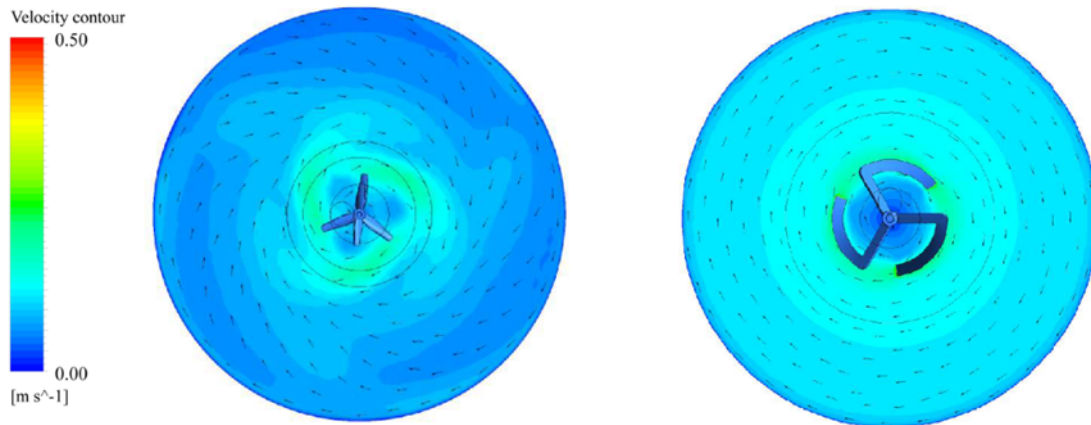
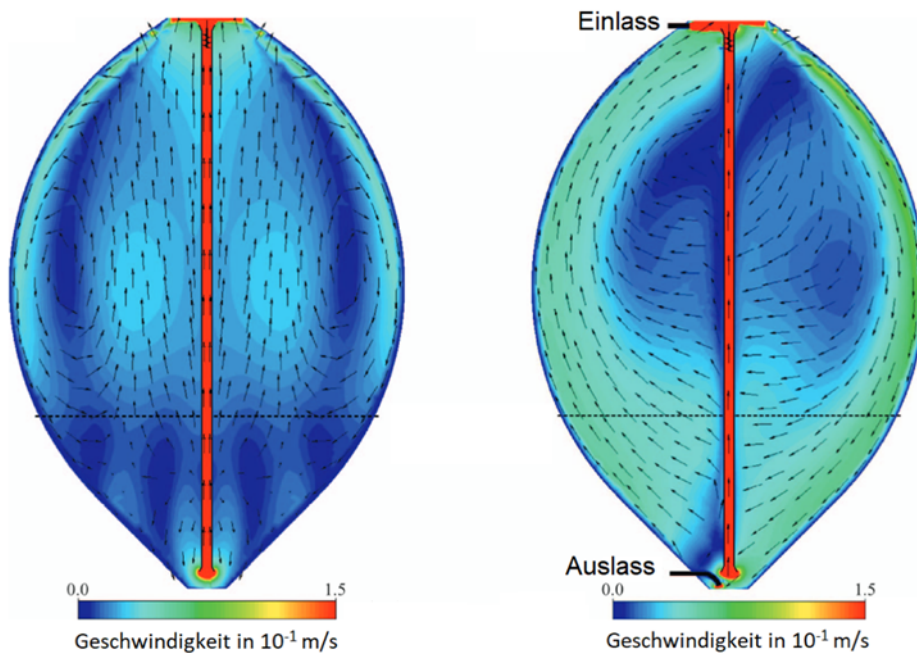


Abbildung 59 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des eiförmigen Faulturmes des Abwasserverbands AIZ unter Verwendung von einem „Scaba“-Rührer bei 8 rpm (links) und Wendelrührer bei 1,6 rpm (rechts) in Faulschlamm mit 5,4 % TR.



Wie bereits in den experimentellen Versuchen festgestellt, ist aufgrund der durchwegs besseren Gesamtdurchmischung der Faultürme durch das Verwenden des Wendelrührers, sowie der gleichzeitig geringeren notwendigen Energiemenge aus verfahrenstechnischer Sicht dieser zu bevorzugen. Weitere Vorteile welche sich durch die experimentellen Strömungsuntersuchungen und numerischen Simulationen ergeben haben, sind die geringeren Belastungsspitzen an den Rührwerken und der damit einhergehenden Schonung der Mikroorganismen sowie der Rührwerke durch geminderte Abrasion. Somit können aus wirtschaftlicher Sicht Betriebs- und Wartungskosten reduziert werden. Auch der Vergleich mit der in Abbildung 60 dargestellten Durchmischung mit einem Impeller und Aufstiegsrohr zeigt, dass ein mechanisches Rührwerk eine bessere und gleichmäßigere Durchmischung erzeugt. Diese ist auch aus energetischer Sicht zu bevorzugen.

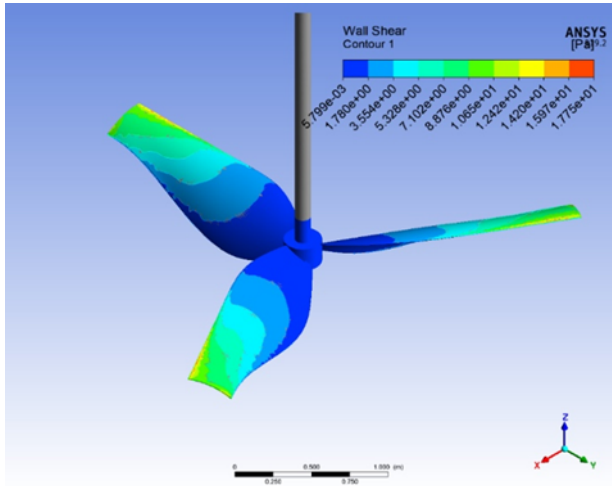
Abbildung 60 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des eiförmigen Faulturmes des Abwasserverbands AIZ unter Verwendung eines Impellers mit Aufstiegsrohr bei 600 Umdrehungen pro Minute ohne Rezirkulation (links) und mit einer Rezirkulation (rechts) in Faulschlamm mit 2,5 % TR. (Meister, Rezavand, Ebner, Pümpel, & Rauch, 2018)



### 3.2.6 Ermittlung der Scherbeanspruchung am Rührwerk

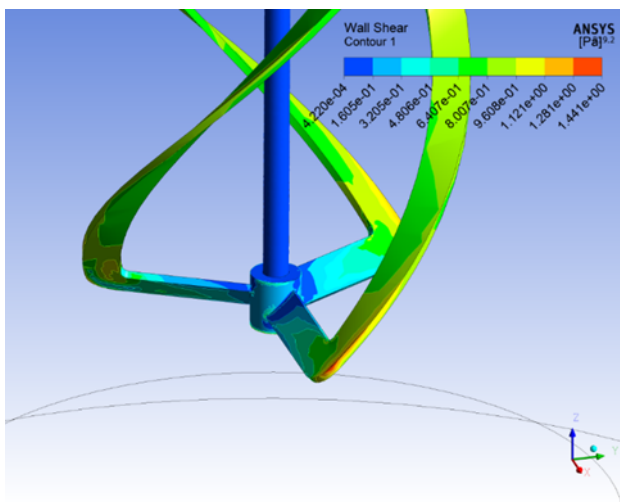
Aufbauend auf den Ergebnissen aus den experimentellen und numerischen Bestimmungen der Durchmischung wird im folgenden Kapitel eine Aussage über die resultierenden Scherspannungen am Rührwerk getroffen. Da eine gleiche Durchmischungsintensität, in Bezug auf die Durchschnittsgeschwindigkeiten im Reaktor, durch Verwendung des Wendelrührers erreicht wurde, gilt zu untersuchen ob ein Unterschied in den Belastungsspitzen feststellbar ist. Die theoretischen Grundlagen zu den numerischen Simulationen sind in Kapitel 3 „Einsatz von computerbasierten Methoden und künstlicher Intelligenz“ zu finden. Dazu wurden die Scherbeanspruchungen aus den numerischen Simulationen entnommen, welche den zylindrischen Faulturm der Kläranlage Innsbruck unter Verwendung der zwei untersuchten Rührwerke widerspiegeln. Wie in Kapitel 2.3 „Messung des Energieverbrauches“ beschrieben, wurde dieselbe Durchschnittsgeschwindigkeit bei einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 2,5 rpm mit dem Wendelrührer wie bei 9 rpm mit dem „Scaba“-Rührwerk erreicht.

Abbildung 61 Darstellung der maximalen Scherspannung in Pascal bei der Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes (Durchmesser 3,6 m) mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 9 rpm im zylindrischen Faulturm der Kläranlage Innsbruck.



Wie in den Abbildung 61 und Abbildung 63 zu sehen, sind die maximalen Scherbeanspruchungen bei Verwendung des schneller rotierenden „Scaba“-Rührwerkes fast um einen Faktor 10 höher als beim helikalen Rührwerk (Abbildung 62) mit einer geringeren Umdrehungsgeschwindigkeit. Es ist davon auszugehen, dass die geringen Belastungsspitzen sich schonend auf die Mikroorganismen auswirken und somit eine mechanische Beschädigung vermeiden.

Abbildung 62 Darstellung der maximalen Scherspannung in Pascal bei der Verwendung des helikalen Rührwerkes (Durchmesser 5 m) mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 2,5 rpm im zylindrischen Faulturm der Kläranlage Innsbruck.





Auch im Labormaßstab ist in den numerischen Simulationen ersichtlich, dass sich die Scherbeanspruchungen deutlich unterscheiden, falls der langsamer rotierende Wendelrührer verwendet wird. Wie schon zuvor im Realmaßstab, wurden die zwei Rührwerke auch im Labormaßstab bei verschiedenen Umdrehungsgeschwindigkeiten betrachtet. Dazu wurden die Simulationen des „Scaba“-Rührwerkes bei 25 rpm mit den Simulationen des Wendelrührers bei 15 rpm in einem Versuchsfluid verglichen, welches einen Trockenrückstandgehalt von 5,4 % repräsentiert. Diese Umdrehungsgeschwindigkeiten wurden gewählt, da die erzeugten Durchschnittsgeschwindigkeiten beider Simulationen vergleichbar sind. Es ist in der Abbildung 63 und der Abbildung 64 deutlich zu erkennen, dass wie bereits im realen Fall, auch im Labormaßstab die Scherbeanspruchungen aufgrund der verschiedenen Rührwerksdurchmesser und Umdrehungsgeschwindigkeiten um knapp das Vierfache abweichen.

Abbildung 63 Darstellung und Vergleich der maximalen Scherspannung (10,016 Pa) bei der Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 25 rpm im zylindrischen Laborreaktor auf Basis der Kläranlage Innsbruck.

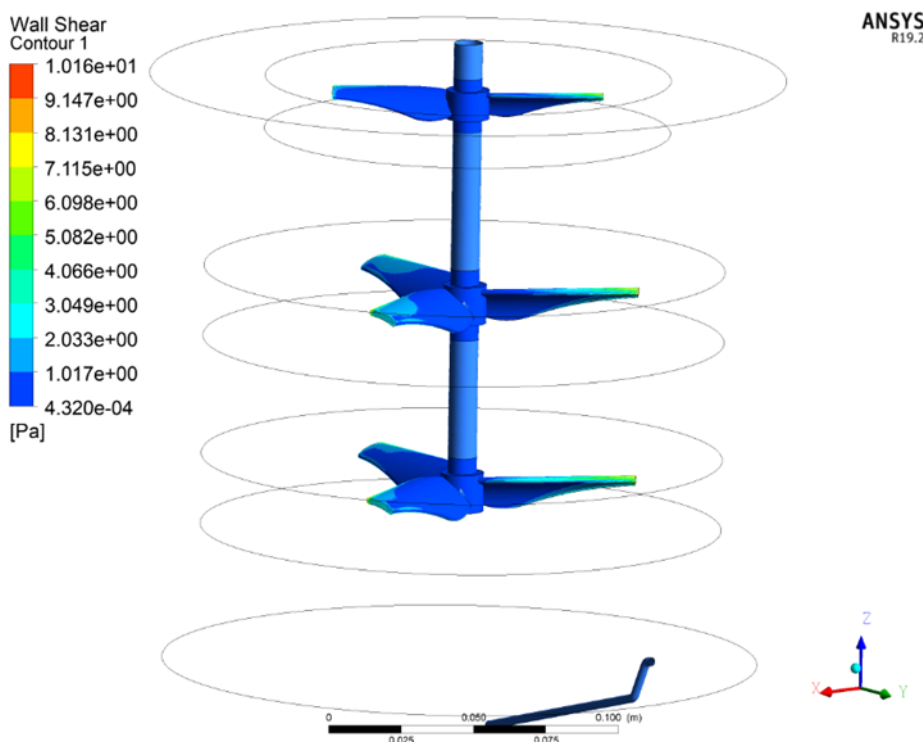
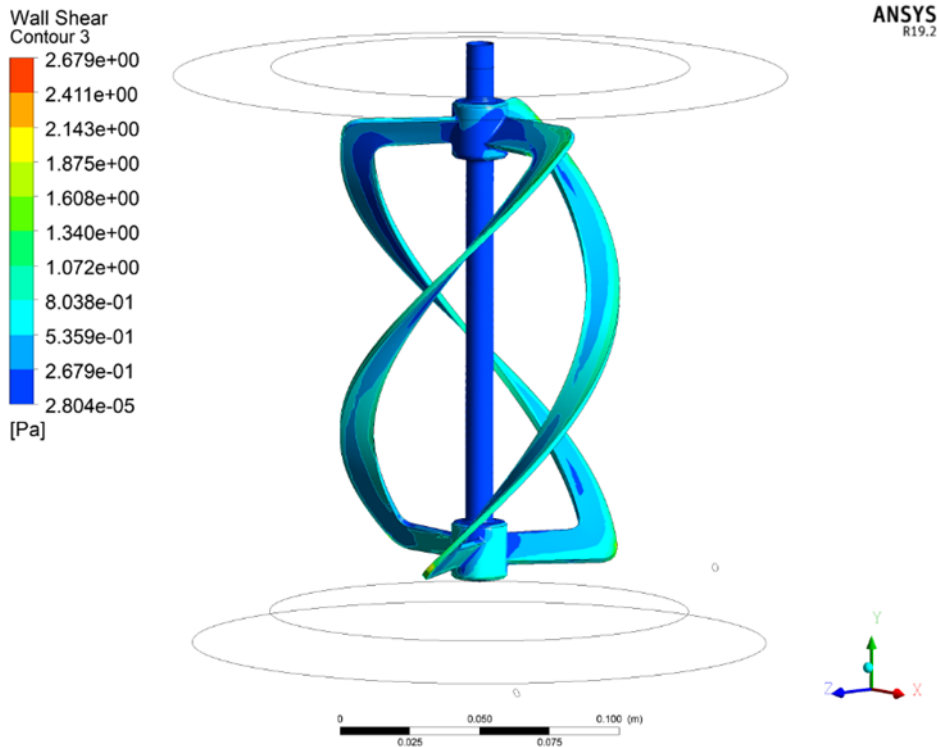


Abbildung 64 Darstellung und Vergleich der maximalen Scherspannung (2,679 Pascal) bei der Verwendung des helikalen Rührwerkes mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 15 rpm im zylindrischen Laborreaktor auf Basis der Kläranlage Innsbruck.



Neben dem reduzierten Energieverbrauch bei der Verwendung des langsamer rotierenden Rührwerkes zählt dies zu einem weiteren Vorteil des Wendelrührers. Weiters ist zu berücksichtigen, dass durch die geringere Umdrehungsgeschwindigkeit ebenfalls mögliche mechanische Abrasionen reduziert werden, welche ebenfalls mit Wartungskosten und einem notwendigen Austausch des Rührwerkes verbunden sein können. Daher ist auch im Labormaßstab der Wendelrührer aufgrund der geringeren notwendigen Leistung und der schonenderen Durchmischung zu bevorzugen. Eine genauere Untersuchung der jeweiligen charakteristischen Strömungsprofile beider Rührwerke für den realen Fall und im Labormaßstab ist in Kapitel 3.2 „Simulation der Faulraumdurchmischung mit ANSYS Fluent zu finden. Dort werden die Vor- und Nachteile noch einmal mit den Geschwindigkeitsprofilen unterstrichen. Weiters wurden die zwei Rührwerke im folgenden Kapitel in Bezug auf die Biogasproduktion untersucht.

### 3.3 Einfluss von Einleitbedingungen – Simulation mit ANSYS Fluent

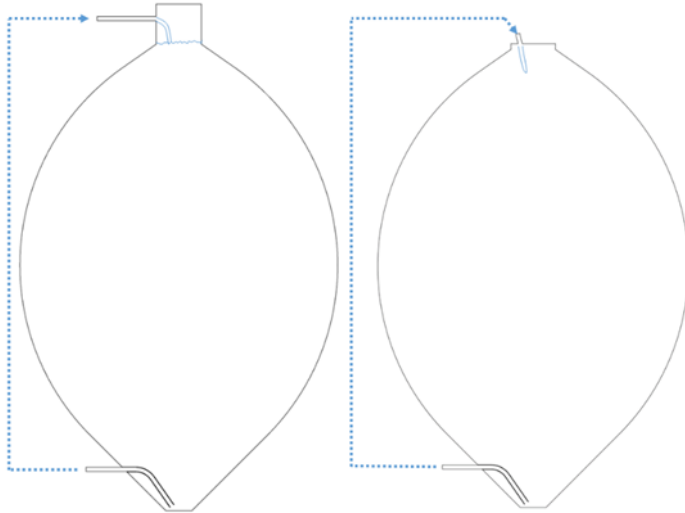
Neben der mechanischen Durchmischung durch Rührwerke, Impeller oder Gaseinpressung ist vor allem die Umwälzung ein wichtiger Faktor für Mischung und Strömungsbedingungen in Faulbehältern. Es ist andererseits bekannt, dass geometrische Einstellungen und Einbauten einen großen Effekt auf die Hydrodynamik im Vergärungsreaktor (Hernandez-Aguilar, Alvarado-Lassman, Osorio-Mirón, & Méndez-Contreras, 2016) aufweisen. Im Praxisbetrieb wird der Einlauf der Schlammzufuhr (aus der Umwälzung) wahlweise oberhalb des Schlammspiegels angeordnet (freier bzw. frei fallender Zulauf) oder unterhalb (eingetauchter Zulauf). Im Folgenden wird der Effekt dieser unterschiedlichen Einlaufbedingungen auf die Strömungsbedingungen im Tank mittels Simulation untersucht.

#### 3.3.1 Beschreibung der Fallstudie und der Implementierung im Modell

Hinsichtlich Modellierung der beiden unterschiedlichen Einleitbedingungen war die (sinnvolle) Implementierung im Modell zu beachten. Der eingetauchte Zulauf wurde einphasig, d.h. nur mit einer Schlammphase, modelliert, während der freie Zulauf mit einer Einphasenumgebung nur stark vereinfacht abgebildet wurde. Eine realitätsnahe Simulation unter Berücksichtigung des Gases im oberen Teil des Behälters erfordert eine Multi-Phasen Simulation. Für die instationären und stationären Simulationen der Fallstudie wurde hier ANSYS Fluent v19 verwendet. Aufgrund von CPU-Limitationen musste die Simulation des freien Zulaufs anhand eines zweidimensionalen Modells des Behälters durchgeführt werden.

Die Simulation bildet den realen Faulbehälter des Abwasserverbands AIZ ab (Abbildung 65). Der maximale Behälter-Durchmesser ist 15,4 m und die Höhe 22,9 m. Das Zulauf-Rohr der Umwälzung weist einen Durchmesser von 0,2 m auf und befindet sich im obersten Bereich des Behälters. Im realen Behälter fällt der Zulauf-Schlamm auf die Fluid-Oberfläche (Schlammspiegel), es handelt sich also um einen freien Zulauf. Das Auslass-Rohr, ebenfalls mit einem Durchmesser von 0,2 m, führt im unteren Bereich des Reaktors von innen nach außen.

Abbildung 65 Darstellung der beiden unterschiedlichen Zulauf Schemata der externen Schlammrückführung für den AIZ-Faulbehälter. Links mit freiem Zulauf und Rechts mit eingetauchtem Zulauf.

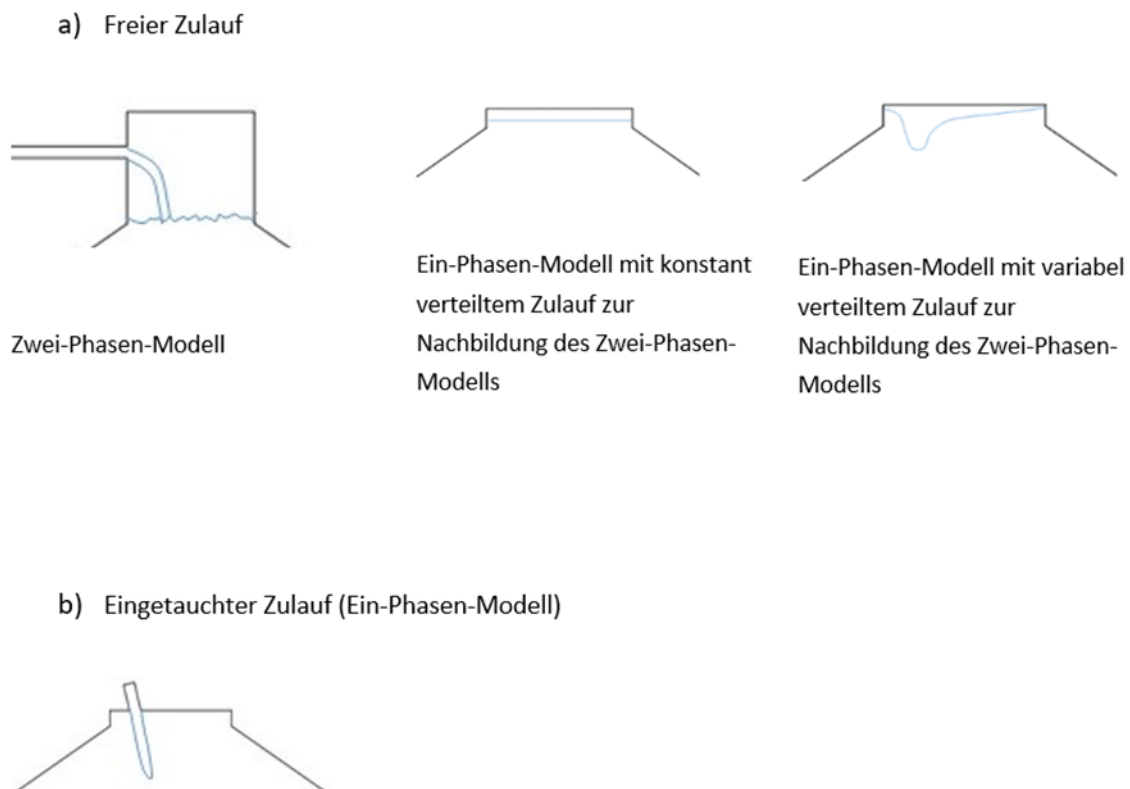


Das Netzwerk wurde mit dem ANSYS Meshing-Tool unter Verwendung verschiedener Optionen erstellt, um die Qualität des unstrukturierten Dreiecks-Raster-Netzes zu verbessern. Die finale Vermaschung besteht aus 404.878 Elementen beim Einphasen-Modell bzw. 599.955 beim Zwei-Phasen-Modell. Unter Verwendung der Finite-Volumen-Methode wurden die Gleichungen der Fluid-Strömung zur Berechnung der Schlamm-Hydrodynamik gelöst. Im Modell wurden diese Gleichungen sowohl instationär als auch stationär gelöst. Außerdem wurde der Schlamm als inkompressible Flüssigkeit idealisiert. Der SIMPLE-Algorithmus wurde zur Diskretisierung der Gleichungen verwendet.

Zur Erörterung der Unterschiede zwischen freiem und eingetauchtem Zulauf wurden unterschiedliche Modellszenarien erstellt. Für die Simulation des eingetauchten Zulaufs wurde ein Einphasen-Modell erstellt, bei dem der Schlamm direkt in die Berechnungsumgebung injiziert wird. Für den freien Zulauf wurde ein Zwei-Phasen-Modell verwendet, bei dem der Schlamm auf die Oberfläche der flüssigen Phase fällt. Weiters wurde bei diesem Modell die Gas-Zone berücksichtigt. Zusätzlich zum Zwei-Phasen-Modell für den freien Zulauf wurden zwei weitere Einphasen-Modelle erstellt, welche die Ergebnisse der zweiphasigen Berechnung in einphasiger Umgebung approximieren. Diese simplifizierten Einphasen-Modelle unterscheiden sich durch eine – über die gesamte Fluid-Oberfläche – konstant bzw. variabel verteilte Zulaufs-Anordnung. Bei beiden war der Masse-Strom des zulaufenden Schlamms ident mit jenem des Zwei-Phasen-Modells und jenem des Modells für den eingetauchten Zulauf.

Zur Erstellung eines Zulauf-Geschwindigkeits-Profiles im Modell mit variabel verteiltem (flächigen) Zulauf wurden die Ergebnisse der Zwei-Phasen-Simulation verwendet. Dazu wird das Geschwindigkeitsprofil unterhalb der Schlamm-Oberfläche entnommen und als Randbedingung (RB) für den Zulauf des Einphasen-Modells implementiert. Dazu wurden vom Benutzer definierte Funktionen, sogenannte UDFs (engl: User-Defined-Functions) in ANSYS Fluent verwendet. Abbildung 66 zeigt die drei Designs des freien Zulaufs und die Anordnung des eingetauchten Zulaufs.

Abbildung 66 Schema des Zulaufs der externen Schlammumwälzung für die Modellierung. Im Teil a) werden 3 Modellansätze für den freien Zulauf gezeigt und in Teil b) die Umsetzung eines eingetauchten Zulaufs.



Für die Behälterwände wurde eine gleitfreie Scherspannung angenommen. In der Zwei-Phasen-Simulation wurde zur Einstellung von Anfangsbedingungen (AB) das Berechnungsvolumen in zwei Bereiche zerlegt. Der Hauptbereich ist die Schlamm-Phase und das Gas darüber stellt den zweiten, oberen Bereich dar.

In den Einphasen-Modellen wurde zusätzlich ein Tracer simuliert. Dazu wurde eine kreisförmige Region innerhalb der Schlammphase durch ein Fluid mit identen Eigenschaften (Tracer) ersetzt. Dies hat den Zweck die Rezirkulation zu beobachten und erlaubt zudem die Einschätzung der Durchmischungszeit durch Beobachtung der Verteilung und Verdünnung.

### 3.3.2 Netzunabhängigkeitsstudie und 2D versus 3D Simulation

Für gitterbasierte CFD-Modelle hat die Netzgeometrie, bzw. die Anzahl der Netzelemente, sowohl einen Einfluss auf die Berechnungsdauer als auch auf das Ergebnis. Um die optimale Netzweite (d.h. Element-Anzahl) zu finden wurden Simulationen für drei Netzwerke verschiedener Größen durchgeführt und die Geschwindigkeitsprofile entlang dem mittleren Schnitt durch den Faulbehälter für stationäre Verhältnisse untersucht. Die Abweichung der Geschwindigkeiten für alle Berechnungspunkte entlang des Profilschnitts errechnet sich zu:

Formel 7 Abweichung der Geschwindigkeiten

$$\sigma_i = \frac{(\dot{V}_i - V_i)}{V_i} * 100$$

mit  $\dot{V}_i$  der Geschwindigkeit an Punkt  $i$  in einem Netzwerk verglichen mit  $V_i$  des gleichen Punktes im anderen Netzwerk.

Für die Einphasen-Modelle mit verteiltem Zulauf wurden unterschiedliche Rastergrößen verwendet mit den resultierenden Element-Zahlen von 100.644, 404.878 und 1.117.855.

Abbildung 67 Unterschiede der Geschwindigkeitsprofile für die Modelle mit verteiltem Zulauf für unterschiedliche Rastergrößen.

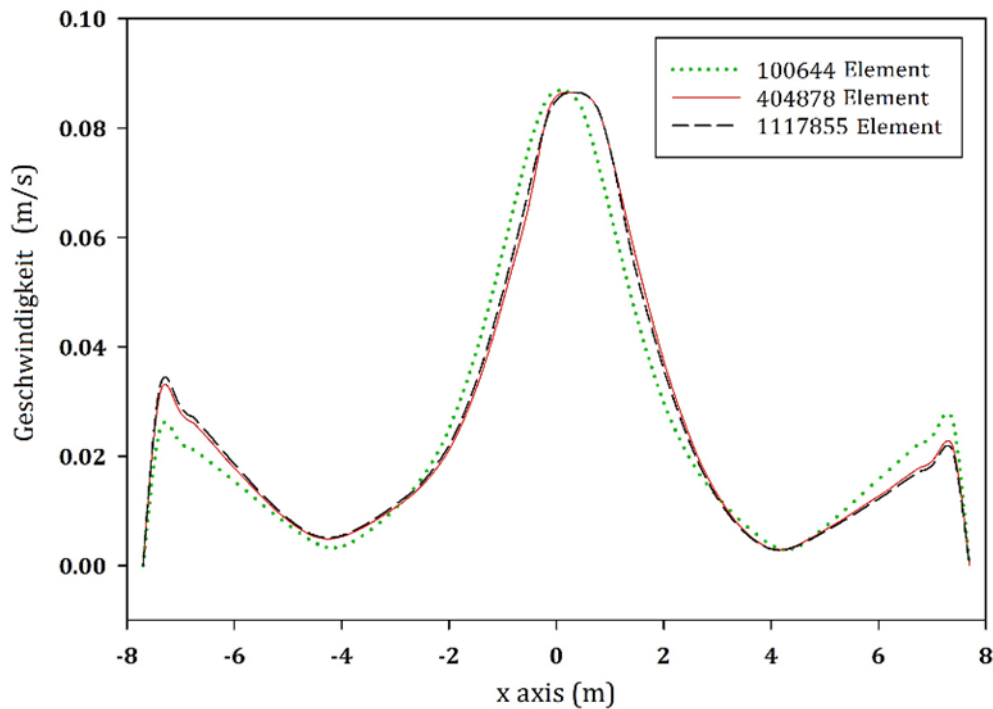
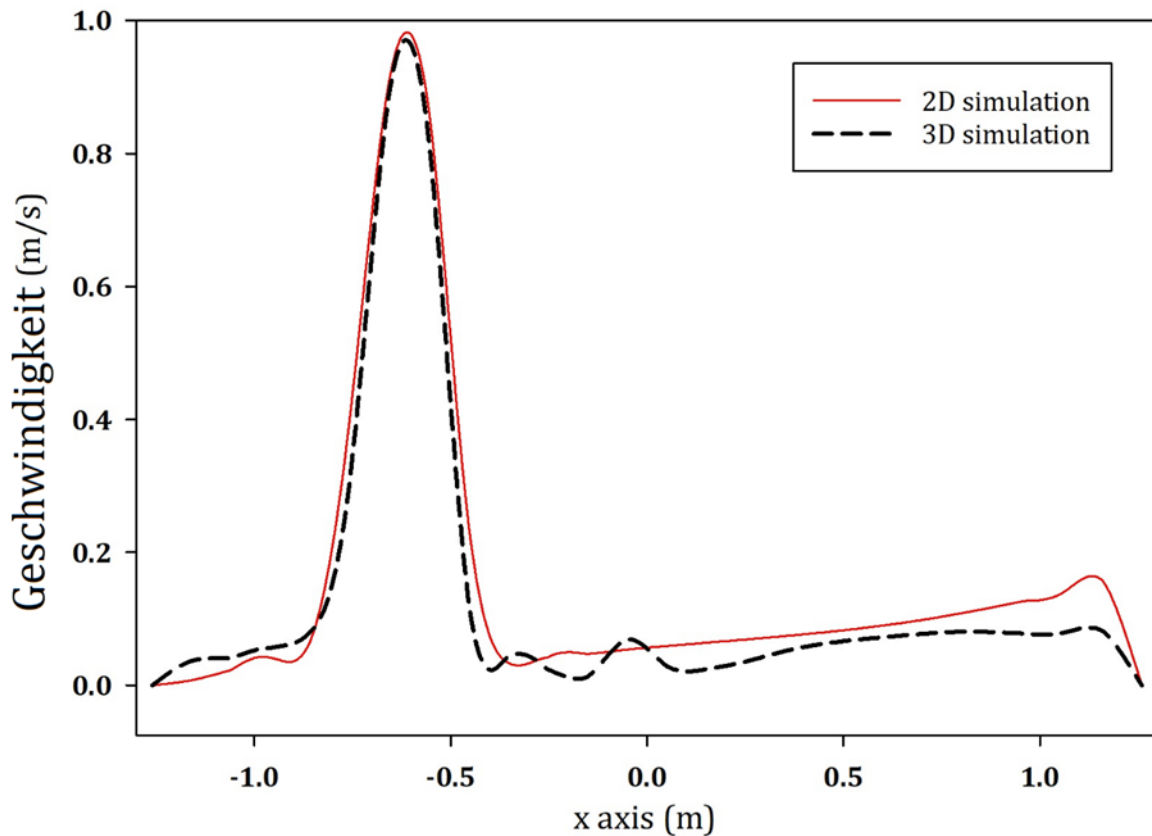


Abbildung 67 zeigt, dass das Netz mit 100.664 Elementen zur weiteren Untersuchung ungeeignet ist, da sich das Geschwindigkeitsprofil bei Steigerung auf 404.878 Elemente um 15,7 % verändert. Bei weiterer Steigerung auf 1.117.855 Elemente wurde nur mehr eine geringe Änderung von 3,6 % festgestellt, weshalb das 404.878-Elemente-Netz für eine weitere Analyse akzeptabel ist. Eine ähnliche Vorgangsweise wurde für die anderen Modelle durchgeführt.

Ein wichtiger Punkt ist auch die Dimensionalität des Modells. Es steht völlig außer Frage, dass eine 2-dimensionale Simulation eines 3-dimensionalen Problems eine Vereinfachung der realen Verhältnisse darstellt. Andererseits war die instationäre Simulation des Phänomens in einem 3-dimensionalen Modell wegen der exorbitanten Rechenzeit (Wochen bis Monate) aus praktischen Gründen nicht möglich. Daher wurde eine Vergleichsstudie für den oberen Teil des Reaktors (Einlaufbereich) durchgeführt. Dabei wurden die vertikalen Geschwindigkeiten in der Mittelachse des Reaktors auf der horizontalen Bezugslinie 0,3 m unterhalb des Schlammspiegels für jeweils 2-D und 3-D instationäre Simulationen verglichen. Zum Zeitpunkt 80 min nach Start des Experiments ergaben sich für die vereinfachte 2-D Berechnungen nur sehr geringe Unterschiede zu komplexen 3-D Berechnung. Es ist also

davon auszugehen, dass der Fehler durch die Modellvereinfachung gering ist und die 2-dimensionale instationäre Berechnung zulässig ist.

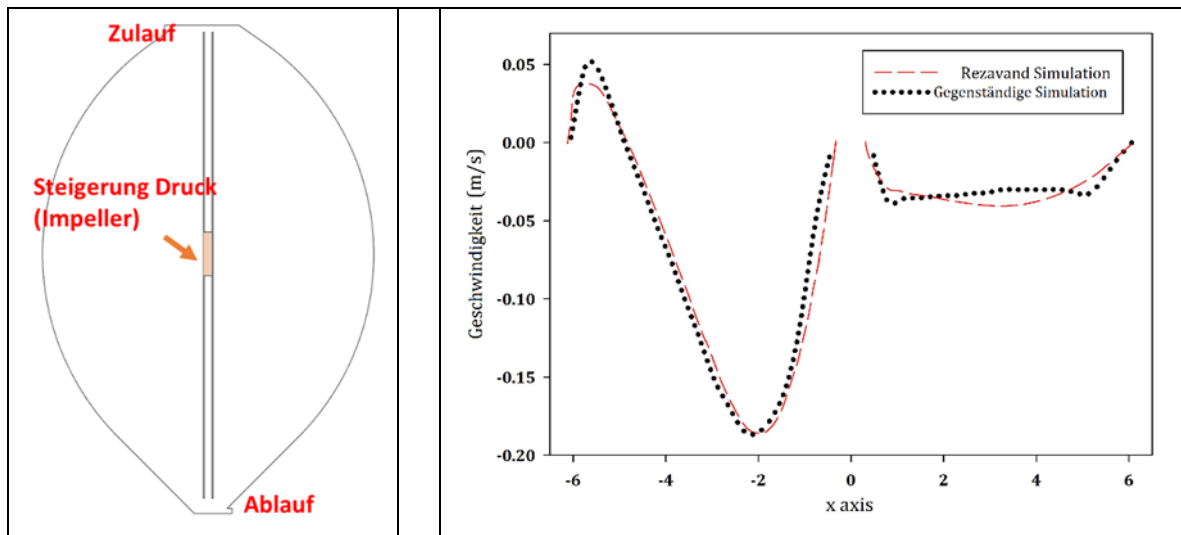
Abbildung 68 Vertikale Geschwindigkeit in der Mittelachse des Reaktors auf der horizontalen Bezugslinie 0,3 m unterhalb des Schlammspiegels für instationäre 2-D und 3-D Simulationen – zum Zeitpunkt 80 min nach Start des Experiments.



Für die Validierung des Modells wurde ein bestehendes Modell dieser Fallstudie verwendet – allerdings mit anderen Randbedingungen und mit einer zusätzlichen mechanischen Durchmischung mittels eines Impellers (Rezavand, Zhang, & Hu, 2019). (Anmerkung: Der Impeller wurde zwischenzeitlich stillgelegt bzw. entfernt). Nach Adaption der Randbedingungen und unter Verwendung eines nicht-newtonschen Fluids mit TS = 12,1 % (wie in (Rezavand, Zhang, & Hu, 2019)) ergab sich eine sehr gute Übereinstimmung der beiden Modelle. Die geringen Unterschiede der beiden Modelle sind durch unterschiedliche Turbulenzmodelle erklärbar sowie die etwas abweichende Implementierung des Impellers im Modell – hier vereinfacht als Drucksteigerung im Impellerrohr.



Abbildung 69 Schema und Resultat der Modellvalidierung: Links ist das Schema des Reaktors mit dem Impeller dargestellt, wobei der Impeller selbst als Drucksteigerung im Impellerrohr simuliert wird. In der Darstellung rechts werden vertikale Geschwindigkeitsprofil der Simulationen von (Rezavand, Zhang, & Hu, 2019) und dem gegenständlichen Modell auf Bezugshöhe 6 m über dem Reaktorboden für stationäre Verhältnisse gezeigt.

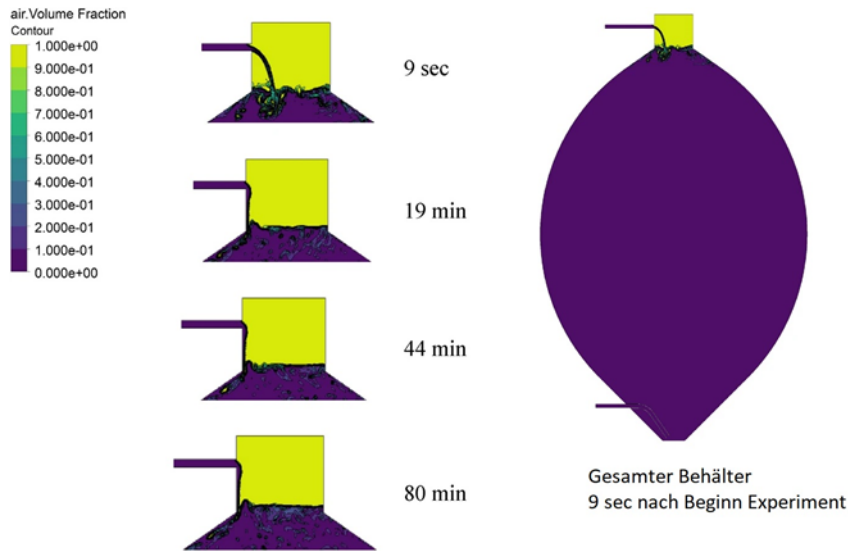


### 3.3.3 Ergebnisse der Simulation

#### Multi-Phasen Simulation – freier Zulauf

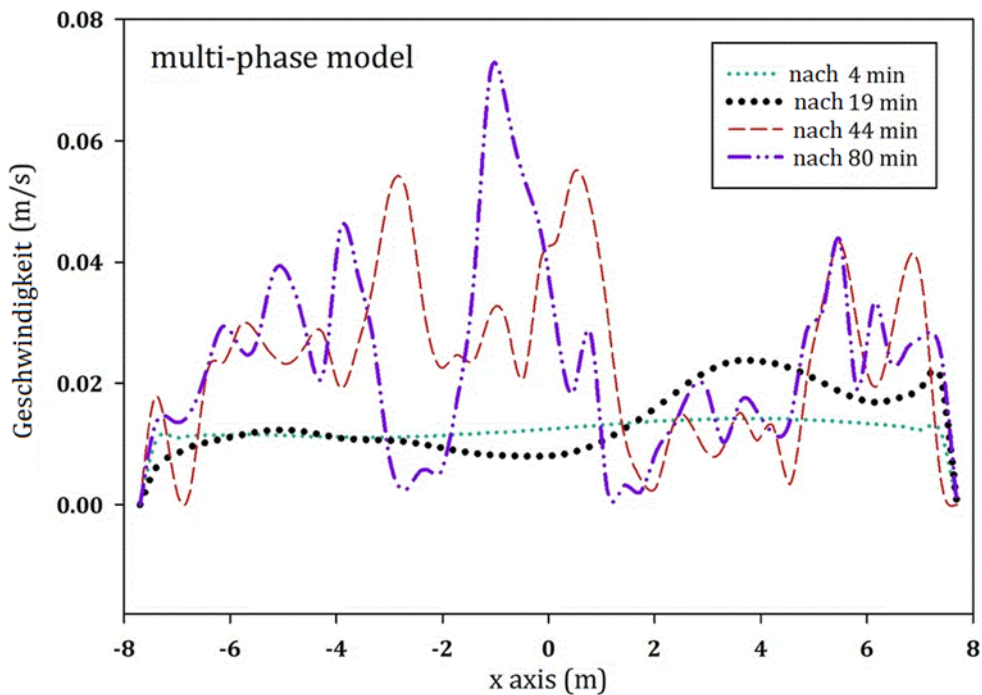
Abbildung 70 zeigt die Konturen (Schichtliniendiagramm) der flüssigen Phase zu den berechneten realen Zeitpunkten 9 sec, 19 min, 44 min und 80 min nach Simulationsstart. Diese Zeitpunkte geben eine geeignete Auskunft über die Ergebnisse der Ein- und Mehrphasen-Simulationen über einen geeigneten Zeitraum für den Mischungsvorgang. Aus Abbildung 70 lässt sich auch eine Deformation der Flugbahn des aus dem freien Zulauf fallenden Schlamms aufgrund des hohen Drucks in der Gas-Phase ersehen. Neben der geringen Zulaufs-Geschwindigkeit ist dies der Grund, warum der zulaufende Schlamm schon nach circa 10 Sekunden bis zum Ende der Simulation an die Behälterwand gedrückt wird.

Abbildung 70 Es werden die die Konturen (Schichtliniendiagramm) der flüssigen Phase zu den berechneten realen Zeitpunkten 9 sec, 19 min, 44 min und 80 min nach Simulationsstart dargestellt. Diese Zeitpunkte erlauben die Einschätzung und Vergleich der Ergebnisse der Ein- und Mehrphasen-Simulationen über einen geeigneten Zeitraum für den Mischvorgang.



Zur Beurteilung des Fluid-Verhaltens in Behältermitte wurden Geschwindigkeitsprofile im Mittelbereich herangezogen. Abbildung 71 zeigt Geschwindigkeitsprofile in Behältermitte zu den Zeitpunkten 4 min, 19 min, 44 min und 80 min nach Simulationsstart.

Abbildung 71 Die Abbildung zeigt, dass das Geschwindigkeitsprofil in Behältermitte für das Multi-Phasen-Modell keinem fixierten Muster folgt, obwohl im Plot bei 44 min eine gewisse Ähnlichkeit erkennbar ist. Dies kann durch Trägheitskräfte bei den Zulaufs-Randbedingungen erklärt werden, welche zu vorübergehenden Strömen im Behälter führen. Die Schwankungen der Geschwindigkeit im Mittelbereich liegen zwischen 0 und 0,066 m/s.

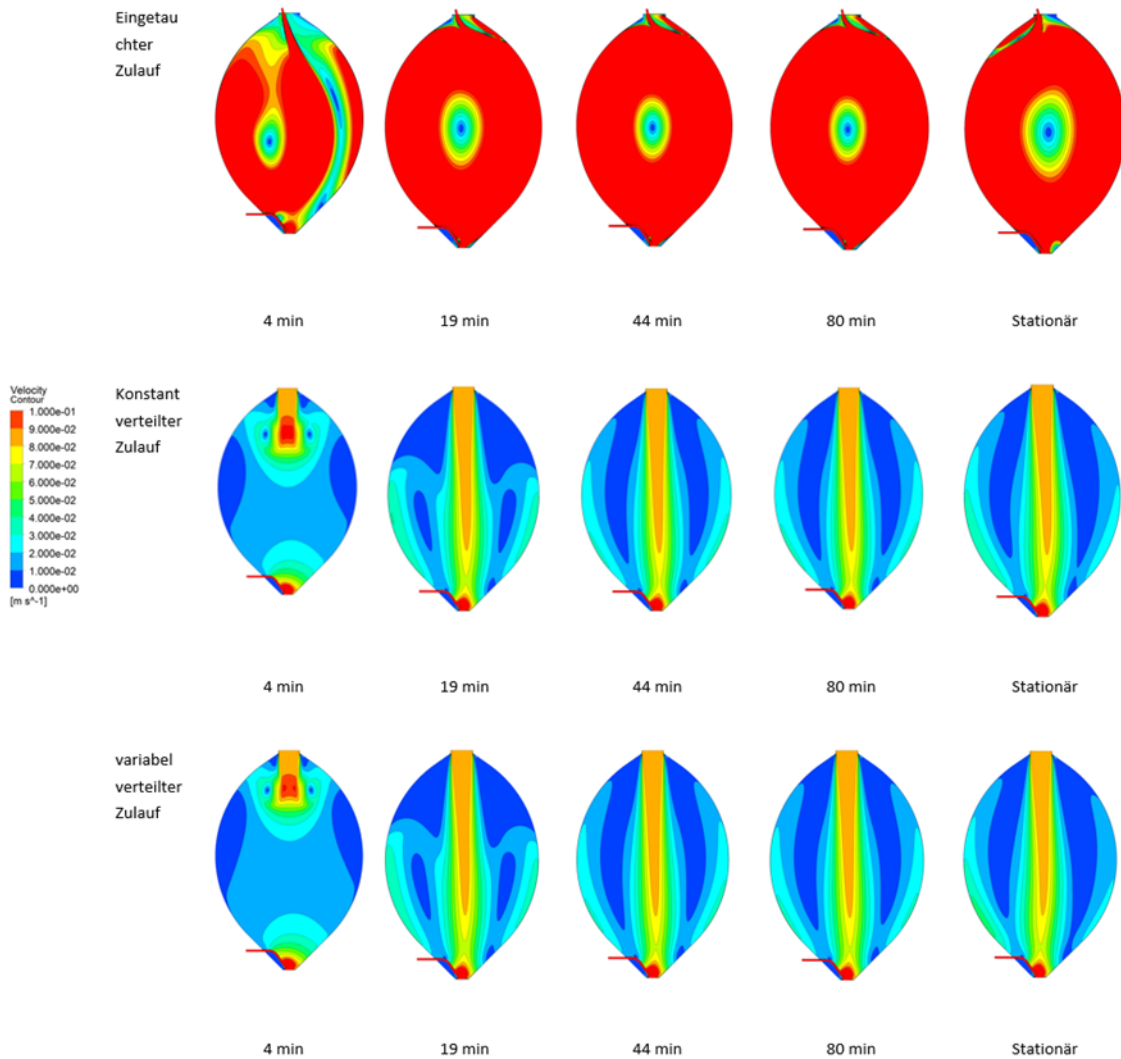


Nach Durchführung der Multi-Phasen-Simulationen wurde evaluiert, ob Einphasen-Modelle die Mehrphasen-Simulationen nachbilden können, und somit mit dem Einphasen-Modell des eingetauchten Zulaufs verglichen werden können.

### Einphasen Simulationen – Eingetauchter Zulauf / freier Zulauf konstant-variabel verteilt

Instationäre Einphasen-Modelle mit drei unterschiedlichen Zulaufs-Randbedingungen können durch Kontur-Linien, quantitative Plots und andere Parameter, wie Durchmischungszeit und Tot-Volumen dargestellt werden. Abbildung 72 zeigt die Geschwindigkeits-Konturlinien des Reaktors für die Modelle mit eingetauchtem, konstant verteiltem und variabel verteiltem Zulauf. Die Konturlinien werden anhand der Geschwindigkeits-Felder zu verschiedenen Zeitpunkten aus Simulationen in sowohl stationärem als auch instationärem Zustand abgeleitet.

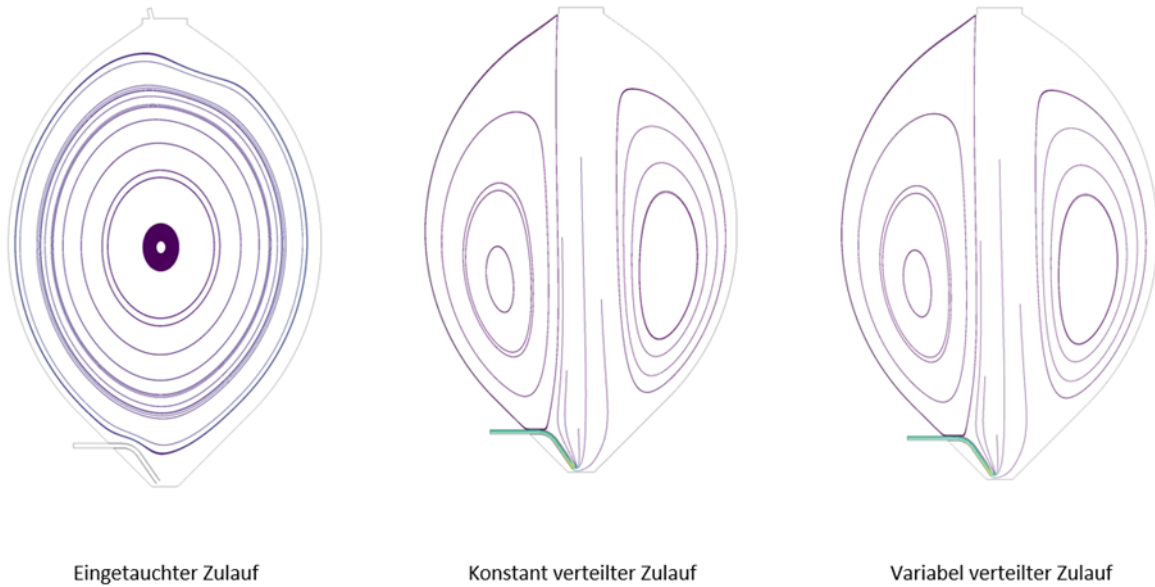
Abbildung 72 Darstellung der Geschwindigkeits-Konturlinien der Einphasen Modelle mit eingetauchtem, konstant verteiltem und variabel verteiltem Zulauf. Die Konturlinien werden jeweils zu den Zeitpunkten 4 min, 19 min, 44 min und 80 min nach Simulationsstart geplottet.



In Abbildung 72 ist zu erkennen, dass die Geschwindigkeiten zu verschiedenen Zeitpunkten und in verschiedenen Bereichen des Reaktors für den eingetauchten Zulauf als signifikant höher berechnet wurden, als für jene mit konstant verteiltem bzw. variabel verteiltem Zulauf. Für alle Modelle sind die Konturlinien zum Zeitpunkt 19 min praktisch ident zu jenen der stationären Simulation.

Die Form der Stromlinien ist ebenfalls für ein vertieftes Verständnis des Fluid-Verhaltens im Reaktor hilfreich, weshalb diese – abgeleitet aus den berechneten Geschwindigkeitsfeldern – in Abbildung 73 für den Zeitpunkt 80 min nach Simulationsstart dargestellt werden.

Abbildung 73 Muster der Stromlinien des – zu einem stationären Zustand konvergierten – Strömungsfeldes zum Zeitpunkt 80 min nach Start. Die unterschiedlichen Zulauf-Varianten – speziell die höheren Geschwindigkeiten beim eingetauchten Zulauf – resultieren in stark unterschiedlichen Stromlinien-Mustern.



Quantitative Parameter, wie die Geschwindigkeiten, wurden zu verschiedenen Zeitpunkten und an verschiedenen Stellen im Behälter geplottet. Abbildung 74 zeigt das Geschwindigkeitsprofil in der Mittellinie für die Modelle mit eingetauchtem, konstant verteiltem und variabel verteiltem Zulauf zu den Zeitpunkten 4 min, 19 min, 44 min und 80 min, sowie im stationären Zustand.

Abbildung 74 Darstellung der Geschwindigkeitsprofile für Modelle mit eingetauchtem, konstant verteiltem und variabel verteiltem Zulauf. Es werden jeweils die Geschwindigkeiten in der Mittellinie zu den Zeitpunkten 4 min, 19 min, 44 min und 80 min, sowie im stationären Zustand („steady“) geplottet.

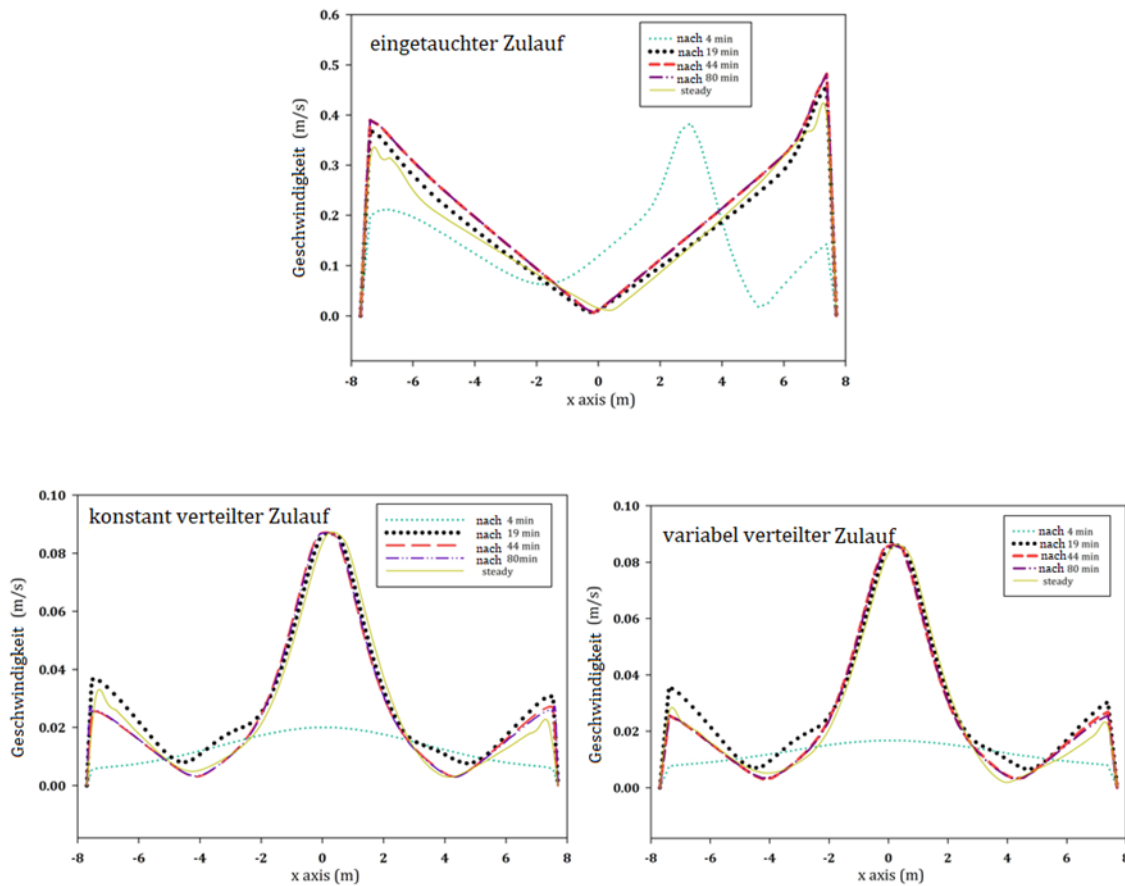


Abbildung 74 zeigt, dass alle instationäre Modell-Varianten nach 19 min einen Geschwindigkeitsverlauf vorweisen, welcher jenem der stationären Simulation stark ähnelt. Nach 44 min sind die Verläufe praktisch deckungsgleich. Das Modell mit eingetauchtem Zulauf weicht in Form und Größenordnung des geplotteten Geschwindigkeitsverlaufes deutlich von den Modellen mit konstantem bzw. variabel verteiltem Zulauf ab. Die maximale Geschwindigkeit in Behältermitte ist 0,48 m/s im stationären Zustand für den eingetauchten Zulauf, jedoch nur 0,087 bzw. 0,086 m/s für den konstant bzw. variabel verteilten Zulauf. Dies erklärt sich durch die unterschiedlichen Zulaufs-Geschwindigkeiten, welche sich auf die Geschwindigkeiten in Behältermitte auswirken. Wie in Abbildung 74 dargestellt, unterscheiden sich dadurch auch die Formen der Geschwindigkeitsverläufe. Hohe Geschwindigkeiten (im Vergleich zum restlichen Verlauf) treten beim konstant und variabel verteilten Zulauf eher in Behältermitte, beim eingetauchten Zulauf nahe der Behälterwände auf.

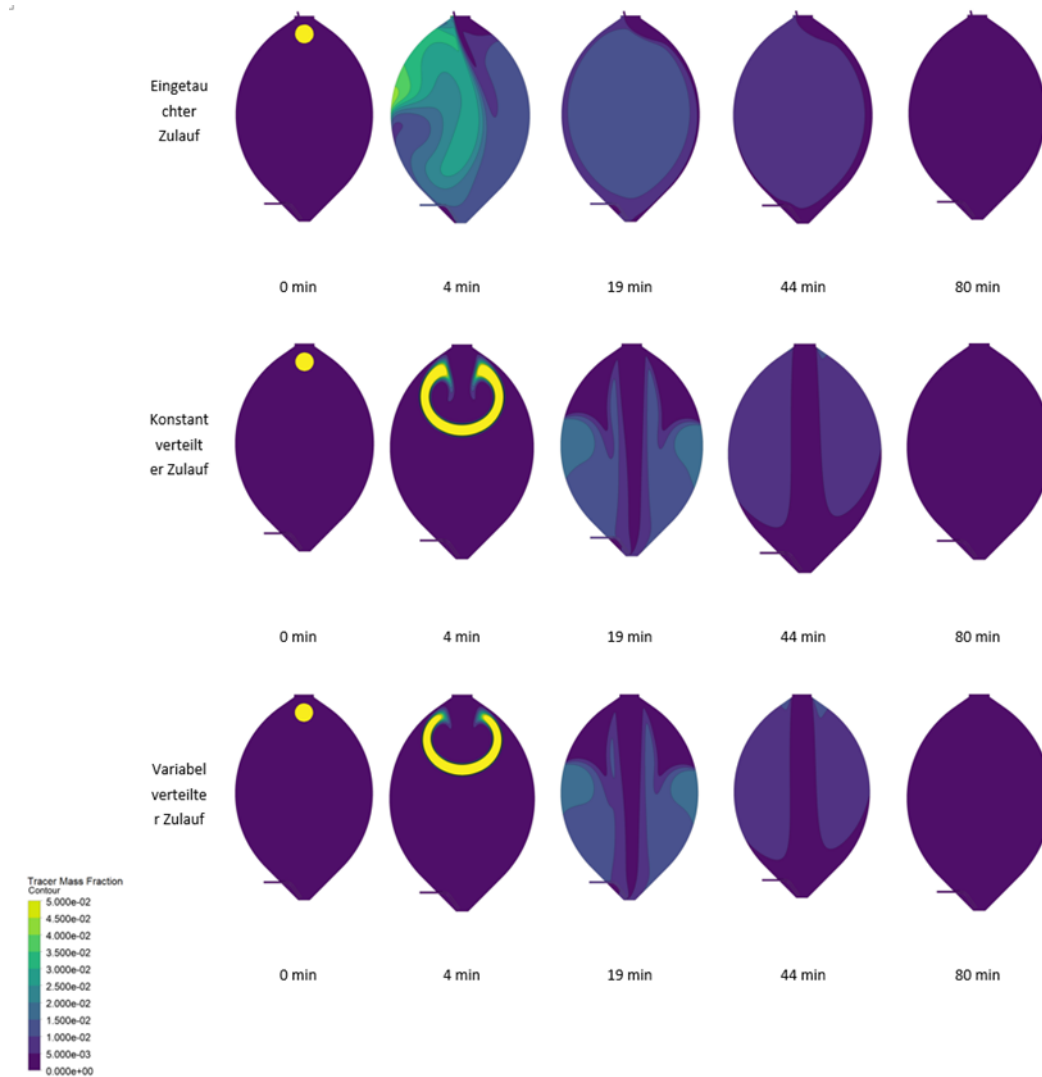
Abbildung 72 und Abbildung 73 (Konturen und Stromlinien) erklären die starken Unterschiede mit der Bildung eines ausgeprägten kreisförmigen Strömungsregimes im Reaktor im Fall des eingetauchten Zulaufs. Beim konstant bzw. variabel verteiltem Zulauf entsteht dagegen eine dominante Abwärtsströmung im Mittelbereich und eine schwächere Aufwärtsströmung nahe der Behälterwände.

### **Auswirkung auf die Durchmischung im Reaktor**

Die Definition der Durchmischungszeit hat einen großen Einfluss auf eine Analyse der Rezirkulation. Die Berechnung der Durchmischungszeit nach (Mao, et. Al., 2019) und (Wu, 2011) wird angewandt. Eine kreisförmige Region an einem bestimmten Punkt im Behälter (hier: Radius 1m und 9m über Behältermitte; vgl. Abbildung 75 zum Zeitpunkt 0 min) wurde im Modell durch ein zweites Fluid mit den gleichen Eigenschaften wie das tatsächliche Fluid ersetzt, um die Durchmischung verfolgen zu können. Abbildung 75 zeigt die Verteilung dieser Tracer-Flüssigkeit im Behälter für die drei unterschiedlichen Modelle. Der Massenanteil des Tracer-Fluids wird durch Konturlinien in zehn Farben (für jeweils 0,005-Schritt an Massenanteilen) dargestellt.

Abbildung 75 zeigt für das Modell mit eingetauchtem Zulauf eine deutliche Verringerung der Massenanteile des Tracer-Fluids an seiner ursprünglichen Position nach 4 min. Zu diesem Zeitpunkt sind Partikel des Tracer-Fluids bereits in praktisch alle Bereiche des Behälters vorgedrungen. Die Muster für die beiden anderen Modelle sehen sehr unterschiedlich aus, was durch die niedrigen Eintrittsgeschwindigkeiten des freien Zulaufs erklärt werden kann. Die Durchmischung beim konstant und variabel verteiltem Zulauf erfolgte daher deutlich langsamer. Im Laufe der Simulation verteilt sich das Tracer-Fluids immer weiter und weist – für alle drei untersuchten Situationen – bei Minute 80 der Simulation nur mehr einem Massenanteil von unter 0,005 auf.

Abbildung 75 Verteilung der Tracer-Flüssigkeit im Behälter für die drei Modelle mit eingetauchtem, konstant und variable verteiltem Zulauf. Der Massenanteil des Tracer-Fluids wird durch Konturlinien in zehn Farben (für jeweils 0,005-Schritte an Massenanteilen) zu Zeitpunkten 0 min, 4 min, 19 min, 44 min und 80 min dargestellt.



Zusätzlich zur obigen Tracer Ausbreitung wurde zur Berechnung des Durchmischungsgrads die Standardabweichung der Tracer-Fluid-Konzentration beobachtet. Wie in Abbildung 76 dargestellt wurden dazu drei Bezugslinien – halbe Höhe des Behälters und jeweils 8 m ober- und unterhalb – durch den Behälter gelegt, um den zeitlichen Fortschritt der Durchmischung von oben nach unten bewerten zu können. Die Erreichung einer stabilen Durchmischung wurde bei einer Standardabweichung der Tracer-Fluid-Partikel-Konzentration von kleiner 0,001 angenommen. Abbildung 76 zeigt die Plots der Standardabweichung entlang der drei Linien für jedes Modell.



Abbildung 76 Standardabweichung der Tracer-Fluid-Konzentration zur Analyse der Durchmischungszeit für die Einphasen Modelle mit eingetauchtem, konstant bzw. variabel verteiltem Zulauf. Die Bezugslinien sind wie folgt angeordnet: halbe Höhe des Behälters und jeweils 8 m ober- und unterhalb. Die Erreichung einer stabilen Durchmischung wird bei einer Standardabweichung der Tracer-Fluid-Partikel-Konzentration von kleiner 0,001 angenommen.

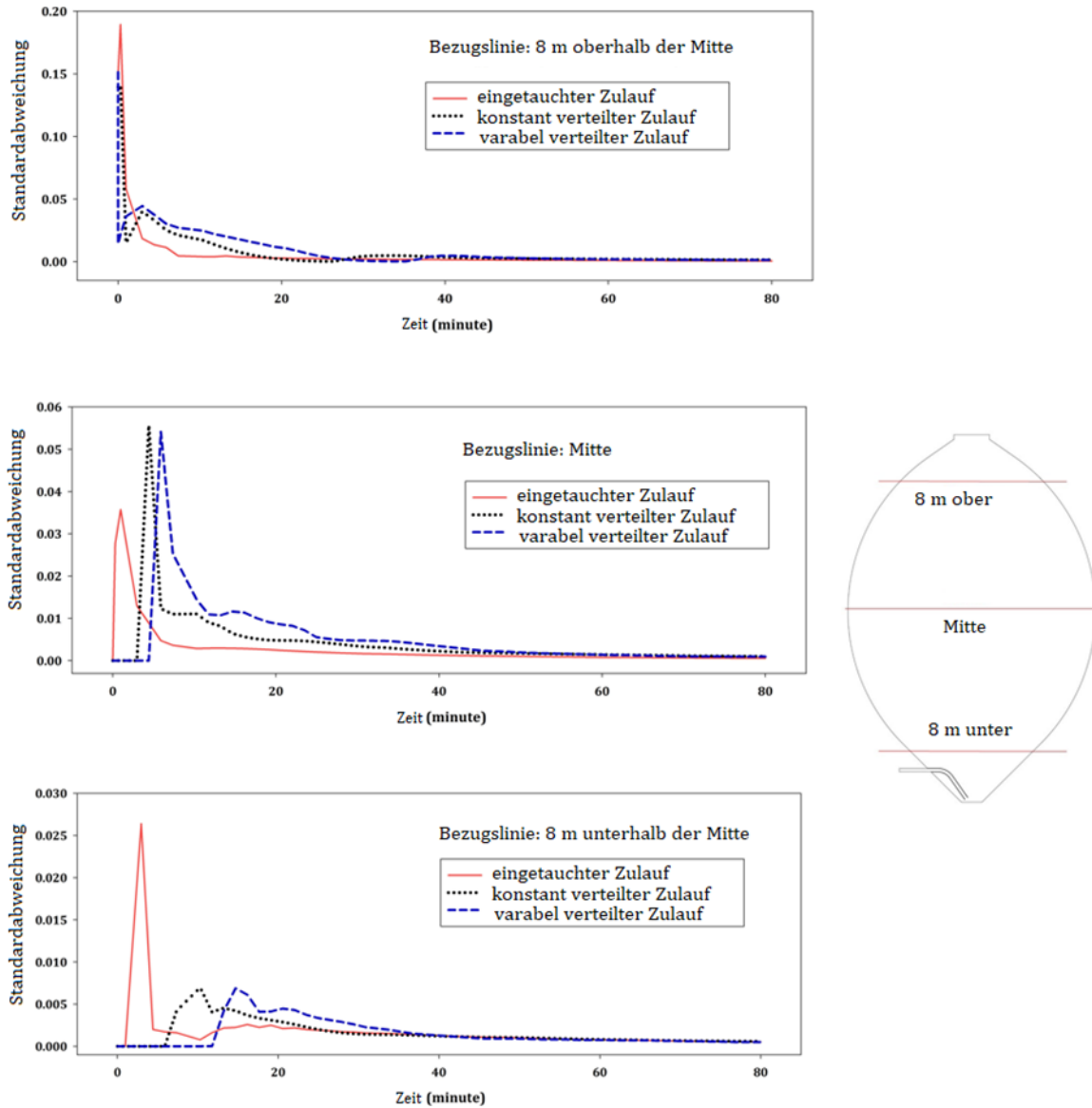


Abbildung 76 zeigt, dass die Durchmischung beim eingetauchten Zulauf deutlich schneller erfolgte im Vergleich zu den anderen Modellen, da es aufgrund der höheren Eintrittsgeschwindigkeit zu einer signifikanten Bewegung des Fluids im Behälter kommt. Dies ist an den Werten für die Bezugslinie 8 m unterhalb der halber Behälterhöhe klar ersichtlich. Beim

Modell mit eingetauchtem Zulauf fällt die Standardabweichung der Tracer-Fluid-Konzentration entlang der unteren Bezugslinie bereits nach 4,5 min unter 0,005. Dieser Zustand wird beim konstant bzw. variabel verteiltem Zulauf erst nach 11 bzw. 17 min erreicht.

Zur Analyse der benötigten Energie für die Bewegung des Fluids im Behälter für jedes Modell wurde nach (Bridgeman, 2012) vorgegangen. Die Dissipationsrate der Energie wurde durch Verwendung eines Turbulenzmodells errechnet. Der gesamte Energieverbrauch wurde durch Integration des lokalen Energieverbrauchs über das gesamte Behältervolumen berechnet:

Formel 8 Energieverbrauch

$$P = \rho \int \varepsilon dV$$

mit  $\rho$  der Dichte,  $e$ -der Dissipationsrate der Energie und  $V$  dem Volumen.

Die Ergebnisse zeigen, dass der Energieverbrauch des Modells mit eingetauchtem Zulauf 208 % bzw. 212 % über dem der konstant bzw. variabel verteilten Zuläufe lag. Für alle Modelle wurde festgestellt, dass die Standardabweichung der Tracer-Fluid-Konzentration entlang der oberen Bezugslinie (8 m oberhalb der halben Höhe) stärker fluktuiert da diese obere Linie näher an der ursprünglichen Tracer-Region liegt. Die Höchstwerte der Standardabweichung an der oberen Linie liegen bei 0,379, 0,412 und 0,419 für die Modelle mit eingetauchtem, konstant und variabel verteiltem Zulauf.

Nach den numerischen Ergebnissen erreichte das Tracer-Fluid die untere Bezugslinie (8 m unter Behältermittelpunkt) erstmals nach 3 min, 9 min, bzw. 8 min für die Modelle mit eingetauchtem, konstant und variabel verteiltem Zulauf. Dies unterstreicht nochmals die bessere (schnellere) Durchmischung bei eingetauchtem Zulauf.

In allen Modellen wurde eine nahezu homogene Verteilung des Tracer-Fluids im gesamten Behälter zum Zeitpunkt 80 min (Abbildung 75) erreicht d.h., der Massenanteil des Tracer-Fluids liegt im gesamten Reaktor unterhalb von 0,005.

Neben der Durchmischungszeit ist das Tot-Volumen (Hurtado, Kaiser, & Zamora, 2015) ein signifikantes Kriterium zur Bewertung des Durchmischungserfolgs. Für das Tot-Volumen

sind in der fach einschlägigen Literatur unterschiedliche Definitionen bekannt. Für die gegenständliche Arbeit wurde das Tot-Volumen nach (Hurtado, Kaiser, & Zamora, 2015) als jene Regionen mit Geschwindigkeiten von unter 0,02 m/s definiert. Zellen mit Geschwindigkeiten unter diesem Grenzwert von 0,02 m/s wurden in einem benutzerdefinierten Speicher, basierend auf der DEFINE\_ADJUST-Funktion in ANSYS Fluent gespeichert, um die Tot-Zonen (Zonen mit stagnierender Strömung) berechnen zu können. Für einen stationären Zustand mit eingetauchtem Zulauf ergab sich das Tot-Volumen zu 0,3 %. Für die Modelle mit konstant bzw. variabel verteiltem Zulauf ergaben sich 28 % bzw. 27 % Tot-Volumen. Das Tot-Volumen des eingetauchten Zulaufs ist also deutlich geringer, was durch die hohen Trägheitskräfte im Zulauf-Bereich und daraus resultierenden höheren Geschwindigkeiten im Behälter – verglichen mit den anderen Modellen – erklärt werden kann.

### **Vergleich der Modellansätze Mehrphasenströmung – Einphasenströmung**

Obwohl in der Realität mehrere Phasen (Wasser-Gas-Sediment) im Behälter vorkommen, ist eine Simulation ebendieser Situation vergleichsweise komplex und bringt handelsübliche Computerhardware an die Kapazitätsgrenzen. Deshalb werden sowohl in Wissenschaft als auch Praxis öfters Einphasen-Modelle verwendet. In Abbildung 77 werden die Einphasen-Modelle mit dem Mehrphasen-Modell durch einen Plot der Geschwindigkeitsprofile entlang der Mittellinie zum Zeitpunkt 80 min verglichen.

Abbildung 77 Darstellung der Geschwindigkeitsprofile entlang der Mittellinie zum Zeitpunkt 80 min zum Vergleich von Einphasen-Modellen mit dem Mehrphasen-Modell.

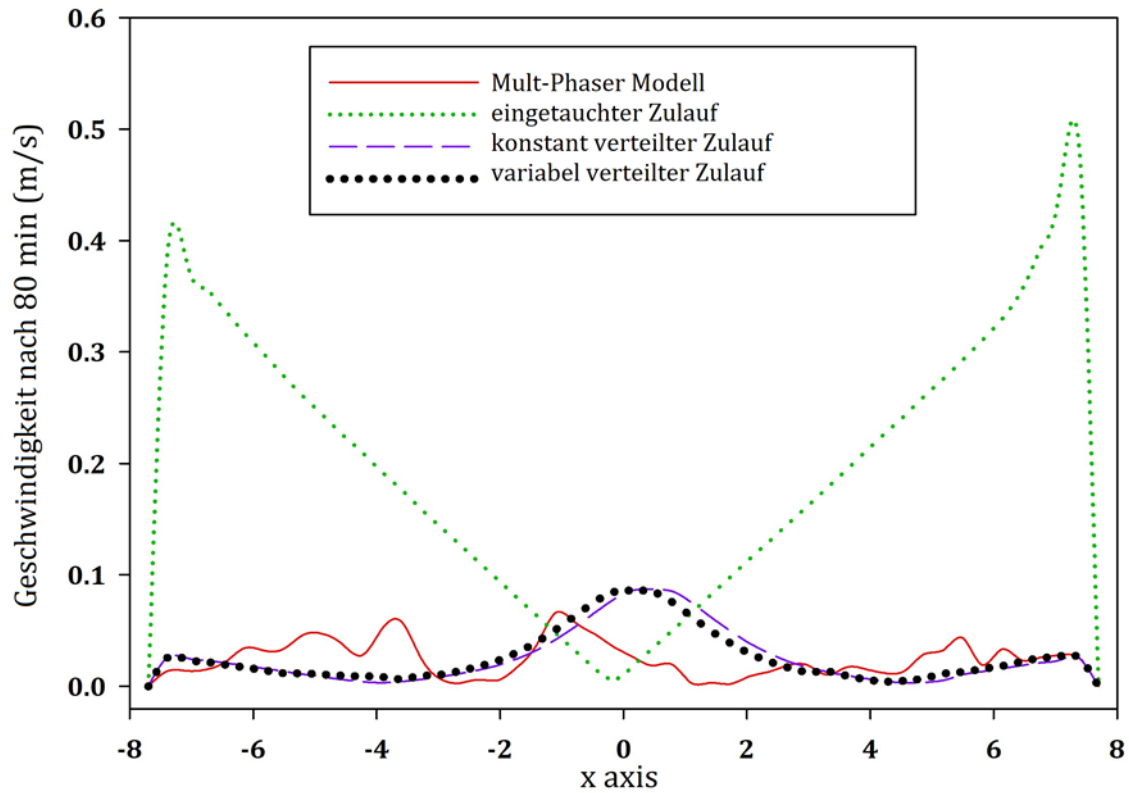


Abbildung 77 zeigt, dass die Resultate der Modelle mit konstant bzw. variabel verteiltem Zulauf ähnlich zum Mehrphasen-Modell sind, während das Modell mit eingetauchtem Zulauf signifikant abweichendes Verhalten zeigt. Der quantitative Unterschied liegt bei genannten Modellen bei 81 % bzw. 75 %, beim eingetauchten Zulauf liegt der Unterschied zum Mehrphasen-Modell bei 140 %. Daher wird das simplifizierte Modell mit variabel über die Oberfläche verteiltem Zulauf als das optimal konvergierende Modell an das Mehrphasen-Modell mit freiem (frei fallendem) Zulauf angesehen. Die Simulationen wurden auf einem Desktop PC 16 GB RAM, 5 Prozessoren Core (TM) i7 CPU of 3,2 GHz mit paralleler Nutzung aller 5 Prozessoren durchgeführt. Die Charakteristiken und CPU-Zeit der Simulationen sind in Tabelle 2 aufgeführt.

Tabelle 2 Simulationscharakteristiken

			Freier Zulauf	Eingetauchter Zulauf
	2 Phasen	Einphasig (konstanter Zulauf)	Einphasig (verteilter Zulauf)	
<b>Zeitschritt</b>	0,01–0,1 s	0,01–0,1 s	0,01–0,1 s	0,01–0,1 s
<b>Iterationen per Schritt</b>	50	30	30	30
<b>Simulation CPU Zeit</b>	12 d	2 d	2 d	2 d

### 3.3.4 Zusammenfassung und Empfehlung

Die hier dargestellten Simulationsergebnisse haben Implikationen sowohl für die Durchmischung als auch für die Simulation der Behältereinläufe. Zusammengefasst gilt:

- Die Zulaufgeometrie der Umwälzung hat einen signifikanten Einfluss auf die Strömungsbedingungen im Faulbehälter
- Der Durchmischungseffekt ist bei einem eingetauchten Einlauf signifikant höher als bei einem frei fallenden Zulauf
- Bei einem eingetauchten Zufluss ergaben sich aus der Simulation nur mehr vernachlässigbare Tot-Zonen im Tank. Der Energieeintrag in das Fluid ist dabei etwa 3-mal höher als bei einem frei fallenden Zulauf.
- Die Simulation des eingetauchten Zulaufes erfolgte mit einem Einphasen Modell
- Für die Simulation ist unbedingt auf eine korrekte Erfassung der geometrischen Bedingungen zu achten. Der frei fallende Zulauf kann aber vereinfacht mit einem Einphasenmodell mit verteiltem Zulauf approximiert werden.

## 3.4 Auswirkung der Biogasbildung auf die Faulraumdurchmischung

### 3.4.1 Einführung

Die Durchmischung der Faulraums ist wesentlich für einen kontinuierlichen und homogenen Abbau des organischen Materials durch Mikroorganismen und ermöglicht so eine effiziente Produktion von Biogas. Der Energieverbrauch für das Mischen in Fermentern kann

aber substantiell sein (Kariyama, Zhai, & Wu, 2018). Daher kann ein optimiertes Rührverfahren mit einem geringen Energieverbrauch zu einer Verbesserung der Gesamtenergiebilanz führen. Unter den verschiedenen Arten von Durchmischungsmethoden hat die Gasinjektion in der Literatur große Beachtung gefunden (Dapelo & Bridgeman, 2018). Bei diesem Prozess wird das erzeugte Biogas, das oben im Fermenter entnommen wird, durch eine Reihe von Düsen zum Boden des Raums gepumpt. Durch den Auftrieb und den Impuls steigen die Biogasblasen im Schlamm auf und sorgen bei ihren Bewegungen für eine Umwälzung (Dapelo, et. al., 2015).

Aber auch ohne Gasinjektion trägt die Blasenströmung, die bei der Produktion von Biogas entsteht, zur Durchmischung des Materials im Fermenter bei. Gegenwärtige Ansätze zur Simulation von blasenbeladenen Flüssigkeitsströmungen sind der Euler-Lagrangian-Methodik zuzurechnen. Die Erzeugung der Blasenströmung und ihre Auswirkung auf den gesamten Mischprozess ist jedoch für Bioreaktoren bis heute nur unzureichend untersucht (Dapelo, et. al., 2015). Die Erzeugung der Blasen innerhalb des Faulbehälters führt aufgrund von Impuls und Reibung zwischen den Blasen und der flüssigen Phase des Schlammes zur Bildung komplexer Stromlinien. Daher ist ein genaues Multiphasenmodell erforderlich, um die Hydrodynamik der Vermischung in der flüssigen Hauptphase zu berechnen.

### **3.4.2 Literaturüberblick**

Da es kein allgemeines Multiphasenmodell gibt, das für jede Anwendung geeignet ist (Anderson, 2011) werden verschiedene Methoden mit Vor- und Nachteilen für spezielle Fälle vorgeschlagen. (Karpinska & Bridgeman, 2017) untersuchten einen belüfteten Tank in einer Studie im Labormaßstab mit der Software ANSYS Fluent und berücksichtigten dabei den Einfluss sowohl der Gas- als auch der Schlammphase. Sie kamen zu dem Schluss, dass die korrekte Abschätzung der Blasengrößen von Bedeutung ist, um das Gasströmungsverhalten vorherzusagen. Sie schlugen auch ein geeignetes Modell für die Abschätzung der Turbulenz vor. In einer weiteren Simulation der Multiphasen-Gasinjektionsmischung untersuchten und validierten (Vesvikar & Al-Dahhan, 2005) eine Gasmischung mit niedriger Rate in einem Fermenter im Labormaßstab mit einem Euler-Euler-Modell (Schlamm und Gas) mit Zweiwege-Kopplung und analysierten dabei die Auswirkungen geometrischer Aspekte des Fermenters auf Totvolumen, Geschwindigkeitsfeld und Turbulenz. (Sánchez, et al., 2018) verwendeten einen Multiphasen-Solver in OpenFOAM zur Modellierung des Gasinjektionssystems eines Fermenters und analysierten den Energieverbrauch und die Diffusion löslicher biologischer Komponenten innerhalb des Fermenters während eines kompletten Belüftungszyklus.

Obwohl das Euler-Euler-Modell sehr komplexe Fluidströmungen behandelt, wird eine große Menge an empirischen Informationen zur Lösung der Impulsgleichungen benötigt (Anderson, 2011). Im Gegensatz dazu benötigen die Euler-Lagrange-Modelle weniger Berechnungsaufwand. Aus diesem Grund ist – wenn die Teilchenzahl nicht zu hoch ist – das Euler-Lagrangesche Modell eine attraktive Alternative. (Dapelo, et. al., 2015) entwickelten eine Euler-Lagrange-Plattform, basierend auf einem Finite-Volumen-Modell (FVM), um die Blasenvermischung in einem Faulraum im Labormaßstab abzuschätzen. Das Modell wurde mit Hilfe von PIV-Messungen, die an einem Versuchsaufbau durchgeführt wurden, validiert. Sie zeigten die Bedeutung der Maschenweite im Vergleich zu den Lagrange-Blasen und folgerten, dass ihr Ansatz auch auf die Simulation von Feststoffpartikeln angewendet werden kann.

### **3.4.3 Ziel der modelltechnischen Untersuchung**

Obwohl die Blasenströmungen in Kläranlagen auf Basis des Euler-Lagrange Finite-Volumen-Modells bereits modelliert wurde, wurde die Auswirkung der Biogasproduktion auf die Durchmischung des Faulraums bis heute nicht stringent untersucht. Daher besteht die Notwendigkeit, diesen Effekt in Abwesenheit einer gezielten Gasinjektion oder eines externen Mixers zu analysieren. In dieser Arbeit soll die Auswirkung der Biogasblasenbildung auf die Mischung in Kläranlagentanks abgeschätzt und das Verhältnis von Blasen, die in die Durchmischung einbezogen werden, im Vergleich zu einem externen Mischer aufgezeigt werden. Das Ziel ist es also, dass resultierende Totvolumen für das Beispiel eines Bioreaktors – sowohl mit als auch ohne externem Rührwerk – zu analysieren. Neben dem Totvolumen werden auch andere effektive Parameter, die mit der Mischeffizienz zusammenhängen, wie z.B. der Geschwindigkeitsgradient (Sindall, Bridgeman, & Carliell-Marquet, 2013) und die Geschwindigkeit, untersucht.

### **3.4.4 Kopplung Fluid – Partikelphase**

Die Kopplung zwischen der eulerschen Flüssigphase (kontinuierlich) und der lagrangeschen Blasenphase (partikelbasiert) kann je nach vorherrschendem Regime entweder als Einweg- oder als Zweiweg-Kopplung implementiert werden (Gruber & Khinast, 2016). Bei der einseitigen Kopplung beeinflusst die kontinuierliche Phase die diskreten Partikel. Die Bewegung der diskreten Partikel werden mit folgender Gleichung (Formel 9) auf der Grundlage eines festen Strömungsfeldes der kontinuierlichen Phase vorhergesagt.

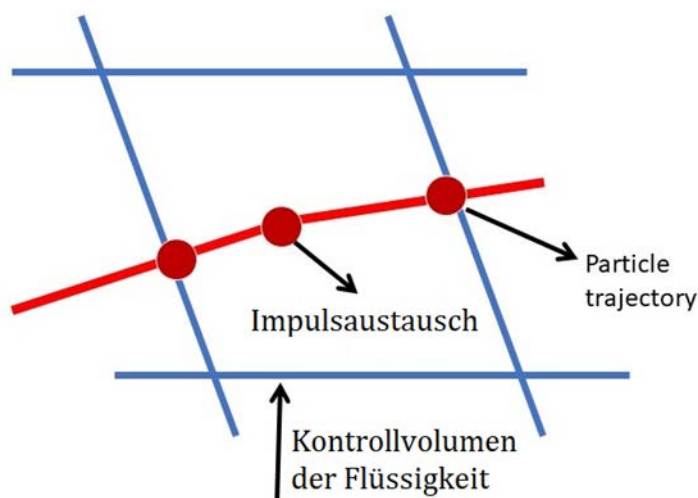
## Formel 9 Bewegung der diskreten Partikel

$$m_i \frac{d\vec{u}_i}{dt} = m_i g \left( \frac{\rho_i - \rho}{\rho_i} \right) + m_i \left( \frac{\vec{u} - \vec{u}_i}{\tau_r} \right) + F_{\text{add}}$$

Bei der Zwei-Wege-Kopplung ist der Prozess jedoch komplizierter. Während die Trajektorie eines Partikels berechnet wird, verfolgt der numerische Algorithmus die Masse und den Impuls, die von den Partikeln (die eben dieser Trajektorie folgen) verändert werden (plus / minus). Diese Größen können in die nachfolgenden Berechnungen der kontinuierlichen Phase einbezogen werden. Während sich die kontinuierliche Phase also immer auf die diskrete Phase auswirkt (wie bei einer Einwegkopplung), kann auch die Bewegung der diskreten Phase auf die (kontinuierliche) Schlammphase eine Auswirkung haben.

Die gegenseitige Kopplung wird berechnet, indem abwechselnd die Gleichungen der diskreten und der kontinuierlichen Phase gelöst werden, bis ein Gleichgewicht in beiden Phasen erreicht ist. Dieser „interphasige“ Impulsaustausch vom Partikel zur kontinuierlichen Phase ist in Abbildung 78 qualitativ dargestellt (Manual, 2019).

Abbildung 78 Darstellung des Berechnungsschemas der gegenseitigen Kopplung. Die Gleichungen der diskreten und der kontinuierlichen Phase werden iterativ gelöst, bis ein Gleichgewicht in beiden Phasen erreicht ist.





Der Austausch der Kräfte zwischen der kontinuierlichen Phase des Schlamms und der diskreten Phase der Blasenpartikel wird im Gleichungslöser berechnet, indem die Impulsänderung eines Partikels beim Durchgang durch jedes Kontrollvolumen (innerhalb des berechneten Bereichs) untersucht wird. Dieser Kräfteaustausch wirkt als Impulsquelle in der Bilanz der kontinuierlichen Phase in jeder nachfolgenden Berechnung des Strömungsfeldes. Gemäß der rechten Seite von Formel 9 ist die daraus resultierende Kraft ( $m_i \left( \frac{u - u_i}{\tau_r} \right)$ ) eine Funktion der Partikelrelaxationszeit  $\tau_r$ , die wie folgt berechnet wird:

Formel 10 Partikelrelaxationszeit

$$\tau_r = \frac{\rho_i d_i^2}{18\mu} \frac{24}{C_D Re}$$

wobei  $\mu$  die molekulare Viskosität,  $\rho_i$  die Dichte und  $d_i$  der Durchmesser des Partikels sind.  $C_D$  ist der Widerstandsbeiwert und  $Re$  ist die relative Reynoldszahl, die wie folgt berechnet wird:

Formel 11 Reynoldszahl

$$Re = \frac{\rho d_i |u_i - u|}{\mu}$$

Es ist zu erwähnen, dass der Kräfteaustausch zwischen den Phasen bei der Berechnung durch den Gleichungslöser unterrelaxiert wird. Durch die Verwendung eines Unterrelaxationsfaktors werden aber die gekoppelten Berechnungen stabil gehalten. Basierend auf dieser Methode wird der Austauschterm wie folgt berechnet:

Formel 12 Austauschterm der Zwei-Wegekoppelung der Partikelbewegung

$$F_{new} = F_{old} + \alpha(F_{calculated} - F_{old})$$

wobei  $F_{new}$  der Austauschterm,  $F_{old}$  der vorherige Wert und  $F_{calculated}$  der neu berechnete Wert ist. Zuletzt ist  $\alpha$  der Unter-Relaxationsfaktor für Blasenpartikel mit einem Standardwert von 0,5. Dieser Wert kann zur Verbesserung der Stabilität von gekoppelten Berechnungen reduziert werden.

### 3.4.5 Fallstudie

Als Fallstudie wurde in einem Behältermodell im Labormaßstab der Schlamm mit verschiedenen Drehgeschwindigkeiten des Rührwerks in Rotation versetzt, während die Auswirkung der Biogaserzeugung auf die Mischqualität erfasst wurde. Dazu wurde das Modell auf Basis einer Euler-Lagrange-Plattform aufgebaut. Auf diese Weise konnte sowohl die Auswirkung der Strömung auf die erzeugten Biogasblasen als auch des Biogasblasenregimes auf die Hydrodynamik des Schlamms innerhalb des Behälters bei verschiedenen Rührgeschwindigkeiten berücksichtigt werden. Die flüssige Phase des Schlamms wurde als Kontinuum betrachtet und mit einem CFD-Modell berechnet, während die Bewegung der Biogasblasenpartikel mit der Discrete Particle Method (DPM) aufgelöst wurde. Da das Ziel darin besteht, den Einfluss der Blasenpartikel auf die gemischte Flüssigkeitsströmung zu untersuchen, wurde die bidirektionale Kopplung zwischen CFD- und DPM-Modell angewendet. Die Wechselwirkung zwischen der Schlamm- und der Blasenphase wurde durch einen Impulstransfer abgeschätzt.

### Geometrie und Meshing

Die Fallstudie stellte einen realen zylindrischen Tank im Labormaßstab mit der in Abbildung 79(a, b) dargestellten 3D-Geometrie dar. Der Durchmesser des Reaktors beträgt 10 cm, die Höhe des Schlammvolumens beträgt 16 cm. Das Rührwerk befindet sich in der Mitte etwa 3 cm über der Bodenfläche. Das Gitternetz für die Finite-Volumen-Methode Berechnung wurde mit dem ANSYS „Meshing Tool“ implementiert, wobei die enthaltene „Mesh Size“ Option zur Verbesserung der Qualität des Dreiecksgitters verwendet wurde. Es wurden zwei Mesh-Zonen betrachtet, um die Rotation des Mischers innerhalb des Behälters zu modellieren. Die innere Zone umfasst die Mischergeometrie (die vom Berechnungsgebiet abgezogen wird), während die äußere Zone die Modellierung des restlichen Tanks beinhaltet. Das endgültige Mesh bestand aus 640,293 Elementen, sowohl für die innere als auch für die äußere Zone (Abbildung 79 (c)).

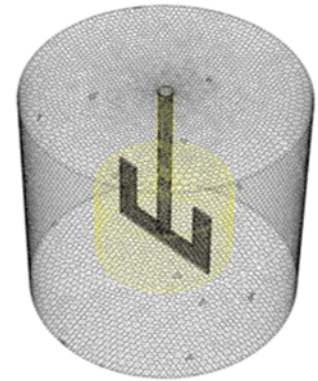
Abbildung 79 Realer Laborreaktor-Foto (a), die schematische Darstellung (b) und das Mesh-Netz des Labor-Fermenters (c). Darstellung des Laborreaktors als zylindrischen Tank mit Durchmesser 10 cm, Höhe des Schlammvolumens 16 cm. Das Rührwerk befindet sich in der Mitte etwa 3 cm über der Bodenfläche.



(a)



(b)



(c)

### Software-Einstellungen

Um die Wechselwirkung zwischen der kontinuierlichen und der diskreten Phase abschätzen zu können, sollte die Fluidströmung – in Abwesenheit der diskreten Phase – zunächst zu ihrem Gleichgewichtszustand konvergieren. Für den beschriebenen Fall erreichten die Residuen der Navier-Stokes- und Turbulenzgleichungen eine ausreichende Konvergenz bei ca.  $10^{-08}$ . Erst dann wurde die diskrete Phase (d. h. die Blasen) in das Berechnungsgebiet injiziert.

Während des Kopplungsprozesses wurde jede Iteration der diskreten Phase in bestimmten Intervallen während der Berechnung der kontinuierlichen Phase durchgeführt. Dieses DPM-Iterationsintervallfeld ist auf 1 gesetzt. Eine diskrete Phaseniteration wurde somit in jeder kontinuierlichen Phaseniteration durchgeführt. Der Massenstrom des Zulaufs betrug  $10^{-6}$  kg/s gemäß der Biogasausbeute für Klärschlamm (Borowski, 2015), und der Durchmesser der Biogasblasenpakete wurde mit  $10^{-4}$  m angenommen, basierend auf (Liang, et al., 2013) Die Gasblasendichte wurde mit der Biogasdichte, d.h.  $1,25$  kg/m<sup>3</sup> (Maithe, 2009) gleichgesetzt.

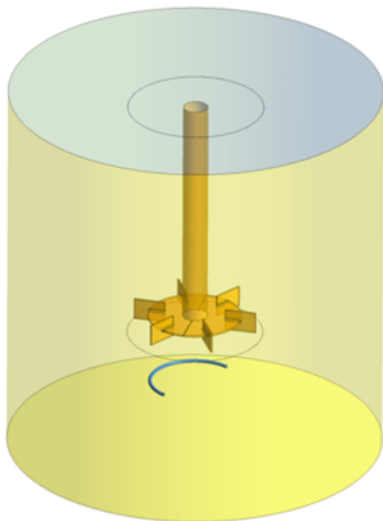
## Rand- und Initialbedingungen

Die angewandten Randbedingungen wurden wie folgt festgelegt: Alle Oberflächen wurden als gleitfrei für die Fluidströmung betrachtet, mit Ausnahme der oberen Berandung (Schlamtoberfläche). Hierfür wurde als Randbedingung eine Null-Gradienten-Schubspannung gewählt. Die Mischerzone rotierte mit verschiedenen Drehgeschwindigkeiten von 10, 20, 30, 40 und 50 U/min, basierend auf der experimentellen Einrichtung. Zusätzlich wurden Blasenpakete innerhalb des Behälters gestaffelt mittels Düse eingetragen.

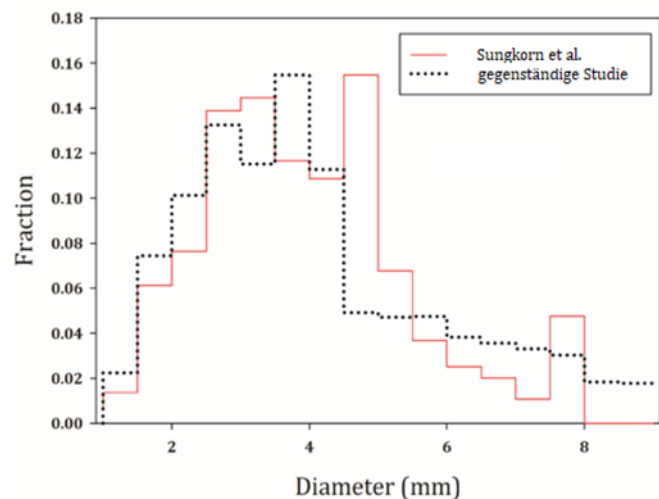
## Validierung

Zur Validierung der euler-lagrangeschen Methode wurde das hier abgeleitete Modell auf die Fallstudie von (Sungkorn, Derksen, & Khinast, 2012) angewandt. In dieser Fallstudie (Abbildung 80 (a)) wurde die Blasenströmung aber in einem gerührten Reaktor simuliert.

Abbildung 80 Validierung der euler-lagrangeschen Methode anhand einer Fallstudie. Die Ergebnisse der hier entwickelten Methode werden mit den Ergebnissen von (Sungkorn, Derksen, & Khinast, 2012) verglichen.



(a)



(b)

Nach der Einstellung ähnlicher Initial- und Randbedingungen sowie der Flüssigkeitscharakteristiken für eine Durchmischung mit einer Rotationsgeschwindigkeit von 300 U/min,

wurde die Verteilung der Blasendurchmesser in der unteren Hälfte der Fermentergeometrie erfasst und das Histogramm mit den Ergebnissen von (Sungkorn, Derksen, & Khinast, 2012) verglichen.

Die Abweichung der Modelle ist geringfügig und ist auf das unterschiedliche Konzept der Blasenströmung zurückzuführen: (Sungkorn, Derksen, & Khinast, 2012) verwenden hierzu eine Lattice-Boltzmann-Basis (ein vollständiges Lagrangesches Modell), während hier eine gegenseitige Euler-Lagrangesche Kopplungsmethode verwendet wird.

### **3.4.6 Berechnungsergebnisse**

#### **Geschwindigkeitskonturen**

Geschwindigkeitskonturen wurden für den Zustand nach Eintrag der Blasen für die Modelle mit verschiedenen Mischdrehzahlen von 0, 10, 20 30, 40 und 50 U/min generiert. Abbildung 81 zeigt die erzeugten Konturen in einem Geschwindigkeitsbereich mit einem Maximum von 0,05 m/s.

Abbildung 81 Darstellung der Geschwindigkeitskonturen für den Zustand nach Eintrag der Blasen in einem Geschwindigkeitsbereich mit einem Maximum von 0,05 m/s. Die Darstellung erfolgt für Rotationsgeschwindigkeiten von 0 – 50 U/min.

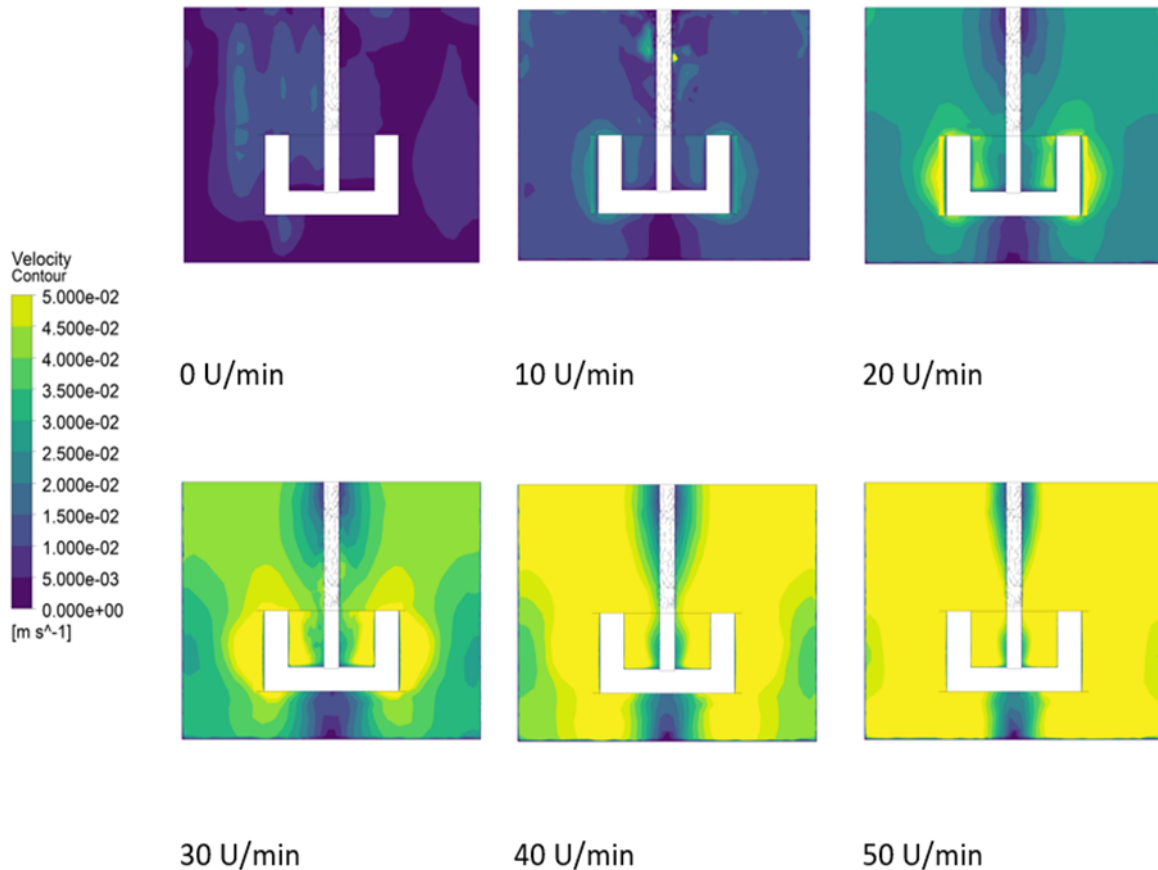


Abbildung 81 zeigt, dass der Bereich der Geschwindigkeitsgrößen in den Regionen, die näher am Mischer und auf gleicher Höhe mit dem Mischer liegen, größer ist als in den Regionen, die weiter entfernt und näher an den Wänden lagen. Die asymmetrischen Formen zeigen sich in den Geschwindigkeitskonturen der Modelle mit einer niedrigeren Drehzahl, z.B. 10 U/min. Dies zeigt den Einfluss von Blasen auf die Flüssigkeitsströmung, der bei den niedrigeren Drehzahlen des Mixers deutlicher zu beobachten ist. Es zeigt sich auch, dass in den Regionen unterhalb des Mixers die Geschwindigkeitsgröße geringer ist, verglichen mit dem Volumen oberhalb des Mixers.

Es ist aufschlussreich, die Bewegung der Biogasblasen, die im Faulraum entstehen, zu visualisieren. Zu diesem Zweck sind die Blasenbahnen in Abbildung 82 für jeweils ohne Vermischung und für die Mischerdrehzahlen von 10, 20, 30, 40 und 50 U/min dargestellt.

Abbildung 82 Darstellung der Bewegung der Biogasblasen, die im Faulraum entstehen. Darstellung der Bahnen bzw. der Aufenthaltszeiten für jeweils ohne Vermischung (Fig. a) und für die Mischerdrehzahlen von 10 (Fig. b) und 50 U/min (Fig. c).

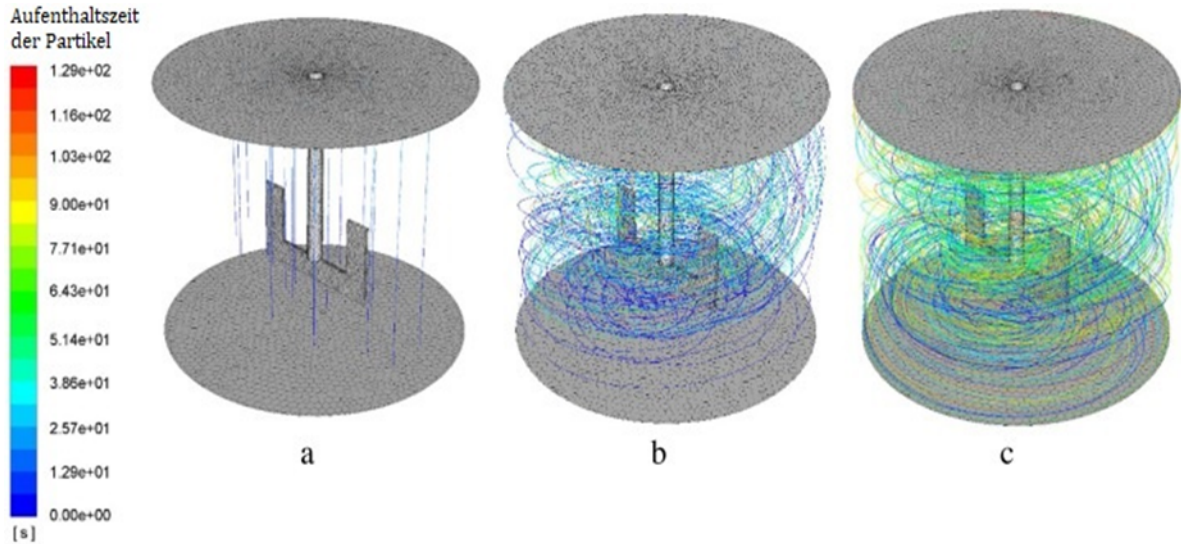
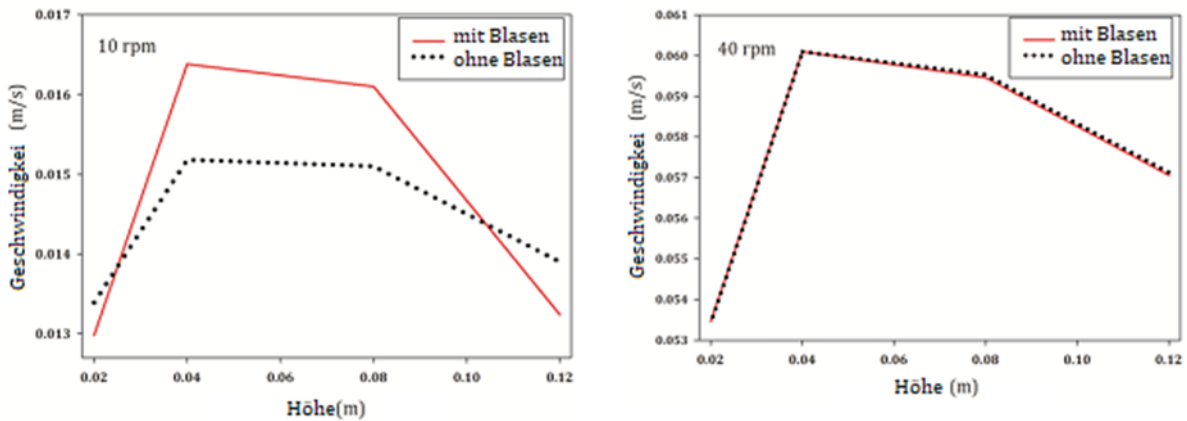


Abbildung 82 zeigt, dass die erzeugten Blasen im Modell mit der maximalen Rotationsgeschwindigkeit von 50 U/min erwartungsgemäß den vom Rührwerk erzeugten kreisförmigen Stromlinien nach oben folgten. Für den Fall ohne Rührwerk ergab sich jedoch ein reduziertes kreisförmiges Muster und die Blasen sind einer geringeren Trägheitskraft ausgesetzt. Daher folgten sie aufgrund des Auftriebs den Bahnen in Richtung der oberen Oberfläche des Fermenters. In diesem Fall sind aber die Blasen für die Erzeugung einer Bewegung innerhalb der Flüssigkeit verantwortlich. Dies führte zur Bildung von Wirbeln, die wiederum die Wege der Blasenpartikel in Richtung der Oberseite des Fermenters beeinflussen. Dieser Zusammenhang ist noch klarer ersichtlich, wenn nur die vertikale Geschwindigkeitsverteilung betrachtet wird (siehe Abbildung 83): Für geringe Umdrehungsgeschwindigkeiten wird die vertikale Aufwärtsbewegung durch die Blasen erhöht, jedoch verschwindet der zusätzliche Effekt der Blasen mit hohen Umdrehungsgeschwindigkeiten.

Abbildung 83 Darstellung der Auswirkung der Blasen auf die vertikale Strömungsgeschwindigkeit. Für geringe Umdrehungsgeschwindigkeiten des Rührwerks (10 U/min) ist der Einfluss klar ersichtlich, jedoch verschwindet der Effekt bei höheren Drehzahlen des Rührwerks (40 U/min).



### Analyse des Totvolumens

In dieser Studie wurde die Mischeffizienz über die resultierende Menge des Totvolumens analysiert. Es wurden zwei Kriterien angewandt, wobei als Totvolumen der Bereich definiert wurde, in dem die Geschwindigkeitsgröße entweder unter 2 cm/s (Hurtado, Kaiser, & Zamora, 2015) oder 1 cm/s (nach (Meister, Rezavand, Ebner, Pümpel, & Rauch, 2018) liegt. Zur Abschätzung des Totvolumens innerhalb des Tanks wurden in der Software ANSYS FLUENT UDFs verwendet. Bei dieser Methode wurde ein zusätzlicher Speicher angelegt und nach jeder Iteration wird die Menge des Volumens, dessen Geschwindigkeit unter den Kriterien liegt, vom Solver gemeldet. Um den Beitrag der Blasen zur Durchmischung zu untersuchen, wurden die Auswirkungen der Blaseninjektion auf die Reduzierung des Totvolumens analysiert. Die Ergebnisse sind in Tabelle 3 bzw. Abbildung 84 zusammengefasst.



Abbildung 84 Darstellung der Auswirkungen der Blaseninjektion auf die Reduzierung des Totvolumens. Für das Kriterium Totvolumen = Strömungsgeschwindigkeit < 0,01 m/s wird die Situation mit/ohne Blaseneffekte analysiert.

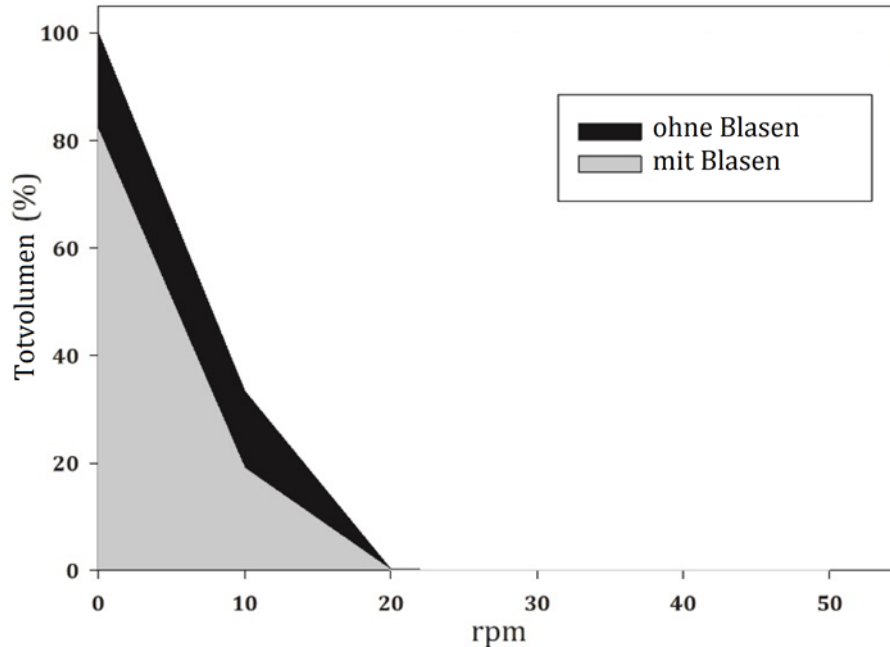


Tabelle 3 zeigt die Beträge des Totvolumens für den Fall, dass das Kriterium für dessen Definition (s.o.) gegeben ist. Dies zeigt, dass die Biogasblasenbildung einen erheblichen Einfluss auf die Reduzierung des Totvolumens hat, sobald die Rotationsgeschwindigkeit des Rührwerks niedrig ist. Für das Modell ohne Rührwerksrotation führte die Biogasblasenbildung zu einer Reduktion des Totvolumens von 18 % bzw. 5 % für die Kriterien 0,01 m/s und 0,02 m/s. Für die Simulation der Rotationsgeschwindigkeit von 10 U/min betrug diese Reduktion sogar 42 % und 9 %. Dies ist darauf zurückzuführen, dass bei dieser Rotationsgeschwindigkeit die Trägheitskräfte nicht hoch genug sind, um die Rolle des Kräfteaustausches zwischen den Biogasblasen und der Fluidströmung (und deren Wirkung auf die Reduzierung des Totvolumens) zu verringern. Außerdem war die Verweildauer der Partikel im Fluidstrom durch die Bildung von spiralförmigen Strömungslinien viel höher als im Fall ohne Rührwerksrotation (fast das Dreifache), was Auswirkungen auf den Fluidstrom hat.

Tabelle 3 Die Auswirkungen der Blaseninjektion auf die Reduzierung des Totvolumens.

Drehzahl des Mischers	Totvolumen ohne Blasen (m <sup>3</sup> )		Totvolumen mit Blasen (m <sup>3</sup> )	
	0,01 m/s Kriterien	0,02 m/s Kriterien	0,01 m/s Kriterien	0,02 m/s Kriterien
0 rpm	5,012·10 <sup>-3</sup>	5,012·10 <sup>-3</sup>	2,276·10 <sup>-3</sup>	4,659·10 <sup>-3</sup>
10 rpm	1,668·10 <sup>-3</sup>	4,834·10 <sup>-3</sup>	0,953·10 <sup>-3</sup>	4,361·10 <sup>-3</sup>
20 rpm	0,009·10 <sup>-3</sup>	0,119·10 <sup>-3</sup>	0,004·10 <sup>-3</sup>	0,097·10 <sup>-3</sup>
30 rpm	0,002·10 <sup>-3</sup>	0,020·10 <sup>-3</sup>	0,001·10 <sup>-3</sup>	0,018·10 <sup>-3</sup>
40 rpm	0,001·10 <sup>-3</sup>	0,007·10 <sup>-3</sup>	0	0,004·10 <sup>-3</sup>
50 rpm	0	0	0	0

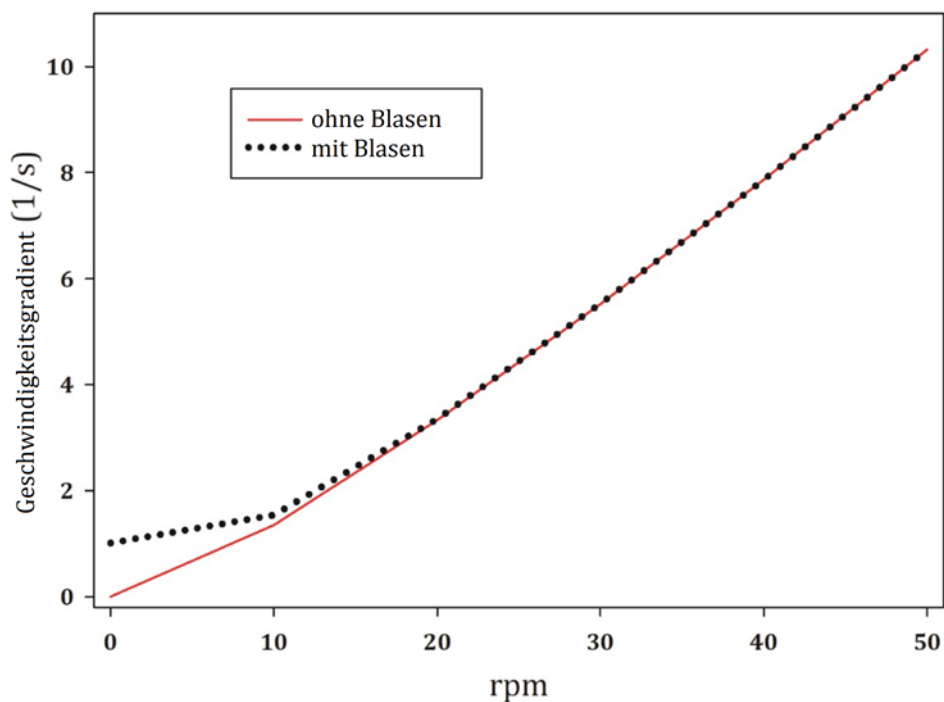
Mit zunehmender Drehzahl nimmt der Anteil des Totvolumens insgesamt ab. Für den Fall einer Drehzahl von 40 U/min ist sowohl das Totvolumen als auch der Effekt von Gasblasen auf dessen Reduktion nicht mehr signifikant – siehe auch Abbildung 83.

### Geschwindigkeitsgradienten-Analyse

Der Geschwindigkeitsgradient ist ein weiteres Kriterium zur Bestimmung der Mischeffizienz. Dazu gibt es jedoch unterschiedliche Aussagen: Nach (Metcalf & Eddy, 2003) sollte der Geschwindigkeitsgradient für einen optimalen Betrieb eines Faulraums im Bereich von 50-80 s<sup>-1</sup> liegen. Nach (Sindall, Bridgeman, & Carliell-Marquet, 2013) sollte aber der Geschwindigkeitsgradient zwischen 7,2 und 14,5 s<sup>-1</sup> liegen, da der Effekt sonst kontraproduktiv für die Faulung ist. Die Berechnung des Geschwindigkeitsgradienten (G) wird nach (Zhang, Shigeho, Ryutaro, & Hao, 2016) berechnet. G kann durch Nachbearbeitung der Simulationsergebnisse mittels Volums Integralen berechnet werden. Um diesen Parameter zu analysieren, wurde der Einfluss der Rührwerksgeschwindigkeit und der Biogasblasenbildung auf den Geschwindigkeitsgradienten untersucht.

Die Ergebnisse zeigen, dass – sobald der Mischer in Betrieb ist und die Biogasblasenbildung vernachlässigt wird – der Betrag des Geschwindigkeitsgradienten zwischen 1,28 und 10,32 1/s für die Modelle mit einer Rotationsgeschwindigkeit von 10 U/min bzw. 50 U/min liegt (siehe auch Abbildung 85). Ohne die Rotation des Rührwerks und unter Berücksichtigung der Biogasblasenbildung erreichte der Betrag des Geschwindigkeitsgradienten jedoch 1,01 1/s. Für das Modell mit einer Rotationsgeschwindigkeit von 10 U/min beträgt der Geschwindigkeitsgradient 2,92 und 2,96 1/s für die Fälle ohne bzw. mit Blasen. Daher gab es nur einen Anstieg des Geschwindigkeitsgradienten um 1,35 %, wenn die Biogasblasenbildung berücksichtigt wurde. Dieser Unterschied nimmt mit zunehmender Drehzahl des Rührwerks ab und erreicht de facto Null, wenn die Drehzahl des Rührwerks 40 U/min und mehr beträgt. Daher wurde beobachtet, dass die Biogaserzeugung keinen signifikanten Einfluss auf den Betrag des Geschwindigkeitsgradienten hat, sobald eine externe Mischung gegeben ist. Basierend auf den Kriterien von (Sindall, Bridgeman, & Carliell-Marquet, 2013) sind die Drehzahlen von 40 U/min und 50 U/min für eine optimale Leistung des Rührwerks im Faulraum geeignet.

Abbildung 85 Darstellung des Effektes der Biogasblasen auf den Geschwindigkeitsgradienten. Es zeigt sich, dass die Biogaserzeugung keinen signifikanten Einfluss auf den Betrag des Geschwindigkeitsgradienten hat, sobald eine externe Mischung gegeben ist.



### 3.4.7 Zusammenfassung

Die aktuelle Studie zielte darauf ab, die Rolle der Biogasblasenbildung bei der Durchmischung von Faulräumen – entweder mit oder ohne externe Rührwerksrotation – mit Hilfe einer Euler-Lagrange CFD-Plattform zu bewerten. Nach der Analyse der Menge des Totvolumens, des Geschwindigkeitsgradienten und der Trajektorien der Blasenpartikel in einem zylindrischen Rührbehälter für anaerobe Faulräume im Labormaßstab können die Ergebnisse wie folgt zusammengefasst werden:

Wenn die Drehzahl des Rührwerks niedrig ist (hier kleiner als 30 U/min), ist der Einfluss der Biogasblasen auf das Totvolumen beträchtlich. Bei höheren Drehzahlen hat die Biogasausbeute jedoch keinen Einfluss auf die Höhe des Totvolumens. Der maximale Betrag der Reduzierung des Totvolumens wurde für den Fall mit der Rührwerksdrehzahl von 10 U/min beobachtet (d.h. geringer Energieeintrag). Um die Kriterien von (Sindall, Bridgeman, & Carliell-Marquet, 2013) für einen optimalen Betrieb des Fermenters zu erfüllen, muss die Drehzahl auf 40 U/min gesteigert werden. In Bezug auf das Geschwindigkeitsgefälle konnte die Biogasblasenbildung das Fehlen des externen Rührwerks nicht kompensieren. Während das Rührwerk rotiert, hat die Biogaserzeugung keinen signifikanten Einfluss auf die Höhe des Geschwindigkeitsgradienten.

Generell gilt, dass die Bewegung der Biogasblasen zu einem zusätzlichen Mischungseffekt ohne externe Energieeintrag führen. Dieser Effekt ist besonders wichtig und auch sichtbar, wenn nur wenig Energie über Rührwerke etc. eingetragen wird. Je höher die Biogasbildung im Faulraum (z.B. im ersten Reaktor eines seriellen Betriebs zweier Faulräume) desto höher ist auch der Effekt.

## 3.5 Modellierung biochemischer Prozesse in Open-FOAM

### 3.5.1 Einleitung

Wie schon mehrmals erwähnt, steht mit dem ADM1 Modell (Batstone, et al., 2002) eine etablierte numerische Plattform für die Berechnung der Biokinetik in Fermentern zur Verfügung. Da ADM1 jedoch die Hydrodynamik der Kläranlagen vernachlässigt, kann die Modellierungsleistung durch die Integration von CFD-Simulationen mit ADM1 erheblich gesteigert werden. (Donoso-Bravo, et al., 2018) schlagen einen Ansatz zur Integration von ADM1 in ein Kompartiment-modell vor, um die räumliche Variation löslicher Stoffe und des pH-Werts zu bewerten. (Rezavand, Zhang, & Hu, 2019) integrieren biochemische Reaktionen

und die Hydrodynamik innerhalb eines AD-Tanks in eine Lagrange-Partikel-basierte Plattform. (Wu, 2011) implementiert ADM1 auf eine eulersche Plattform (ANSYS-FLUENT), wobei mit einem zweistufigen Verfahren zuerst die Hydrodynamik und dann die Biokinetik berechnet wird. (Tobo, Rehman, Bartacek, & Nopens, 2020) untersuchen den Einfluss von Dispersion auf die Abläufe in Fermentern verwenden aber dabei ein stark reduziertes Biochemisches Modell. Die (beispielhaft) oben genannten Ansätze sind jedoch weder allgemeingültig formuliert noch in einer Open-Source-Plattform integriert.

Für das Projekt OPTIFAUl wird daher ein innovativer ADM1-basierten Solver in der Open-Source-Software OpenFOAM entwickelt, der auf verschiedene Fallbeispiele angewendet werden kann. Die Validierung des neuartigen Löser erfolgt durch den Vergleich der Ergebnisse mit zwei Experimenten – davon eines das im Rahmen dieser Arbeit durchgeführt wurde. Nach der Validierung wird die Methode auf die Fallstudie des Abwasserverbands AIZ angewandt um die Auswirkung der Vermischung auf die Verteilung und die Gleichmäßigkeit der Substanzkomponenten im Prozess zu berechnen.

### 3.5.2 Methode

Die Konzentration des Materials wird durch die skalaren Transportgleichungen (auch als Advektion-Dispersionsgleichung bekannt (Formel 14)) (Wu, 2011) geschätzt:

Formel 14 Advektion-Dispersionsgleichung

$$\frac{\partial \varphi_k}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i \varphi_k - \Gamma \frac{\partial \varphi_k}{\partial x_i}) = S_{\varphi_k}$$

$$\Gamma = \rho D_{i,lam} + \frac{\mu_t}{Sc_t}$$

wobei  $\varphi_k$  die skalare Variable bezeichnet – d.h. die  $k$  Stoffkomponente in ADM1 und  $\Gamma$  der Diffusionskoeffizient in  $m^2/s$  ist, der nach (Sánchez, et al., 2018) und (Tobo, Rehman, Bartacek, & Nopens, 2020) für die beiden Bestandteile molekulare und turbulente Diffusion berechnet wird. Aufgrund der unterschiedlichen (numerisch erforderlichen) Zeitschritte für die Modellierung der Fluidodynamik und der skalaren Transportgleichungen wird die numerische Analyse im CFD-Solver in zwei Stufen durchgeführt. Dabei wird die Technik des „Einfrierens der Fluidströmung“ angewandt (Sánchez, et al., 2018). In der ersten Phase wird die Flüssigkeitsströmung im Faulbehälter für den stationären Zustand ermittelt. Danach wird

die Transportgleichungen für das „eingefrorene Geschwindigkeitsfeld“ aus dem ersten Schritt angewendet. In diesem Schritt wird davon ausgegangen, dass die hydrodynamischen Felder der Finite-Volumen-Berechnung konstant bleiben, so dass die biokinetischen Gleichungen als skalare Transportgleichungen gelöst werden.

Das numerische Verfahren wird mit der Open-Source-Software OpenFOAM V6.1 (Weller et al., 1998) entwickelt. Der "SIMPLE"-Algorithmus wird für die Modellierung der Hydrodynamik des Fermenters im stationären Zustand für den ersten Schritt verwendet. Die instationäre biokinetische Simulation wird durch Lösen von  $n$  Transportgleichungen für die ADM1-Komponenten durchgeführt. Die Konvergenz-Restkriterien für die biokinetischen Variablen werden für jeden biokinetischen Zeitschritt auf  $10^{-5}$  festgelegt. Während des hydrodynamischen Teils der Simulation werden die Strömungsgleichungen mit einem Aufwind-Differenzschema zweiter Ordnung diskretisiert, während für die Modellierung der Biokinetik die passiven skalaren Transportgleichungen mit einem "Zentral-Differenzen"-Schema zweiter Ordnung diskretisiert werden.

Zur Lösung der Gleichungen für die Schlammströmung werden für das Berechnungsgebiet folgende Randbedingungen festgelegt: 1) Der Schlamm strömt kontinuierlich von der Oberseite des Faulbehälters mit gleichmäßiger, konstanter Geschwindigkeit ein und verlässt den Faulbehälter durch den Auslass am Boden des Faulbehälters. Für den relativen Druck des Auslasses wird der Wert Null angesetzt. An den Seitenwänden des Faulbehälters, dem Auslassrohr und der Bodenfläche wird eine rutschfeste Randbedingung („non-slip boundary condition“) angelegt.

Wichtig ist auch die korrekte Berücksichtigung der Umwälzströmung (Rezirkulation) im Fermenter. Während dies für die Strömungsberechnung problemlos ist, muss der Stofftransport besonders berücksichtigt werden. Hier wird die Konzentration jeder (ADM1) Komponente an der Auslassoberfläche in jedem Zeitschritt an die Einlassoberfläche gespiegelt und damit eine hypothetisch sofortige Rezirkulation modelliert. Zu diesem Zweck werden die Bibliotheken des Add-ons swak4foam zu OpenFOAM hinzugefügt und die Option groovyBC verwendet.

### 3.5.3 Ergebnisse und Diskussion

#### Laborexperiment

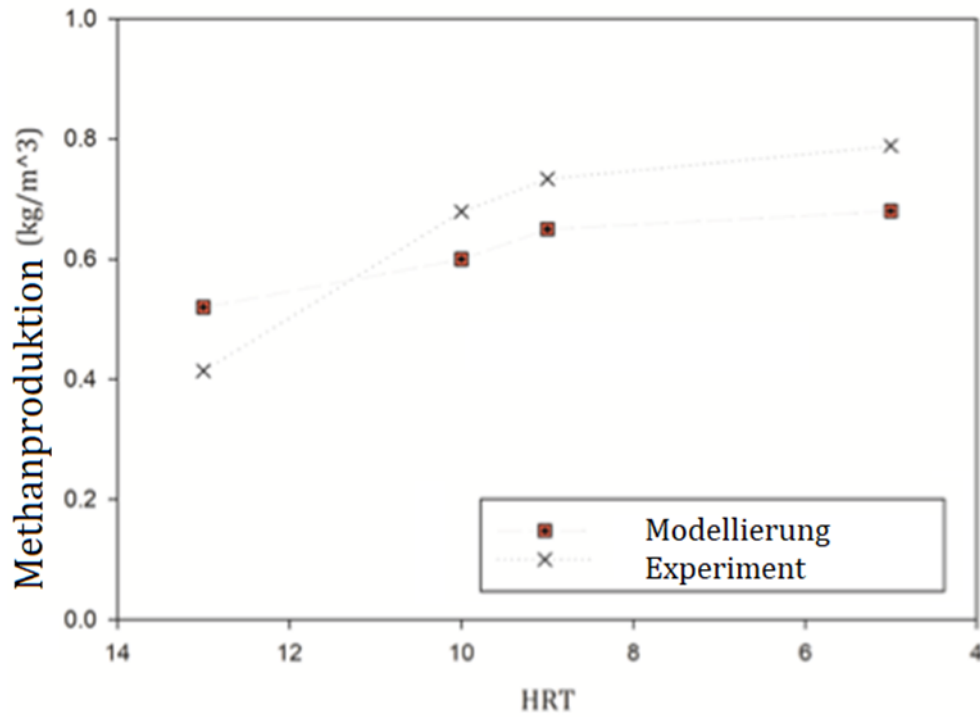
Der integrierte ADM1-Löser wurde zunächst auf eine einzellige Domäne angewandt, die einen vollständig gemischten Faulraum repräsentiert (Gaden, 2013). Das einzellige Gebiet ist so konzipiert, dass es die Laborexperimente (d.h. einen Batch-Reaktor) approximiert. Die Anfangs- und Randbedingungen entsprechen sowohl unserem eigenen Experiment (bei dem die organische Beladungsrate (OLR)  $0,65 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  und die hydraulische Aufenthaltsdauer (HRT) zwischen 5 und 13 Tage beträgt) als auch einer früheren Arbeit von Mackie et al. (Mackie, 1995) (bei der die OLR  $3 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  und die HRT (Hydraulische Umwälzzeit) 13 Tage beträgt). Die Daten sind in Tabelle 4 zusammengefasst.

Tabelle 4 Vergleich des integrierten ADM1-CFD Solvers mit den Laborergebnissen

Experiment	Tankvolumen	Experimenteller Methanertrag ( $\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ )	Simulierter Methanertrag ( $\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ )	Differenz
Unser Experiment	6 l	$2,0 \cdot 10^{-3}$	$1,9 \cdot 10^{-3}$	5 %
Mackie-Experiment	3 l	$32,3 \cdot 10^{-3}$	$39,2 \cdot 10^{-3}$	17 %

Wie dargestellt, wurde eine gute Übereinstimmung (im Fall unseres Laborexperiments um 5 % und im Fall des Mackie-Experiments um 17 %) zwischen der Methanproduktion im Experiment und der Berechnung erzielt.

Abbildung 86 Darstellung der Methanproduktion in  $\text{kg}/\text{m}^3$  für das Laborexperiment nach jeweils 5, 9, 10 und 13 Tagen Aufenthaltsdauer. Der Vergleich der Messdaten mit der Modellrechnung zeigt eine gute Übereinstimmung.



### Fallstudie Abwasserverband AIZ

Der integrierte ADM1-CFD Solver wurde anschließend auf die Fallstudie Abwasserverband AIZ angewandt, wobei in einem ersten Schritt die Hydrodynamik für stationäre Verhältnisse berechnet wurde. Die Strömungsberechnung folgt im Wesentlichen den Ausführungen in Kapitel 3.2 „Simulation der Faulraumdurchmischung mit ANSYS Fluent“ wobei aber der eiförmige Faulturm nun nicht mehr mit dem Werkzeug ANSYS Fluent sondern mit OpenFOAM simuliert wurde. Für den Zulauf wurde hier von einem konstant verteilten freien Zulauf ausgegangen. Die Durchmischung des Reaktors erfolgte ausschließlich durch die externe Umwälzung – aber ohne mechanische Mischungseinrichtungen. Zur Berechnung der Flüssigkeitsbewegung wurden die Massen- und Impulserhaltungsgleichungen diskretisiert. Für die Simulation des Turbulenzeinschlusses wurde das  $k-\epsilon$ -Modell zur robusten Schätzung turbulenter Strömungen verwendet (Dabiri, Sappl, Kumar, Meister, & Rauch, 2021) Die rheologischen Eigenschaften des Schlammes wurden mit Hilfe der Power-Law-Gleichung berücksichtigt.



Für die Berechnung der Biokinetik wurden folgende Vorgaben gemacht:

- Die Rand- und Anfangsbedingungen für die Biokinetik wurden entsprechend den in ADM1 vorgeschlagenen Werten festgelegt.
- Temperatur (35°C) und pH-Wert (7.0) wurden als konstant angenommen.
- Der Tank wurde – an dieser Stelle – als Batch Reaktor berechnet, d.h. die Umwälzung fungiert hier nur als Mischeinrichtung aber führt kein neues Material zu. Es ist zu beachten, dass der Betrieb als Batch Reaktor hier nur zur Validierung des Modells dient und in keiner Weise den realen Betrieb (HRT = 22 Tage) widerspiegelt.
- Berechnungsdauer der Biokinetik (Simulation der Faulung): 100 Tage

Abbildung 87 Links: CH<sub>4</sub> Konzentration und Rechts: XC (Biomasse) Konzentration im Faulbehälter nach 100 Tagen Betrieb.

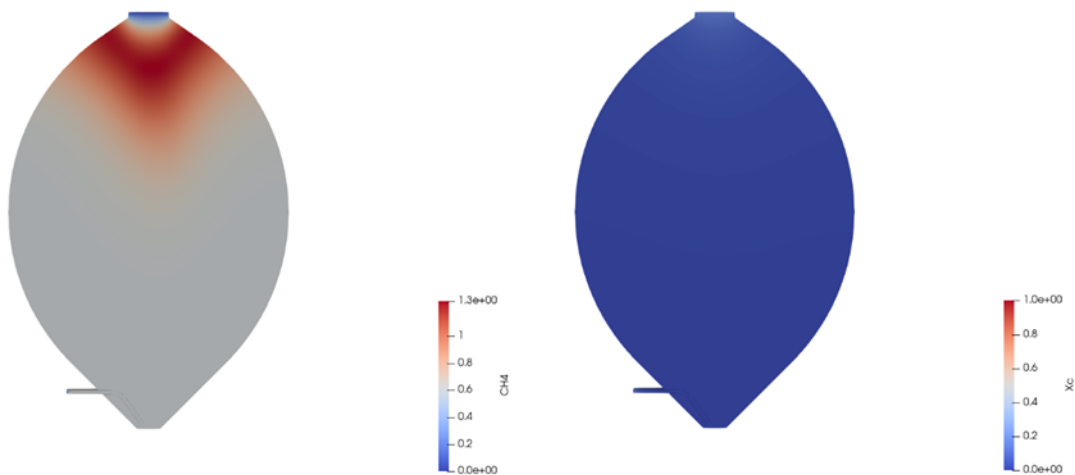
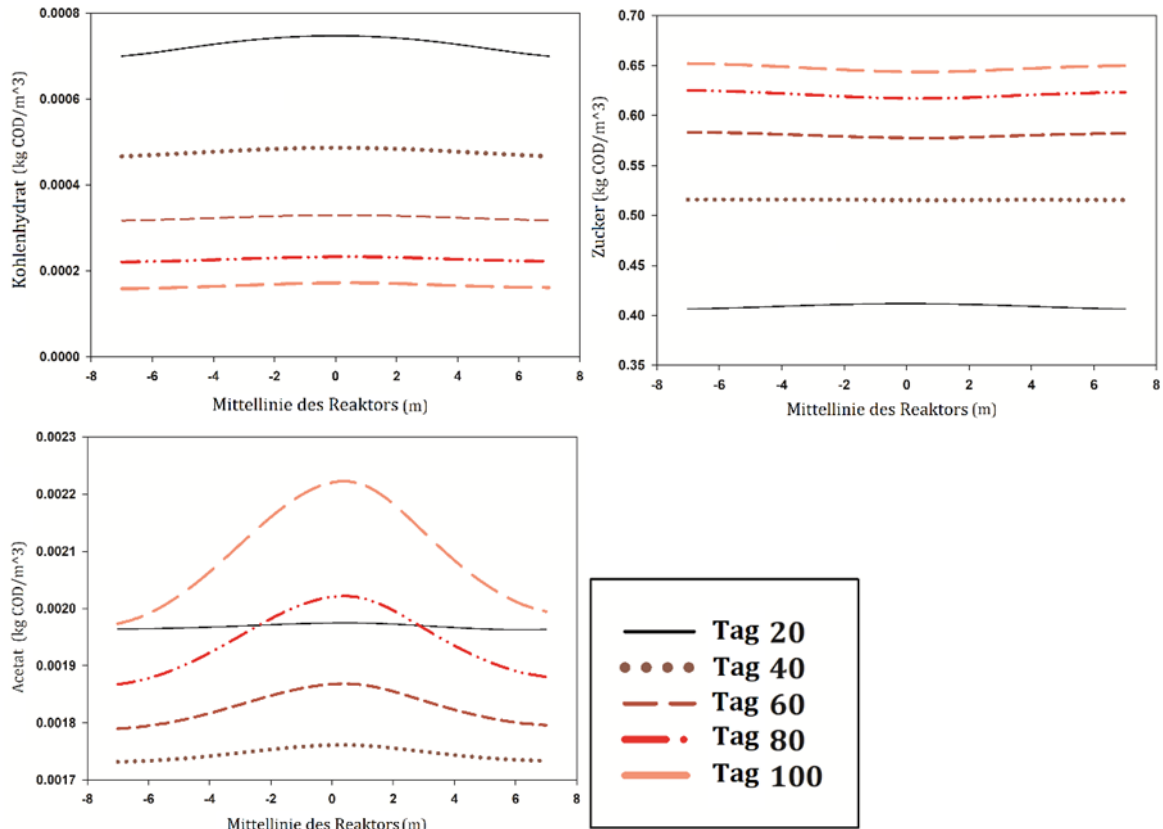


Abbildung 88 Darstellung der Konzentrationsverteilung für Kohlenhydrate, Zucker und Acetat im Batch Betrieb nach 20–100 Tagen. Links: Kohlenhydrate; Rechts: Zucker und Unten: Acetat. Die Verteilung wird entlang der Mittellinie des Reaktors dargestellt.



Nach 100 Tagen im Batch Betrieb waren die Konzentrationen der Abbauprodukte, d.h. Kohlenhydrate, Proteine und Fette, im Fermenter sehr gering (maximal 0,3 g CSB/m<sup>3</sup>), da diese Stoffe bereits zu einfacheren chemischen Verbindungen abgebaut wurden. Daher war nach 100 Tagen Betrieb die Menge an löslichen Substraten, d. h. Zucker, Aminosäuren und langkettigen Fettsäuren (LCFA), hoch. Acetat trägt direkt zur Methanproduktion bei und seine Konzentration in der Mitte des Tanks lag bei ca. 0,002 kg CSB/m<sup>3</sup>. Angesichts dieser niedrigen Konzentrationen ist die gleichmäßige Verteilung von Acetat sehr wichtig.

Um den Mischeffekt auf die Acetatverteilung quantitativ zu erfassen, wurde – wie in (Dapelo & Bridgeman, 2018) vorgeschlagen – der Homogenitätsindex (UI) des Materials berechnet. Dapelo und Bridgeman fordern, dass der UI in einem Fermenter über 95 % liegen sollte, um eine effiziente Durchmischung nachzuweisen. Trotz der fehlenden externen Durchmischung lag der Homogenitätsindex von Acetat in der Fallstudie des Fermenters durchweg über 98,6 %. Die gute Verteilung von Acetat sollte eine effiziente Methanproduktion im Tank gewährleisten.

## Schlussfolgerungen

Zur Abschätzung der Durchmischungsleistung in Fermenter wurden Strömungsberechnungen (CFD) und die Berechnung der Biokinetik (ADM1) in einem Softwarewerkzeug integriert was zu folgenden Ergebnissen führte:

- Für die Fallstudie Abwasserverband AIZ wurde – unter der vereinfachten Annahme eines Batch Betriebs – festgestellt, dass – trotz des Fehlens einer externen Durchmischung – die gleichmäßige Verteilung der Stoffe (nachgewiesen für Acetat) gegeben ist. Eine zusätzliche mechanische Mischer-Einrichtung ist – aus diesem Gesichtspunkt – nicht notwendig. Die zusätzliche mechanische Vermischung kann aber aus anderen Überlegungen heraus notwendig sein.
- Der hier vorgestellte CFD/ADM1 Solver in der Open Source Umgebung OPENFOAM war in der Lage, Mischungseffekte auf die Materialverteilung vorherzusagen, z.B. den Einfluss der Mischergeschwindigkeit auf die Materialgleichmäßigkeit und in der Folge auf die Methanausbeute.
- Der Source Code des Solvers findet sich unter dem Link:  
<https://github.com/servasch/passiveScalarADMFoam/blob/main/validation/>

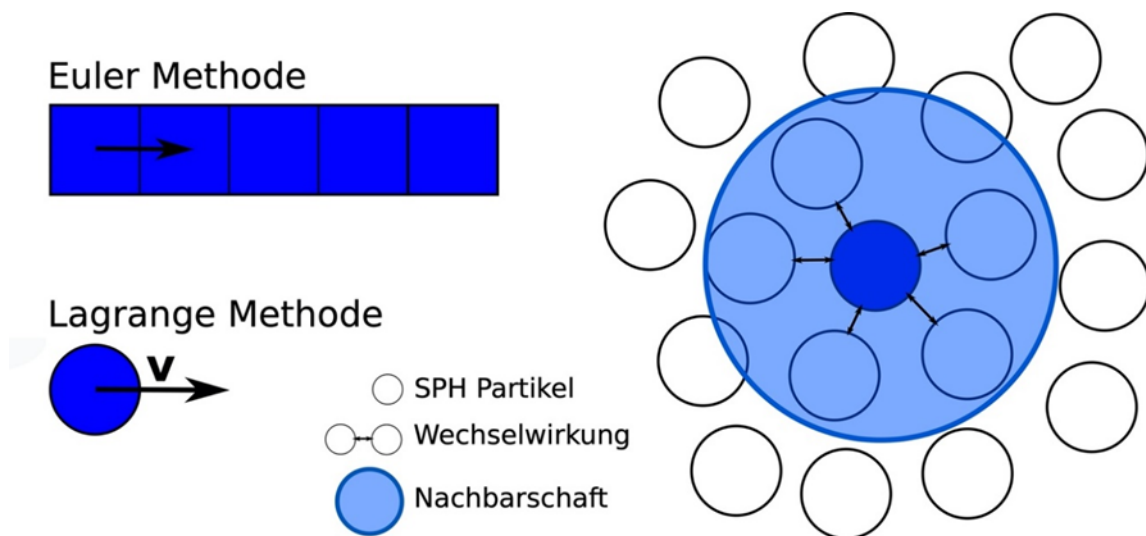
## 3.6 Lagrange Methoden – Smoothed Particle Hydrodynamics

### 3.6.1 Einführung

Vor etwa 3 Jahrzehnten wurde im Umfeld der Astrophysik eine alternative Methode zur numerischen Strömungsberechnung auf der Basis des lagrangeschen Ansatzes entwickelt, nämlich Smoothed Particle Hydrodynamics (SPH). Dabei wird die Flüssigkeit durch eine Vielzahl von Partikel gleicher Masse beschrieben, sodass die Strömung durch die (freie) Bewegung der Partikel ausgedrückt wird bzw. berechnet werden kann. Dies bedingt aber einen hohen Rechenaufwand, da die Bewegung jedes einzelnen Partikels berechnet werden muss. Dementsprechend hat sich die Methode langsam und im Einklang mit steigender Rechnerleistung entwickelt. Bis heute werden mit SPH dynamische Strömungsvorgänge üblicherweise nur über kurze Zeiträume betrachtet. Andererseits ist die Berechnungsmethode sehr flexibel und erlaubt die Einführung komplexer Randbedingungen sowie die Simulation von Mehrphasenströmungen. Aufgrund dieser Vorteile wird SPH zwischenzeitlich vielfach in der Industrie verwendet. Um die Rechengeschwindigkeit zu erhöhen wurden vereinfachte partikelgebundene CFD-Methoden z.B., Particle in Cell (PIC) oder Fluid Implicit Particle (FLIP)

entwickelt, die aber vor allem in der Computergrafik zum Einsatz kommen. Diese Methoden eignen sich durchaus für die Anwendung im Ingenieurbereich bedingen aber eine rigorose Kontrolle der Fehler und Unsicherheiten, da nicht alle physikalischen Phänomene korrekt abgebildet werden.

Abbildung 89 Unterschied zwischen einer gitterbasierten (eulerschen) Berechnung und der partikelbasierten lagrangeschen Berechnung nach (Sitzenfrei, et al., 2014). Darstellung des Einflusses auf ein SPH Partikel durch die Gewichtung des Einflusses von 5 Nachbarn.



Das Grundprinzip des SPH-Ansatzes beruht darauf eine Flüssigkeit durch Diskretisierung mittels Partikel konstanter Masse zu beschreiben. Jedem SPH Partikel werden physikalische Parameter wie Dichte, Druck und Geschwindigkeit zugeordnet, deren zeitliche Entwicklung durch ein geschlossenes Differentialgleichungssystem von Kontinuitäts-, Impuls- und Zustandsgleichung der Partikel untereinander beschrieben wird. Das heißt die Änderung der Dichte bzw. der Geschwindigkeit eines Referenzpartikels wird anhand der Parameter der Nachbarpartikel berechnet, sodass anstelle einer partiellen Differentialgleichung ein System gewöhnlicher Differentialgleichungen numerisch gelöst wird. Für die Berechnung des Referenzpartikels werden also nicht alle Partikel gemeinsam berechnet, sondern nur die Partikel in der Nachbarschaft und mit einer entsprechenden Gewichtung des Einflusses je nach Distanz. Abbildung 89 zeigt den Unterschied zwischen einer gitterbasierten (eulerschen) Berechnung und der partikelbasierten lagrangeschen Berechnung.

Die Verwendung von SPH in der Siedlungswasserwirtschaft führt zu mehreren Vorteilen im Vergleich zu konventionellen gitterbasierten CFD-Methoden. Da jedes Partikel eine konstante Masse trägt und die Anzahl der Partikel konstant bleibt, ist die Massenbilanz implizit erfüllt. Zudem führt die Berechnung des Druckes durch Gewichtung der Nachbarpartikel zu einer Nulldruckbedingung an der Wasseroberfläche, sodass die Simulation freier Oberflächen direkt unterstützt wird. Weiters ermöglicht die Standardformulierung von SPH unmittelbar Mehrphasensimulationen, wobei aber bei hohen Dichteunterschieden wie z.B. bei Luft-Wasser Interaktionen, numerische Korrekturen notwendig sind (Colagrossi and Landrini, 2003) und (Monaghan, 2013). Aufgrund der exakten Beschreibung der Advektion ist SPH besonders zur Simulation von Transportvorgängen in Fluiden geeignet. Durch Markierung einzelner Partikel kann deren Bahnlinie verfolgt werden. Abschließend ist die Geometrie eines Problems sofort adaptierbar, da nur die initiale Partikelverteilung verändert werden muss. Insbesondere werden feste Ränder durch stationäre Partikel beschrieben, wobei ein Kräftegleichgewicht zwischen Flüssigkeits- und (stationären) Wandpartikeln angesetzt wird (Adami, Hu, & Adams, 2012).

## **Software**

Bei der gitterbasierten CFD-Simulation stehen zahlreiche langerprobte und getestete Software Implementationen zur Verfügung (z.B., ANSYS-FLUENT oder OPEN FOAM). Dies ist für SPH nicht im gleichen Ausmaß gegeben. Obwohl auch hier eine Reihe von Implementierungen vorhanden sind, sind die Softwareprodukte üblicherweise neuer und dadurch nicht im gleichen Ausmaß erprobt. Proprietäre SPH Software hat sich hauptsächlich im Bereich der Maschinenbau Industrie (Fahrzeuge, Motoren etc.) entwickelt und ist für die gegenständliche Problemstellung ungeeignet. Zudem sind bei der lagrangeschen Strömungssimulation noch zahlreiche Fragen offen und die Implementierungen daher generell etwas mehr forschungsorientiert.

Demzufolge ist der erste Schritt bei der lagrangeschen Strömungssimulation, eine abgesicherte Lösung der Hydrodynamik zu finden. Die Kopplung mit den biokinetischen Prozessen ist darauf aufbauend der nächste Schritt. Für den Fall des bereits mehrfach beschriebenen Reaktors des Abwasserverbands AIZ haben (Rezavand, Zhang, & Hu, 2019) in einem früheren Projekt bereits eine SPH Simulation mit der hauseigenen Software SPHASE (Winkler, Rezavand, & Rauch, 2018)) vorgestellt. Im Sinne einer langfristigeren Lösung wurde beschlossen für dieses Projekt nicht mehr weiter auf die hauseigene Lösung zu setzen, sondern die Implementierung in der Software DualSPHysics vorzunehmen.

DualSPHysics ist eine sogenannte „open source“ Software, die sowohl parallelisiert und modularisiert wurde als auch rigoros validiert (Crespo, et al., 2015). Details sind im DualSPHysics Wiki, <https://github.com/DualSPHysics/DualSPHysics/wiki>, veröffentlicht. Die Software wurde in C++ und CUDA implementiert und läuft daher auch auf Grafikprozessoren (GPU), was eine extreme Verbesserung der Simulationsleistung gegenüber herkömmlichen Implementierungen auf der zentralen Prozesseinheit (CPU) erlaubt. Die Software wurde unter der GNU General Public Lizenz veröffentlicht, wodurch die Anwendung frei zugänglich ist und auch Modifikationen des Codes möglich sind. Insbesondere der 2te Aspekt ist für die Verwendung im gegenständlichen Projekt essentiell. Durch den modularen Aufbau können die notwendigen Ergänzungen für die Anwendung der Methodik in der Faulraummodellierung einfach implementiert werden – insbesondere die biokinetische Prozessmodellierung. In der derzeit letzten publizierten Version von DualSPHysics wurde die optionale Verwendung von nicht-newtonsche Flüssigkeiten implementiert, sowie Verbesserungen bei den Randbedingungen und der generellen Lösungsroutine. Damit stehen die notwendigen Grundroutinen für die Berechnung des Schlammverhaltens in Faulräumen zur Verfügung.

### **Adaption für Modellierung biokinetischer Prozesse**

Der Lagrange Ansatz erlaubt eine relativ simple und direkte Koppelung der Strömungsvorgänge (Hydrodynamik des Systems) mit den biokinetischen Prozessen. Die numerische Lösung der Biokinetik konnte – zwar numerisch aufwendig aber einfach zu implementieren – für jedes Partikel separat berechnet werden (siehe Winkler et al., 2016). Als grundlegende Gleichung wurde hierbei die bekannte Advektion-Diffusions-Gleichung verwendet (Formel 15), welche den Transport physikalischer Massen innerhalb des Fluids beschreibt. Die allgemeine Form der Gleichung lautet:

Formel 15 Advektion-Diffusions-Gleichung

$$\frac{\partial A}{\partial t} = \nabla \cdot (D \nabla A) - \nabla \cdot (vA) + R$$

mit  $A$  als der Masse, die transportiert wird,  $v$  als Geschwindigkeit des Fluids,  $D$  als Diffusionskoeffizient und  $R$  der Zu-, bzw. Abnahme der Masse.

Im Falle des eulerschen Bezugssystems, wurde die gesamte Gleichung gelöst und der eigentlichen Fluid-Simulation (ausgedrückt durch  $v$  – Geschwindigkeitsmatrix) überlagert. Bei der Anwendung von SPH wurde der Konvektionsteil durch die Partikelbewegung implizit dargestellt und musste nicht numerisch gelöst werden. Lediglich die Interaktion der Partikel

und der dadurch initiierte Massetransfer musste noch ergänzt werden. Deshalb konnte bei Verwendung des Lagrangeschen Bezugssystems auf den Konvektionsteil der Gleichung verzichtet werden und nur der Diffusionsteil gelöst werden, was einerseits einer eleganten Implementierung der Transport-Phänomene entspricht und andererseits die Rechenzeit verkürzt. Die SPH Partikel repräsentieren das Fluid, können aber auch direkt für die Berechnung der biokinetischen Vorgänge verwendet werden. Für diesen Ansatz wurde jedes Partikel auch als volldurchmischter Reaktor betrachtet – repräsentativ für eben den jeweiligen Fluidanteil (Rezavand, Zhang, & Hu, 2019).

### 3.6.2 Implementierung des Strömungsmodells und Validierung

Der Faulbehälter des Abwasserverbands AIZ wurde nachfolgend in DualSPHysics implementiert und mit den Resultaten von (Rezavand, Zhang, & Hu, 2019) – einer SPH Modellierung mit der Software SPHASE verglichen. In Rezavand wurden allerdings eine Reihe von vereinfachenden Annahmen getroffen bzw. haben sich auch Gegebenheiten zwischenzeitlich geändert. Es wurden daher verschiedene Simulationen durchgeführt wobei die Validierung mit der modifizierten Geometrie nach Rezavand (2020) erfolgte, während Untersuchungen und Analysen mit der korrekten (realen) Implementierung erfolgten. Der Reaktor wurde in beiden Fällen als zweidimensionales Modell nachgebildet. Um also die Ergebnisse vergleichbar zu machen, wurden – im modifizierten Modell – folgende Annahmen bezüglich Geometrie unverändert übernommen bzw. getroffen:

- Der Einlass und der Auslass für den Tank befinden sich auf den gegenüberliegenden Seiten und nicht auf der gleichen Seite, wie es beim korrigierten/realen Fermenter der Fall ist.
- Das mechanische Rührwerk (Impeller) ist in der modifizierten Darstellung in Gebrauch und wird daher simuliert. Anstatt einer tatsächlichen Diskretisierung des physikalischen Laufrads im Aufstiegsrohr (Impeller) wurde dieses durch ein festes Strömungsfeld modelliert. Ein Kraftfeld drückt dabei die Flüssigkeit mit einer konstanten Geschwindigkeit von 1,5 m/s nach oben.
- Durch die Massenbilanz der Fluidpartikel treten numerische Schwierigkeiten bei der SPH Berechnung bezüglich der Randbedingungen auf. Anstatt den Ein- und Auslass explizit als Grenzschichten in der Geometrie zu modellieren, wurde dies mittels der Option „periodische Grenzen“ simuliert. Fehler des Fluids am Einlass und am Auslass werden korrigiert, indem das aus dem Tank austretende Partikel am Einlass sofort wieder eintritt.

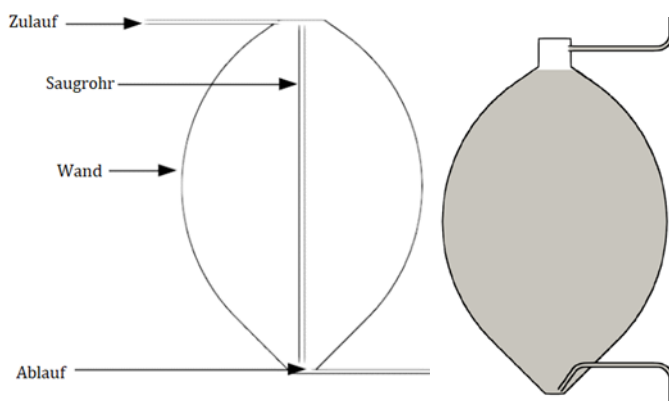
- Es wurde angenommen, dass der Tank zu jedem Zeitpunkt vollständig mit Flüssigkeit gefüllt ist. Dies führt dazu, dass der Einlass eingetaucht ist.

Basierend auf diesen Annahmen wurden die Parameter zur korrekten Darstellung des Strömungsverhaltens ermittelt und der Simulation der korrigierten Geometrien zugrunde gelegt. Die Erweiterungen der Einlass- und Auslassrohre wurden nur zur Erstellung der periodischen Randbedingungen verwendet und haben keinen signifikanten Einfluss auf die Strömung des Fluids innerhalb des Tanks.

Insgesamt wurden für diese Studie drei Simulationen durchgeführt:

1. Gefüllte Tanksimulation, bei der die in Abbildung 90 gezeigte Ausgangsgeometrie auf der Grundlage von Rezavand et. al. (2019) verwendet wurde.
2. Simulation des freien Zulaufs, bei der die korrigierte Geometrie wie in Abbildung 90 verwendet wurde. Der Impeller wurde, analog zum aktuellen (realen) Zustand, nicht in Betrieb genommen.
3. Freier Zulauf mit Impeller und der korrekten Geometrie. Das Saugrohr wurde hier aber mitsimuliert.

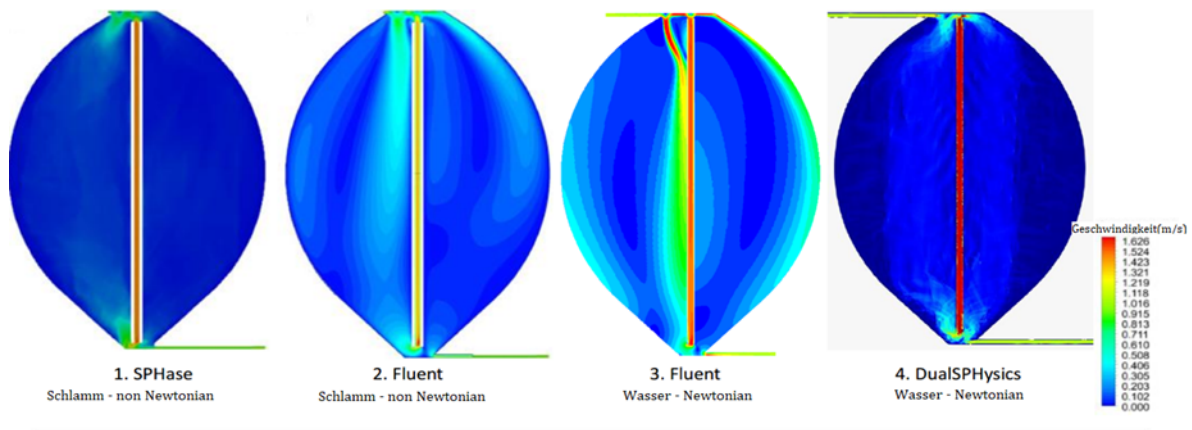
Abbildung 90 Darstellung der Behälter-Geometrie des Faulbehälters des Abwasserverbands AIZ für die Simulationen. Die Validierung erfolgt mit der modifizierten Geometrie nach Rezavand (2020) (Links), während Untersuchungen und Analysen mit der korrekten (realen) Implementierung (Rechts) erfolgen.





## Software-Test

Abbildung 91 Darstellung der 2-dimensionalen Strömungen von verschiedenen Software Implementationen als Vergleich der Ergebnisse: (Sphase – SPH; Fluent – Euler; DualSPHysics – SPH) und Newtonsche Flüssigkeit (Wasser) bzw nicht-newtonsche Flüssigkeit (Schlamm).



Mit dem modifizierten Modell wurden nun zuerst verschiedenen Software Implementierungen (Euler – SPH) getestet um einerseits eine Validierung der Strömungsberechnung zu erreichen und andererseits die Auswirkung verschiedener Ansätze am Fallbeispiel zu analysieren. Abbildung 91 zeigt die Geschwindigkeiten von zweidimensionalen Simulationen mit verschiedenen Software Implementierungen und auch verschiedenen Materialien. Während die grundlegenden Strömungen übereinstimmten fiel auf, dass das Fluid-Verhalten zum Teil deutlich voneinander abweicht.

Dazu sind einige grundlegenden Unterschiede zu beachten: Ersten sind die beiden FLUENT Simulationen stationär berechnet während SPH immer instationär rechnet (implizit durch den Lagrange-Ansatz gegeben). Zweitens waren auch die simulierten Fluide unterschiedlich (Wasser-Schlamm und newtonsche bzw. nicht-newtonsche Flüssigkeiten). Und schließlich spielte auch die graphische Darstellung der Geschwindigkeiten eine Rolle. So sind die beiden SPH Simulationen (SPHASE und DSPH) zwar in den Beträgen etwas unterschiedlich, das Strömungsbild ähnelt sich aber bei einer anderen grafischen Auflösung der Geschwindigkeitsdarstellung sehr gut an. Trotzdem blieben einige Unterschiede die nachfolgend diskutiert und analysiert werden.

Die berechneten Geschwindigkeiten im oberen Teil des Behälters bestätigten ein hoch-viskoses Fluid-Verhalten des Schlammes im Reaktor. Trotz ähnlicher Geschwindigkeiten in Zulauf und Saugrohr, verlangsamte sich das Fluid in den SPH-Simulationen schnell. Dies kann den höheren dissipativen Kräften zugeschrieben werden, welche den numerischen Instabilitäten bei SPH-Simulationen entgegenwirken müssen. Ein weiterer Effekt dieser Dissipation konnte anhand des Verhaltens des Zulauf-Fluids nach Interaktion mit dem rezirkulierenden Fluid beobachtet werden. Bei beiden Fluent Simulationen wies das Fluid eine genügend große Geschwindigkeit auf, um eine kreisförmige Bewegung innerhalb des Fluids entlang der Behälterwände zu erzeugen. Bei DSPH war dies weniger gegeben und die Hauptströmung verläuft zentral.

Dieser Effekt resultierte aus der verwendeten künstlichen Viskosität in DSPH. SPH wurde zur Simulation von Hoch-Geschwindigkeits-Strömungen entwickelt und der Aspekt der künstlichen Viskosität wurde eingeführt, um Probleme aufgrund der Diskontinuitäten durch Druckwellen-Ausbreitung zu lösen. Die langsame Dynamik des Vergärungsreaktors bedarf daher gewisser Änderungen des zu seiner Beschreibung verwendeten numerischen Modells. Zur Dämpfung des Einflusses der künstlichen Viskosität, wurde daher eine Kraft als Gegenmaßnahme gegen die Instabilitäten und viskosen Kräfte eingeführt. Die Impuls-Gleichung wurde angepasst, um Scherkräfte zu integrieren, vgl. Formel 16 nach (Winkler, Rezavand, & Rauch, 2018).

Formel 16 Erweiterte Impuls-Gleichung nach (Winkler, Rezavand, & Rauch, 2018)

$$\frac{1}{\rho} \sum_b \frac{2\mu_a\mu_b}{\mu_a + \mu_b} (V_a^2 + V_b^2) \frac{v_{ab}}{r_{ab}} \frac{\partial W}{\partial r_{ab}}$$

Dies führte jedoch nicht zu einer wesentlichen Verbesserung der Qualität der Simulation. Die Aufnahme der Scherkräfte hätte die höheren Werte der künstlichen Viskosität vermeiden sollen, jedoch wurden in der Simulation höhere Fluktuationen der Partikel-Dichten beobachtet, trotz Verwendung von Dichte-korrigierenden Algorithmen.

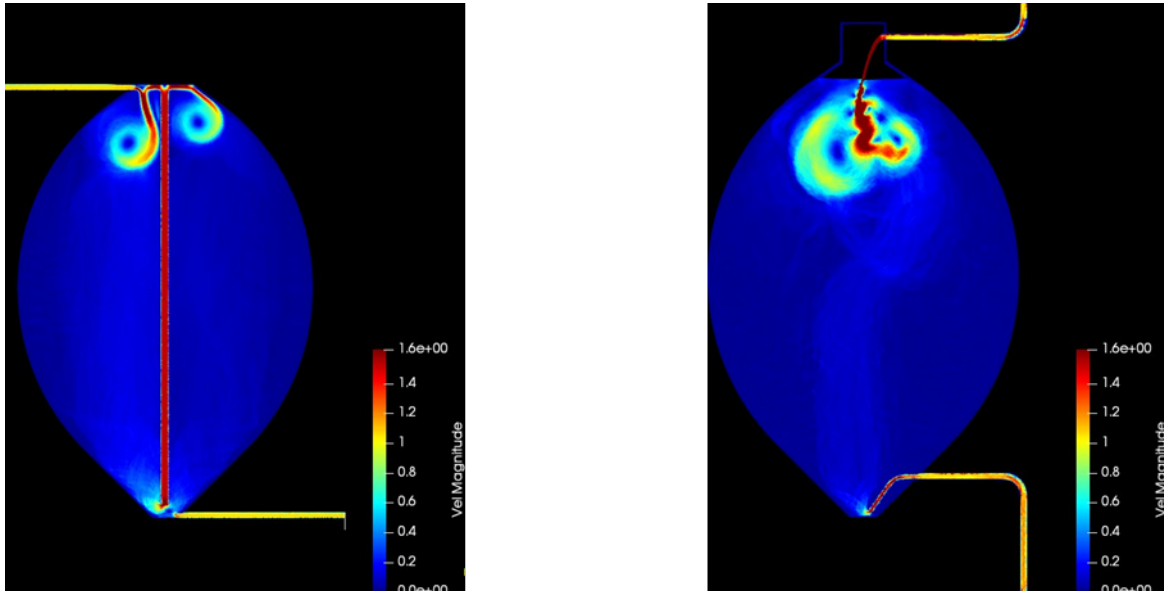
Die Verfeinerung des Gitternetzes zur Erzielung von Konvergenz war im grid-basierten Kontext ein integraler Bestandteil jeder Simulation. Für SPH gestaltete sich dieser Ansatz etwas anders. Die Verfeinerung des Gitters bzw. in der SPH Methodik die Verringerung des Ab-

standes zwischen den Partikeln, war für die korrekte Modellierung der Geometrie des Faulturms hilfreich. Ein zusätzlicher Vorteil der Erhöhung der Partikelzahl bestand darin, dass detailliertere Informationen über die Strömungsfelder erhalten wurden. Bei der Visualisierung würde diese Eigenschaft jedoch verloren gehen, da die Ergebnisse zeitlich gemittelt werden. Letzteres war aber notwendig um die Trajektorien von stark erratischen Partikeln zu glätten.

Weiters können die Ergebnisse einer numerischen Simulation mit verschiedenen Partikelabständen nicht unmittelbar miteinander verglichen werden. Selbst wenn die anderen Parameter nicht variiert werden, führt die Numerik der Lagrange-Implementierung zu einem alternativen Strömungsfeld, oder zu numerischen Instabilitäten. Um diese Diskrepanz zu vermeiden, wurde als einziges Kriterium für die Partikelverfeinerung die akzeptable Auflösung der Geometrie durch die Partikel gewählt.

Um einen angemessenen Abstand zwischen den Partikeln zu definieren wurden diese der Geometrie der Ein- und Auslaufrohre und des Saugrohrs angepasst. Es wurde auch berücksichtigt, dass die Strömung innerhalb dieser Bereiche kontinuierlich ist. Nach der Festlegung des SPH Partikelabstands wurden die Werte anderer Parameter so festgelegt, dass die numerischen Instabilitäten – verursacht durch eine uneinheitliche Dichteverteilung im Berechnungsvolumen – reduziert werden. Die resultierenden Geschwindigkeiten – berechnet mit DualSPHysics – sind in Abbildung 92 dargestellt. Die Strömungsverhältnisse sind stark verbessert, allerdings ist auch der Rechenaufwand signifikant höher.

Abbildung 92 Darstellung der Strömungsgeschwindigkeiten im Faulbehälter in m/s für eine Berechnung mit DualSPHysics mit hoher Partikeldichte. Links: modifizierte Geometrie und Rechts: korrekte Geometrie



Als finale Lösung wurde daher eine Kombination der beiden o.a. Ansätze: angepasste Impuls-Gleichung und höhere Partikeldichte eingeführt, wodurch sich letztendlich eine sehr gute Übereinstimmung der Simulationen ergibt.

Tabelle 5 zeigt Parameter Einstellung der DSPH Simulationen für die 3 untersuchten Konfigurationen (Modifiziertes System – Eingetauchter Zulauf) und korrektes Modell (Freier Zulauf – mit/ohne Impeller). Es zeigt sich hier, dass für instationäre Lösungen SPH eine durchaus attraktive Lösung darstellt und der Rechenaufwand ähnlich zur gitterbasierten Lösung mit FLUENT ist: ca. 1000 min Simulationsdauer für 5 Minuten Realzeit für SPH und ca. 17000 min für 80 Minuten Realzeit für Fluent.

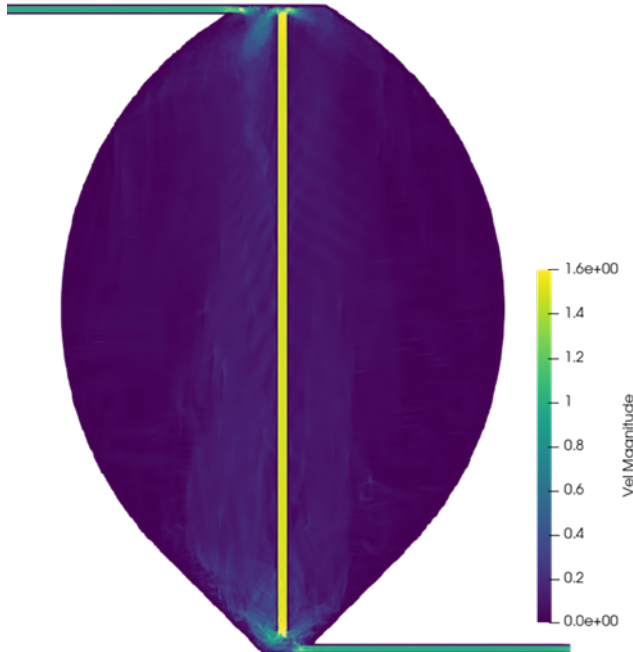
Tabelle 5 Parameter Einstellungen und Dauer der Simulationen

Parameter	Eingetauchter Zulauf	Freier Zulauf (mit Impeller)	Freier Zulauf (ohne Impeller)	Fluent (Multiphase)
Initialer Partikelabstand $d_p$ (m)	0,03	0,005	0,005	-
Artificial viscosity	0,015	0,01	0,01	-
SPH	Disabled	0,01	0,01	-
Anzahl der Partikel (SPH) bzw. Zellenanzahl (Fluent)	274.957	10.218.822	10.227.368	599.955
Anzahl Partikel (Randbedingung)	11.473	86.937	78.391	-
Reale Simulationsdauer (sec)	120	5	5	4800
Rechendauer-CPU Zeit (min)	205	1268	805	17280

## Validierung

Das DSPH Modell wurde anhand der Arbeit (Rezavand, Zhang, & Hu, 2019) und den Ergebnissen der stationären Fluent Simulation validiert. Wie aus dem Geschwindigkeitsverlauf im Fermenter ersichtlich, stimmten die Ergebnisse bis auf geringfügige Abweichungen gut überein und auch der Bereich, in dem die Einlass- und Zugrohrströme zusammenfließen, ist ausreichend gut aufgelöst.

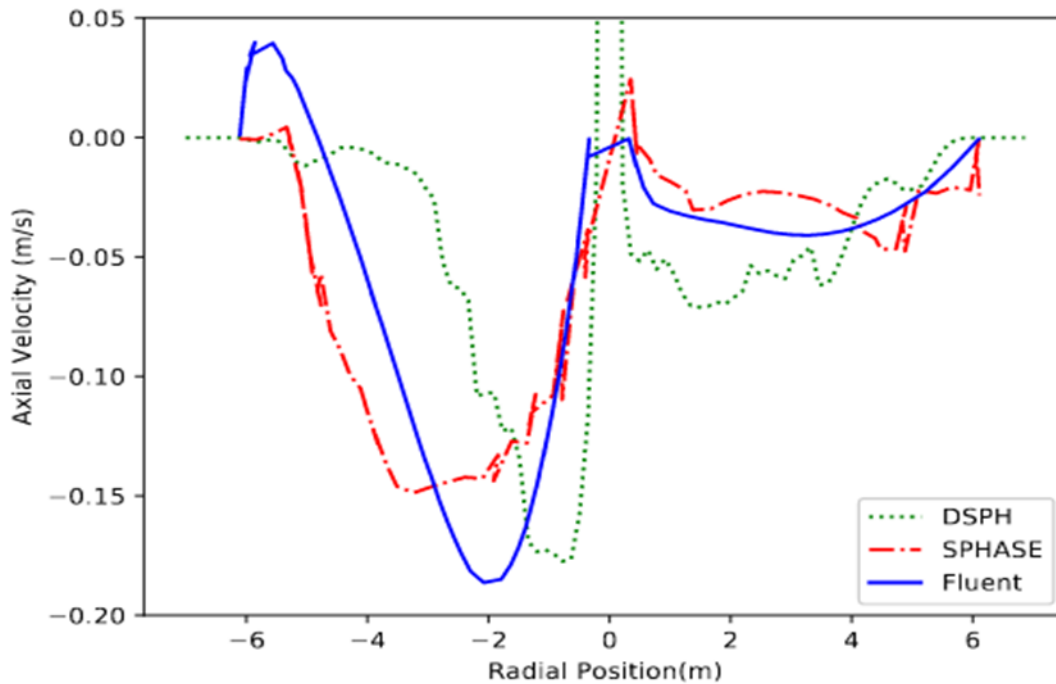
Abbildung 93 Darstellung der Geschwindigkeitsverteilung für die DSPH-Simulation des modifizierten Systems in den Grenzen 0 – 1.6 m/s



Auch anhand der axialen Geschwindigkeitsdiagramme (Abbildung 94) konnte beobachtet werden, dass die SPH-Simulation mit anderen zweidimensionalen Simulationen gut übereinstimmt. Abbildung 94 stellt einen Vergleich zwischen SPHASE, ANSYS Fluent (gitterbasierte CFD-Simulation) und SPH (DualSPHysics) dar.

Allgemein zeigte sich, dass sich die Flüssigkeit auf der rechten Seite des Faulbehälters aufgrund des aus dem Impeller Rohr austretenden Schlamms nicht richtig vermischen konnte. Die Strömung aus dem Saugrohr erzeugte effektiv ein Strömungshindernis. Dies führt dazu, dass die frische Flüssigkeit nicht auf die rechte Hälfte des Tanks gelangen konnte. Dieses Strömungshindernis resultierte aus der höheren Geschwindigkeit mit dem das Fluid aus dem Saugrohr austritt als diejenige im Einlass- und Auslassbereich. Das Impellerrohr hatte somit einen starken Einfluss auf die Strömung im Behälter.

Abbildung 94 Darstellung der vertikalen Geschwindigkeitsprofile in m/s entlang der horizontalen Mittelachse (auf halbe Höhe Faulbehälter) für die 3 Implementationen DSPH, SPHASE und Fluent. Die Radial Position 0 stimmt mit dem Impeller Saugrohr überein. In der DSPH-Simulation wird die vertikale Geschwindigkeit im Impeller Rohr als Randbedingung mit 1,5 m/s angesetzt.



### Strömung bei freiem Zulauf

Diese Simulation berücksichtigte den realen Zustand in einem der Tanks, bei dem das Saugrohr vollständig entfernt wurde, und verwendet die zweite Geometrie, wie in Abbildung 95 dargestellt. Der Flüssigkeitsspiegel wurde konstant in einem bestimmten Abstand unterhalb des Einlasses gehalten. Dies führte dazu, dass die Flüssigkeit frei auf die Oberfläche aufprallt. Da die Simulation nur wenige Sekunden realer Zeit umfasste, kann man sehen, wie sich – nach Beginn des Einlaufs – die anfängliche Turbulenz, die durch den Aufprall verursacht wurde, nach unten ausbreitet. Das untere Ende des Tanks und die Seiten hatten eine viel geringere Geschwindigkeit, da im System keine externe Mischvorrichtung vorhanden ist.

Abbildung 95 Darstellung der Geschwindigkeitsverteilung in m/s für die DSPH-Simulation des korrekten Systems (freier Zulauf – ohne Impeller). Die Simulation umfasst nur wenige Sekunden realer Zeit.

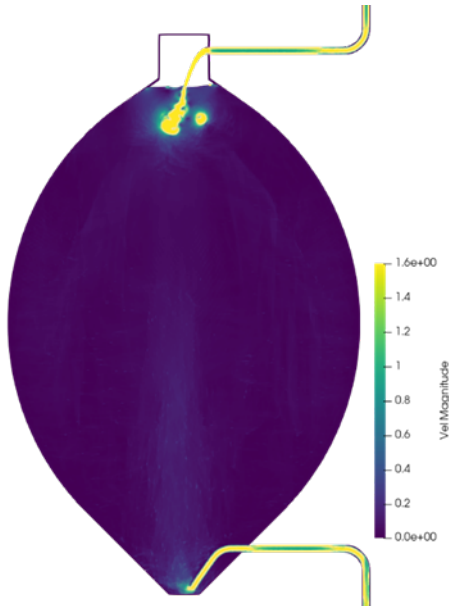
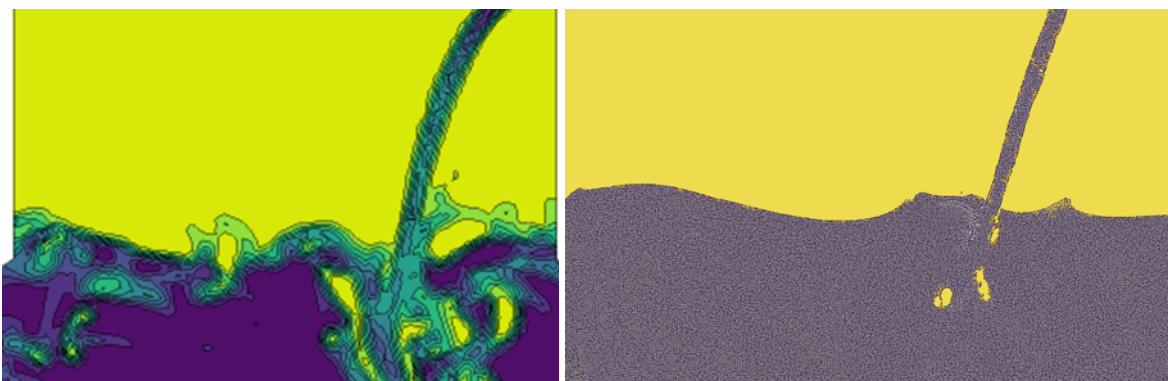


Abbildung 96 Vergleich der Berechnung des freien Zulaufs für Links: FLUENT Simulation und Rechts: DSPH-Simulation. Die detaillierte Darstellung der Berechnung des freien Zulaufs – jeweils für Simulationen mit FLUENT und DSPH. Für den Fall der FLUENT Simulation wird das Volumen der Luft Fraktion abgebildet, wodurch die freie Oberfläche visuell approximiert wird.



In Abbildung 96 ist eine Detailansicht des freien Zulaufs abgebildet – jeweils für Simulationen mit FLUENT und DSPH. Es zeigt sich hier klar der Vorteil von SPH bei der Berechnung der freien Oberfläche. Während dies in FLUENT eine aufwendige, instationäre Mehrphasenströmung bedingte, war die Berechnung mit SPH Methoden unmittelbar ohne Änderungen

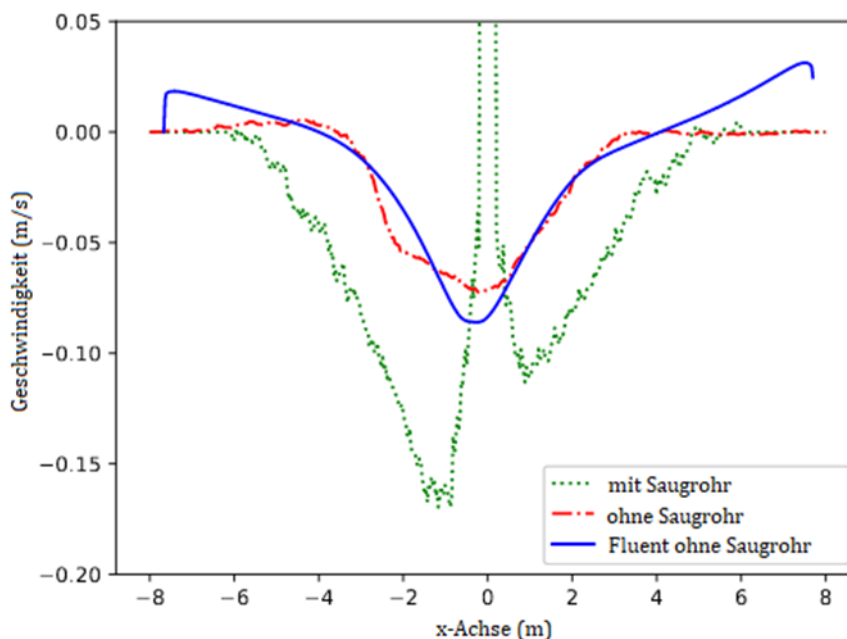


möglich. Da FLUENT nicht die freie Oberfläche per se berechnet ist in Abbildung 96 das Volumen der Luft Fraktion abgebildet, wodurch die freie Oberfläche visuell approximiert wird.

### Freier Zulauf mit Impellerrohr

Diese Geometrie bildete den realen Zustand in einem der bestehender Faulbehälter der Anlagen des Abwasserverbands AIZ ab, allerdings ist der Impeller nur mehr zur Wartungszwecken in Betrieb und hat keine reale Mischerfunktion. Die Simulation baute daher auf der vorherigen (freier Zulauf) auf, nur wird das Impellerrohr hinzugefügt. Die vertikalen Geschwindigkeitsdiagramme sind in Abbildung 97 zu sehen. Die axiale Geschwindigkeit in 6m Höhe über dem Erdboden im Tank wurde miteinander verglichen. Die Entfernung des Saugrohrs führte also zu einer geringeren Geschwindigkeit innerhalb des Tanks, wobei sich die Abwärtsströmung auf der Mitte des Tanks konzentriert. Im Vergleich mit zylindrischen Tankformen ermöglicht die "Ei"-Form des Faulbehälters jedoch eine leichtere Aufwärtsströmung an den Wänden. Dies half der Rezirkulation im Reaktor selbst und auch die Bereiche mit Stagnationen wurden minimiert.

Abbildung 97 Darstellung der vertikale Geschwindigkeitsprofile in m/s entlang der horizontalen Mittelachse (auf halbe Höhe Faulbehälter) für die 3 Implementationen DSPH mit/ohne Impeller und Fluent ohne Impeller. Die radial Position 0 stimmt mit dem Impeller Saugrohr überein.



Diese Simulationen zeigten, wie sich die Entfernung des Impellerrohrs auf die Geschwindigkeiten innerhalb des Tanks auswirkte und sich dadurch die Vermischung verringerte. Aussagen über die Auswirkungen des Impellerrohrs auf die Methanproduktion sind damit aber nicht zulässig. In Tabelle 6 werden die Auswirkungen anhand der beiden Kriterien Low Velocity Zone ( $0,001 < v < 0,01$  in m/s) und des Tot Volumens ( $v < 0,001$  m/s) quantitativ verglichen.

Tabelle 6 Vergleich der Low Velocity Zones (LVZ) und des Totvolumens für die Situationen mit/ohne Impeller. Experiment bezeichnet die entsprechende Abschätzung des gesamten „Totvolumens“ aus einer Tracermessung an der realen Anlage.

Metrisch	Mit Aufstiegsrohr	Ohne Aufstiegsrohr	Experiment
LVZ	16,83 %	38,21 %	-
Totvolumina	0,52 %	1,20 %	-1 % (+2 %)

## Schlussfolgerungen

Zur Implementierung von lagrangeschen CFD-Methoden wurden numerischen Strömungsberechnungen mit der Software DSPH durchgeführt. Dabei wurden für drei Geometrien zweidimensionale hydrodynamische Simulationen des Faulturms erstellt. Die erste Geometrie wurde zur Abklärung grundsätzlicher Problemstellungen und zur Validierung der Methodik verwendet. Dabei zeigte sich, dass die Simulationen des Schlamm Fluids mit geringer Geschwindigkeit spezielle Adaptionen der Implementierung benötigt, nämlich eine Kombination aus „Dämpfung der künstlichen Viskosität“ und „Erhöhung der Partikelanzahl“. Grundsätzlich gilt, dass SPH Simulationen speziellen Aufwand bei der Wahl der Parameter benötigen da die Umsetzung des Lagrange-Ansatzes numerisch sensitiv ist und zu Fehlern bzw. Versagen der Simulation führen kann.

Der Vorteil der SPH Methode zeigte sich bei der Simulation des freien Zulaufs in den Behälter. Während dies für gitterbasierte CFD-Modelle zu instationären Mehrphasenströmungen führte, konnte diese Situation mit der Basiseinstellung von SPH berechnet werden. Dies war deshalb, weil SPH Methoden inhärent freie Oberflächen des Fluids berechnen. Anschließend wurde der Effekt des Impellerrohrs auf die Durchmischung im Tank untersucht. Wie

dargestellt führt eine Deaktivierung des Impellers zu einer merkbaren Reduktion der Mischverhältnisse. Da es sich aber nur um eine zweidimensionale Simulation handelt, sind die Effekte stärker ausgeprägt als in der Realität.

### **3.6.3 Kopplung von Lagrange CFD-Modell mit Biokinetik**

#### **Allgemeines**

Das Modell der anaeroben Vergärung ADM1 ist das gängige (State of the Art) Modell für die dynamische Simulation von AD-Prozessen in einem Fermenter. Es berechnet sowohl physikalisch-chemische und biologische Reaktionen in der Flüssigphase als auch die Freisetzung gasförmiger Komponenten in die Gasphase. Es gibt eine Vielzahl von numerischen Simulationen, die ADM1 zur Bewertung der Leistung eines Fermenters verwenden.

Ein Nachteil von ADM1 besteht darin, dass es den Faulreaktor als kontinuierlichen Rührkesselreaktor (CSTR) betrachtet und daher von einer Homogenität der Mischflüssigkeit und der Temperatur im gesamten Tank ausgeht. Dadurch wird die Komplexität der räumlichen Verteilung von Stoffen und Temperatur als Folge der Hydrodynamik vernachlässigt, was potentiell zu ungenauen Ergebnissen führt.

Die hier entwickelte Software-Toolbox Coupled Hydrodynamics and Anaerobic Digestion (CHAD) ist ein neuartiger parallelisierter Software Solver, der in der Lage ist, SPH-Ergebnisse als Grundlage für ADM1-Simulationen zu nutzen. DualSPHysics (DSPH), eine auf C++ und CUDA basierende Open-Source-Software, wurde für die Bereitstellung der hydrodynamischen Strömungsbedingungen verwendet. Im Folgenden wird kurz der Hintergrund von ADM1 und seine numerische Implementierung in C++ vorgestellt sowie die generelle Methodik von CHAD. Die Software-Toolbox wird dann auf die Simulation eines Fermenters im Labormaßstab als Fallstudie angewendet.

#### **Methodik**

ADM1: Für die Erstellung der Massenbilanz wird vereinfacht angenommen, dass ein AD-Behälter ein kontinuierlich gerührter Reaktor (CSTR) mit einem Einlass und einem Auslass ist, bei dem die Massenbilanz jeder Komponente nach der folgenden Gleichung (Formel 17) berechnet wird.

Formel 17 Massenbilanzgleichung für einen volldurchmischten Reaktor

$$\frac{dVS_{in}}{dt} = q_{in}S_{in,i} - q_{out}S_i + V \sum_j \rho_j v_{i,j} \#$$

Dabei ist  $V$  das Volumen des Reaktors,  $S_{(in,i)}$  und  $S_i$  sind die Konzentration der Komponente  $i$  am Einlass bzw. im Tank, und  $q_{in}$  und  $q_{out}$  sind die Durchflussraten am Einlass und am Auslass. Die kinetische Rate  $\rho_j$  für Prozess  $j$  und die biochemischen Koeffizienten  $u_{(i,j)}$  basieren auf der Stöchiometrie laut (Rosen, et al. 2006).

ADM1 berücksichtigt die Hemmung (Inhibition) aufgrund von pH und anderen Stoffen bzw. Umweltbedingungen. Die implementierte empirische Formel für die pH-Hemmung ist die sogenannte Hill-Gleichung:

Formel 18 Inhibitionsleichung für pH-Hemmung

$$I_{pH} = \frac{pH^n}{pH^n + K_{pH}^n}$$

$$K_{pH} = \frac{pH_{LL} + pH_{UL}}{2}$$

wobei  $n$  ein empirischer Wert auf der Grundlage von Hill-Funktionen ist,  $I_{pH}$  der Hemmkoeffizient aufgrund des pH-Werts und  $K_{pH}$  als Mittelwert zwischen  $pH_{LL}$  und  $pH_{UL}$  berechnet wird, welche die untere und obere Grenze der pH-Hemmung darstellen. Einige andere Hemmungsmechanismen, nämlich die nicht-kompetitive Hemmung und die Substratlimitierung, werden für verschiedene Reaktionen ebenfalls mit den unten aufgeführten Gleichungen (Formel 19) modelliert,

Formel 19 Inhibitionsleichung der Substratlimitierung

$$I = \frac{1}{1 + S_I/K_I}$$

$$I = \frac{S_I}{S_I + K_I}$$

wobei  $S_i$  die hemmende Komponente und  $K_I$  eine Hemmungskonstante bezeichnen. Die Gesamthemmung für die Prozesse ist eine Kombination aus den oben genannten Hemmungsmechanismen.

### Differentialgleichungen und Differenzial-Algebraische Gleichungen

Aus den Massenbilanzen gemäß der Grundgleichung resultiert ein System von Differentialgleichungen (DE) die untereinander verbunden sind und daher gleichzeitig gelöst werden müssen. Die hohe Steifigkeit dieses Systems von DE bewirkt jedoch eine niedrige Effizienz bei der numerischen Berechnung schneller Dynamiken wie der Säure-Base-Reaktion und der Massenbilanz des löslichen Wasserstoffs  $S_{H_2}$ . Für die Implementierung in CHAD werden stattdessen differential-algebraische Gleichungen (DAE) für diese schnellen Reaktionen implementiert, um extrem kleine Zeitschrittgrößen zu vermeiden. Die DAE für die Säure-Base-Reaktion ist in Formel 20 dargestellt.

Formel 20 Differential-algebraische Gleichungen für die Säure-Base-Reaktion

$$E(S_{H^+}) = S_{cat^+} + S_{nh_4^+} + S_{H^+} - S_{hco_3^-} - \frac{S_{ac^-}}{64} - \frac{S_{pr^-}}{112} - \frac{S_{bu^-}}{160} - \frac{S_{va^-}}{208} - \frac{K_W}{S_{H^+}} - S_{an^-}$$

Mit der Konzentration der Ionen des aktuellen Zeitschritts wird die entsprechende Konzentration der Protonen  $H^+$  iterativ auf der Grundlage der obigen Gleichung gelöst, wobei Ansätze wie das Newton-Raphson-Verfahren verwendet werden. Ein ähnliches Verfahren wird auf die Berechnung der Massenbilanz von  $S_{H_2}$  angewandt:

Formel 21 Massenbilanzgleichung des Wasserstoffs

$$E(S_{H_2}) = \frac{q_{in}}{V} (S_{H_2,in} - S_{H_2}) + \rho_{S_{H_2}} - \rho_{G_{H_2}}$$

wobei  $\rho_{S_{H_2}}$  die Aufnahme rate von löslichem Wasserstoff und  $\rho_{G_{H_2}}$  die Produktionsrate von Wasserstoff in der Gasphase ist.

## CHAD Konzept

CHAD ist eine im Rahmen dieses Projekts entwickelte Software-Toolbox, die eine dynamische ADM1-Simulation auf der Grundlage der räumlichen Strömungsdynamik ermöglicht. Wie in Abbildung 98 dargestellt, stellt CHAD jedes Flüssigkeitsteilchen (entsprechend der SPH-Simulation) durch ein äquivalentes AD-Teilchen in Form eines CSTR-Tanks dar. CHAD simuliert die gleiche Anzahl von AD-Tanks (bezeichnet als AD-Partikel) wie SPH-Partikel. Folglich wird das Volumen der AD-Partikel durch das Gesamtvolumen des Tanks bestimmt, geteilt durch die Anzahl der Partikel. Die Idee ist nun, dass für einen bestimmten Zeitschritt die Geschwindigkeits-, Positions- und Dichteinformationen aller Partikel der SPH-Simulation in die CHAD-Toolbox geladen werden. So wird die räumliche Verschiebung jedes AD-Teilchens für den Zeitschritt bestimmt. Anders als bei eulerschen Ansätzen muss die Advektion für den Transport von Stoffen nicht berücksichtigt werden, da sie beim lagrangeschen Ansatz implizit (durch die Bewegung der Partikel) berücksichtigt wird. Was aber noch berücksichtigt werden muss, ist die Diffusion:

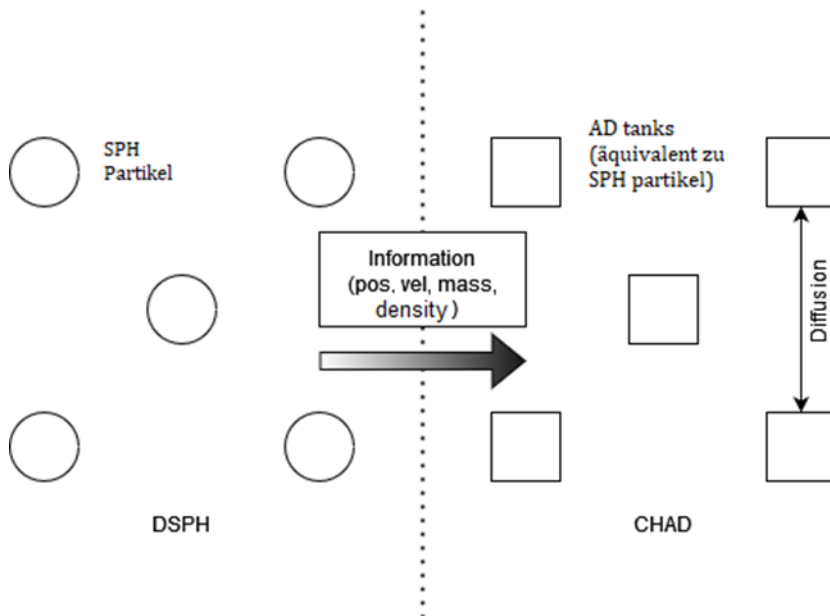
Formel 22 Diffusionsgleichung für Stoff S

$$\frac{\partial}{\partial x_j} \left( D \frac{\partial S_i}{\partial x_j} \right) = S_{Si}$$

mit  $x_j$  – räumliche Position,  $D$  – Diffusionskoeffizient,  $S_i$  – Stoffe  $i$  und  $S_{Si}$  – Quellterm für die Stoffe aus der Berechnung der biokinetischen Prozesse. Man beachte, dass  $S_{Si}$  der Berechnung im Fall des vordurchmischten Reaktors entspricht.

Sobald die räumliche Information vorliegt, werden die biokinetischen Simulationen für diesen Zeitschritt für jedes AD-Partikel durchgeführt. Es ist zu beachten, dass die internen Zeitschritte der CFD-Berechnung nicht mit denen der ADM1-Simulation übereinstimmen müssen, sondern nur synchronisiert werden. Im Vergleich zur SPH-Hydrodynamik (Sekundenbruchteile) sind die Zeitschritte, die für eine stabile ADM1-Berechnung (Sekunden bis Minuten) benötigt werden, um Größenordnungen unterschiedlich, so dass ein Zeitschrittmanagement erforderlich ist. An dieser Stelle verwenden wir synchronisierte Zeitschritte für die CHAD-Berechnung von ca. 1 Sekunde, um die räumliche Verschiebung der AD-Teilchen in diesem Zeitraum zu begrenzen. Für größere Zeitschritte ist für die interne Lösung der Differentialgleichungen in CHAD ein adaptives Zeitschrittmanagement notwendig.

Abbildung 98 Im Berechnungsmodell CHAD wird jedes Flüssigkeitsteilchen (entsprechend der SPH-Simulation) durch ein äquivalentes AD-Teilchen in Form eines CSTR-Tanks dargestellt. CHAD simuliert die gleiche Anzahl von AD-Tanks (bezeichnet als AD-Partikel) wie SPH-Partikel. Die Informationen aus der hydrodynamischen Simulation werden für die Transportprozesse verwendet.



## Validierung

Um die numerische Lösung zu validieren wurde CHAD als konventionelles ADM1-Modell mit einem einzelnen Teilchen ausgeführt, das einen CSTR emuliert. Dieser Fall diente ausschließlich dazu, die numerische Implementation des ADM1-Modells zu testen und die Ergebnisse mit der Benchmark-Implementierung von (Rosen, et al. 2006) zu verifizieren. Die Eigenschaften des Tanks/der Partikel sind in Tabelle 7 angegeben. Die Partikel/der CSTR wurden mit den Konzentrationen initialisiert, die im BSM2-Benchmark Modell vorgesehen waren. Es ist jedoch zu beachten, dass das Referenzmodell kein separates ADM1 enthält, sondern ein ganzes Kläranlagenmodell, d. h. eine Kombination aus ASM- und ADM1-Simulationen. Folglich wurde der Zufluss zum AD Reaktor im Benchmark Modell dynamisch aus dem Abfluss der Kläranlage bestimmt, was in CHAD nicht vollumfänglich implementiert werden konnte. Dies liegt u.a. daran, dass CHAD derzeit nur in Verbindung mit SPH verwendet werden soll, um die kombinierte Wirkung von Hydrodynamik und biochemischen Reaktionen zu untersuchen. Daher konnte CHAD die Ergebnisse des BSM2-Rahmens nicht exakt reproduzieren, sondern nur annähernd.

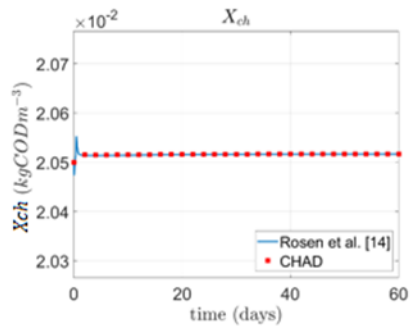
Tabelle 7 Parameter für die Berechnung eines einzelnen CSTR Reaktors

Parameter	Wert
Fluid Volumen	3.400 m <sup>3</sup>
Gas Volumen	300 m <sup>3</sup>
Einlass / Auslass	178,45 m <sup>3</sup> /d
Temperatur	308,5 K
Atmosphärischer Druck	1,013 bar

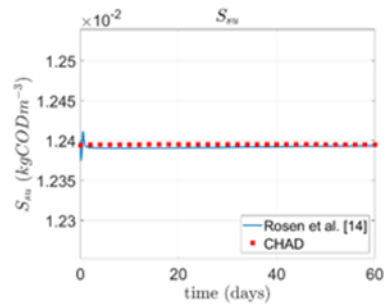
Abbildung 99 zeigt die Konzentration verschiedener Stoffe, welcher in jeder Phase des AD-Prozesses innerhalb von 60 Tagen entweder produziert oder verwertet wurden. Die organische Biomasse wurde während der Desintegration abgebaut, was zur Bildung von Kohlenhydraten führte. Diese wurden dann zu Zuckern hydrolysiert (Abbildung 99 oben rechts). Die Konzentration von Butyrat ist in Abbildung 99 (Mitte, links) dargestellt, das zu den drei flüchtigen Fettsäuren (VFA) gehört, die bei der Acidogenese entstanden. Aus den flüchtigen Fettsäuren entstand durch Acetogenese Acetat, das schließlich durch Methanogenese in Methan umgewandelt wurde. Die Konzentration sowohl der löslichen als auch der gasförmigen Form von Methan ist in Abbildung 99 (Unten) dargestellt.



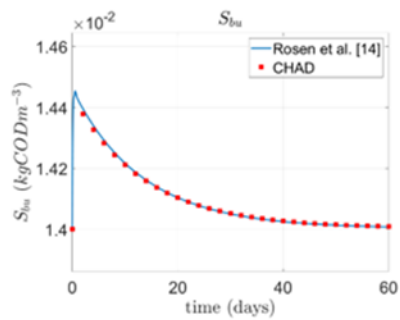
Abbildung 99 Darstellung der Konzentration verschiedener Stoffe, welcher in jeder Phase des AD-Prozesses innerhalb von 60 Tagen entweder produziert oder verwertet werden – mit  $X_{ch}$  Kohlenhydrate,  $S_{su}$  gelöste Monosaccharide,  $S_{bu}$  gelöstes Butyrat,  $S_{ac}$  gelöstes Acetat,  $S_{ch4}$  gelöstes Methan und  $G_{ch4}$  Methan in der Gasphase.



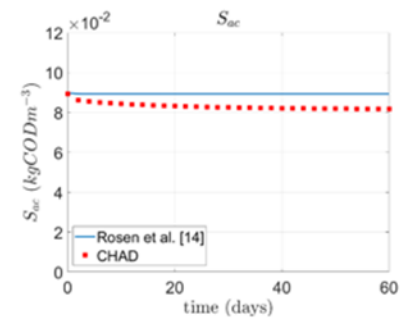
par Kohlehydrate



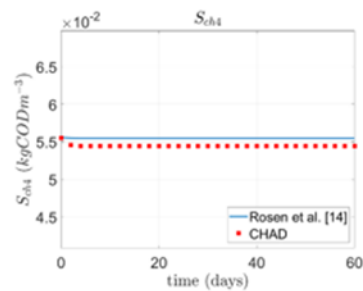
gel. Monosaccharide



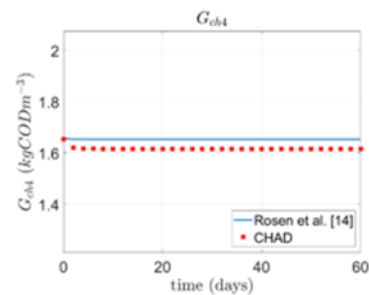
gel. Butyrat



gel. Acetat



gel. Methan



gas Methan

In Tabelle 8 werden die Ergebnisse mittels des quantitativen Parameters RMSE (relativer mittlerer quadratischer Fehler) verglichen. Es zeigte sich für fast alle Komponenten eine sehr geringe Abweichung. Die Abweichung von 7,8 % bei Acetat war numerisch höher aber ebenfalls unproblematisch. Das lag darin begründet, dass Acetat als Zwischenprodukt mit niedriger Stoffkonzentration auftritt und sich Abweichungen dadurch mehr bemerkbar machen. Die Abweichungen beim Parameter Biomasse waren vernachlässigbar und beim pH-Wert sehr gering. Das Endprodukt Methan weichte als RMSE um nur ca. 2 % ab. Damit ist die numerische Implementation des ADM1 Modells als erfolgreich und validiert anzusehen.

Tabelle 8 Relativer mittlerer quadratischer Fehler der ADM1-Komponenten und des pH-Werts als Vergleich von CHAD mit der Benchmark nach (Rosen, et al. 2006).

Parameter	Fehler (%)
Biomasse, $X_c$	0,09
Kohlenhydrate, $X_{ch}$	2,07 e-3
Zucker, $S_{su}$	0,02
Butyrat, $S_{bu}$	0,03
Acetat, $S_{ac}$	7,80
Gelöstes Methan, $S_{CH_4}$	1,88
Methan in Gasphase, $G_{CH_4}$	2,22
pH	0,45

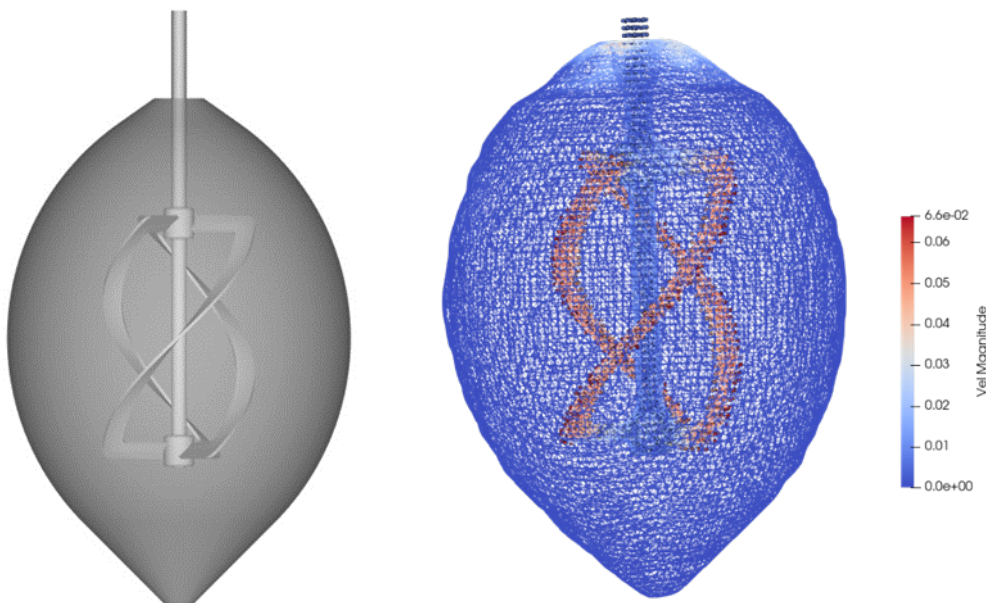
### Testanwendung von CHAD für Laborreaktor

In dieser Fallstudie wurde CHAD für einen dreidimensionalen Laborreaktor (Abbildung 100) getestet. Das Modell bildete den Eiförmigen Reaktor mit dem Wendelrührwerk ab, welcher bereits in Kapitel 2 „Laborversuche“ ausführlich diskutiert bzw. in Kapitel 3 „Einsatz von computerbasierten Methoden und künstlicher Intelligenz“ mit der Software FLUENT hydrodynamisch untersucht wurde. Tabelle 9 stellt die Parameter der 3-D Strömungsberechnung mit DSPH dar und in Abbildung 100 ist das berechnete Strömungsfeld nach 200 Sekunden instationärer Simulation dargestellt. Die Umdrehungsgeschwindigkeit des Wendelrührwerks wurde hier mit 12 Umdrehungen pro Minute eingestellt.

Tabelle 9 Parameter für die Berechnung des Labor Reaktors

Parameter	Wert
Volumen des Faulturms	$8 \times 10^{-3} \text{ m}^3$
Mixer Geschwindigkeit	12 rpm
Simulationsdauer	200 s
Temperatur	308,5 K
Anzahl der Partikel	128726
Partikelvolumen	$6,4 \times 10^{-8} \text{ m}^3$

Abbildung 100 Laborreaktor mit helikalem Rührwerk: Links Visuelle Darstellung und Rechts: 3D-Berechnung der Geschwindigkeiten im Strömungsfeld mit DSPH (Wendelrührer mit 12 Umdrehungen pro Minute) nach 200 Sekunden.



Um die die Kopplung der Transport-Mechanismen und der biokinetischen Prozesse in CHAD zu testen, wurde nachfolgend eine spezielle Situation im Laborreaktor simuliert:

- Der untere Teil des Reaktors (unterhalb von 64 % der Höhe – entsprechend 62,5 % Volumen) war mit ausgefaultem Schlamm (Annahme 200 Tage Faulzeit im Reaktor) gefüllt. Die Temperatur des Schlammes beträgt 308,5 K.
- Der Reaktor war im oberen Bereich (oberhalb von 64 % der Höhe – entsprechend 37,5 % Volumen) mit neuem Schlamm (Zufluss) gefüllt. Die Temperatur des neuen Schlammes beträgt 311 K.
- Die Wände des Reaktors wurden als Temperaturrandbedingung mit 300 K angenommen und der Wendelrührer mit einer fixen Temperatur von 305 K.
- Der Temperaturübergang im Fluid wurde gemäß den Materialkennwerten für Wasser – Wärmekapazität 4.182 kJ/(kg K) und Wärmeleitung 0.6 W/(m K) – festgelegt. Die Berechnung erfolgte mit der SPH Formulierung für Energieerhaltung nach (Monaghan, 2005).
- Die Diffusion gemäß den Stoffkomponenten wurde im Reaktor einheitlich mit  $10^{-5}$  m<sup>2</sup>/s festgelegt. Die Problematik und Unterschiede zwischen molekularer und turbulenter Diffusion sind bekannt (Tobo, Rehman, Bartacek, & Nopens, 2020) jedoch wurde an dieser Stelle vereinfacht von einer konstanten mittleren Diffusion ausgegangen.

Dies entsprach der künstlichen Situation, dass zum Startpunkt der Simulation der obere Teil des Reaktors mit neuem Schlamm gefüllt wurde. Die Simulation erlaubte daher das Zusammenwirken von Hydrodynamik und Diffusion auf Temperatur und Stoffkonzentration.

Abbildung 101 Darstellung der Temperaturverteilung im Reaktor. Links ist die strikte Trennung der Temperaturbereiche im Ausgangszustand ersichtlich. Rechts: nach 4000 Sekunden Simulationsdauer hat sich der Schlamm, ausgehend von den Wänden (fixe Temperaturrandbedingung), merklich abgekühlt.

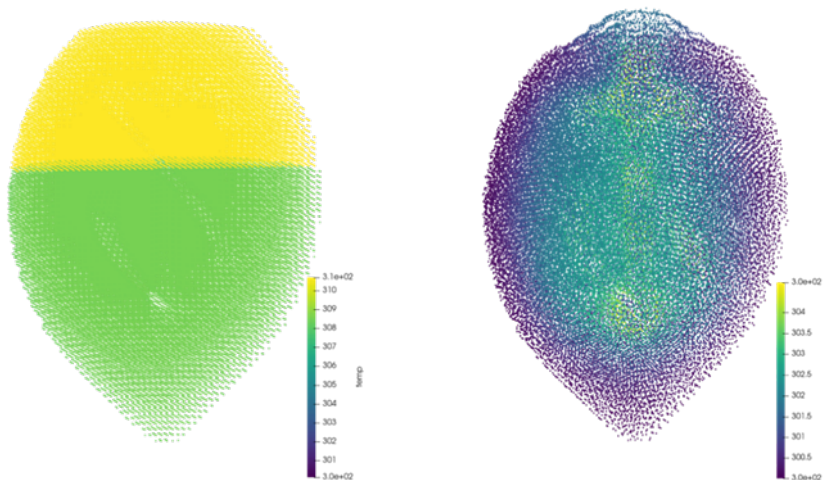


Abbildung 101 zeigt die Temperaturverteilung im Reaktor. Im Ausgangszustand war die strikte Trennung der Temperaturbereiche gegeben, aber nach 4000 Sekunden Simulationsdauer hat sich der Schlamm – ausgehend von den Wänden (fixe Temperaturrandbedingung) schon abgekühlt. Der Wendelrührer hatte den Schlamm so durchmischt, sodass auch im oberen Bereich der Einfluss der – ursprünglich höheren – Temperatur nicht mehr ersichtlich war. Der Bereich der höheren Temperatur im Inneren des Reaktors war der höheren Temperatur des Rührwerks geschuldet. Der Einfluss von Advektion (SPH) und Diffusion (CHAD) war aus dieser Simulation klar ersichtlich.

Abbildung 102 Konzentration von CH<sub>4</sub>(gas) im Laborreaktor unter dynamischen Temperaturbedingungen – Links: Ausgangszustand und Rechts: nach 4000 sec Simulationsdauer

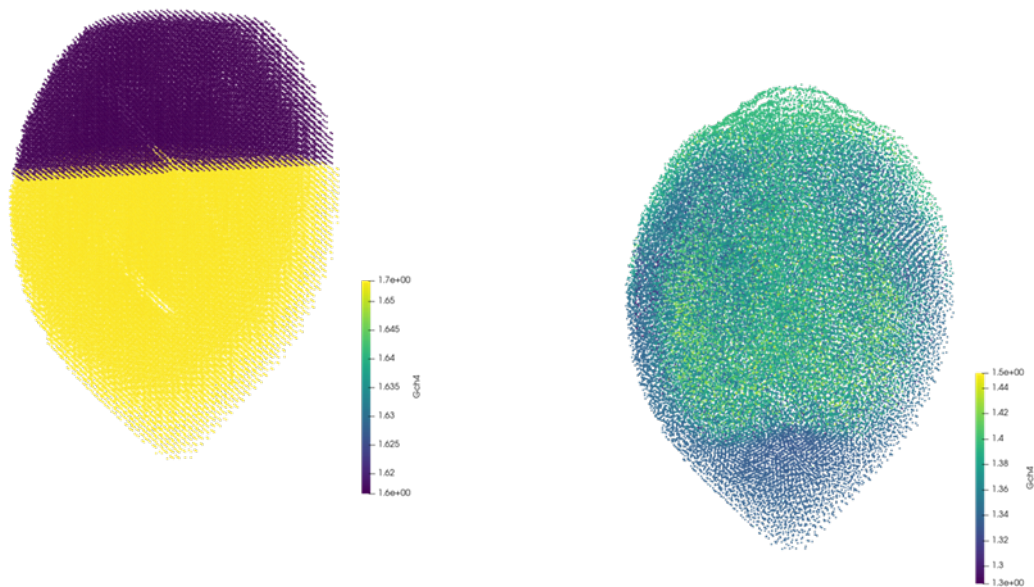


Abbildung 102 zeigt die Konzentration des gasförmigen Methans als Endprodukt des AD-Prozesses. Ausgehend vom Initialzustand kommt es – infolge der Temperaturreduktion im Reaktor – generell zu einer Verringerung von CH<sub>4</sub>(gas). Die Konzentration ist jedoch – wie erwartet – sowohl im oberen Bereich des Reaktors erhöht (hier ist der neue Schlamm situiert) als auch im Bereich des Rührwerks (hier herrschen höhere Temperatur).

### Schlussfolgerung

Die Koppelung von biokinetischen Modellen mit partikelbasierten CFD-Modellen stellte sich etwas unterschiedlich dar als bei gitterbasierten (eulerschen) Modellen. Durch die Lagrange Berechnung der Strömung mittels „Fluidpartikel“ ist der Prozess des advektiven Transports schon inhärent berechnet. Als einfachste Möglichkeit kann man nun jedes Fluidpartikel mit einem biokinetischen Reaktor verknüpfen und bekommt eine räumlich aufgelöste Darstellung der Prozesse im gesamten simulierten Raum. Um aber die gesamten Transportvorgänge korrekt abzubilden sind zusätzlich die Diffusionsvorgänge (molekulare und turbulente Diffusion) zu berechnen.

Der hier vorgestellte Ansatz bzw. das Software Werkzeug CHAD entkoppelt die Strömungsberechnung von der Berechnung der Diffusion und der Biokinetik. Dies hat mehrere Vorteile: erstens kann dadurch eine abgestimmte numerische Berechnung der Partiellen (Diffusion) und der gewöhnlichen Differentialgleichung (Biokinetik) erfolgen, ohne auf die komplexe SPH Berechnung Rücksicht nehmen zu müssen. Damit kann eine ungleich höhere Effizienz in der Berechnung erzielt werden. Zweitens, lassen sich durch diese externe Berechnung Erweiterungen und Ergänzungen sehr einfach implementieren und drittens, kann die derzeitige SPH Berechnung der Strömung (mittels DSPH) sehr einfach durch andere Modelle ersetzt werden – solange diese die Strömung mittels Lagranger, partikelbasierter Methoden berechnen.

## 3.7 Selbstlernende Methoden

Das Themenfeld der künstlichen Intelligenz bzw. des maschinellen Lernens ist ein sich rapide veränderndes und weiterentwickelndes Forschungsgebiet. Um über die neuesten Ansätze und Modelle vor Beginn der eigentlichen Anwendung für anaerobe Vergärung informiert zu sein, fassen wir im Folgenden kurz die Theorie und anschließend für die Abwasserbehandlung relevanten Publikationen zusammen.

### 3.7.1 Vom Neuron zum Netzwerk

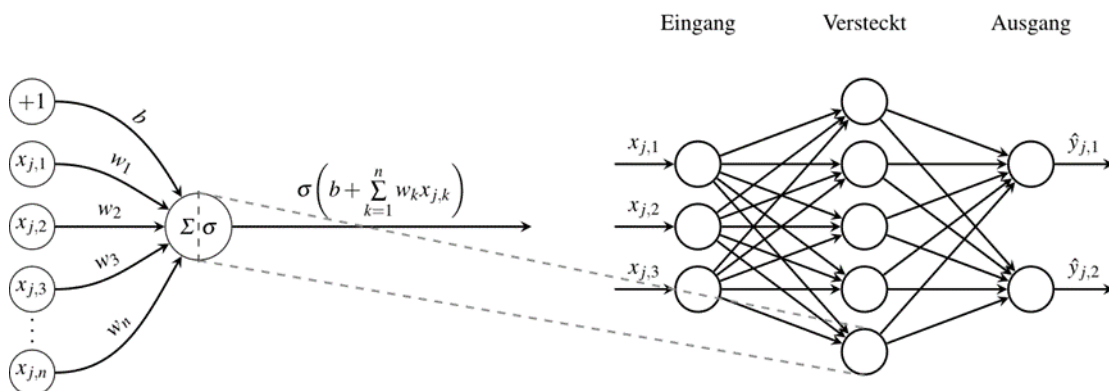
Die Begriffe machine learning (ML) und künstliche Intelligenz (AI) beziehen sich auf computergestützte Methoden mit dem Ziel, wiederkehrende sinnvolle Muster aus oft sehr umfangreichen Datensätzen zu extrahieren. Im Gegensatz zu konventionellen Ansätzen, bei denen ein menschlicher Programmierer explizit Regeln für das Erkennen solcher Gesetzmäßigkeiten erstellen muss, „erlernt“ ein ML-Modell basierend auf den Daten inhärent eine in gewissem Sinne optimale Vorgehensweise. Es sammelt dabei Erfahrung aus Beobachtungen, den Trainingsdaten, und verwandelt diese mittels Adjustierung seiner internen Parameter in domänenspezifisches Wissen. Seit Anfang der 2000er Jahre wird ML mit großem Erfolg z.B. zur Erkennung von Objekten und Segmentierung von Regionen in Bildern eingesetzt. Die theoretischen Grundlagen sind für die wichtigsten ML Verfahren, d.h. artificial neural networks (ANNs), convolutional neural networks (CNNs) und support-vector machines (SVMs), allgemein gültig. Man beachte, dass eine SVM als Spezialfall eines ANNs im Rahmen von überwachtem Lernen betrachtet werden kann.

Am Beginn jedes ML Problems mit überwachtem Lernen steht ein Datensatz, der sich zusammensetzt aus Eingangsvariablen in einem meist hochdimensionalen Raum und dem gewünschten Resultat. Ist letzteres nicht bekannt, so spricht man von unüberwachtem Lernen, also das Verarbeiten von nicht markierten Daten, wie z.B. Clusteranalyse mit dem k-means-Algorithmus. Optimalerweise ist der Datensatz von hoher Qualität, d. h. es werden standardisierte Datenformate eingehalten, er enthält keine fehlenden Werte oder Duplikate und die Anzahl an erklärenden Variablen für eine vorgegebene Problemstellung ist ausreichend. Bis zu einem gewissen Grad kann die Methodik ungenügende Datenqualität z.B. aufgrund von Messfehlern kompensieren, jedoch sinkt mit der Qualität der Daten auch die Performance des ML-Modells.

Wir treffen die theoretische Annahme, dass eine uns unbekannte Abbildung existiert, welche jedem Wert das korrekte Ergebnis zuordnet. Das Ziel unseres ML Algorithmus ist es diese Abbildung auf den uns zur Verfügung stehenden Daten bestmöglich mit einem ANN, CNN oder einer SVM zu approximieren (Shalev-Shwartz & Shai, 2014). Sobald ein solches Modell jedoch Vorhersagen für noch nie zuvor gesehene Eingangswerte treffen muss, lässt die Güte der Annäherung sehr schnell nach. Inspiriert von biologischen Prozessen setzt sich die Approximation mittels ML-Modell zusammen aus miteinander verschachtelten linearen Abbildungen, deren einzelne Komponenten, in Abbildung 103 schematisch als Kreise dargestellt, auch Neuronen genannt werden.



Abbildung 103 Schematische Darstellung eines neuronalen Netzwerks. Die Eingangsparameter aus dem Trainingsdatensatz werden mit Gewichten multipliziert, ein Biasterm addiert und auf das Ergebnis dieser affinen Abbildung anschließend punktweise eine Nichtlinearität  $\sigma$  angewandt (links). In ein ANN kann prinzipiell eine beliebige Anzahl von versteckten Schichten und Neuronen eingebaut werden (rechts). Mit dem einhergehenden Anstieg an Parametern nimmt aber nicht nur die Komplexität des ML-Modells, sondern auch die Schwierigkeit des Optimierungsprozesses zu. Falls das gewünschte Resultat bekannt ist wird die Annäherung des Modells mit diesem bezüglich einer Kostenfunktion verglichen.



Da die Hintereinanderausführung von linearen Funktionen wiederum linear ist, werden Nichtlinearitäten als Aktivierungsfunktionen dazwischengeschaltet. In den letzten Jahren hat sich hier die sogenannte rectified linear unit (ReLU) als de facto Standard etabliert (LeCun, Bengio, & Hinton, 2015). Die zu bestimmenden Parameter, auch Gewichte bzw. Biasterme genannt, werden zufällig initialisiert und dann anhand der Daten optimiert bzw. trainiert. Dazu bedarf es einer Kostenfunktion, welche den Abstand zwischen dem Ergebnis des Modells zum tatsächlichen Wert misst. Üblicherweise verwendet man 80 % aller Daten zur Bestimmung dieser Gewichte. Auf den verbleibenden 20 %, dem Testdatensatz, wird das fertig trainierte Modell auf overfitting getestet.

Weitere häufig verwendete Modelle in der Abwasserbehandlung sind Entscheidungsbäumen, welche an jeder Verzweigung ein Attribut der Eingangsdaten mit einem zu optimierenden Grenzwert vergleichen bis ein Endknoten erreicht wird. Dieses Verfahren wurde mittlerweile weitgehend durch ML und deep learning (DL) abgelöst. Heuristische Methoden wie z.B. genetische Algorithmen, simulated annealing und Ameisenalgorithmen verwenden – wie auch ANNs – biologisch (bzw. im Fall von simulated annealing physikalisch) basierte Konzepte. Dies gilt auch für fallbasiertes Schließen, wo eine neue Problemstellung

anhand einer Ansammlung ähnlicher bereits gelöster Probleme aus der Vergangenheit bewältigt wird. Statistische Verfahren wie z.B. Principal Component Analysis (PCA) aber auch k-means-Clustering sind weiterhin in Gebrauch, oft jedoch nur im Zuge von Vorbearbeitung der Daten.

Die folgenden drei Faktoren sind ausschlaggebend für die Beliebtheit von datengetriebenen Ansätzen in der Abwasserbehandlung.

- **Theorie und Methoden:** Sehr primitive Formen von ML-Modellen existieren schon seit langem. Als Beispiel sei hier das von Rosenblatt 1957 entwickelte sogenannte Perceptron erwähnt (Rosenblatt, 1957). Es trennt Datenpunkte linear und ermöglicht somit eine binäre Klassifikation. Auf dem bewiesenen „Universal Approximation Theorem“ beruhen im Prinzip alle heutigen ML-Modelle (Cybenko, 1989). Es garantiert, dass eine stetige Funktion beliebig genau mit einer wie in Abbildung 103 dargestellten Funktion approximiert werden kann. Auch für die Praxis relevante Resultate, wie z.B. der in (LeCun, Bengio, & Hinton, 2015) beschriebene Algorithmus mit dessen Hilfe die Parameter eines ML-Modells über eine Kostenfunktion optimiert werden, folgten schon sehr rasch. Aufgrund der richtigen technischen Voraussetzungen wurde ML und DL ab dem Jahre 2012 sehr populär.
- **Hardware:** ML auf einer herkömmlichen central processing unit (CPU) ist aufgrund veralteter Software und dem immensen Rechenaufwand unpraktikabel (Steinkraus, Buck, & Simard, 2005). Daher ist die Verwendung einer graphics processing unit (GPU) fast zwingend notwendig. Deren spezielle auf parallele Verarbeitung der Daten ausgerichtete Architektur erbringt für rechenintensive Anwendungen, wie z.B. das Optimieren von teilweise Millionen Modellparametern, eine erhebliche Leistungssteigerung im Gegensatz zu CPUs.
- **Sensoren und Messdaten:** Während der durchschnittliche Preis eines Internet of Things (IoT) Sensors 2004 noch 1,3\$ betrug, verringerte sich dieser Wert bis ins Jahr 2018 auf nur mehr 0,44\$. Mit dem Preisverfall setzt auch gleichzeitig die gesteigerte Verfügbarkeit und damit ein umfangreicheres Sammeln von Messdaten jeglicher Art ein. Wie z.B. in (Reinecke, Höffmann, Stachowske, Hampel, & Ehrhard, 2018) beschrieben werden in einer ARA inzwischen hydrodynamisch relevante Prozessparameter wie Geschwindigkeit der Strömung oder der Luftblasen und sogar Blasengrößenverteilungen im Belebungsbecken erhoben. Diese großen Mengen an Messdaten können mittlerweile auch sehr günstig für 0,03\$ pro Gigabyte archiviert werden.

### 3.7.2 Verwandte Arbeiten: ML in der Abwasserbehandlung

Da heutzutage nahezu alle Prozesse einer ARA gemessen und aufgezeichnet werden (Reinecke, Höffmann, Stachowske, Hampel, & Ehrhard, 2018), scheint die Fülle an verfügbaren Daten wie geschaffen für ML. Bereits 1997 wurde in (Sánchez, et al., 2018) die Steuerung einer ARA mit fallbasiertem Schließen veröffentlicht. Dazu muss zunächst von einem Expertenteam eine Bibliothek von Zuständen der ARA im normalen Betrieb sowie bekannte Störfälle und deren Behebung erstellt werden. Im weiteren Verlauf übernimmt eine AI basierend auf diesen Aufzeichnungen den laufenden Betrieb, indem der aktuelle Zustand der ARA mit jenen in der Bibliothek verglichen und Parameter dementsprechend adjustiert werden. Tritt eine bis dato noch unbekannte Situation auf, wird diese als eigener Fall in die Bibliothek mitaufgenommen und somit der Erfahrungsschatz der AI ständig ausgebaut.

Die Autoren von (Zeng, et al., 2003) kombinieren jeweils ein ML-Modell um einerseits den gesamten Reinigungsprozess einer Papiermühle abzubilden und andererseits die Dosierungssteuerung zu kontrollieren. Ziel dabei ist die Optimierung der Menge an notwendigen Gerinnungsmitteln in Hinblick auf Kosten bei gleichzeitigem Einhalten von gesetzlich vorgegebenen Mindeststandards im Abfluss. Der Gärprozess in einem anaeroben Faultrum kann mit einem ANN modelliert werden (Abu Qdais, Bani Hani, & Shatnawi, 2010). Als Eingangsvariablen dienen unter anderem Temperatur sowie pH-Konzentration des Faulschlamm, der Ausgangswert des Modells ist die Menge an produziertem Methangas. So kann bei leichter Adjustierung der Betriebsparameter die Gasausbeute beobachtet und optimiert werden ohne jedoch in den operativen Betrieb der echten Anlage eingreifen zu müssen. In (Abu Qdais, Bani Hani, & Shatnawi, 2010) konnte somit der prozentuale Anteil an Methangas in einer jordanischen Biogasanlage um circa 7 % gesteigert werden.

Gleich mehrere Publikationen[ (Fang, Ni, Li, Sheng, & Yu, 2009); (Guo, et al., 2015); (Alejo, Atkinson, Guzmán-Fierro, & Roeckel, 2018)] befassen sich mit der Prozessoptimierung bei der Entfernung von Stickstoff als umweltschädlichste Verbindung im Abfluss einer ARA. Mit dem Einsatz von ANNs und SVMs konnte somit unter anderem das Volumen des anoxischen Tanks um 11 % verkleinert, das interne Rezirkulationsvolumen von 300 % auf 250 % verringert, sowie der Anlagenbetreiber bei zu großen Mengen an Lebensmittelabfällen frühzeitig vorgewarnt werden. In (Hernandez-Del-Olmo, Gaudioso, & Nevado, 2012) wird eine AI darauf trainiert, den Sollwert für den gelösten Sauerstoff im Belebtschlammverfahren optimal zu bestimmen. Die dafür verwendete Kostenfunktion setzt sich zusammen als gewichtete Summe von Betriebskosten und Bußgeldern für überschrittene Schadstoffkonzentrationen im Abfluss der ARA. Eine bis dato etablierte Kontrollstrategie wurde in puncto Kosteneffizienz übertroffen.

Eines der bekanntesten verallgemeinerten (deterministischen) Modelle der anaeroben Gärung (AG) ist das in (Batstone, et al., 2002) entwickelte sogenannte anaerobic digestion model No. 1 (ADM1). Mehrere Differential- sowie algebraische Gleichungen beschreiben den Zusammenhang zwischen nicht weniger als 26 Konzentrationsvariablen. In (Gaida, et al., 2012) wird mithilfe von ADM1 ein künstlicher Trainings- und Testdatensatz erstellt für drei verschiedene Modelle aus dem Bereich des ML. Darunter befindet sich auch der populäre random forest, welcher eine Einschätzung der Betriebszustände von Biogasanlagen in Echtzeit ermöglicht. In einer chinesischen Biogasanlage im industriellen Maßstab werden aufgezeichnete Daten analysiert um die betriebliche Entscheidungsfindung zu verbessern (De Clercq, et al., 2019). Die verwendeten ML-Modelle umfassen unter anderem logistische Regression, SVM und die k-nearest neighbors (k-NN) Methode. Anstelle von Fermenterparametern wie z.B. der Temperatur wird die Auswirkung verschiedener Zusammensetzungen des Faulschlammes auf den AG Prozess untersucht.

Obwohl bereits weiterentwickelte ML-Modelle die Fuzzylogik-Systeme allmählich verdrängt haben, liefern diese bei der Vorhersage der Methanproduktionsraten noch immer ausreichend genaue Ergebnisse. Auf Zeitreihen von ARAs in der Türkei bzw. in den USA werden adaptive Neuro-Fuzzy-Inferenzsysteme in großem Maßstab kalibriert und ausgewertet (Kusiak & Wei, 2014). Auch für einen anaeroben Reaktor im Pilotmaßstab von 90 l unter verschiedenen Beladungen werden sie angewendet, um den Einfluss von z.B. Alkalinität und pH-Wert zu bewerten (Turkdogan-Aydinol & Yetilmezsoy, 2010).

In einer aktuellen Studie wird die Biomethanproduktion in einer großtechnischen Co-Vergärungsanlage in China vorhergesagt. Der Zeithorizont erstreckt sich dabei von einem bis maximal 40 Tage (De Clercq, et al., 2019). Insbesondere random forest und XG-Boost liefern vielversprechende Ergebnisse, müssen jedoch für jeden einzelnen Zeithorizont individuell trainiert werden.

Die meisten Studien greifen auf die weit verbreiteten künstlichen neuronalen Netzwerke (ANNs) zurück, die unter Ingenieuren sowohl sehr bekannt als auch eingehend erforscht sind. Mit einem ANN ist es möglich, gleichzeitig viele AG Betriebsparameter zu verarbeiten und hochpräzise Ergebnisse mit Black-Box-Optimierung zu erhalten [ (Holubar, Zani, Hager, Fröschl, & Radak, 202); (Kanat, 2009); (Tufaner & Demirci 2020)]. Nichtlineare autoregressive exogene Modelle reproduzieren die mehrere Tage umfassende zeitliche Dynamiken der ARA (Dhussa, Sambhi, Kumar, & Kumar, 2014). Mithilfe eines trainierten ANN können die Faulturmparameter optimal gewählt werden. Daraus resultiert eine maximale Steigerung

der Biogasproduktion. Der genetische Algorithmus (GA) lieferte eine optimale Kombination von Prozessparametern (Abu Qdais, Bani Hani, & Shatnawi, 2010).

### 3.7.3 Use Case 1: Vorhersage von Zeitserien

Nach diesem Überblick widmen wir uns der Vorhersage von Zeitserien der Biogasproduktion in anaeroben Faultürmen zu deren besserer Steuerung und Verständnis. Anaerobe Gärung (AG) ist mittlerweile nicht nur auf größeren ARAs, sondern auch in eigenständigen Biogasanlagen etabliert und spielt als Quelle für erneuerbare Energie eine wichtige Rolle. Biologisch abbaubares organisches Material aus unterschiedlichen Bereichen wie z.B. Haushalten, landwirtschaftlichen Betrieben und der Industrie wird in anaeroben Reaktoren unter Ausschluss von gelöstem Sauerstoff zersetzt. Dieser komplexe nichtlineare Abbauprozess umfasst unter anderem die Umwandlung des organischen Kohlenstoffs mittels Reduktions-Oxidationsreaktionen in seine am stärksten reduzierte Form Methan  $\text{CH}_4$  und jene Form mit dem höchsten Anteil an Sauerstoff, dem Kohlendioxid  $\text{CO}_2$ . Das dabei entstehende Biogas kann anschließend in Blockheizkraftwerken zur ökologisch nachhaltigen Stromerzeugung genutzt werden. Der nach der vollständigen Vergärung verbleibende Gärrest wird oft in der Landwirtschaft als Dünger auf den Feldern ausgebracht. Die Bedingungen im Inneren eines Faulturms und die Komplexität der darin ablaufenden Prozesse selbst verhindern, dass Anlagenbetreiber qualitativ hochwertige Messungen vieler biochemischer Bestandteile erhalten. Meistens werden nur jene Parameter erfasst, welche entweder mit relativ geringem technischen und zeitlichen Aufwand oder besonders kostengünstig zu messen sind. Dazu zählen z.B. die Temperatur oder der pH-Wert des Faulschlammes. Infolgedessen ist es nicht möglich den inneren Zustand eines Fermenters und die daraus resultierende Effizienz der Umwandlung organischer Bestandteile in Biogas quantitativ zu beurteilen. Dieser Mangel an direkten Messdaten führt dazu, dass die Steuerung des Fermenters in der Regel gemäß dem Wissens- und Erfahrungsschatz von Expertinnen erfolgt. Das dadurch möglicherweise ungenützte Potential kann mit Unterstützung von datengetriebenen Modellen ausgeschöpft werden und führt zu einer Steigerung der Biogasproduktionsrate.

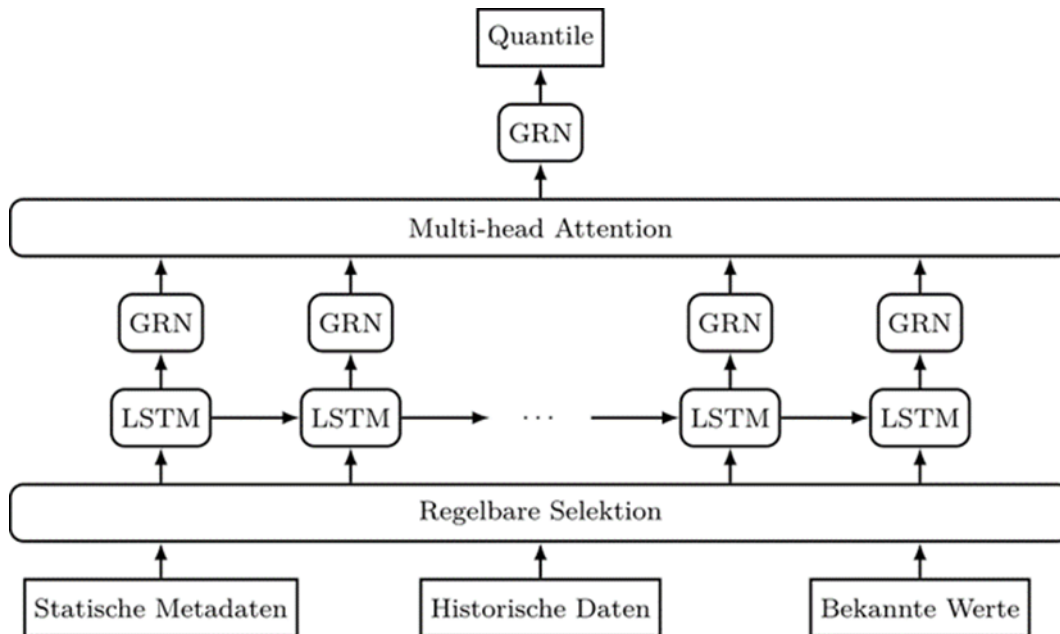
Die von uns betrachtete ARA wird vom Abwasserverband AIZ betrieben und befindet sich in Strass im Zillertal, Tirol. Sie bewältigt ein Abwasservolumen von  $28.270\text{m}^3$  pro Tag bei einem Bemessungswert von 167.000 EW60. Der Klärschlamm setzt sich zusammen aus Abfällen, die größtenteils, nämlich zu 73 %, aus Tourismus, Industrie und Landwirtschaft kommen. Die restlichen 27 % stammen von den umliegenden Gemeinden und Haushalten. Insgesamt beläuft sich die BSB5-Schmutzfracht auf  $10.020\text{ kg}$  pro Tag. Zwei baugleiche eiförmige Faultürme mit je  $2.500\text{ m}^3$  Fassungsvermögen operieren im anaeroben Milieu bei 35

°C. Nach Abschluss der Fermentation wird das Biogas in zwei Blockheizkraftwerken mit einer Gesamtleistung von 940 kW in ökologisch saubere Energie umgewandelt. Die Betriebsdaten des AG wurden über einen Zeitraum von zwei Jahren gesammelt und liegen als Tageswerte vor.

Als ersten Schritt zur Aufbereitung der Daten berechneten wir die Kreuzkorrelationen der Zeitserien im Datensatz. Merkmale mit hoher positiver Korrelation sind stark linear abhängig und liefern daher wenig neue Information an das Modell. Sie können als Input vernachlässigt werden wodurch der Rechenaufwand für ohnehin redundante Features verringert und die Optimierung verkürzt wird. Fehlende Messwerte in den Daten sind z.B. die CSB-Fracht der Kofermentation. Sie wurde weder 2018 noch 2019 von dem Abwasserverband AIZ über den gesamten Zeitraum lückenlos erfasst. Deshalb interpolierten wir die Lücken im Datensatz linear zwischen dem letzten und nächsten bekannten Wert. Ausreißer in den Daten stellen für ein Modell ebenfalls ein Problem dar. Trotz ihrer geringen Anzahl fallen sie im Gegensatz zu normalen Werten überdurchschnittlich stark ins Gewicht und verzerren statistische Kennzahlen wie Mittelwert und Standardabweichung. Alle Ausreißer, die sich um mehr als das eineinhalbfache des Interquartilabstands unterscheiden, wurden auf den Wert des entsprechenden Quartils gesetzt (Box Plot Methode).

Wir ergänzten die Inputvariablen durch zusätzliche Features, welche die anfallende Schlammmenge oder den Faulprozess beeinflussen. Dazu zählten gesetzliche Feiertage in Österreich, die nicht zu vernachlässigende Anzahl der Nächtigungen in der Tourismusbranche im Einzugsgebiet der ARA sowie die ebenfalls saisonal schwankende Umgebungstemperatur. Die Kombination von Zeitserien, kategorischen Features, sowie statische Metadaten erforderte spezielle ML-Modelle. Klassische Modelle können ausschließlich numerische Merkmale verarbeiten ohne sie mit nicht-numerischen zu verknüpfen. Unser adaptiertes Modell, der sogenannte temporal fusion transformer (TFT) wurde speziell in Hinblick auf die Verarbeitung dieser Daten von (Lim, Arik, & Loeff, 2019) entwickelt und war daher auch für unseren konkreten Anwendungsfall, nämlich die Bestimmung der Produktionsrate von Biogas, geeignet. Eine schematische Darstellung sowie der Fluss von Information innerhalb der Modellarchitektur sind in Abbildung 104 zu sehen.

Abbildung 104 Schematische Skizze der zugrundeliegenden Struktur eines TFT. Information fließt von unten nach oben. Module sind mit abgerundeten, Input und Output mit eckigen Boxen gekennzeichnet.



Der TFT setzt sich aus den folgenden Blöcken zusammen:

- Regelbare Selektion: Besonders in der anaeroben Vergärung ist das Zusammenspiel der unterschiedlichen Komponenten nicht immer bekannt oder offensichtlich. Dieses Modul stuft die Inputparameter nach deren Wichtigkeit für die Vorhersage der Biogasproduktion ein. Es liefert somit wertvolle Erkenntnisse zum Entscheidungsprozess des TFT und dient dem besseren Verständnis des rechnerischen Vorgangs.
- Long Short-Term Memory (LSTM): Entwickelt von (Hochreiter & Schmidhuber, 1997) statten die LSTM Module den TFT mit einem „Gedächtnis“ aus. Sogenannte Gates regulieren den Informationsfluss aus der Vergangenheit. Signifikante Events, wie z.B. ein Temperatursturz im Faulturm, der schon einige Tage zurückliegt, wirken sich damit nach wie vor auf die Vorhersagen aus. Umgekehrt vergisst der TFT Information, wenn sie einen vom Modell bestimmten Schwellenwert nicht passieren kann und damit als nicht relevant eingestuft wird.
- Gated Residual Network (GRN): Im ML Bereich sind Modelle mit zu vielen Veränderlichen oft überangepasst an die Daten. Die GRNs kontrollieren, ob aufgrund der Komplexität der gelieferten Information das Verarbeiten in zusätzlichen Layers

notwendig ist. Falls nicht können diese einfach übersprungen werden und die Daten passieren unverändert das GRN. Der TFT reguliert sich somit bei Bedarf von selbst.

- Multi-head Attention: Ursprünglich wurde „attention“ für die Computerlinguistik entwickelt, um in einzelnen Sätzen Wortzusammenhänge zu erkennen. Der TFT analysiert damit verschiedene wiederkehrende zeitliche Muster. Weiters kann als Folge dessen bildlich veranschaulicht werden, auf welche Zeitschritte der TFT besonderes Augenmerk legt.
- Output und Quantilsregression: Zusätzlich zu den Punktschätzungen für das Biogas liefert der TFT die 2 %, 10 %, 25 %, 75 %, 90 % und 98 % Quantile. Diese Form der Regression ist robuster gegenüber starken Schwankungen in den Daten und bietet umfangreichere Prognosen.

Da auf der ARA zwei baulich identische Fermenter in Betrieb sind, ergab sich die Aufspaltung in einen Trainings- und Testdatensatz auf natürliche Weise. Die historischen Daten der vergangenen sieben Tage wurden verwendet, um eine Vorhersage der Biogasproduktion für die folgende Woche zu erhalten. Diese Art der Überprüfung eines Vorhersagemodells ist auch als „rolling forecasting“ Kreuzkorrelation bekannt bzw. als „post-sample approach“ (Makridakis and Hibon, 1997).

Als Vergleichsgrundlage für unseren TFT dienten drei gängige Methoden, nämlich ANN, ARIMA, sowie eine k-NN Regression. Die Testdaten wurden aus dem zweiten Fermenter im Jahr 2020 entnommen. In Tabelle 10 vergleichen wir die Performance dieser vier Modelle bezüglich gängiger Fehlermaße (MAE mittlerer absoluter Fehler; MAPE mittlerer absoluter prozentualer Fehler; RMSE-Wurzel der mittleren Fehlerquadratsumme und SMAPE symmetrischer mittlerer absoluter prozentualer Fehler).



Tabelle 10 Vergleich der Vorhersageleistung unseres trainierten TFT mit der von drei Benchmark-Modellen. Die Metriken sind Durchschnittswerte über eine siebentägige Prognose, wobei ein niedrigerer Wert besser ist. Der Testdatensatz umfasst ein Jahr an Messungen.

Model	MAE	MAPE	RMSE	SMAPE
TFT	175,94	0,09	304,53	0,11
k-NN	418,88	0,19	597,41	0,22
ARIMA	196,35	0,63	349,29	0,13
ANN	312,77	0,15	489,48	0,17

Unser TFT schnitt, unabhängig welcher Fehler betrachtet wurde, am besten ab, vgl. Tabelle 10. Es ist zu beachten, dass die Biogasproduktionsraten der beiden Fermenter im Mittel 2276,6 Nm<sup>3</sup> und 2606,68 Nm<sup>3</sup> betragen. Diesbezüglich ist ein Vorhersagefehler von 175,94 Nm<sup>3</sup> MAE pro Tag für den TFT sehr genau.

Abbildung 105 Biogasproduktion berechnet mit dem TFT. Der Testdatensatz enthielt die gemessenen Biogasproduktionsraten aus dem zweiten Fermenter für das gesamte Jahr 2020. Dargestellt ist die Prognose des TFT (median) zusammen mit den 20 %- und 50 %-Quantilen die die Unsicherheit der Vorhersage repräsentieren.

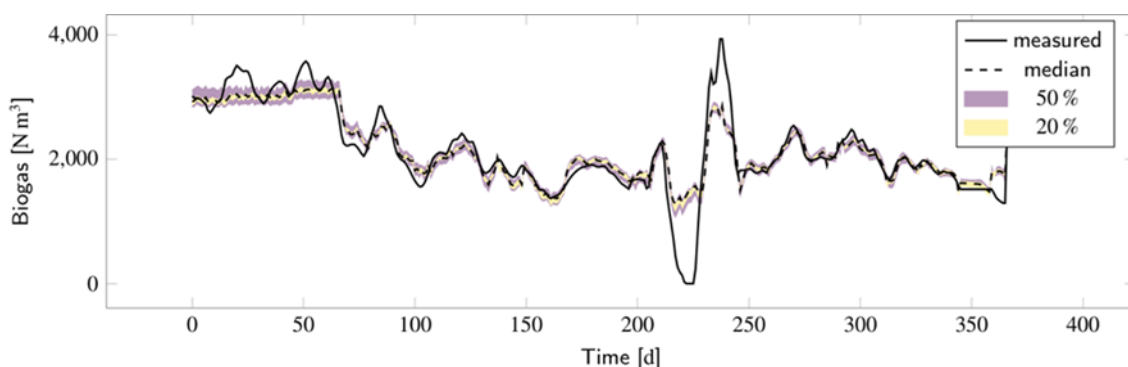
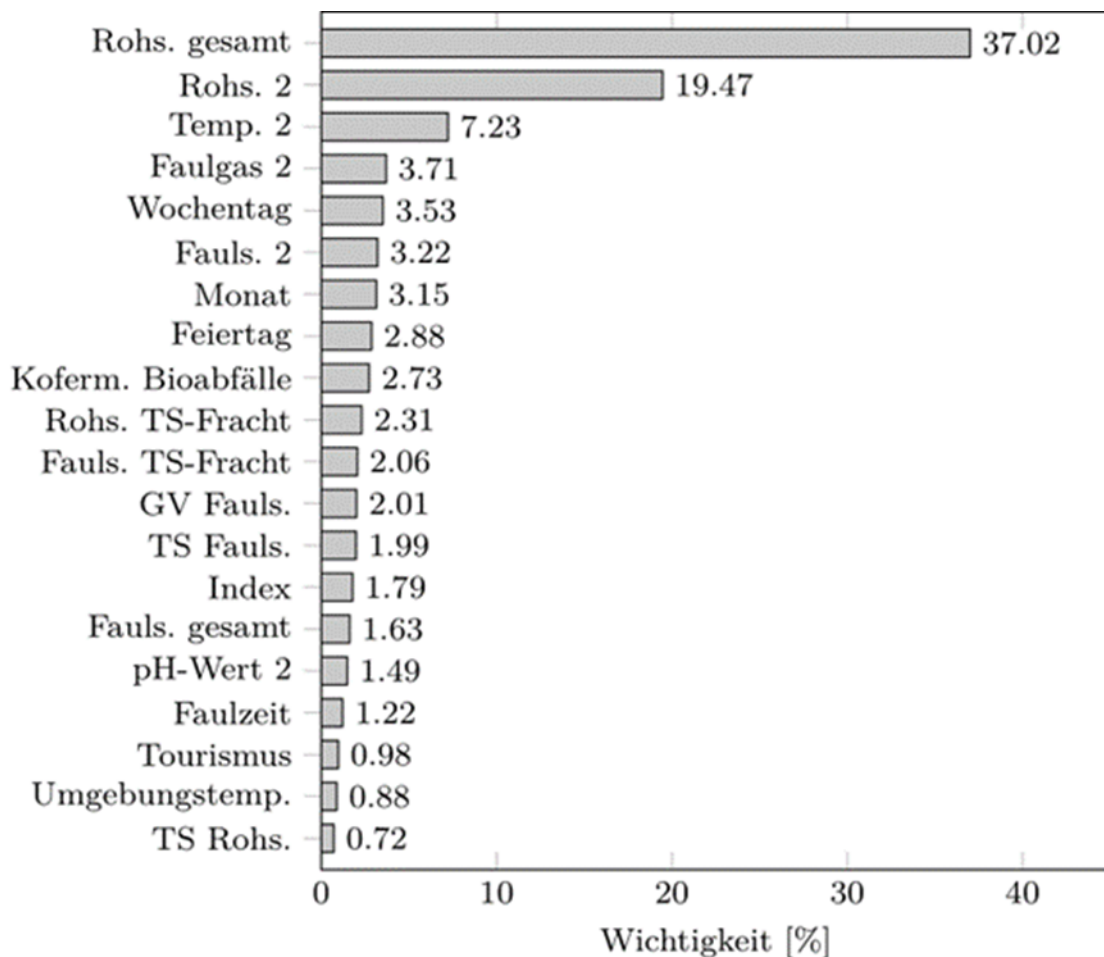


Abbildung 105 ermöglicht eine grafische Inspektion der TFT-Performance. Wir betrachteten die Nullproduktion von Biogas um Tag 220 und die anormale Spitze unmittelbar danach als Ausreißer. Zusätzlich sind die 20 % und 50 %-Quantile eingezeichnet, um zu zeigen, dass der Median zwar etwas von den gemessenen Daten abweicht, aber immer noch innerhalb der

schattierten Bereiche lag. Angesichts der hohen Unsicherheit von AG aufgrund der zahlreichen Wechselwirkungen zwischen biochemischen Stoffen bieten diese Intervalle ein Maß für den potenziellen Vorhersagefehler.

Wie oben beschrieben, ermöglichten die Multi-head attention Module des TFT eine grafische Darstellung der Bedeutung der Eingabeparameter für den zu prognostizierenden Wert, vgl. Abbildung 106.

Abbildung 106 Der TFT verfügt über Module welche grafisch dargestellt werden können. Im Gegensatz zu z.B. einem ANN ermöglicht dies eine detaillierte Analyse dessen, was der TFT gelernt hat. Die Prozentwerte geben an, für wie wichtig der TFT die einzelnen Parameter für die Biogasproduktion hält.



Zu diesem Zweck ordnete der TFT jedem exogenen Parameter dessen Wichtigkeit für die Biogasvorhersage in Prozent zu. Die Einsicht in diese Rangfolge der Variablen gibt den Anlagenbetreibern die Möglichkeit zu beurteilen, was das Modell gelernt hat und inwieweit

die zugrundeliegenden biochemischen Prozesse widerspiegelt werden. Im Falle von unsinnigen Konstellationen können die Hyperparameter nachjustiert und der TFT neu trainiert werden. Im Gegensatz zu traditionellen Black-Box-Ansätzen bietet das TFT somit ein gewisses Maß an Nachvollziehbarkeit seiner internen Berechnungen. Nach der Kalibrierung waren die beiden einflussreichsten Indikatoren für die Biogasproduktion die Menge der Beladung mit Rohschlamm sowie die Temperatur innerhalb des Fermenters. Zusammen hatten sie einen Einfluss von über 60 %.

### **3.7.4 Use Case 2: Lernende Preconditioner für CFD-Simulationen**

Lineare Gleichungssysteme kommen in der Siedlungswasserwirtschaft sehr häufig vor. Beispiele sind die Lösung eines Optimierungsproblems mit der Methode der kleinsten Quadrate (Niu, 2018) die Berechnung der Durchfluss- und Druckverlustgleichungen die den hydraulischen Zustand von Wassernetzen charakterisieren wie z.B. in der beliebten EPANET 2 Software (Rossman, 2000) oder die Lösung der inkompressiblen Navier-Stokes Gleichungen in einer CFD-Software. Die Dimension der Probleme in umwelttechnischen Anwendungen ist in der Regel sehr groß und umfasst Zehntausende oder mehr Variablen. In diesem Fall sind direkte Methoden nicht mehr praktikabel, weil sie schlecht skalieren (Björck, 2015). Iterative Ansätze, die eine Näherungslösung durch wiederholtes Verbessern der vorherigen Schätzung finden, schaffen hier Abhilfe.

Eines der bekanntesten iterativen Verfahren zur Lösung dieser Systeme linearer Gleichungen ist der konjugierte Gradient (CG) Algorithmus (Björck, 2015). Es kann gezeigt werden, dass die Norm des Fehlers von der Konditionsnummer  $\kappa$  abhängt. Deshalb kann die Konvergenzgeschwindigkeit von CG verbessert werden, indem man einen Vorkonditionierer (einen sogenannten preconditioner – diese Bezeichnung wird auch im Folgenden verwendet) auf das Gleichungssystem anwendet. Dieser wird in der Regel analytisch bestimmt und sollte „billig“ (d.h. mit geringem numerischen Aufwand) zu konstruieren und dünn besetzt sein. Die populärste und am einfachsten zu implementierende Methode für diagonaldominante Matrizen ist die Jacobi- oder diagonale Vorkonditionierung. Weiters existieren die unvollständige Cholesky-Faktorisierung mit Null-Füllung (IC(0)), algebraisches Multigrid (AMG) (Vaněk, Mandel, & Brezina, 1996) symmetrische sukzessive Überrelaxation (SSOR), unvollständige LU-Faktorisierung (ILU) und ein polynomialer Ansatz basierend auf der Neumann-Reihe.

Auch im Zuge der Evaluierung von Benchmark-Modellen wurden von uns CFD-Programme eingesetzt. Deshalb untersuchen wir im Folgenden das Potenzial von preconditioner für das

Beschleunigen von CFD-Simulationen. Wir befassen uns speziell mit Simulationen von Strömungsdynamiken in sekundären Absetzbecken (SSTs). Es ist zu erwähnen, dass sich unsere Methode keineswegs auf CFD-Simulationen von SSTs beschränkt. Sie ist vielseitig in jeder CFD-Anwendung einsetzbar in der die Druck-Poisson-Gleichung als Teil der Navier—Stokes Gleichung gelöst wird. Diese SSTs, die auch als Nachklärbecken bezeichnet werden, sind ein integraler Bestandteil des Standardbelebungsverfahrens und dienen der Abtrennung der hochkonzentrierten Biomasse durch Schwerkraft vom Abwasser zu trennen und in den Kreislauf zurückzuführen. Die Wahl die Methodik hier am Beispiel des Absetzbeckens zu testen und nicht anhand eines Fermenters liegt nur darin begründet, dass es bei ersterer Anwendung mehr Vergleichsdaten und Untersuchungen gibt und die Methode daher validiert werden kann. Einer Anwendung für gitterbasierte CFD-Simulationen für Fermenter steht aber nichts im Wege.

Die Auswahl des richtigen preconditioner erfordert problemspezifische Erkenntnisse und ist oft sehr situationsabhängig. Anstatt sich bei dieser Aufgabe auf Expertenwissen zu verlassen, schlagen wir einen datengetriebenen Ansatz vor. Im Folgenden zeigen wir, dass unser Modell in der Lage ist, zu lernen, wie man die Systemmatrix auf eine sinnvolle preconditioner-Matrix abbildet.

Da wir unser Modell direkt auf die Matrizen verschiedener linearer Systeme anwenden wollten, musste die Modellarchitektur die folgenden drei Anforderungen erfüllen:

- Invarianz gegenüber der Größe der Input-Matrizen. Dies erfordert eine CNN-Architektur da Faltungen invariant bezüglich der Form sind.
- Reduzieren des sogenannten Fill-in. Das bedeutet eine Zunahme von Nicht-Nullen im Modell-Output. Dieser Effekt tritt bei der Auswertung des CNN natürlicherweise auf. Daher reduzieren wir die Anzahl der Faltungen und steuern somit die Dichte des gelernten preconditioner.
- Die Größe der Bilder, die unser CNN verarbeiten kann, ist beliebig groß. Wir verwenden dafür eine spezielle CNN-Implementation auf Basis von PyTorch (Paszke, et al., 2017).

Im Gegensatz zu typischen Anwendungsgebieten für DL wie computer vision oder Sprachverarbeitung zielten wir darauf ab, die Konvergenzrate des bereits gut verstandenen numerischen Algorithmus CG zu verbessern. In Tabelle 11 vergleichen wir die Mittelwerte der Konditionsnummer  $\kappa$ , der Dichte des preconditioner, der Dauer und zählten die Anzahl der Iterationen, die CG mit verschiedene preconditioner benötigte, um zu konvergieren.

Tabelle 11 Vergleich der Mittelwerte der Konditionsnummer  $\kappa$ , der Dichte des preconditioner, sowie der Dauer und Anzahl der Iterationen die CG benötigt um zu konvergieren.

Preconditioner	K	Dichte [%]	Iterationen	Setup [ms]	Konvergenz [ms]	Total [ms]	Info [ms]
None	23.120	0,10	256,0	0,15	53,99	54,1	256,0
Jacobi	12.983	0,10	222,8	0,26	50,10	50,3	20,4
IC(0)	16.088	0,78	185,9	516,02	38,36	554,3	0,00
AMG	57	100,00	32,6	1.452,74	58,48	1.511,2	0,00
SSOR	2.366	99,45	83,9	1.050,48	175,76	1.226,2	0,00
ILU	522	100,0	66,8	619,53	77,12	696,6	30,7
POLY	3.411	0,53	121,4	405,10	27,83	432,9	0,00
Ours	2.647	11,52	135,0	105,00	52,60	157,6	0,00

Die analytischen Preconditioner IC(0), AMG, SSOR und der polynomiale Ansatz wurden von unserem gelernten preconditioner übertroffen. Reguläre CG ohne preconditioner (None) sowie Jacobi und ILU konnten nicht konvergieren. Offensichtlich ist unser CNN in der Lage den preconditioner so zu entwerfen, dass es die geringste Zeit benötigt, um zur gewünschten Toleranz zu konvergieren. Um die Generalisierungsfähigkeiten unseres trainierten CNN zu testen, verfeinerten wir die Diskretisierung im SST von ursprünglich 50 cm auf 25 cm. Die Ergebnisse davon sind in Tabelle 12 zu sehen.

Tabelle 12 Generalisierungsfähigkeiten des trainierten CNN bei verfeinertem Gitter (25 cm anstelle von 50 cm). Überprüfung anhand von 25 neue Testfällen.

Preconditioner	K	Dichte [%]	Iterationen	Setup [ms]	Konvergenz [ms]	Total [ms]	Info [ms]
None	63.185,86	5,26 10 <sup>-2</sup>	256,00	0,18	56,44	56,62	256,00
Jacobi	24.054,48	5,26 10 <sup>-2</sup>	256,00	0,36	59,93	60,32	256,00
IC(0)	24.171,96	0,24	256,00	1.129,61	60,54	1.190,15	256,00
AMG	126,75	99,95	48,48	5.456,31	402,69	5.859,01	0,00
SSOR	4.754,61	92,91	126,12	2.466,99	1.271,65	3.838,64	0,00
ILU	868,56	100,00	251,44	1.616,29	1.022,66	2.638,95	245,76
Poly	6.047,80	0,25	213,52	860,14	56,68	916,83	0,00
Ours	12.063,99	2,56	213,16	85,56	82,36	167,92	0,00

Im Gegensatz zu Tabelle 11 sank die Dichte unseres preconditioner auf durchschnittlich 2,56 %. Mit einer Gesamtdauer von 167,92 ms bis zur Konvergenz übertraf er die analytischen preconditioner. Um zu überprüfen, ob unser trainiertes CNN in der Lage ist, auch für CFD-Standardprobleme sinnvolle preconditioner zu konstruieren, testeten wir es auch für einen Dammbbruch und einen Wehrüberlauf. Unser Modell reagierte sehr empfindlich auf die Struktur dieser Systemmatrizen. Vor allem die Bandbreite spielte eine entscheidende Rolle. Daraus schließen wir, dass weitere Schritte wie z.B. die Anwendung des Cuthill-McKee-Algorithmus nötig wären, um eine geringere Bandbreite zu erreichen.

### 3.7.5 Schlussfolgerungen

Die anaerobe Faulung ist in Kläranlagen wesentlich für die umweltfreundliche Energieerzeugung. Während – aufgrund mangelnder Messdaten – eine algorithmische Steuerung der Fermenter nicht implementierbar ist, verfügen die Anlagenbetreiber in der Regel über ein intuitives Wissen zur Einstellung der Betriebsparameter bzw. zur empirischen Steuerung. Um jedoch das volle Potenzial der Biogasproduktion zu entfalten, können datengesteuerte Modelle wertvolle Einblicke geben.

Herkömmliche White-Box-Techniken können entweder mehrere exogene Variablen, z.B. ARIMA (Auto-Regressive Integrated Moving Average) oder wichtige Informationen aus statischen Kovarianzen, z.B. k-NN, nicht verarbeiten. Blackbox Modelle, einschließlich ANNs, erbringen oft außerordentlich gute Leistungen, aber es fehlt ihnen jede Art von Interpretierbarkeit, die für die Anlagenbetreiber wünschenswert wäre. Daher haben wir uns für eine Adaption des TFT entschieden. Dieser datengesteuerte Ansatz besitzt die Leistung von ANNs. Zusätzlich können gelernte Abhängigkeit auch visuell überprüft werden. Da sich Änderungen der Betriebsparameter erst mit Verzögerung auf die Biogasproduktionsraten auswirken, prognostiziert der TFT den Trend sowie die Unsicherheit nicht nur für einen, sondern für sieben Tage in der Zukunft. Ein interessantes Ergebnis aus dieser Untersuchung ist der Hinweis, dass 60 % der Biogasproduktion aus den beiden Faktoren Rohschlammzufluss und Temperatur erklärbar sind.

In Hinblick auf die vielfach von uns verwendeten CFD-Simulation haben wir ein CNN entwickelt, um die Lösung großer dünn besetzter linearer Gleichungssysteme zu beschleunigen. Als numerischer Löser wurde das bekannte iterative CG-Verfahren mit symmetrischer Vorkonditionierung (PCG-Verfahren) verwendet. Unser CNN entwirft nur den preconditioner. Dieser Ansatz hat sich für die Beschleunigung von SST-Simulationen als zuverlässig erwiesen und führt zu einer schnelleren Konvergenz. Wir schließen daraus, dass die Anwendung von DL auf preconditioner für lineare Gleichungssysteme zur schnelleren Auffindung einer Lösung für anspruchsvolle Probleme in der Umwelttechnik geeignet ist.

## 4 Praxisuntersuchungen

Die Praxisuntersuchungen umfassten sowohl die Durchführung von Feldversuchen in Form eines Probetriebes an den Partnerkläranlagen Innsbruck und des Abwasserverbands AIZ als auch den Vergleich der daraus gewonnenen Projekterkenntnisse mit der Ist-Situation an diversen Kläranlagen im Großraum Tirol (Fallstudien), wobei die in der Praxis vorliegenden Schwachstellen identifiziert und Verbesserungsvorschläge in Form eines Leitfadens gemacht wurden.

Die Feldversuche wurden im vorläufigen Probetrieb an beiden Partnerkläranlagen umgesetzt. Während des Beobachtungszeitraums erfolgte eine umfassende Datenaufnahme und Auswertung. Unter anderem wurden der für den Betrieb des Rührwerks und der Umwälzpumpen aufgewendete Energieeintrag sowie die Biogasausbeute für verschiedene Betriebsmodi auf Basis der Empfehlungen der Zwischenergebnisse des OptiFaul-Projekts untersucht. Hierfür wurden die aus den Laborversuchen, der computerbasierten Simulation im Labor- und nach erfolgtem Up-Scaling auch im Realmaßstab vorliegenden Zwischenergebnisse des OptiFaul-Projekts aufbereitet und in Abstimmungsgesprächen mit den Anlagenbetreibern vor Ort erläutert. Ursprünglich war angedacht, den Betrieb der Mischvorrichtungen und der Umwälzung (z.B. Rührgeschwindigkeit bzw. Umwälzgeschwindigkeit) während des Beobachtungszeitraums dynamisch anzupassen. Im Zuge der Projektdurchführung stellte sich heraus, dass den Betreibern der Kläranlagen Innsbruck und des Abwasserverbands AIZ entgegen der Empfehlung des Projektteams Rührwerke und Umwälzpumpen mit konstanter Drehzahl bzw. Pumpleistung verkauft wurden. Aus technischen Gründen war daher keine dynamische Änderung der hydraulischen Betriebsparameter während des Beobachtungszeitraums möglich. Diese Erkenntnis führte zur Empfehlung, dass zukünftig bereits bei der Anschaffung von neuen Rührwerken bzw. Umwälzpumpen steuerbare Drehzahlen bzw. Pumpleistungen sichergestellt werden sollten. Der zu leistende Kostenaufschlag hat nur einen geringen Anteil an den Gesamtkosten, wohingegen eine Nachrüstung entweder nicht möglich ist (Antriebseinheit mit fixer Drehzahl) oder mit hohen Kosten verbunden ist. Diese Aussagen gelten sinngemäß auch für Vorrichtungen am Faulturm, um Druckaufnehmer bzw. Kugelsonden zur Strömungsmessung in den Faulturm einzubringen. Aus technischen Gründen und aufgrund des erhöhten Finanzierungsbedarfes war die Umsetzung nicht möglich. Die Strömungsverhältnisse im Faulturm wurden daher auf Basis der durch die Laborversuche validierten CFD-Simulationen abgeschätzt.



In den Feldversuchen wurden eine Szenarienanalyse unter Berücksichtigung des „Umstiegs von der Gaseinpressung auf ein mechanisches Rührwerk“ (Variation der Mischmethode, Kläranlage Innsbruck) und der „Stilllegung des Impellers und des Aufstiegsrohres“ (Variation der Betriebsbedingungen, Abwasserverband AIZ) durchgeführt. Hierfür wurden repräsentative Betrachtungszeiträume vor und nach den baulichen bzw. betrieblichen Veränderungen ausgewählt und im Anschluss die im OptiFaul-Projekt vorgesehenen Messungen des Energieeintrags und der Energieausbeute durchgeführt und ausgewertet. Die Erkenntnisse aus den Feldversuchen bildeten die Grundlage für die allgemeinen Handlungsempfehlungen für eine optimierte Faulraummischung als auch für die weiterführende Bearbeitung des OptiFaul-Projekts. Die an den Kläranlagen Innsbruck und des Abwasserverbands AIZ durchgeführten Feldversuche werden im nachfolgenden Kapitel 4.1 beschrieben. Im Kapitel 4.3 folgen die Fallstudien mit einer Gegenüberstellung der Erkenntnisse aus den Feldversuchen an den Kläranlagen Innsbruck und des Abwasserverbands AIZ mit diversen anderen Kläranlagen in Tirol und Südtirol, um das Potential der optimierten Faulraummischung im Falle einer flächigen Umsetzung der Verbesserungsvorschläge aufzuzeigen.

## **4.1 Feldversuche an den Kläranlagen Innsbruck und des Abwasserverbands AIZ**

Während die Faultürme der Kläranlage Innsbruck bis 2016 mit einer Gaseinpressung betrieben wurden, setzte der Abwasserverband AIZ ein Aufstiegsrohr mit Impeller zur Durchmischung ein. Die Gaseinpressung der Kläranlage Innsbruck wurde durch ein Propellerrührwerk des Typs „Scaba“ ersetzt. Der Abwasserverband AIZ entfernte auf Empfehlung das Aufstiegsrohr sowie den Impeller in einem Faulturm der Anlage und deaktivierte den Antrieb des Impellers im zweiten Faulturm. Diese baulichen Veränderungen wurden im OptiFaul-Projekt aufgearbeitet und im Anschluss eine Szenarienanalyse durchgeführt, um die Auswirkung auf die Durchmischung, den Energieeintrag und die Energieausbeute im Probebetrieb zu untersuchen. Hierfür erfolgte eine umfangreiche Datenaufnahme an den Partnerkläranlagen. Weiters wurde auf die Erfahrungen der ARA-Mitarbeiter vor Ort zurückgegriffen, welche z.B. das Ausmaß von Betriebsstörungen durch Schaumbildung etc. vor und nach Variation der baulichen bzw. betrieblichen Veränderungen genau beobachteten.

Tabelle 13 Anlagendaten der untersuchten Faultürme des Abwasserverbands AIZ und Kläranlage Innsbruck.

Parameter	Abwasserverband AIZ	Kläranlage Innsbruck
EW60 lt. Bewilligung	167.000	400.000
Aufenthaltsdauer (HRT) / Tage	24	25
Faulturmvolumen / m <sup>3</sup>	2500 (2x eiförmig)	4500 (2x zylindrisch)
Rührertyp	Externe Umwälzung (früher Impeller)	Rührwerk „Scaba“ (früher: Gaseinpressung)
Rührerleistung / kW	0 (nach Impellerentfernung)	2x 1,5
Rührerdrehzahl / pro min	600 (Impeller)	9
Rührerdurchmesser / m	0,3 (Impeller)	2,7 – 3,6
Umwälzung / m <sup>3</sup> /d	3000 (Impeller)	9600
Gaszusammensetzung CH <sub>4</sub> /CO <sub>2</sub> /H <sub>2</sub> /H <sub>2</sub> S	60 % / 39 % / 46 ppm / 33 ppm	61 % / 38 % / 56 ppm / 48 ppm
TS / %	2,5 – 3,5	3,0 – 3,5

#### 4.1.1 Variation der Mischmethode: Umstieg auf ein mechanisches Rührwerk (Kläranlage Innsbruck)

Durch die Erhebung der Betriebsdaten von den Kläranlagen stellte sich heraus, dass aufgrund der hohen Energiekosten der Gaseinpressung einige Anlagenbetreiber im Großraum Tirol den Umstieg auf ein mechanisches Rührwerk anstreben. Die mechanischen Rührwerke bieten je nach Ausführung den Vorteil einer vollständigeren und energieeffizienteren Durchmischung. Ein Nachteil mechanischer Rührwerke im Vergleich zur Gaseinpressung ist der erhöhte Verschleiß durch Abrasionen an den Rührblättern, insbesondere falls sich viele Feststoffe im Faulturm befinden. Weiters muss beim Einbau mechanischer Rührwerke darauf geachtet werden, dass diese für die Faulturmgeometrie geeignet sind und keine Einbauten im Reaktor sind, welche der durch das Rührwerk erzwungenen Strömung entgegenwirken.

Ein Beispiel für einen kürzlich erfolgten Umstieg weg von der Gaseinpressung ist die Kläranlage Innsbruck, welche 2016 ein mechanisches Rührwerk vom Typ „Scaba“ einbaute. Wie bereits in Kapitel 2.1 „Bauform der Laborreaktoren und Rührwerke“ beschrieben, handelt

es sich dabei um ein Propellerrührwerk der Firma Sulzer, welches aus 3 einzelnen Segmenten besteht. Zwei Segmente des Rührwerkes sind Propeller mit 3 Flügeln und einem Durchmesser von 3,6 m. Das dritte und oberste Segment besitzt zwei Flügel und einen Durchmesser von 2,7 m. Die einzelnen Segmente sind zerlegbar und werden wie in Abbildung 107 dargestellt im Faulturm zusammengebaut.

Abbildung 107 Umstieg und Einbau des Propellerrührwerkes „Scaba“ von Sulzer in den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck. Das mechanische Rührwerk löste 2016 die Gaseinpressung ab.



Durch den Umstieg auf ein mechanisches Rührwerk sollte einerseits die Durchmischung verbessert und gleichzeitig der hohe Energieverbrauch der Gaseinpressung reduziert werden. Wie in Kapitel 4.2 „Umfrage bei den Kläranlagenbetreibern zum Ist-Stand der Faulraum Mischung“ thematisiert wird, besitzt eine mechanische Durmischung in der Regel einen geringeren Energiebedarf. Das Rührwerk in der Kläranlage Innsbruck wird mit einer konstanten Umdrehungszahl von 9 Umdrehungen pro Minute betrieben, wobei die Drehrichtung verändert werden kann.

Abbildung 108 Erneuerung der Faulturmdeckel mit Antrieb für das Scaba Rührwerk.



Erneuerung der Faulturmdeckel mit Antrieb für das Rührwerk im Zuge des Umstiegs auf die mechanische Durchmischung in den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck.

Aus statischen Gründen wurde der Faulturmdeckel erneuert und durch einen massiven Betondeckel ersetzt (Abbildung 108). Dieser muss die mechanische Belastung, welche durch das Umrühren des Faulschlammes entsteht, aufnehmen können. Die Leistungsaufnahme des Rührwerkes beträgt aufgrund der geringen Umdrehungszahl und einer hohen Übersetzung nur ca. 1,5 bis 1,7 kW pro Faulturm.

Abbildung 109 Darstellung des Einbaus des Propellerührwerks vom Typ „Scaba“ (links) und des Faulturmdeckels (rechts) nach dem Umbau der Faultürme der Kläranlage Innsbruck.



Die Umbaukosten inkl. Planungskosten, neuer E-Technik, Spülfahrzeugen und interner Personalkosten belaufen sich auf ca. 421.000 Euro. Daher sollte die Auslegung für mechanische Rührwerke bereits bei der Planung von neuen Faultürmen berücksichtigt werden, um die Kosten im Vergleich zu einem nachträglichen Umbau deutlich reduzieren zu können.

#### **4.1.2 Erkenntnisse aus dem Probetrieb (Variation der Mischmethode)**

Auf Basis der Ergebnisse des OptiFaul-Projektes wird für zukünftige Umbauten eine variable Steuerung der Umdrehungsgeschwindigkeit für mechanische Rührwerke empfohlen. Die Motorsteuerung der zylindrischen Faultürme der Kläranlage Innsbruck ist auf eine starre Umdrehungszahl von 9 Umdrehungen pro Minute beschränkt. Lediglich die Drehrichtung kann im bzw. entgegen dem Uhrzeigersinn eingestellt werden, um Verzopfungen zu vermeiden. Weiters zeigte sich in den Untersuchungen, dass die Rührwerksgeometrie starke Auswirkungen auf die effektive Durchmischung hatte. Das Idealszenario wäre somit ein Rührwerk, bei welchem je nach Trockenrückstandsgehalt die Geometrie (z.B. der Rührwerksdurchmesser oder der Propellerneigungswinkel) verändert werden kann. Ein Propellerrührwerk mit ein- bzw. ausfahrbaren Rührblättern wäre wünschenswert, wobei wiederum eine statisch-strukturelle Analyse der Beanspruchungen durchgeführt werden sollte.

Um eine Aussage über die Auswirkungen des Umstieges zu treffen, wurden die Jahre 2014 (Gaseinpressung) und 2018 (Scaba Rührwerk) als repräsentative Jahre für die Untersuchung gewählt. Dazu wurden für diese Jahre die wesentlichen Kennzahlen des Faulturmbetriebs (organische Belastung, organischer Abbaugrad, Biogasproduktion) mit dem Energieverbrauch der unterschiedlichen Durchmischungsarten verglichen.

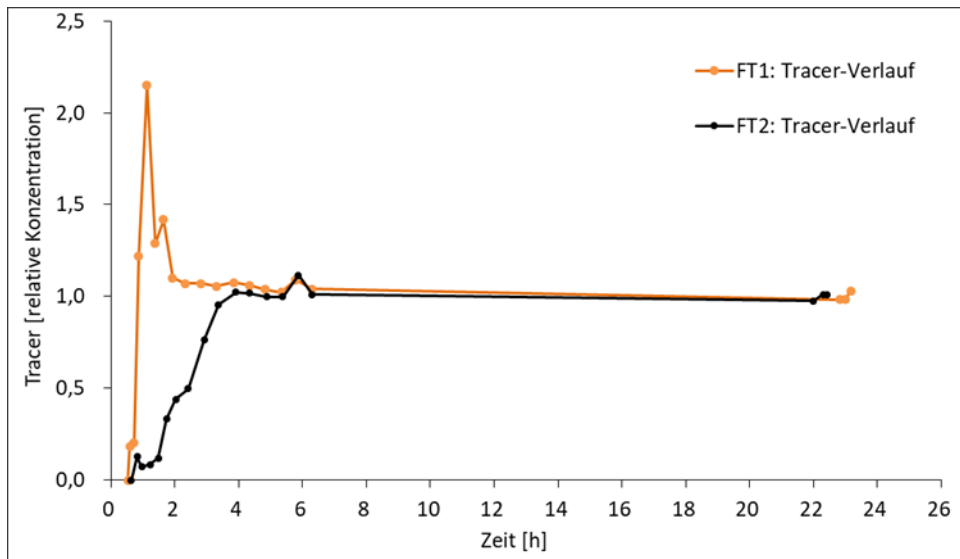
Im Jahr 2014 wurden die Faultürme parallel betrieben, für das Jahr 2018 wurde der Betrieb mit Daten aus dem seriellen Betrieb bilanziert. Die Betriebsweise der Faultürme beeinflusst die Durchmischung und den organischen Abbaugrad.

Ein Vorteil des parallelen Betriebs liegt darin, dass punktuell auftretende hohe organische Belastungen (z.B. durch die Annahme von Co-Substrat auf Anlagen mit wenig Lagerkapazität, wodurch eine kontinuierliche Beschickung nicht möglich ist) besser vom System verarbeitet werden können, weil das Substrat auf zwei Faultürme aufgeteilt wird. Die organische Belastung pro Faulraumvolumen ist damit geringer als im seriellen Betrieb. Durch eine organische Überladung kann es zur Versäuerung des Reaktors kommen, was zur Hemmung und Verlangsamung der Prozesse im Faulturm führt. Der Nachteil des parallelen Betriebs ist, dass im ausgefaulten Schlamm, der den Reaktor verlässt, immer ein gewisser Anteil des

nicht abgebauten, frischen Substrates enthalten ist. Im seriellen Betrieb wird hingegen das frische Substrat in das Volumen des ersten Faulturms eingemischt und der bereits vermischte Schlamm gelangt erst später in den zweiten Faulturm. So erreicht man im seriellen Betrieb, trotz gleicher Aufenthaltsdauer wie im parallelen Betrieb, dass weniger nicht abgebautes, frisches Substrat im ausgefaulten Schlamm enthalten ist. Dadurch wird die energetische Nutzung des Substrats im Regelfall erhöht, der organische Abbaugrad gesteigert und die klimaschädlichen Methanemissionen aus dem ausgefaulten Schlamm reduziert.

Ein weiterer Vorteil des seriellen Betriebs (hinsichtlich Durchmischung), ist die erhöhte Eigendurchmischung des vorgeschalteten Faulturms, die aus der höheren Gasproduktion in diesem Reaktor resultiert. Beispielhaft ist dies in Abbildung 110 ersichtlich, welche das Ergebnis einer Lithium-basierten Tracermessung der Kläranlage Innsbruck zeigt. Die Tracermessung wurde von der Firma BioTreat GmbH durchgeführt. Der Faulturm 1 wurde in diesem Beispiel seriell vor dem Faulturm 2 betrieben. Trotz gleicher Einstellungen der Rührwerke und der externen Umwälzpumpen war die zudosierte Tracersubstanz im vorgeschalteten Faulturm bereits nach weniger als 2 Stunden zu 90 % im Faulturm eingemischt. Im nachgeschalteten Faulturm 2 dauerte es 3,4 Stunden bis die Tracersubstanz zu 90 % eingemischt war. Der Effekt der erhöhten Eigendurchmischung durch eine höhere Gasproduktion ist aus mehreren Messungen an verschiedenen Kläranlagen bekannt und bietet eine Möglichkeit, die Faulung effizienter zu gestalten, indem man die durch die Gasbildung unterstützte effektive Durchmischung im ersten Faulturm für den hohen Stoffumsatz nützt. Im zweiten Faulturm in Serie könnte die Drehzahl des Rührwerks bzw. die tägliche Laufzeit des Rührwerks reduziert werden, da über 80 % des Abbaus bereits im ersten Faulturm stattgefunden hat. In Bezug auf Ablagerungen ist davon auszugehen, dass sich der Großteil der schnell sedimentierbaren Partikel im ersten Faulturm absetzen wird.

Abbildung 110 Verlauf der Mischkurven von zwei seriell betriebenen Faultürmen der Kläranlage Innsbruck.



Die technische Voraussetzung für den seriellen Betrieb ist, dass die Heizungsleistung des ersten Faulturms ausreichend ist, um den gesamten Schlamm auf die Betriebstemperatur zu erwärmen. Im zweiten Faulturm muss entsprechend weniger geheizt werden, da der Schlamm bereits die Betriebstemperatur hat. Die Untersuchungen an der Kläranlage Innsbruck zeigen, dass eine Umstellung vom parallelen auf den seriellen kurzfristig durchgeführt werden kann. Die biologischen Prozesse reagieren ohne Gefahr von Instabilitäten wie Übersäuerung, d.h. die beteiligten Organismen stellen sich sehr schnell auf die neuen Bedingungen ein. (Walter, et al., 2022)

Durch den Umstieg von der Gaseinpressung auf das Rührwerk und den Wechsel vom parallelen in den seriellen Betrieb wurden in der Kläranlage Innsbruck demnach zwei Verbesserungen vorgenommen, die sich positiv auf die Gesamtbilanz auswirken. Für die Auswertung wurden die Prozessdaten der Kläranlage Innsbruck verwendet. Aus Tabelle 14 geht hervor, dass es nicht möglich war, Bilanzzeiträume zu finden, in denen die Faultürme annähernd gleich betrieben wurden. Das hat vor allem damit zu tun, dass in dem betrachteten Zeitraum die Faulraumbelastung durch die vermehrte Zugabe von Bioabfällen als Co-Substrat kontinuierlich gesteigert wurde (Organische Raumbelastung von 1,9 auf 2,3 kg oTM/(m<sup>3</sup> d) gesteigert). Der gesteigerte organische Abbaugrad (von 55 % auf 67 %) kann mit der Erhöhung der Zugabe dieser sehr gut abbaubaren Substrate in Zusammenhang gebracht werden.

Tabelle 14 Vergleich des Betriebsjahres 2014 (Gaseinpressung) und des Jahres 2018 (Umstieg auf das mechanische „Scaba“-Rührwerk) in den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck

Parameter	Einheit	2014	2018
Durchmisches Faulraumvolumen	m <sup>3</sup>	8.217	8.552
Aufenthaltszeit	Tage	25	24
Temperatur	°C	37	37
oTM-Raubelastung	kg oTM/(m <sup>3</sup> d)	1,9	2,3
Organischer Abbaugrad	%	55	67
Entsorgung MEK	t	14.405	15.893
CH <sub>4</sub> -Konzentration	%	60	60
Methanertrag	Nm <sup>3</sup> /a	1.680.250	2.248.200
Methanproduktivität	Nm <sup>3</sup> / (m <sup>3</sup> d)	0,56	0,72
Stromverbrauch Durchmischung (ohne externe Umwälzung)	MWh/a	485	30

Wie in Tabelle 14 gezeigt wird, lag der Energiebedarf für die Gaseinpressung im Jahr 2014 bei 485 MWh. Das Scaba Rührwerk hatte im Jahr 2018 einen Energiebedarf von nur knapp 30 MWh. Bei einem fiktiven Strompreis von € 0,30 führte die Umstellung von der Gaseinpressung auf das Scaba Rührwerk damit zu einer jährlichen Ersparnis von ca. € 136.000 bei den Betriebskosten für die Faulraumdurchmischung. (Anmerkung: Für die zwischenzeitlich stark gestiegenen Energiekosten ist das Einsparpotential entsprechend höher.)

#### 4.1.3 Variation der Betriebsbedingungen: Stilllegung des Impellers (Abwasserverband AIZ)

Die zwei Faultürme des Abwasserverbands AIZ wurden von Beginn an mit Impellern und Aufstiegsrohren, sowie mit einer externen Umwälzung betrieben. Im Zuge von Wartungsarbeiten hat sich gezeigt, dass die Impeller starke Verschleißspuren aufwiesen. Infolgedessen und auf Basis von in Vorbereitung des OptiFaul-Projekts durchgeführten CFD-Simulationen entschied sich der Anlagenbetreiber im Jahr 2017 dafür beide Impeller stillzulegen. Im



Zuge der Räumung der Faultürme wurden der Impeller samt Aufstiegsrohr in beiden Faultürmen sukzessive entfernt. Die Auswirkung der Stilllegung wird in diesem Kapitel beschrieben.

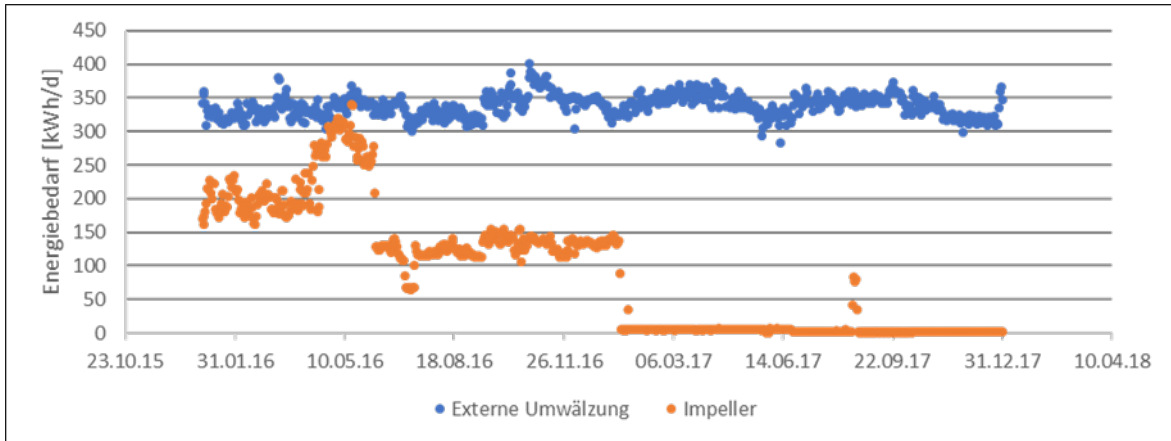
Abbildung 111 zeigt die zwei eiförmigen Faultürme des Abwasserverbands AIZ mit einem Volumen von jeweils 2.500 m<sup>3</sup>. Die Durchmischung mit Impellern findet insbesondere bei eiförmigen Faultürmen Verwendung, wo sich der Faulraum zum Boden hin stark verjüngt und der Schlamm dadurch gezielt von unten nach oben befördert werden kann.

Abbildung 111 Orthofoto der eiförmigen Faultürme des Abwasserverbands AIZ mit einem Faulraumvolumen von jeweils 2.500 m<sup>3</sup>.



In Abbildung 112 wird der notwendige Energiebedarf für die Durchmischung der Faultürme vor und nach der Außerbetriebnahme des Impellers dargestellt. Der mittlere tägliche Energiebedarf für den Betrieb der Impeller betrug von Anfang 2016 bis zur Außerbetriebnahme Anfang Jänner 2017 ca. 168 kWh/d. Bei einem fiktiven Strompreis von € 0,30/kWh liegt die jährliche Ersparnis von Stromkosten also bei ca. € 18.400 pro Jahr.

Abbildung 112 Leistungsverbrauch des Impellers, der externen Umwälzung und der Schlammbeschickung der eiförmigen Faultürme des Abwasserverbands AIZ.



Im Zuge der Wartungsarbeiten hat sich gezeigt, dass die Impeller aufgrund ihrer hohen Umdrehungsgeschwindigkeiten und der partikulären Stoffe im Faulschlamm stark verschleifen (siehe Abbildung 113). Durch die Abrasion am Impeller nimmt die Effizienz der Durchmischung über die Jahre ab. Außerdem hängt die Effizienz eines Impellers auch vom Betriebsmodus ab. Gemeinsam mit den Betreibern des Abwasserverbands AIZ wurde daher entschieden, keinen Vergleich von Zeiträumen vor und nach der Stilllegung der Impeller zu machen, da der Betrieb des Impellers nicht repräsentativ war.

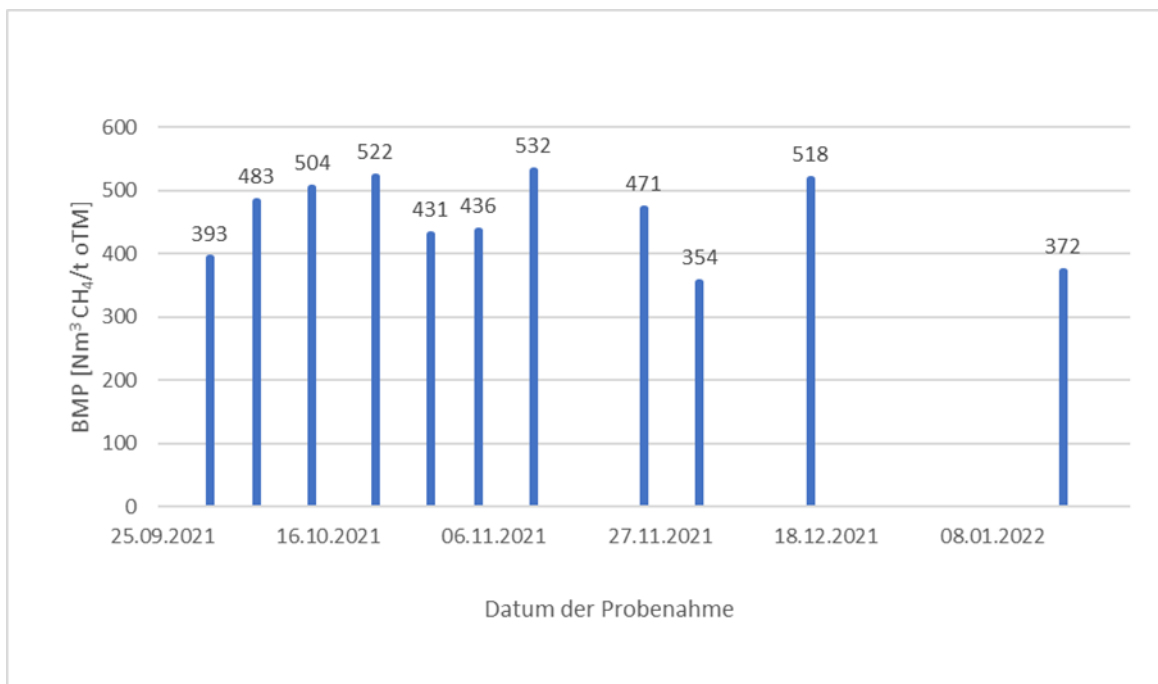
Abbildung 113 Aus dem Faulturm des Abwasserverbands AIZ ausgebauter Impeller mit Abrasionen und Verschleiß am Impellerblatt.



#### 4.1.4 Erkenntnisse aus dem Probetrieb (Variation der Betriebsbedingungen)

Um die Auswirkungen der Durchmischung mit alleiniger externer Umwälzung auf den biologischen Abbau zu untersuchen, wurden der großtechnische Gasertrag unter Realbedingungen mit dem unter optimalen Laborbedingungen untersuchten Gasertrag des zugeführten Substrates verglichen. Abbildung 114 zeigt das im Labor bestimmte Biomethanpotential des Mischschlammes des Abwasserverbands AIZ von verschiedenen Probenahmetagen über den Zeitraum von 16 Wochen. Das Biomethanpotential des Mischschlammes schwankte zwischen knapp 400 und etwa 530 Nm<sup>3</sup> Methan pro Tonne zugeführter organischer Trockenmasse. Die Schwankungen des Biomethanpotentials sind wahrscheinlich auf eine nicht vollständige Durchmischung des Primär- und Überschussschlammes und anschließender Beprobung dieses Mischschlammes zurückzuführen. Durch die insgesamt 11 Probenahmen und Biomethanmessungen konnte trotzdem eine gute Aussage über das theoretische Methanpotential getroffen werden.

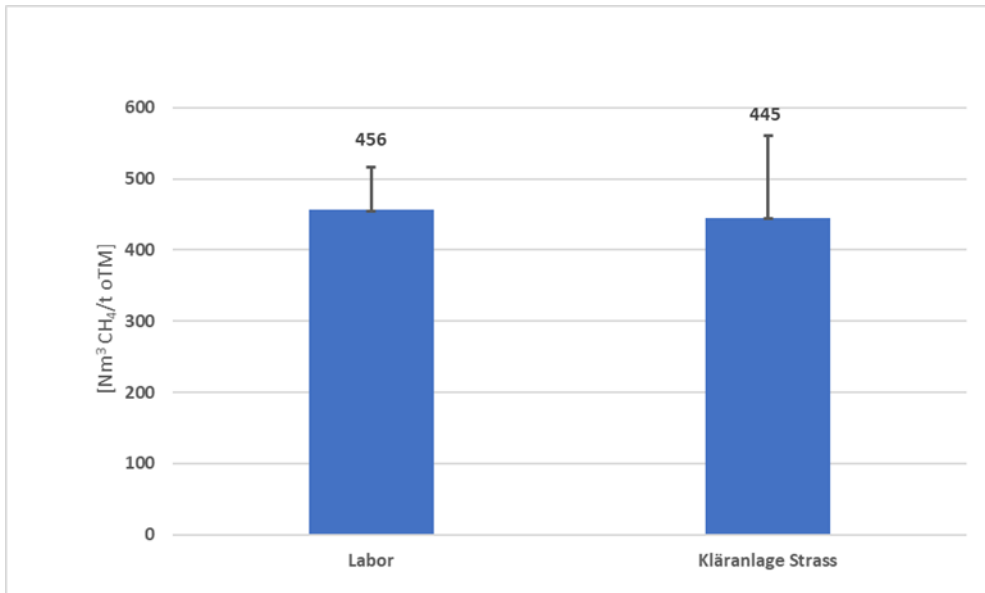
Abbildung 114 Biomethanpotential des Mischschlammes des Abwasserverbands AIZ.



In Abbildung 115 wird das im Labor gemessene Biomethanpotential mit dem großtechnisch gemessenen Biomethanertrag verglichen. Die Ergebnisse liegen mit 456 (Biomethanpoten-

tial Labor) und 445 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/(t oTM) (Biomethanertrag Abwasserverband AIZ) sehr nah beieinander und zeigen, dass die Durchmischung der Faultürme durch die externe Umwälzpumpe ausreichend für einen optimalen Abbau der organischen Substanz war.

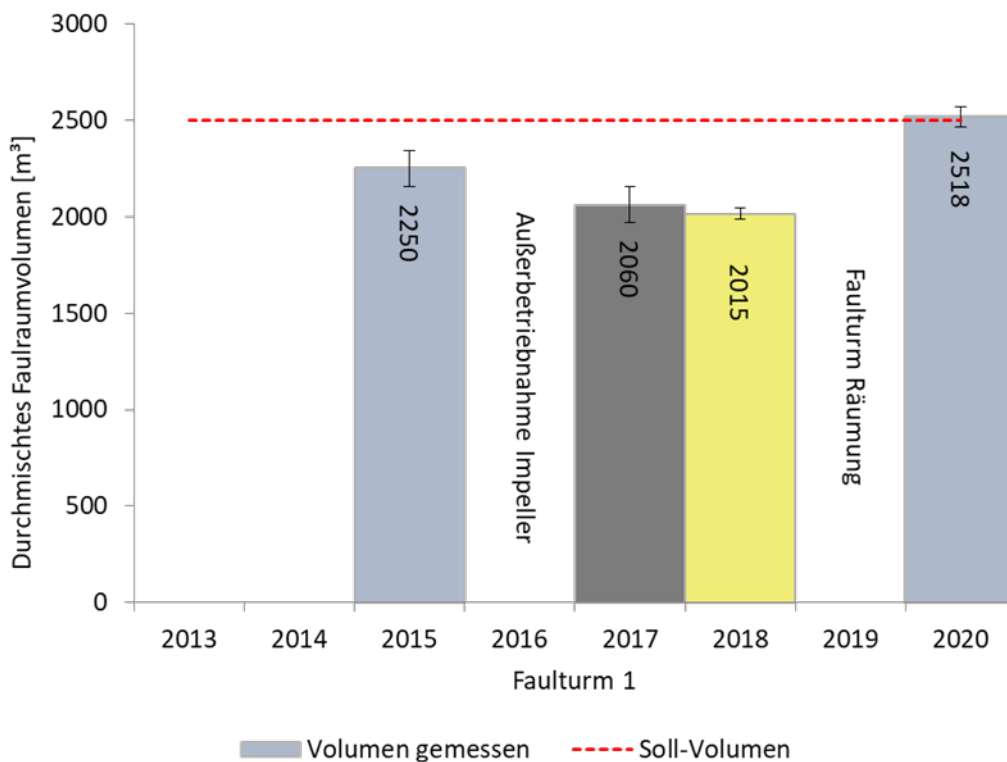
Abbildung 115 Vergleich des Biomethanpotentials des Mischschlammes des Abwasserverbands AIZ mit dem großtechnischen Methanertrag.



Dieser Umstand, dass nur eine gewisse Mindestdurchmischung notwendig, jedoch eine Überdurchmischung überflüssig bzw. gar kontraproduktiv ist, wurde im Kapitel 2.4 „Messung der Gasproduktion“ detaillierter beschrieben. Deshalb bestehen aktuell keine Bestrebungen der Anlage für einen Einbau eines mechanischen Rührwerks. Ein weiterer Punkt bei der Wahl der Art der Durchmischung sind die mittel- bzw. langfristigen Auswirkungen auf das Sedimentationsverhalten der Feststoffe. Der Zusammenhang zwischen Durchmischung und aktivem, durchmischtem Faulraumvolumen ist äußerst komplex und lässt sich durch Strömungsmodellierung nur bis zu einem bestimmten Grad prognostizieren. Praktisch messen lässt sich das durchmischte Volumen mit Hilfe von Tracermessungen. Eine solche Lithiumbasierte Tracermessung wurde am Abwasserverband AIZ mehrfach durchgeführt. Abbildung 116 zeigt das nutzbare Volumen am Beispiel des Faulturms 1 in den Jahren 2015 (Durchmischung mit Impeller und externer Umwälzung), 2017 (seit Anfang 2017 nur mehr externe Umwälzung), 2018 und 2020. Auffallend war das beinahe unveränderte nutzbare Volumen in den Jahren 2017 und 2018 was darauf hindeutet, dass es innerhalb des ersten Jahres nach der Umstellung der Durchmischung mit Impeller auf die Durchmischung mit externer Umwälzung zu keinen zusätzlichen Ablagerungen kam. Im Sommer 2019 wurde der

Faulturm geräumt und ein Jahr später wurde erneut eine Tracermessung durchgeführt. Auch diese Messung bestätigte, dass der Faulturm nach einem Jahr frei von Ablagerungen ist und daher 100 % des Faulturmvolumens für den Faulungsprozess verfügbar war. Um die längerfristige Ablagerungsdynamik zu bewerten sind in den nächsten Jahren weitere Tracermessungen notwendig.

Abbildung 116 Durchmishtes Faulraumvolumen des Faulturms 1 des Abwasserverbands AIZ zu verschiedenen Messzeitpunkten.



## 4.2 Umfrage bei den Kläranlagenbetreibern zum Ist-Stand der Faulraummischung

Um Kläranlagenbetreiber auf das Projekt sowie die Projekterkenntnisse aufmerksam zu machen, wurde eine Broschüre erstellt. Weiters wurde ein Fragebogen entwickelt, um Anlagenkenntnisse einzuholen. Die Broschüre sowie der Fragebogen wurden postalisch an Anlagen im Großraum Tirol übermittelt (28 von 38 wurden retourniert).

### **4.2.1 Auswertung der Anlagendaten von Faultürmen in Tirol**

Nach Auswertung der Umfrage konnten wesentliche Informationen zu den bestehenden Faulturmanlagen und dazugehörigen Mischsystemen gesammelt werden. Der Großteil der Faulturmgeometrien in Tirol basiert entweder auf Ei- oder zylindrischen Bauformen, welche wahlweise kegelförmige Verjüngungen haben. Selten werden auch quadratische Querschnitte verwendet. Als Mischmethoden werden die mechanische Durchmischung (Rührwerk, Aufstiegsrohr mit Impeller), und die Gaseinpressung in Kombination mit der externen Umwälzung des Faulschlammes, sowie die Durchmischung mit der externen Umwälzung alleine, eingesetzt. Wie bereits an anderer Stelle dieses Endberichtes erwähnt, erfüllt die externe Umwälzung vor allem den Zweck, den Faulschlamm über den Wärmtauscher zu führen, sowie die zugeführten Frischsubstrate aufzunehmen und in den Faulturm zu fördern. Allerdings spielt die externe Umwälzung auch für die Durchmischung eine wichtige Rolle. Der Großteil der befragten Anlagen im Raum Tirol verwenden nach wie vor die energieintensive Gaseinpressung, allerdings hat sich durch die Rückmeldung ebenfalls gezeigt, dass ein Umstieg auf eine alternative Durchmischungsmethode von einigen Anlagenbetreibern angestrebt wird. Die Veränderung der Durchmischungsmethode ist im Unterschied zur Faulturmgeometrie leichter umsetzbar, jedoch ebenfalls mit dem zeitweiligen Stilllegen einer Anlage verbunden. Je nach Größe der Anlage werden in einigen Fällen zwei Faultürme entweder seriell oder parallel betrieben, wobei die Betriebsweise von der Auslastung und der Substratzusammensetzung abhängt.

In der nachstehend angeführten Tabelle 15 sind die Eckdaten der Faulturmmischung verschiedener Anlagen aus Tirol aufgelistet. Es ist hervorzuheben, dass die Faulraumdurchmischung in allen Anlagen durch eine externe Umwälzung unterstützt wird. Anmerkung: Zum Punkt Leistungsdichte waren im Rahmen der Umfrage nicht von allen Anlagen geeignete Daten vorhanden, sodass dieser Wert nicht für alle Anlagen in der Tabelle angegeben werden konnte. Die Leistungsdichte der Anlagen wurde aus dem jeweils mittleren täglichen Energiebedarf der externen Umwälzung und der internen Durchmischung berechnet.

Tabelle 15 Eckdaten zu den Mischsystemen der Faultürme in Tirol.\* Leistungsdichte gesamt: Summe der Leistungsdichten der internen Durchmischung und externen Rezirkulation

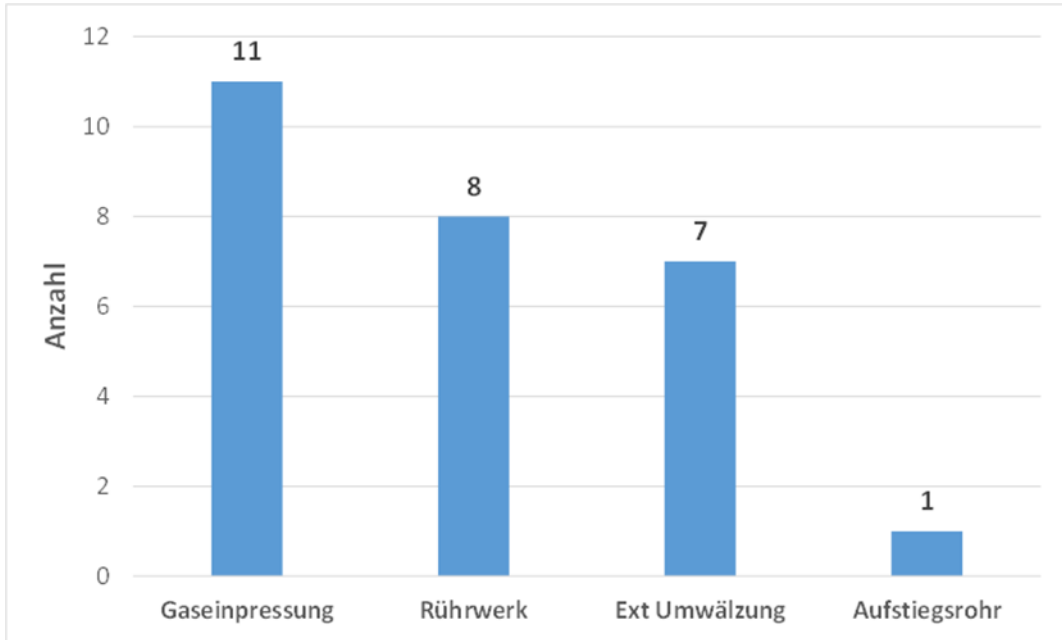
Anlage	Faulturm	Vol FT 1 [m³]	Vol FT 2 [m³]	Vol [m³]	Betrieb	Mischsystem	Leistungsdichte gesamt* [W/ m³]
Anlage 1	Zylindrisch	500	200	700	Seriell	Rührwerk	-
Anlage 2	Eiförmig	1600		1600	-	Aufstiegsrohr	2,9
Anlage 3	Quadratisch	440	440	880	Parallel	Gaseinpressung	-
Anlage 4	Eiförmig	2200		2200	-	Rührwerk	3,8
Anlage 5	Quadratisch	560	560	1120	Parallel	Gaseinpressung	4,4
Anlage 6	Eiförmig	761		761	-	Rührwerk	6,6
Anlage 7	Zylindrisch	1750		1750	-	Rührwerk	8,8
Anlage 8	Zylindrisch	1050	1050	2100	Seriell	Gaseinpressung	3,5
Anlage 9	Quadratisch	430	430	860	Parallel	Gaseinpressung	3,2
Anlage 10	Eiförmig	2200		2200	-	Gaseinpressung	-
Anlage 11	Zylindrisch	1200		1200	-	Rührwerk	-
Anlage 12	Zylindrisch	584	584	1168	Parallel	Externe Umwälzung	9,4
Anlage 13	Eiförmig	1200		1200	-	Gaseinpressung	-
Anlage 14	Rechteckig	1215	1215	2430	Parallel	Rührwerk	5,5
Anlage 15	Zylindrisch	413	413	826	Seriell	Gaseinpressung	2,5
Abwasser- verband AIZ	Eiförmig	2500	2500	5000	Parallel	Externe Umwälzung	-
Anlage 17	Zylindrisch	413	413	826	Parallel	Gaseinpressung	-
Anlage 18	Eiförmig	911		911	-	Externe Umwälzung	-
Anlage 19	Zylinder	860		860	-	Externe Umwälzung	1,9
Anlage 20	Zylindrisch	350	350	700	Parallel	Rührwerk	6,0

Anlage	Faulturm	Vol FT 1 [m <sup>3</sup> ]	Vol FT 2 [m <sup>3</sup> ]	Vol [m <sup>3</sup> ]	Betrieb	Mischsystem	Leistungsdichte gesamt* [W/ m <sup>3</sup> ]
Anlage 21	Zylindrisch	940		940	-	Externe Umwälzung	8,0
Anlage 22	Zylindrisch	1200		1200	-	Gaseinpressung	4,1
Anlage 23	Zylindrisch	1275		1275	-	Gaseinpressung	9,7
Anlage 24	Zylindrisch	790		790	-	Externe Umwälzung	-
Anlage 25	Zylindrisch	1700		1700	-	Rührwerk	-
Anlage 26	Zylindrisch	1800		1800	-	Gaseinpressung	2,7
Kläranlage Innsbruck	Zylindrisch	4600	4600	9200	Seriell	Rührwerk	3,7
Anlage 28	Zylindrisch	1600	1600	3200	Seriell	Externe Umwälzung	2,0

In Abbildung 117 ist die Verteilung der verschiedenen Mischsysteme grafisch zusammengefasst. Laut der durchgeführten Umfrage überwiegt in Tirol die Gaseinpressung (11 von 28) vor der Durchmischung mit Rührwerk (8 von 28). Die Durchmischung ausschließlich mittels externer Umwälzpumpen wird aktuell in sieben Anlagen durchgeführt. Nur in einer Anlage ist ein zentrales Aufstiegsrohr mit Impeller für die Durchmischung in Betrieb. An der Kläranlage des Abwasserverbands AIZ wurde dieses Aufstiegsrohr inkl. Impeller im Zuge der Faulturminspektion ausgebaut.

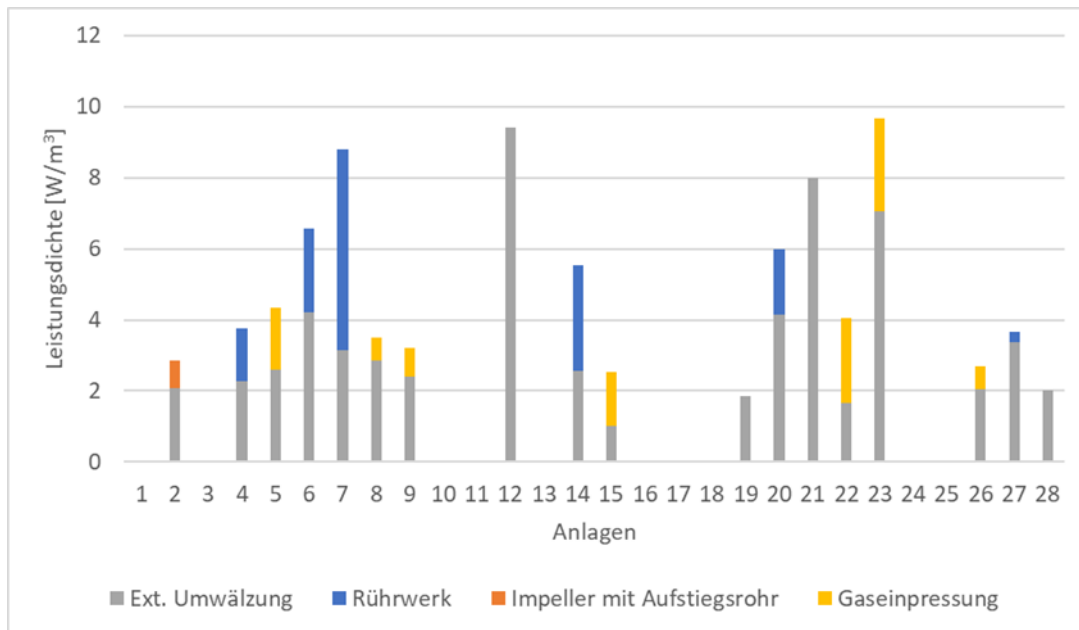


Abbildung 117 Verteilung der unterschiedlichen Mischsysteme in den Kläranlagen des Bundeslandes Tirol, welche im Rahmen der Umfrage eine Rückmeldung abgegeben haben (n=28)



In Abbildung 118 ist die Leistungsdichte in  $W/m^3$  als Summe aus externer Umwälzpumpe und interner Durchmischung durch ein Rührwerk, eine Gaseinpressung oder einen Impeller mit Aufstiegsrohr von Faultürmen in Tirol dargestellt. Bei den Anlagen ohne Angabe einer Leistungsdichte waren die im Rahmen der Umfrage erhobenen Daten nicht auswertbar, sodass zu diesen Anlagen keine Angaben gemacht werden. Besonders auffallend ist die hohe Schwankungsbreite zwischen ca. 2 und  $10 W/m^3$ . Die aufgewendete elektrische Energie pro Volumen ist zwischen den Anlagen in Tirol also sehr unterschiedlich.

Abbildung 118 Leistungsdichte von Umwälzpumpe und Rührwerken, Gaseinpressung oder Impeller von Faultürmen in Tirol.



Die Durchmischung mittels Aufstiegsrohr und Impeller wird von nur zwei Anlagen verwendet, wobei in diesem Projekt die Stilllegung des Impellers der ARA des Abwasserverbands AIZ untersucht wird. Gaseinpressung als Mischmethode überwiegt im Moment mit einer knappen Mehrheit vor der mechanischen Durchmischung. Die mechanische Durchmischung ist nur in einem Fall ein Impeller, bei allen anderen Anlagen ein Rührwerk. Der Energiebedarf für die unterschiedlichen Mischmethoden wird in Abbildung 118 und Tabelle 15 zusammengefasst. Für die mechanische Durchmischung mittels Rührwerk wird im Mittel am wenigsten, für die Durchmischung mit Gaseinpressung im Mittel am meisten Energie benötigt. Da zu wenig Leistungsdaten für die Verwendung von Impellern mit Aufstiegsrohren bekannt sind, kann diesbezüglich keine allgemeine Aussage getroffen werden. Die Rückmeldungen der Anlagenbetreiber legen aber offen, dass die Verwendung von Impellern nur bei eiförmigen Faultürmen sinnvoll ist, jedoch aufgrund der Umdrehungsgeschwindigkeiten mit hohem Verschleiß verbunden ist. Viele der befragten Anlagen dosieren Co-Substrat zu. Dabei handelt es sich vor allem um Fett aus Fettabseidern bzw. Zulieferern, Molke und Speisereste. Dabei variiert der Gehalt des Trockenrückstandes zwischen Werten von 2,5 % bis 14 % für Speisereste. Durch den Austausch mit den Anlagenbetreibern hat sich ebenfalls gezeigt, dass bei der Verwendung von mechanischen Rührwerken insbesondere bei hoher organischer Raumbeladung eine Schwimmschlammdecke entstehen kann. Dieser Effekt kann durch weniger Zudosierung bzw. durch Anpassung weiterer Betriebsparameter reduziert werden.

## 4.3 Fallstudien von Anlagen in Tirol und Südtirol

Nachdem man durch die Umfrage einen Überblick über die installierten Mischsysteme im Bundesland Tirol erhalten hatte, wurden in einem weiteren Schritt verschiedene Mischsysteme einer näheren Analyse unterzogen. Es wurden Kläranlagen ausgewählt, die

- unterschiedliche Mischsysteme installiert haben (Rührwerk, Gaseinpressung, nur außenliegende Umwälzung und das Biogas Induced Mixing Arrangement (BIMA) System),
- keinen wesentlichen Anteil an Co-Substraten aufwiesen (möglichst reine Klärschlammvergärung), außer bei den Kläranlagen Innsbruck, Abwasserverband AIZ und Erpfendorf,
- sowie eine ausreichende Qualität der Prozessdaten der Schlammlinie aufwiesen.

Ziel der Untersuchung war es

- den genauen Energieverbrauch mittels vor-Ort Energiemessung der externen Umwälzung und des internen Mischsystems zu erfassen,
- mittels Bilanzierung der Schlammlinien den Abbaugrad der zugeführten organischen Substanz zu ermitteln und das Restgaspotential des vergärten Schlammes als zusätzliches Maß für den anaeroben Abbau bzw. die mögliche nachfolgende Methanemission labortechnisch zu erfassen.

Im Folgenden werden die durchgeführten Untersuchungen an den Anlagen näher erläutert.

### 4.3.1 Ermittlung des realen Energieverbrauches von Umwälzung und Mischsystem

Um einen möglichst genauen Einblick in den Energieverbrauch der Mischsysteme zu bekommen, wurde an allen Anlagen, die hier im Detail vorgestellt werden, der Stromverbrauch der externen Umwälzung und der internen Durchmischung des Faulturms erfasst (Typ „Energy Logger 1732“, Fluke Deutschland). Dieses Messgerät ermöglichte die Bestimmung des Stromflusses in den drei Phasen des Drehstrommotors und die gleichzeitige Messung der Netzspannung. Dadurch war es möglich, den Energieverbrauch und die Aufschlüsselung in Wirk-, Blind- und Scheinleistung exakt zu bestimmen. Die Auswertung der Messdaten erfolgte mit der zugehörigen Software „Energy Analyze Plus 3.6“ der Firma Fluke.

### 4.3.2 Bestimmung des Restgaspotentials des Faulschlammes

Für die Bestimmung des Restgaspotentials wurde eine repräsentative Mischprobe des Faulschlammes aus der externen Umwälzleitung gezogen. Dazu wurden mindestens drei Mal im Abstand von ca. 30 min je eine Stichprobe aus der Umwälzleitung entnommen und zu einer Mischprobe vereinigt. Während der Beprobung wurde darauf geachtet, dass währenddessen oder kurz davor kein frisches Substrat zugeführt wurde, da dies die Messung verfälschen könnte. Die Proben wurden gekühlt ins Labor gebracht. Im Labor wurde der Trocknungsrückstand und der organische Trocknungsrückstand des Faulschlammes bestimmt. Anschließend wurden 600 g Schlamm in eine Eudiometerflasche eingewogen. Im Anschluss wurde der Gasraum mit Stickstoff gespült, um eine anaerobe Umgebung zu gewährleisten. Das zugehörige Eudiometerrohr wurde auf die Flasche aufgesetzt und mit Sperrflüssigkeit befüllt. Das produzierte Gasvolumen wurde täglich als Betriebsvolumen abgelesen. Für die Umrechnung in Normvolumen Biogas wurden alle notwendigen Randparameter (Temperatur, Luftdruck) erfasst. Die Umrechnung von Betriebsvolumen in Normvolumen erfolgte gemäß Formel 23,

Formel 23 Berechnung der Gas-Normvolumens

$$V_0 = V \frac{(p - p_w)(273 + T_0)}{p_0(273 + T)}$$

$V_0$  = seit der letzten Ablesung gebildetes Gasvolumen, in ml im Normzustand

$V$  = seit der letzten Ablesung gebildetes Gasvolumen, in ml

$p$  = Luftdruck zum Zeitpunkt der Ablesung, in mbar

$p_w$  = Dampfdruck des Wassers bei der Temperatur des umgebenden Raumes,  $p_w$   
= 56,22 mbar

$T_0$  = Normtemperatur,  $T_0 = 0$  °C

$T$  = Temperatur des Gases bzw. des umgebenden Raumes,  $T = 35$  °C

$p_0$  = Normdruck,  $p_0 = 1013$  mbar

Sobald ca.  $\frac{3}{4}$  des verfügbaren Volumens im Eudiometerrohr ausgenutzt wurde, wurde das produzierte Biogas abgelassen und das Niveau der Sperrflüssigkeit zurückgesetzt. Das gebildete Biogasvolumen wurde vergleichend nach 10 Tagen Laufzeit erfasst. Der Versuchsaufbau mit den Eudiometern ist in Abbildung 119 zu sehen.

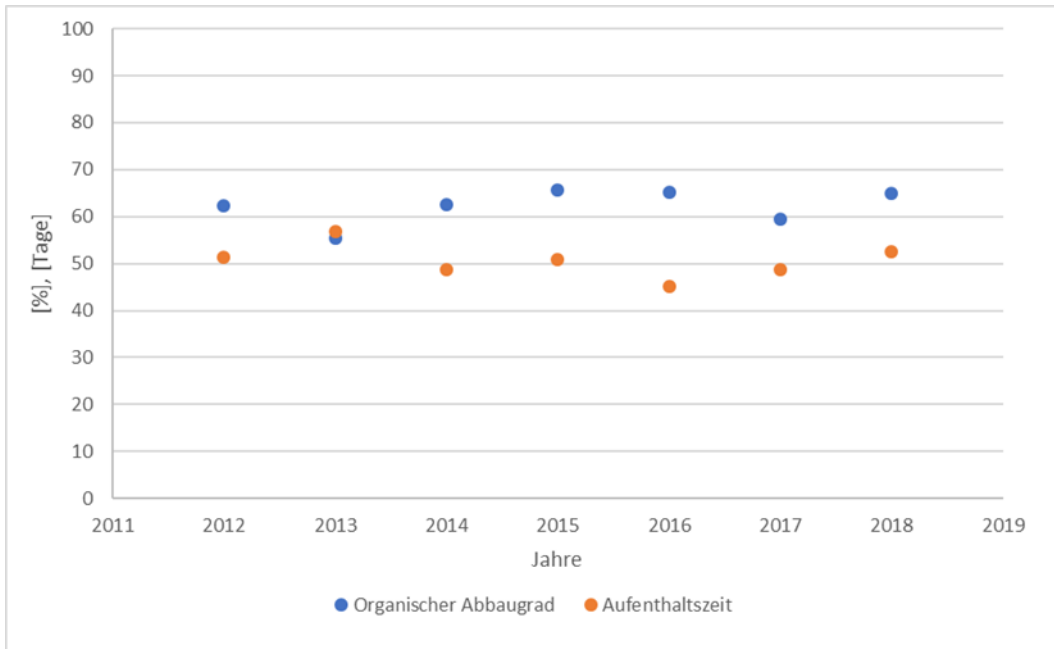
Abbildung 119 Eudiometer werden zur Bestimmung des Restgasvolumens verwendet



### 4.3.3 Bilanzierung der Schlammlinie

Um die wesentlichen Kennzahlen eines Faulturmbetriebs zu ermitteln, wurde eine Stoff- und Energiebilanz der untersuchten Schlammlinien erstellt. Dazu wurden zunächst ein passender Zeitraum bzw. ein passendes Kalenderjahr, in dem es möglichst wenig störende Einflüsse (Umbauten, Co-Substrate, etc.) gab ausgewählt. Die relevanten Prozessdaten wurden zuerst auf Plausibilität überprüft. Bei der Bilanzierung der Schlammlinie wurden im Wesentlichen die zu- und abgeführten Frachten der Trockenmassen und der organischen Trockenmassen in den einzelnen Substratströmen bestimmt. Zudem wurden die gebildete Biogasmenge und die daraus produzierte elektrische Energie erfasst. Aus den Daten wurden die Aufenthaltsdauer, die organische Raumbelastung und der organische Abbaugrad als wesentliche Kennzahlen berechnet. Anmerkung: Die Daten der Schlammlinienbilanzierung stammen für die unterschiedlichen Kläranlagen jeweils aus unterschiedlichen Jahren zwischen 2017 und 2020, wohingegen die Daten der Restgaspotentiale 2022 erhoben wurden.

Abbildung 120 Organischer Abbaugrad und Aufenthaltszeit im Zeitraum von 2012 bis 2018 im Faulturm der Kläranlage Wasserfeld.



Die relevanten Kennzahlen des Faulturmbetriebs unterlagen bei gleichbleibender Betriebsführung nur geringen Schwankungen und waren deshalb auch dann miteinander vergleichbar, wenn die Daten aus unterschiedlichen Jahren stammen. Exemplarisch ist dies in Abbildung 120 für die Faulung der Kläranlage Wasserfeld gezeigt, in der ersichtlich ist, dass die wesentlichen Kennzahlen über die Jahre relativ konstant waren. Der mittlere organische Abbaugrad im Faulturm lag mit  $62,2 \pm 3,7$  in einem engen Bereich, das gleiche galt für die Aufenthaltsdauer ( $50,6 \pm 3,6$ ). Die Daten der Restgaspotentiale sind Einmalmessungen, die als Richtwert interpretiert werden sollten.

#### 4.3.4 Kläranlagen

Im Folgenden sind die wesentlichen Kennzahlen der untersuchten Faultürme tabellarisch dargestellt (Tabelle 16). Es wurden für alle wichtigen Mischsysteme (Rührwerk, Gaseinpresung, ausschließlich externe Umwälzung) repräsentative Daten erhoben. Zusätzlich wurde ein weniger verbreitetes, aber dennoch sehr effektives Mischsystem, das BIMA System der Kläranlage Innichen untersucht.

Tabelle 16 Für die nähere Betrachtung wurden folgende Anlagen ausgewählt

	<b>Kläranlage</b>	<b>Betriebsmodus</b>
<b>A1</b>	Kläranlage Kufstein, Tirol	1 Faulturm mit Rührwerk, reine Klärschlammvergärung
<b>A2 und A3</b>	Kläranlage Innsbruck, Tirol:	2 Faultürme, es wurden die Kennzahlen aus dem Jahr 2014 (A2, Gaseinpressung) und 2018 (A3, nach dem Umbau auf die Durchmischung mit Rührwerken) miteinander verglichen
<b>A4</b>	Kläranlage Bozen, Südtirol	2 Faultürme mit Gaseinpressung, reine Klärschlammvergärung, paralleler Betrieb
<b>A5</b>	Kläranlage Wasserfeld, Südtirol	1 Faulturm mit Gaseinpressung, geringe Mengen Co-Substrat (Molke)
<b>A6</b>	Abwasserverband AIZ, Tirol	2 Faultürme die nach der Stilllegung des zentralen Aufstiegsrohrs ausschließlich mittels externer Umwälzung betrieben werden. Starke saisonale Belastungsschwankungen, Co-Vergärung von Fettabscheiderinhalten
<b>A7</b>	Kläranlage Sompunt, Südtirol	2 Faultürme, die ausschließlich mittels externer Umwälzung durchmischt werden
<b>A8</b>	Kläranlage Innichen, Südtirol	1 Faulturm welcher mittels BIMA (Gaseigendruck oder „Schwip Schwap“) durchmischt wird
<b>A9</b>	Kläranlage Erpfendorf, Tirol	2 Faultürme mit Rührwerken, serieller Betrieb, Co-Vergärung

Tabelle 17 Teil 1: Kennzahlen zu Betrieb und Abbauleistung der untersuchten Faulungsanlagen

Anlagen Nr.	Mischsystem	Form	Volumen	Betrieb	Temp.	Hydraulische Umwälzzeit	Belastung	Abbau grad	Restgaspotential	Leistungs-Dichte Mischsystem	Leistungs-Dichte Externe Rez.
			[m <sup>3</sup> ]		°C	[d]	[kg oTM/(m <sup>3</sup> d)]	%	[Nml/(g oTM)]	[W/m <sup>3</sup> ]	[W/m <sup>3</sup> ]
A1	Rührwerk	Ei	2200		34	31	1	53	84 ± 2,8	1,4	1,5
A2	Gas-einpressung	Zylinder	2 x 4600	Parallel	37	25	2	55		6	4,2
A3	Rührwerk	Zylinder	2 x 4600	Seriell	37	24	2,5	67	57 ± 3,0	0,4	4,5
A4	Gas-einpressung	Zylinder	2 x 6000	Parallel	36	34	1,4	63	61 ± 0,8 65 ± 1,7	1,9	1
A5	Gas-einpressung	Kegelstumpf	1400		39	49	1,1	59	48 ± 2,4	3,6	3,2
A6	Ext. Umwälzung	Ei	2 x 2500	Parallel	39	22	2,1	59	76 ± 5,6 80 ± 1,5	Kein Mischsystem	2,9
A7	Ext. Umwälzung	Kegelstumpf	2 x 400	Parallel	40	28	1,4	59	60 ± 1,4 58 ± 2,2	Kein Mischsystem	5,6

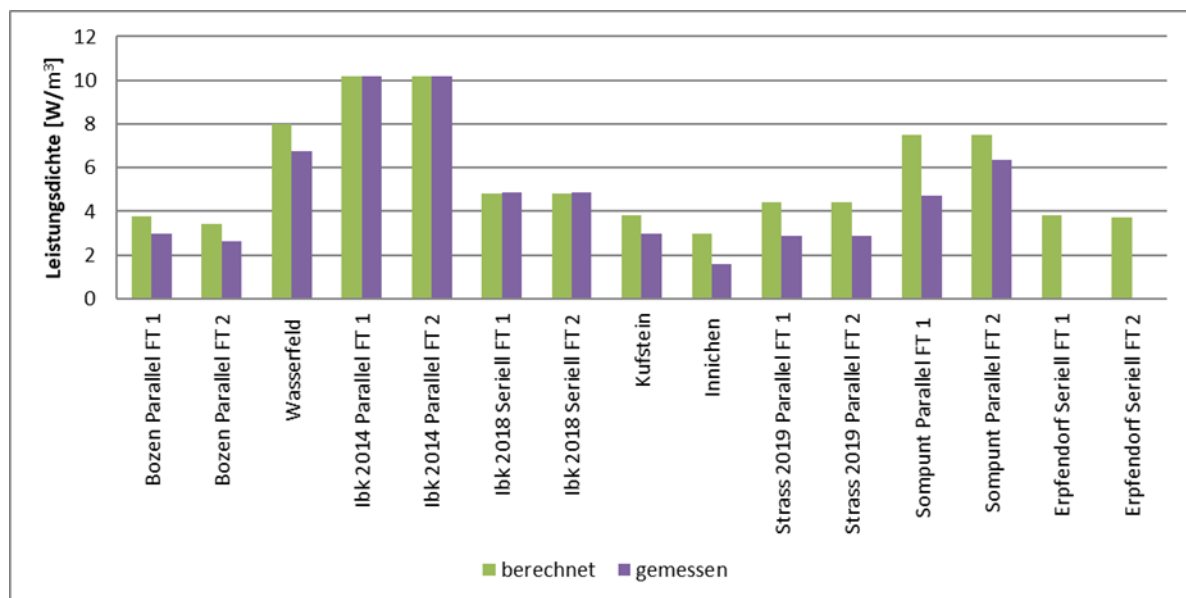


Tabelle 18 Teil 2: Kennzahlen zu Betrieb und Abbauleistung der untersuchten Faulungsanlagen

Anlagen Nr.	Mischsystem	Form	Volumen	Betrieb	Temp.	Hydraulische Umwälzzeit	Belastung	Abbau grad	Restgas-potential	Leistungs-Dichte Mischsystem	Leistungs-Dichte Externe Rez.
			[m <sup>3</sup> ]		°C	[d]	[kg oTM/(m <sup>3</sup> d)]	%	[Nml/(g oTM)]	[W/m <sup>3</sup> ]	[W/m <sup>3</sup> ]
<b>A8</b>	BIMA	Zylinder	1400		39	39	1	61	63 ± 1,6	Kein Mischsystem	1,6
<b>A9</b>	Rührwerk	Ei	2 x 1700	Seriell	39	22	2,3	71	32 ± 1,5	1,5	2,3

In Abbildung 121 ist zunächst der über die angegebene Nennleistung berechnete und der vor Ort gemessene Energieeintrag dargestellt. Die hier als gemessene Werte für die Gaseinpressung der Kläranlage Innsbruck 2014 verwendeten Daten wurden aus der Nennleistung berechnet. Alle anderen gemessenen Werte beziehen sich auf die gemessene Wirkleistung. Für die ARA Erpfendorf sind keine gemessenen Werte vorhanden. In den meisten Fällen kam es zu einer Überschätzung des Energieverbrauches, wenn man die Nennleistungen zugrunde lag. Somit empfehlen sich derartige Energieverbrauchsmessungen, um derartige Vergleiche bzw. Projekte zur gezielten Reduktion des Verbrauches durchführen zu können.

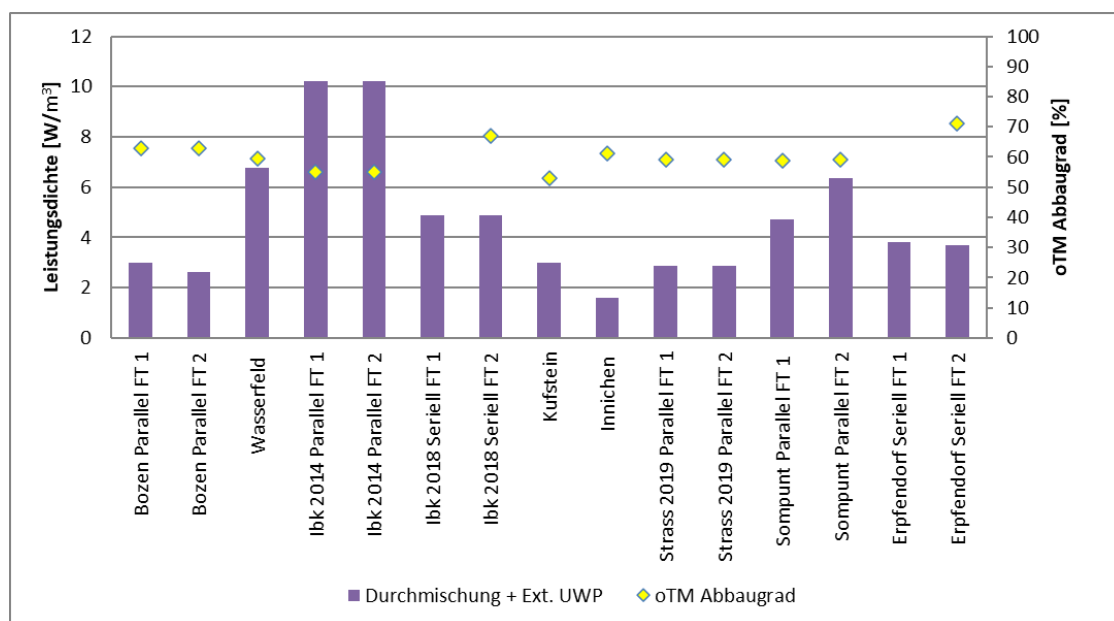
Abbildung 121 Vergleich der aus der Nennleistung berechneten Leistungsdichte und der gemessenen Leistungsdichte unterschiedlicher Faultürme.



In Abbildung 122 ist der Zusammenhang zwischen eingebrachter spezifischer Mischenergie und dem Abbaugrad der organischen Trockenmasse dargestellt. Die hier angegebene Leistungsdichte bezieht sich auf die Summe der eingebrachten elektrischen Energie durch die externe Umwälzung und, falls vorhanden, der internen Durchmischung. Die hier für die Kläranlage Erpfendorf und für die Gaseinpressung der Kläranlage Innsbruck 2014 verwendeten Daten wurden aus der Nennleistung berechnet. Alle anderen Werte beziehen sich auf die gemessene Wirkleistung. Wie aus der Abbildung hervorgeht, schwankt die insgesamt eingebrachte Mischenergie in einem weiten Bereich zwischen 1,6 und 10,2 W/m<sup>3</sup>, wobei der höchste Energieverbrauch an der Kläranlage Innsbruck im Jahr 2014 (Gaseinpressung) festgestellt wurde. Die Leistungsdichte zwischen ca. 2 und 10 W/m<sup>3</sup> wurde auch im Rahmen der Umfrage an den Kläranlagen in Tirol bestätigt (Abbildung 118 im Kapitel 4.2 „Umfrage

bei den Kläranlagenbetreibern zum Ist-Stand der Faulraummischung“). Die Werte für den Abbaugrad der organischen Trockenmasse schwankten zwischen 50 % und 70 %, wobei die etwas höheren Ergebnisse der Anlagen Innsbruck und Erpfendorf auch auf den relativ hohen Anteil an leicht abbaubaren Bioabfällen zurückzuführen waren, welche als Co-Substrat zugesetzt wurden. Aus der Abbildung geht insgesamt hervor, dass zwischen eingebrachter Mischenergie und Abbaugrad kein Zusammenhang festgestellt werden konnte. Auffallend ist auch die deutliche Reduktion des Energieeinsatzes an der Kläranlage Innsbruck, welche aber zu keiner Reduktion des Abbaugrades führte und damit keine negativen Auswirkungen auf den Betrieb hatte.

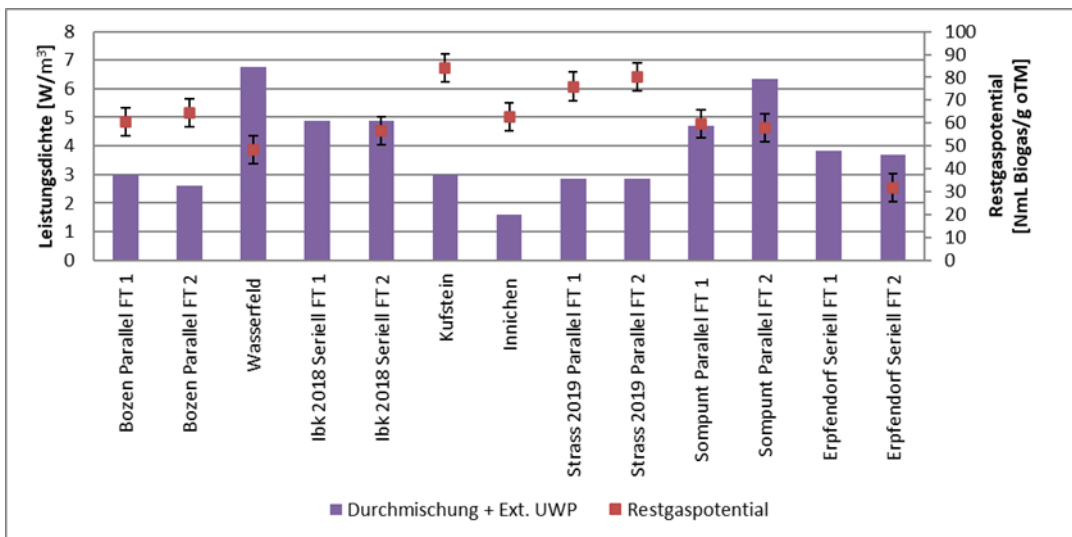
Abbildung 122 Eingebrachte elektrische Energie für die Durchmischung des Faulraums (Summe von Wirkleistung der externen Umwälzung und des internen Mischsystems) sowie Abbaugrad der organischen Trockenmasse.



Zusätzlich zur Ermittlung des Abbaugrades der organischen Trockenmasse wurde das Restgaspotential des Faulschlammes der einzelnen Anlagen bestimmt. Das Restgaspotential gibt an, wieviel Biogas nach Weiterinkubation des Faulschlammes gebildet wird und kann als Maß für den Anteil an noch vorhandener abbaubarer Substanz im Faulschlamm (somit für den Stabilisierungsgrad) gesehen werden. In Abbildung 123 sind die Werte für die eingebrachte elektrische Leistung und die Ergebnisse der Restgaspotentialbestimmung dargestellt. Die hier für die Kläranlage Erpfendorf angegebenen Werte der Leistungsdichte wurden aus der Nennleistung berechnet. Alle anderen Werte beziehen sich auf die gemessene Wirkleistung. Die Werte für das Restgaspotential schwankten in der Regel in einem Bereich

zwischen 50 und 80 NmL/(g oTM). In diesem Bereich war, ähnlich wie im Falle des organischen Abbaugrades, kein Zusammenhang zwischen der eingebrachten Mischenergie und dem Restgaspotential festzustellen. Nur bei einer Anlage, der Kläranlage Erpfendorf, wurde ein deutlich niedrigeres Restgaspotential gemessen. Diese Anlage wurde dauerhaft im seriellen Modus betrieben. Das niedrige Restgaspotential konnte im Falle der Kläranlage Innsbruck nicht bestätigt werden. Auch diese Faultürme wurden zum Zeitpunkt der Probenahme im seriellen Modus betrieben, wechselten aber periodisch immer wieder aufgrund von Schaumproblemen in den parallelen Betrieb. Auch das Schlammalter der Kläranlage Innsbruck war im Vergleich zur Anlage Erpfendorf (zum Zeitpunkt der Beprobung für die Restgaspotentialbestimmung) deutlich niedriger. Diese Daten liefern Hinweise, dass ein serieller Betrieb mit einem ausreichend hohen Schlammalter zu einem optimalen Abbauergebnis führen kann.

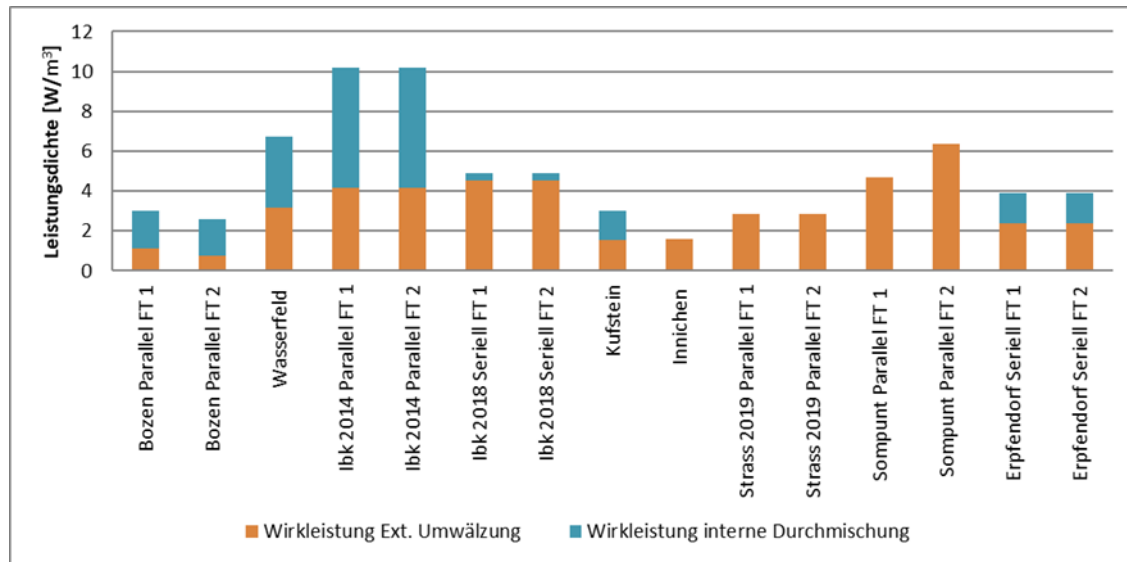
Abbildung 123 Eingebrachte elektrische Energie für die Durchmischung des Faulraums (Summe von Wirkleistung der externen Umwälzung und des internen Mischsystems) sowie das Restgaspotential der Faulschlämme. Die hier für Erpfendorf angegebenen Werte der Leistungsdichte wurden aus der Nennleistung berechnet. Alle anderen Werte beziehen sich auf die gemessene Wirkleistung.



In Abbildung 124 ist die Verteilung des Energieeintrages über die externe Umwälzung und das interne Mischsystem getrennt dargestellt. Auffallend waren hier wiederum die deutlichen Unterschiede zwischen den Anlagen. Sowohl der Energieeintrag der externen Umwälzung als auch jener des internen Mischsystems (falls vorhanden) schwankten in einem wei-

ten Bereich. Die relativ großen Faultürme der Kläranlage Bozen (je 6.000 m<sup>3</sup>) hatten im Verhältnis zum Volumen mit Abstand den geringsten Energieverbrauch (und die geringste Förderleistung) bei den Umwälzpumpen. Im Vergleich dazu haben die Faultürme der Kläranlage Innsbruck, die nur geringfügig kleiner sind, die deutlich leistungsstärkeren Umwälzpumpen. Nach der Auskunft des Anlagenbauers Atzwanger SPA und des Planungsbüros Dr.-Ing. Steinle Ingenieurgesellschaft für Abwassertechnik mbH (beides Unternehmen mit langjähriger Erfahrung in diesem Bereich) werden die Umwälzpumpen von Faultürmen in der Regel auf die Beheizung der Faultürme ausgelegt. Diese Aussagen stützen sich vor allem auf Praxiserfahrungen, aber auch auf CFD-Simulationen, welche diese Thematik untersuchten. Bedingt durch die Größe der Wärmetauscher und die erforderliche Heizleistung resultieren Umwälzpumpen mit sehr unterschiedlichen Energieverbräuchen bzw. Förderleistungen.

Abbildung 124 Darstellung der aufgewendeten elektrischen Leistung für die externe Umwälzung und das interne Mischsystem. Die Werte für die Gaseinpressung der Kläranlage Innsbruck 2014 und die Werte der Kläranlage Erpfendorf wurden aus der Nennleistung berechnet. Alle anderen Werte beziehen sich auf die gemessene Wirkleistung.



Die Leistungsdichte (Summe aus interner Durchmischung und externer Umwälzung) der untersuchten Faulungsanlagen lagen im Bereich zwischen 1,6 bis 10,2 W/m<sup>3</sup>. Die eingebrachte elektrische Energie unterschied sich somit stark zwischen den Anlagen, wobei die Gaseinpressung als Durchmischungsart den höchsten Energiebedarf hatte. Im Rahmen dieser Untersuchungen konnte kein Zusammenhang zwischen der Leistungsdichte und dem organi-

schen Abbaugrad bzw. zwischen der Leistungsdichte und dem Restgaspotential im untersuchten Spektrum festgestellt werden. Die Durchmischung von Faultürmen nur mit der externen Umwälzung führte ebenso wie die Durchmischung mit dem BIMA System, zu einem normalen Substratabbau ohne Nachteile für den Betrieb.

#### **4.3.5 Diskussion und Vergleich von Gaseinpressung und mechanischen Rührwerken**

Die Auswertung ergab, dass der Einsatz eines mechanischen Rührwerks für die Faulraumdurchmischung im Vergleich zum Einsatz einer Gaseinpressung, in der Regel zu einem niedrigeren Energiebedarf führt.

##### **Vergleich des Propellerrührwerkes vom Typ „Scaba“ mit dem helikalen Wendelrührer am Beispiel der Kläranlage Innsbruck**

Bei dem Vergleich der notwendigen Leistungen mit den numerischen Werten aus Kapitel 3.2.5 „Ergebnisse der Strömungsbestimmung anhand numerischer Simulationen“ entsteht der Eindruck, dass durch das Verwenden eines helikalen Rührwerkes der notwendige Energieverbrauch pro Jahr theoretisch drastisch gesenkt werden kann. Hierbei ist die notwendige Leistung des Wendelrührers auf die Faultürme der Kläranlage Innsbruck bezogen. Würde der Betrieb der Faultürme der Kläranlage Innsbruck mit einem helikalen Wendelrührer aus technischer Sicht realisierbar sein, so könnte der Energiebedarf von 13.140 kWh/a pro Faulturm auf ca. 4.380 kWh/a reduziert werden. Wird die Abweichung der realen von der numerischen Leistung von ca. 33 %, welche in Kapitel 2.3 „Messung des Energieverbrauches“ beschrieben wird berücksichtigt, so würde nach wie vor eine Reduktion von 13.140 kWh/a auf 5.800 kWh/a gegeben sein. Diese Abweichung ergibt sich hauptsächlich durch die Verlustleistungen durch Reibungen im Rührwerksantrieb. Somit könnte für diesen Faulturm pro Jahr theoretisch ein Energiebedarf von ca. 7.315 kWh/a eingespart werden. Dabei ist zu erwähnen, dass die jeweiligen Faultürme der Kläranlage Innsbruck bereits im Vergleich die effizienteste Durchmischung aller untersuchten Anlagen besitzen.

Es gilt jedoch zu untersuchen, ob aus einer statischen Sicht der Betrieb eines helikalen Wendelrührers in dieser Größenordnung realisierbar ist. Das Rührwerk, die Rührwerkswelle, der Antrieb sowie die Motoraufhängung müssen in der Lage sein die mechanischen Beanspruchungen aufnehmen zu können. Diese Beanspruchungen im Material nehmen mit zunehmenden Rührwerksdurchmesser, Schlammviskosität und Drehzahl zu. Diese Untersuchung

der technischen Umsetzbarkeit kann über eine Kombination aus Simulationen und praktischen Versuchen erfolgen. Für eine Voruntersuchung muss das helikale Rührwerk für eine skalierte Pilotanlage in einem geeigneten Maßstab überführt und gebaut werden. Je größer diese Pilotanlage ist, desto besser kann ein Bezug zum realen System generiert werden. Durch Spannungsmessungen an der Rührwerkswelle, sowie an den kritischen Punkten in der Helix kann ermittelt werden, ob das Rührwerk bei gewissen Betriebsparametern wie Drehzahl und Fluidviskosität den mechanischen Belastungen standhält. Des Weiteren gilt zu berücksichtigen und zu untersuchen, ob bei einem Um- bzw. Neubau auch der Faulturmdeckel diese Belastungen aufnehmen kann. Neben der Untersuchung der mechanischen Stabilität ist bei der Verwendung eines geometrisch komplexen Rührwerkes ebenso ein kritischer Punkt, wie das Rührwerk in den Faulturm ein- und ausgebaut wird. Auch wenn das Rührwerk bei einem Neubau direkt in den Faulturm eingebaut werden kann bevor dieser geschlossen wird, so sollte auf Grund von anfallenden Wartungsarbeiten am Rührwerk dieses so konstruiert sein, dass ein Ein- und Ausbau auch bei bereits existierenden Faultürmen möglich ist. Solche Wartungsarbeiten können sich speziell durch Abrasionen am Rührwerk ergeben. Eine Option hierfür wären abnehmbare Flügel der Helix, ähnlich des Prinzips des Scaba-Rührwerkes. Bei diesem können wie in Abbildung 107 dokumentiert die einzelnen Flügel vor dem Einführen in den Faulturm demontiert und im Faulraum wieder montiert werden. Dies ermöglicht eine flexiblere Nutzung des Rührwerkes als beispielsweise jene eines fix verschweißten Rührers. Auch hier gilt es zu untersuchen ob eine mögliche Verschraubung der Helix und der Welle in Bezug auf mechanische Beanspruchungen realisierbar ist.

Da der Bau einer geeigneten Pilotanlage und der damit verbundenen personellen und materiellen Kosten zur Untersuchung der Anwendbarkeit des helikalen Rührwerkes den Kostenrahmen dieses Projektes übersteigt, kann nur eine einleitende Handlungsempfehlung für eine mögliche Studie gegeben werden. Da jedoch aus verfahrenstechnischer und wirtschaftlicher Sicht Vorteile in der Verwendung eines helikalen Rührers liegt, wäre die Planung einer Pilotanlage und eine weiterfolgende Untersuchung sehr empfehlenswert. Somit könnten mit einem geeigneten helikalen Wendelrührer laufende Betriebskosten speziell im Vergleich zur konventionellen Gaseinpressung stark verringert werden.

### **Vergleich Gaseinpressung mit dem gängigen Propellerrührwerk Typ „Scaba“**

Die hier durchgeführte Studie zeigt aber auch, dass schon ein großtechnischer Umstieg von der konventionellen Gaseinpressung auf ein einfacheres mechanisches Propeller-Rührwerk

des Typs Scaba (siehe Anlage Kläranlage Innsbruck), bei Anlagen zu einer starken energetischen Kosteneinsparung führen kann. Die im Kapitel 4.1 vertiefende Untersuchung des Umstiegs einer Gaseinpressung auf das mechanische Scaba-Rührwerk zeigte, dass der Stromverbrauch und die Energiekosten durch den Umstieg stark gesenkt werden können. Somit ist auch unabhängig von der Realisierbarkeit des Wendelrührers ein genereller Umstieg von einer Gaseinpressung auf ein mechanisches Rührwerk empfehlenswert. Im untersuchten Fall der Kläranlage Innsbruck spiegelte sich diese Kosteneinsparung, durch den Umstieg von der Gaseinpressung auf ein mechanisches Rührwerk im Stromverbrauch der internen Durchmischung (ohne externe Umwälzung) wider. So konnte durch den Umstieg auf das mechanische Rührwerk der Stromverbrauch von ca. 243 MWh/a auf 15 MWh/a pro Faulturm reduziert werden.

#### **4.3.6 Zusammenfassung der Praxisuntersuchungen**

An den Kläranlagen in Tirol wurde eine Umfrage durchgeführt um Informationen über den Faulungsbetrieb, die Durchmischung und den Energiebedarf für die interne Durchmischung und die externe Umwälzung zu erheben. Die Umfrage ergab, dass der Großteil der Faultürme in Tirol mittels Gaseinpressung durchmischt wird. Fast gleich viele Anlagen verwenden ein Rührwerk für die interne Durchmischung und nur wenige Anlagen verwenden einen Impeller mit Aufstiegsrohr oder nur die externe Umwälzung. Die Leistungsdichten (Summe aus interner Durchmischung und externer Umwälzung) lagen laut der Umfrage zwischen ca. 2 und 10 W/m<sup>3</sup>. Dieser Wert deckte sich mit den im Rahmen von Energieverbrauchsmessungen gewonnenen Werten an Faultürmen in Tirol und Südtirol. Die eingebrachte elektrische Energie unterschied sich somit stark zwischen den Anlagen, wobei die Gaseinpressung als Durchmischungsart den höchsten Energiebedarf hatte. In diesem Projekt konnte kein Zusammenhang zwischen der Leistungsdichte und dem organischen Abbaugrad bzw. zwischen der Leistungsdichte und dem Restgaspotential im untersuchten Spektrum festgestellt werden.

An der Kläranlage Innsbruck wurde 2016 die Gaseinpressung in beiden Faultürmen durch Rührwerke ersetzt. Die jährliche Kostenersparnis durch den geringeren Energiebedarf liegt damit bei ca. € 136.000 (Annahme Strompreis € 0,30 pro kWh). Für den anaeroben Abbau ergab sich durch den Umbau kein Nachteil. Am Abwasserverband AIZ wurde 2017 in beiden Faultürmen der Impeller für die interne Durchmischung außer Betrieb genommen. Die jährliche Kostenersparnis durch den geringeren Energiebedarf liegt damit bei ca. € 18.400 (Annahme Strompreis € 0,30 pro kWh). Seitdem werden die Faultürme nur durch die externe



Umwälzung durchmischt. Durch die Umstellung ergab sich kein Nachteil für den anaeroben Abbau, außerdem kam es innerhalb eines Jahres zu keinen Ablagerungen im Faulturm.

# 5 Zusammenfassung

## 5.1 Stand der Technik

### 5.1.1 Anaerobe Vergärung und Klimaerwärmung

Die anaerobe Vergärung ist ein effizientes Verfahren zur Schlammstabilisierung auf Kläranlagen und zur Behandlung organischer Reststoffe wie z.B. Fettabscheiderinhalten, Küchen- und Bioabfällen. Das dabei gebildete Biogas besteht zu ca. 60 % aus Methan, 40 % aus Kohlendioxid und einem geringen Anteil an Schwefelwasserstoff und anderen Restgasen. Das gewonnene Biogas kann direkt vor Ort in einem Blockheizkraftwerk zur Wärme- und Stromerzeugung genutzt werden, oder nach entsprechender Erhöhung des Methangehaltes durch Aufreinigung in das Erdgasnetz eingespeist werden. Um die anaerobe Vergärung in Zukunft noch besser nutzen und damit einen Beitrag zur Energiewende leisten zu können, ist ein besseres Verständnis der Prozesse und Parameter essenziell. Als erneuerbare Energiequelle spielt Biomethan im Kontext der Klimaerwärmung eine immer größere Rolle.

Durch menschliche Aktivitäten erhöht sich der Ausstoß von klimarelevanten Treibhausgasen wie Kohlendioxid, Lachgas und Methan. Das Treibhausgaspotential von Methan ist rund 25-mal höher als von Kohlendioxid und spielt eine zentrale Rolle im Prozess der Klimaerwärmung. Überall dort wo organisches Material unter Luftabschluss gelagert wird bzw. anfällt, kann es zur Methanbildung durch Mikroorganismen kommen (bei Temperaturen über 0°C und ausreichend Feuchtigkeit). Neben den natürlichen Methanquellen wie z.B. Feuchtgebieten, Seen und auftauendem Permafrost tragen die anthropogenen Emissionen einen wesentlichen Teil zum Ausstoß in die Atmosphäre bei. Der Energiesektor (Kohleabbau, Nutzung fossiler Brennstoffe), die Landwirtschaft (Methanausstoß von Rindern, Reisanbau, Umgang mit Tiermist) und die Abfallwirtschaft (Deponien, Abwasserreinigung) sind dabei die Hauptquellen. Deponien für kommunale Abfälle, der Umgang mit Tiermist und die Abwasserreinigung sind jene Bereiche, in denen sich durch Verbesserungen die Methanemissionen nicht nur reduzieren lassen, sondern das entstehende Biogas auch als Energiequelle genutzt werden kann (Abbasi, Tauseef, & Abassi, 2012). Durch die Methanverbrennung wird das Methan in weniger klimaschädliches Kohlendioxid umgewandelt. Dadurch ergibt sich ein doppelter Vorteil: Die Energie, welche in organischen Reststoffen enthalten ist, wird genutzt und die Methanemissionen werden reduziert.

Auch die gezielte anaerobe Vergärung führt zu Methanemissionen, da der Prozess von unerwünschten Gasverlusten begleitet wird. Die Anlagenkomponenten Eindicker, Puffertank, Schlammwässerung, Blockheizkraftwerk und Gasfackel tragen zu den Methanemissionen bei, doch auch der Faulturm selbst, kann z.B. durch undichte Stellen an Mannlöchern oder Betonrissen Biogasverluste aufweisen (Tauber, Parravicini, Svardal, & Krampe, 2019). Auch in der Wasserlinie der Kläranlage kommt es zur Methanemission, aber ca. 90 % der Emissionen stammen aus der Schlammlinie (Yver, et al., 2015). Die Methanemission einer österreichischen Kläranlage mit 260.000 EW betrug bei einer Messung  $\sim 25 \text{ g CH}_4/(\text{EW a})$  und war damit für über ein Viertel des  $\text{CO}_2$  Fußabdrucks der Anlage als  $\text{CO}_2$  Äquivalent berechnet verantwortlich. Eine ähnliche Abschätzung der Methanemissionen aus der Gärrestbehandlung konnte auf Basis der im Rahmen des OptiFaul-Projektes erhobenen Daten vorgenommen werden. Gemäß DWA Merkblatt M 368 „Biologische Stabilisierung von Klärschlamm“ beträgt der durchschnittliche Methananfall  $13 \text{ NI CH}_4/(\text{EW d})$ . In den im Rahmen des Projektes durchgeführten Untersuchungen konnte eine spezifische Restgasproduktion von  $26 \text{ Nml CH}_4/(\text{g oTM})$  bezogen auf die ersten 5 Tage festgestellt werden. Bei einem spezifischen Anfall an oTM im Faulschlamm von  $22 \text{ g oTM}/(\text{EW d})$  (DWA M 368) konnte somit ein Restgasmethanfall von  $0,57 \text{ NI CH}_4/(\text{EW d})$  berechnet werden. Auf den Gesamtanfall von  $13 \text{ NI CH}_4/(\text{EW d})$  bezogen kommt es somit zu einer Methanemission von 4,4 % der produzierten Menge. Da die  $\text{CO}_2$ -Emissionen einer kommunalen Kläranlage aus großteils biogenen Substraten stammen, werden diese derzeit nach IPCC-Richtlinien als für die Treibhausgasbilanz nicht relevant eingestuft. Damit sind Lachgas und Methanemissionen die wichtigsten Faktoren für die Treibhausgasbilanz von kommunalen Kläranlagen. (Yoshida, Monster, & Scheutz, 2014)

Um die anaerobe Vergärung sowohl für die Entsorgung von organischen Reststoffen als auch für den Energiegewinn bestmöglich zu nutzen und das Treibhausgaspotential dieser Anlagen zu senken, ist eine Optimierung der Betriebsparameter notwendig. Die Durchmischung wirkt sich auf die Bildung von Ablagerungen im Faulturm aus, was über die Jahre zu einem verringerten aktiv nutzbaren Volumen und zu kostenintensiven Räumungen führt. Dadurch werden die Methanproduktion und der Ausfallgrad des Schlammes verschlechtert. Wenn die Durchmischung ineffizient ist, kann es zu Kurzschluss Strömungen und Totzonen im Faulturm kommen, wodurch der Methanertrag beeinträchtigt wird und der Ausfallgrad des Schlammes sinkt. Durch eine optimierte Faulraumischung kann der Methanertrag erhöht, die Bildung von Ablagerungen verhindert bzw. minimiert und die Methanemissionen gesenkt, da es zu weniger Gasverlusten aus dem Gärrest kommt.

### 5.1.2 Computerbasierte Simulationen

Die komplexen hydrodynamischen Vorgänge, welche bei der Durchmischung im Faulturm auftreten, können mit verschiedenen Methoden der numerischen Strömungsmechanik modelliert und untersucht werden. Die daraus gewonnenen Daten stellen eine Annäherung an die Realität dar. Die Aussagekraft einer CFD-Simulation kann durch die Verknüpfung mit experimentellen Daten verbessert werden. (Wicklein, et al., 2016)

Ein geeignetes Anwendungsgebiet von CFD-Simulationen ist zum Beispiel die Untersuchung der Durchmischungseffizienz in einem Faulturm in Abhängigkeit vom Mischsystem und dem Trockenrückstand. So kann beispielsweise ermittelt werden, welche Drehzahl eines Rührers nötig ist, um eine vollständige Durchmischung bei möglichst geringem Energieverbrauch zu erreichen (Meister, Rezavand, Ebner, Pümpel, & Rauch, 2018). In einer weiteren CFD-basierten Studie von (Zhang, Shigeho, Ryutaro, & Hao, 2016) wurde der Zusammenhang zwischen Substratverhältnis (Co-Vergärung), Effektivität der Durchmischung sowie Energieverbrauch und Produktion bei verschiedenen Durchmischungsregimen untersucht, wobei die intermittierende Durchmischung generell zu einer höheren Netto-Energieproduktion geführt hat. Generell ist die Anwendung von numerischen Strömungssimulationen im Zusammenhang mit der Konzeption und Optimierung von Faultürmen nicht mehr Gegenstand der Forschung, sondern ein praxisnahes Werkzeug.

### 5.1.3 Laborversuche

Versuche in einem Rührkesselreaktor mit einem Volumen von  $1,5 \text{ m}^3$  zeigten, dass die Bedingungen für die Mikroorganismen, welche an der anaeroben Vergärung beteiligt sind, bei intermittierender Durchmischung mit einer Umwälzpumpe optimal sind und zur höchsten Gasproduktion führten (zehn Mal täglich je 30 Minuten; die Pumpleistung von  $1 \text{ m}^3/\text{h}$  entspricht 3,3 Umwälzungen des Reaktorinhalts pro Tag). Eine höhere Durchmischung führt zu keiner höheren Gasproduktion (Rico, Rico, Munoz, Gomez, & Tejero, 2011). Weitere Untersuchungen im Labormaßstab kamen ebenfalls zum Schluss, dass eine intermittierende Durchmischung des Faulraums zu höheren Gasausbeuten und einer besseren Energiebilanz der Faulung führen [ (Kariyama, Zhai, & Wu, 2018); (Zhang, et al., 2019)]. Diese Ergebnisse werden unter anderem damit erklärt, dass die verschiedenen Gruppen von Mikroorganismen, die den anaeroben Abbau durchführen, eine syntrophe Lebensgemeinschaft bilden. Deshalb wurden nur dann hohe Stoffumsatzraten erreicht, wenn die einzelnen Gruppen konstant in räumlicher Nähe zueinander sind und die Zellen Kontakt haben. Wenn die verschiedenen Gruppen durch eine zu starke Durchmischung voneinander getrennt werden, gelangen die Stoffwechselprodukte (z.B. flüchtige Fettsäuren, Wasserstoff, etc.), die das

Substrat für die nächste Gruppe darstellen, nicht schnell genug zum richtigen Stoffwechsepartner. Dadurch verlangsamt sich der anaerobe Abbau und es kann zur Anreicherung hemmender Zwischenprodukte kommen, die den Abbau und die Methanbildung zusätzlich stören. Die auftretenden Scherkräfte während der Durchmischung können außerdem zu Zellschäden, insbesondere bei den Methanbildnern, führen. (Latha, Velraj, Shanmugam, & Sivanesan, 2019)

Die Literaturdaten zur optimalen Durchmischung von Reaktoren für die anaerobe Vergärung sind teilweise widersprüchlich. Das kann unter anderem daran liegen, dass die Ergebnisse vom jeweiligen Substrat, der Raumbelastung, der Aufenthaltsdauer, dem Trockenrückstand, dem Mischsystem, der Betriebstemperatur des Reaktors und weiteren Parametern abhängig sind, wodurch die Ergebnisse nicht direkt vergleichbar sind. Dass Faultürme aktiv durchmischt werden sollen und die intermittierende Durchmischung einer durchgehenden Durchmischung vorzuziehen ist, wird in der Literatur jedoch übereinstimmend festgestellt. Die Angaben wie lange ein bestimmtes Mischsystem pro Zeiteinheit arbeiten sollte, bzw. wie oft das Reaktorvolumen pro Zeiteinheit vollständig umgewälzt werden sollte, ist ebenfalls von den genannten Parametern abhängig. Außerdem werden die Auswirkungen auf Betriebsprobleme wie z.B. Schaumbildung im Faulturm oder die Entstehung von festen Ablagerungen am Grund des Reaktors in Laborstudien häufig nicht berücksichtigt, sodass aus der Literatur und auch den eigenen Untersuchungen keine genaueren Angaben zur intermittierenden Durchmischung abgeleitet werden können.

## 5.2 Problemstellung und Zielsetzung

Faulungsanlagen stellen eine wichtige Komponente im energie- und ressourceneffizienten Umgang mit Klärschlämmen und Cosubstraten auf Kläranlagen dar. Für die optimale, energieeffiziente Funktionsweise spielt insbesondere die Durchmischung des Faulschlammes eine wichtige Rolle. Die Auslegung und die Betriebsweise unterschiedlicher Faulungsanlagen unterscheiden sich dabei zum Teil erheblich voneinander, ohne dass es hierfür immer erkläre Gründe gibt. Die Ausgestaltung von Faultürmen basiert häufig auf der Erfahrung der beteiligten Projektanten und der empirischen Evidenz von einigen wenigen Bestandsanlagen.

Da es nur wenig konkrete Anhaltspunkte zur optimale Faulraumdurchmischung gibt, wurde im Rahmen der Optifaul Studie versucht diese Wissenslücke zu schließen. Ziel der Studie war es durch die Durchführung von CFD-basierten Simulationen, Laboruntersuchungen und

Praxisuntersuchungen an Faulungsanlagen die Faulraumdurchmischung aus der Sicht der Energieeffizienz zu optimieren und die dafür notwendigen Maßnahmen in einem Leitfaden zu beschreiben.

## 5.3 Ergebnisse

### 5.3.1 CFD Simulationen

Die Anwendung von computerbasierten Methoden zur energetischen Optimierung der Faulraumdurchmischung umfasst ein weites Spektrum von Methoden und Zielsetzungen. Im Rahmen des gegenständlichen Projektes wurden die folgenden Aspekte behandelt:

- Kalibrierung und Verifikation von numerische Strömungsberechnungen  
Hydrodynamische Strömungsberechnungen (CFD-Simulationen) mit etablierten Softwareprodukten (z.B. Fluent und OpenFoam) stellen – auch für die Besonderheiten der Strömung in Faulbehältern – keinen Gegenstand der Forschung dar, sondern sind Standardwerkzeuge. Andererseits sind Kalibrierung und Verifikation dieser Modelle in der Praxis noch nicht angekommen. Im Rahmen des Projektes wurden zwei verschiedene Geometrien von realen Faulbehältern (ei- und zylinderförmig) im Labormaßstab nachgebaut. Damit konnten die realen Strömungsverhältnisse für verschiedene Mischungseinrichtungen (Propeller und helikales Rührwerk/Wendelrührer) mit Ultraschallmessungen akkurat erhoben werden. Diese Daten wurden dazu verwendet die grundlegende Anwendbarkeit der hydrodynamischen Modelle zu verifizieren und die numerische Strömungsberechnung zu kalibrieren. Diese kalibrierten Modelle stellten dann sowohl die Grundlage für gekoppelte hydrodynamische-kinetische Modelle als auch von Detailuntersuchungen dar. Die Ultraschalluntersuchung im Labormaßstab hat sich als geeignetes Mittel zur Messung der Strömungsgeschwindigkeiten dargestellt. Einschränkend muss aber auch darauf hingewiesen werden, dass die Methode aufwendig ist und sich nicht als Standardverfahren zur Kalibrierung von Strömungsberechnungen in Faulbehälter eignet.
- Detailuntersuchungen zur Strömung in Faulbehältern  
Mittels CFD-Simulation wurden der Einsatz von langsam rotierenden mechanischen Rührwerken (Propeller versus Wendelrührer) detailliert untersucht und verglichen. Es zeigen sich – zumindest in der Simulation – Vorteile des Wendelrührers (geringere

Rotationsgeschwindigkeit und damit verminderter Energieverbrauch; schonendere Durchmischung durch geringere Scherkräfte und Reduktion von mechanischen Abrasionen). Allerdings gibt es bislang keine großtechnische Umsetzung des Wendelrührers. Generell gilt, dass die Bewegung der Biogasblasen zu einem zusätzlichen Mischungseffekt ohne externen Energieeintrag führen. Dieser Effekt ist besonders wichtig und auch sichtbar, wenn nur wenig Energie über Rührwerke etc. eingetragen wird. Je höher die Biogasbildung im Faulraum (z.B. im ersten Reaktor eines seriellen Betriebs zweier Faulräume) desto höher ist auch der Effekt. Es konnte in der CFD-Simulation gezeigt werden, dass die Bildung von Biogasblasen zur Reduktion von Totvolumen im Reaktor beiträgt, falls keine mechanische Durchmischung erfolgt oder mit niedriger Drehzahl durchmischt wird. Weiters konnte gezeigt werden, dass die Zulaufgeometrie der externen Umwälzung einen signifikanten Einfluss auf die Strömungsbedingungen im Faulbehälter hat. Durch einen frei fallenden Zulauf kommt es zu einer Energievernichtung auf der Oberfläche des Fluids. Andererseits führt ein eingetauchter Zulauf zur Steigerung der Durchmischungseffizienz und zur Reduktion des Totvolumens (Dabiri, Sappl, Kumar, Meister, & Rauch, 2021).

- **Hydrodynamisch-kinetische Modellierung**  
Die Koppelung von hydrodynamischen Strömungsmodellen mit biokinetischen Modellen ist noch Gegenstand der Forschung. In der gegenwärtigen Studie wurde die Umsetzung sowohl für Gitter- als auch Partikelbasierte Strömungsmodelle demonstriert. Als kinetischen Modell wurde einheitlich das bekannte Anaerobic Digestion Modell (ADM 1) der IWA verwendet. Die Erfahrung mit diesen Modellen sind positiv und erfolgsversprechend – allerdings sind die Modelle noch nicht als Dimensionierungswerkzeug der Praxis geeignet. Demgemäß wurden vielfältige neue Lösungsansätze entwickelt und getestet, die als Grundlage von weiterführenden Untersuchungen geeignet sind. Im Rahmen dieser Studie zeigten sich Vorteile sowohl für den gitterbasierten Ansatz (Möglichkeit einer Steady Lösung), als auch für partikelbasierte Modelle (Möglichkeit der numerischen Entkoppelung der biokinetischen Berechnung und damit einfache Erweiterung und Ergänzung der Methodik). Insgesamt erscheint aber der partikelbasierte Ansatz erfolgsversprechender.
- **Methoden der künstlichen Intelligenz bzw. selbstlernende Methoden**  
Das Themenfeld der künstlichen Intelligenz bzw. des maschinellen Lernens ist ein sich rapide veränderndes und weiterentwickelndes Forschungsgebiet. Im Rahmen dieses

Projektes zeigen wir zwei spezifische Anwendungen: erstens die Beschleunigung der numerischen Lösung der Strömungsberechnung und zweitens die Vorhersage von Zuständen auf Basis von Messdaten – die Extrapolation von Zeitreihen. Dabei hat die Vorhersage der Produktion von Biogas auf der Basis von routinemäßig erhobenen Daten der Schlammfäulung ein großes Potential zur praktischen Anwendung. Anhand der realen Daten des Abwasserverbands AIZ wurde die Anwendung einer innovativen Methode (Temporal Fusion Transformer) gezeigt und die Vorteile gegenüber statistischen Modellen (ARIMA) bzw. einfachen Methoden des maschinellen Lernens (KNN und ANN) demonstriert. Eine Implementierung der Methode zur laufenden Vorhersage der Biogasproduktion ist einfach und wird als Ergänzung zur – üblicherweise empirisch basierten – Vorhersage der Anlagenbetreiber empfohlen.

### 5.3.2 Laboruntersuchungen

Die Laboruntersuchungen zur energetischen Optimierung der Faulraumdurchmischung behandelten folgende Fragestellungen:

- **Verifikation von numerischen Strömungsberechnungen**  
Für Laboruntersuchungen und die Verifikation von numerischen Daten wurden die Faultürme der Kläranlage Innsbruck und des Abwasserverbands AIZ im Labormaßstab nachgebaut. Die Ergebnisse der zugehörigen CFD-Simulationen sind in Kapitel 5.3.1 zusammengefasst.
- **Messung des Energieverbrauchs**  
An den zwei skalierten Laborreaktoren wurden außerdem vergleichende Energieverbrauchsmessungen von einem „Scaba“-Rührwerk und einem Wendelrührer durchgeführt. Hierbei konnte gezeigt werden, dass durch die Verwendung des Wendelrührers bereits bei geringeren Umdrehungsgeschwindigkeiten die gleichen Fluid-Durchschnittsgeschwindigkeiten im Faulturm erreicht werden, wie beim Einsatz des „Scaba“-Rührwerks. Durch den geringeren Energieverbrauch könnte ein Wendelrührer so zu einer gesteigerten Kosteneffizienz einer Anlage beitragen. Außerdem führt der Wendelrührer zu geringeren Scherkräften im Reaktor, sodass die Mikroorganismen geschont werden. Für eine großtechnische Anwendung eines Wendelrührers für die Faulraumdurchmischung wären noch weitere Untersuchungen notwendig.



- **Messung der Gasproduktion**  
Um die Biogasproduktion im Labormaßstab experimentell zu bestimmen, wurden Versuche in sechs Stahlreaktoren durchgeführt. Die Strömungsverhältnisse in den Reaktoren wurde mittels Ultraschall gemessen, um einen Zusammenhang zwischen Biogasausbeute und Durchmischung zu untersuchen. Bei den Versuchen konnte kein Unterschied in der Methanproduktion zwischen dem „Scaba“-Rührwerk (Propeller) und dem Wendelrührer festgestellt werden (beide Rührwerke wurden mit der gleichen spezifischen Leistung betrieben).
- **Messung der Verteilung des Trockenrückstandes**  
Zur Bestimmung der Effizienz der Durchmischung wurden aus verschiedenen Höhen in den Stahlreaktoren Proben entnommen. Es wurden dazu knapp unter dem Füllstand, in der Mitte, sowie knapp über dem Boden Schlammproben entnommen und im Anschluss analysiert. Die untersuchten Rührwerke zeigten einen deutlichen Unterschied in der Effizienz der Durchmischung. Beim Scaba-Rührwerk kam es zur Schichtenbildung mit einem erhöhten Trockenrückstand in der untersten Schicht des Laborreaktors. Beim helikalen Rührwerk gab es diese Tendenz der Schichtenbildung auch, allerdings war diese viel schwächer ausgebildet.
- **Einfluss des Rührwerkes auf die Schlammentwässerung**  
Um die Entwässerungseigenschaften des Schlammes aus dem Versuch in den Stahlreaktoren zu untersuchen, wurde dieser maschinell mit einer Laborpresse sowie einer Zentrifuge entwässert. Der Schlamm, der mit dem Scaba-Rührwerk gerührt wurde, konnte deutlich besser entwässert werden als jener, der vom Wendelrührer gerührt wurde. Der Einfluss auf die Entwässerbarkeit könnte aus der höheren Umdrehungsgeschwindigkeit, sowie höheren Scherkräften des Scaba-Rührwerks und einer damit einhergehenden Zerkleinerung größerer Schlammflocken resultieren.

### 5.3.3 Praxisuntersuchungen

Die eingebrachte elektrische Mischenergie, ausgedrückt als Leistungsdichte, schwankt bei den untersuchten Faultürmen in einem Bereich von 1,6 bis 10,2 W/m<sup>3</sup> (Summe aus Umwälzung und interner Durchmischung). In Rahmen dieser Untersuchungen konnte kein Zusammenhang zwischen der Leistungsdichte und dem organischen Abbaugrad bzw. zwischen der Leistungsdichte und dem Restgaspotential im untersuchten Spektrum festgestellt werden. Generell hat die Gaseinpressung den höchsten Energiebedarf und hat in Bezug auf den biologischen Substratabbau keinen Vorteil gegenüber einem langsam rotierenden Rührwerk.

Die Durchmischung von Faultürmen ausschließlich durch externe Umwälzung führte ebenso wie die Durchmischung mit dem BIMA System (Gaseigendruckmischung) zu einem normalen Substratabbau ohne Nachteile für den Betrieb.

## 5.4 Resümee und Ausblick

Im Rahmen des gegenständlichen Projektes OptiFaul wurde die Steigerung der Energieeffizienz von Kläranlagen durch eine optimierte Faulraumdurchmischung auf Basis von Laborversuchen, CFD-Simulationen, Feldversuchen an den beiden Partnerkläranlagen Innsbruck und des Abwasserverbands AIZ, sowie anhand von Fallstudien an Kläranlagen in Tirol und Südtirol untersucht. Die auf diesen drei Säulen basierende Projektdurchführung lieferte umfassende Erkenntnisse zur verbesserten Faulraumdurchmischung, welche für die Praxis in Handlungsempfehlungen aufbereitet wurden (siehe „OPTIFAIL-Leitfaden“).

Für die Durchmischung von Faultürmen haben sich in der Praxis eine Reihe von unterschiedlichen Mischsystemen etabliert. Die Durchmischung erfolgt durch externe oder interne Rezirkulation, Rührwerke, Gaseinpressung oder auch durch Gaseigendruck-Mischung. In den untersuchten Anlagen wird immer eine externe Umwälzung verwendet, meist zusammen mit mechanischen Rührwerken oder Gaseinpressung.

Die optimale Durchmischung eines Faulturms sollte auf Basis der bisherigen Erkenntnisse entweder durch die externe Umwälzung alleine erfolgen oder – falls notwendig – zusätzlich durch ein langsam rotierendes mechanisches Rührwerk. Wie viel Energie pro Volumen für die Durchmischung aufgewendet werden soll, ist neben dem Durchmischungssystem z.B. abhängig von der Substratzusammensetzung, der Raumbelastung, der Aufenthaltsdauer und der Temperatur, mit welcher der Faulturm betrieben wird.

Untersuchungen an mehreren Anlagen haben gezeigt, dass sich der organische Abbaugrad im Faulturm zwischen den unterschiedlichen Kläranlagen nur geringfügig unterscheidet. Es konnte dabei kein Zusammenhang zwischen der Art der Durchmischung und dem organischen Abbaugrad festgestellt werden. Es konnte auch kein Zusammenhang zwischen der aufgewendeten elektrischen Energie, die für die Durchmischung und die externe Umwälzung eingesetzt wurden (Leistungsdichte zwischen 1,6 bis 10,2 W/m<sup>3</sup>) und dem organischen Abbaugrad beobachtet werden. Die Ergebnisse aus dem OptiFaul-Projekt verdeutlichen, dass viele Faultürme mit einem zu hohen Energieeintrag durchmischte werden und hier Einsparungen möglich sind.

Das Projektteam empfiehlt Änderungen des Faulturmbetriebes, welche teilweise ohne größeren Aufwand umgesetzt werden können (z.B. Reduktion der Drehgeschwindigkeit des Rührwerks). Sinnvoll ist eine stringente Überwachung bzw. wissenschaftliche Begleitung zur Dokumentation der erzielten Energieeinsparung sowie zur Überwachung der laufenden Faulraumdurchmischung – z.B. durch Tracer-Messungen und CFD-Simulationen. Die prinzipielle Vorgangsweise ist im begleitenden OptiFaul-Leitfaden beschrieben.

Aus wissenschaftlicher Sicht bestätigten die im Labormaßstab durchgeführten Versuche die aus den CFD-Simulationen abgeleiteten Empfehlungen. Neben der Erkenntnis, dass die Biogasproduktion in Faultürmen sehr robust ist, führten die Laborversuche zu neuen – über den Projektantrag hinausgehenden – Fragestellungen. Unter anderem sollten die Auswirkungen der Faulraumdurchmischung auf die Schlammentwässerung weitergehend untersucht werden. Der Austausch des „Scaba“-Rührwerks (Propeller) durch ein helikales Rührwerk (Wendelrührer) führte zu einer vollständigeren und gleichmäßigeren Faulraumdurchmischung mit geringeren Scherkräften. Allerdings wurde die Entwässerung des Faulschlammes erschwert, was vorab nicht in diesem Ausmaß zu erwarten war. Ergänzend zur ursprünglichen Projektplanung wurden im Laborversuch schichtweise Schlammproben entnommen und der Trockenrückstand untersucht, wodurch die Ergebnisse aus den Ultraschallmessungen bzw. CFD-Versuchen bestätigt werden konnten.

Es wurde zudem bestätigt, dass die Untersuchung der Strömungsverhältnisse in Faulbehältern mittels CFD-Simulation ein robustes Instrumentarium mit überschaubarem Aufwand darstellt. Für die Anwendung von gitterbasierten Modellen stehen sowohl kommerzielle Softwareprodukte (z.B. ANSYS Fluent) als auch Open-Source Programme (z.B. OpenFoam) zur Verfügung. Der Erkenntnisgewinn aus den Simulationen ist beträchtlich und stellt für komplexe Situationen einen klaren Mehrwert dar.

Im Gegensatz dazu ist die Anwendung von gekoppelten hydrodynamischen-biokinetischen Modellen immer noch im wissenschaftlichen Bereich angesiedelt. Im Rahmen des Projektes wurde gezeigt, dass derartige Modelle sowohl in den gängigen gitterbasierten CFD-Softwaremodellen als auch in partikelbasierten (Lagrangian) Modellen eingebaut werden können. In beiden Fällen ist der numerische Aufwand beträchtlich und eine dynamische Simulation des gekoppelten Systems nur über kürzere reale Zeiträume (Stunden) möglich. Durch die einfachere Entkoppelung der hydrodynamischen und biologischen Modelle wird aber der partikelbasierten CFD-Simulation der Vorzug gegeben.

Für die Anwendung von selbstlernenden Verfahren bzw. maschinellen Methoden wurde demonstriert, dass die Biogasproduktion aus routinemäßig erhobenen Parametern der Schlammfaulung sehr zuverlässig vorhergesagt werden kann. Die Anwendung der Methodik wird als Ergänzung zur – üblicherweise empirisch basierten – Vorhersage der Anlagenbetreiber empfohlen.

Die gegenständliche Studie hat gezeigt, dass der energieeffiziente Betrieb von Faultürmen von sehr vielen Gegebenheiten abhängt und sich nicht durch einen simplen Ursache-Wirkungsmechanismus approximieren lässt. Andererseits wurde festgestellt, dass die Durchmischung der untersuchten Faultürme tendenziell eher zu hoch ist und durch eine Reduktion der Durchmischung Energieeinsparungen ohne Verlust der Funktionalität und der Biogausbeute erzielt werden können. Diese Erkenntnisse wurden für die Praxis in eine Handlungsempfehlung aufbereitet (siehe „OPTIFAU-Leitfaden“).

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 1 Verschiedene Mischungen aus Glycerin und Wasser sowie deren physikalischen Eigenschaften (Dichte $\rho$ und Viskosität $\eta$ ) von Klärschlamm mit verschiedenen TR Werten (Senfter, 2018) (Meister, Rezavand, Ebner, Pümpel, & Rauch, 2018).....	18
Tabelle 2 Simulationscharakteristiken .....	101
Tabelle 3 Die Auswirkungen der Blaseninjektion auf die Reduzierung des Totvolumens.	114
Tabelle 4 Vergleich des integrierten ADM1-CFD Solvers mit den Laborergebnissen .....	119
Tabelle 5 Parameter Einstellungen und Dauer der Simulationen.....	133
Tabelle 6 Vergleich der Low Velocity Zones (LVZ) und des Totvolumens für die Situationen mit/ohne Impeller. Experiment bezeichnet die entsprechende Abschätzung des gesamten „Totvolumens“ aus einer Tracermessung an der realen Anlage. ....	138
Tabelle 7 Parameter für die Berechnung eines einzelnen CSTR Reaktors.....	144
Tabelle 8 Relativer mittlerer quadratischer Fehler der ADM1-Komponenten und des pH-Werts als Vergleich von CHAD mit der Benchmark nach (Rosen, et al. 2006).....	146
Tabelle 9 Parameter für die Berechnung des Labor Reaktors .....	147
Tabelle 10 Vergleich der Vorhersageleistung unseres trainierten TFT mit der von drei Benchmark-Modellen. Die Metriken sind Durchschnittswerte über eine siebentägige Prognose, wobei ein niedrigerer Wert besser ist. Der Testdatensatz umfasst ein Jahr an Messungen. ....	161
Tabelle 11 Vergleich der Mittelwerte der Konditionsnummer $\kappa$ , der Dichte des preconditioner, sowie der Dauer und Anzahl der Iterationen die CG benötigt um zu konvergieren. ....	165
Tabelle 12 Generalisierungsfähigkeiten des trainierten CNN bei verfeinertem Gitter (25 cm anstelle von 50 cm). Überprüfung anhand von 25 neue Testfällen.....	166
Tabelle 13 Anlagendaten der untersuchten Faultürme des Abwasserverbands AIZ und Kläranlage Innsbruck. ....	170
Tabelle 14 Vergleich des Betriebsjahres 2014 (Gaseinpressung) und des Jahres 2018 (Umstieg auf das mechanische „Scaba“-Rührwerk) in den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck.....	176
Tabelle 15 Eckdaten zu den Mischsystemen der Faultürme in Tirol.* Leistungsdichte gesamt: Summe der Leistungsdichten der internen Durchmischung und externen Rezirkulation.....	183
Tabelle 16 Für die nähere Betrachtung wurden folgende Anlagen ausgewählt .....	191
Tabelle 17 Teil 1: Kennzahlen zu Betrieb und Abbauleistung der untersuchten Faulungsanlagen.....	192

Tabelle 18 Teil 2: Kennzahlen zu Betrieb und Abbauleistung der untersuchten  
Faulungsanlagen..... 193

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1 Ablaufskizze der experimentellen und numerischen Untersuchung der Labormodelle anhand des eiförmigen Faulturmes des Abwasserverbands AIZ. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022) .....	10
Abbildung 2 Dimensionen der zylindrischen Faultürme der Kläranlage Innsbruck (links) und der eiförmigen Faultürme des Abwasserverbands AIZ (rechts) in einer CAD-Darstellung..	12
Abbildung 3 CAD-Darstellung aller relevanten Dimensionen der skalierten Laborreaktoren, basierend auf den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck und Abwasserverband AIZ .....	13
Abbildung 4 Darstellung des zylindrischen Laborreaktors des Faulturms der Kläranlage Innsbruck (links) und des eiförmigen Laborreaktors auf Basis des Abwasserverbands AIZ (rechts) .....	14
Abbildung 5 Propeller Rührwerk des Typs „Scaba“, welches in den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck Anwendung findet (links) und Dimensionen der realen und skalierten Flügelblätter (rechts) (Maße in mm) .....	16
Abbildung 6 Darstellung zweier Wendelrührer in verschiedenen Größen der IKA-Werke. Diese Rührwerke erwiesen sich in Vorversuchen als vielversprechend für das Durchmischen hochviskoser Fluide.....	17
Abbildung 7 Darstellung des Messfeldes in der Software PIVlab, welches von dem für die experimentelle Strömungsanalyse verwendeten Ultraschallgeräts, GE Logic 300, erfasst wird. Auf der linken Seite sind Versuchsparameter dokumentiert. Auf der rechten Seite Ultraschallspezifische Parameter wie die Eindringtiefe von 10 cm. ....	21
Abbildung 8 Darstellung der Maske, welche den rechteckigen Interessensbereich auf das gewünschte Messfeld reduziert. Dies vermindert die erforderliche Rechenleistung und verhindert fehlerhafte Geschwindigkeitsvektoren außerhalb des Messfeldes.....	22
Abbildung 9 Darstellung einer Punktwolke aus PIVLab-Geschwindigkeitsdaten. Die Punktwolke zeigt die Geschwindigkeiten, welche die durch Vergleich zweier Bilder in einem Messfeld ermittelt werden. Deutlich zu sehen sind eindeutige Ausreiser, welche mit Geschwindigkeitsgrenzen ausgefiltert werden müssen. ....	23
Abbildung 10 Ausgewertetes und zeitlich gemitteltes Geschwindigkeitsfeld in der Software PIVlab, in welchem die Ultraschalldaten ausgewertet werden. Zu sehen ist die flächenbezogene Durchschnittsgeschwindigkeit, sowie eine A–B Linie, entlang welcher ein Geschwindigkeitsprofil für eine detaillierte Auswertung ermittelt werden kann.....	24
Abbildung 11 Abbildung der flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Reaktorhöhe für den Wendelrührer (links) sowie den „Scaba“-Rührer (rechts) im zylindrischen Laborreaktor der Kläranlage Innsbruck in purem Wasser. (Neuner, Meister, Koch, Pillei, & Rauch, 2020).....	25

Abbildung 12	Abbildung der flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Reaktorhöhe für den Wendelrührer (links) sowie den „Scaba“-Rührer (rechts) im zylindrischen Laborreaktor der Kläranlage Innsbruck in einem Wasser-Glycerin-Gemisch mit einem Verhältnis von 50 m%/50 m%. (Neuner, Meister, Koch, Pillei, & Rauch, 2020).....	26
Abbildung 13	Abbildung der flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Reaktorhöhe für den Wendelrührer (links) sowie den „Scaba“-Rührer (rechts) im zylindrischen Laborreaktor der Kläranlage Innsbruck in einem Wasser-Glycerin-Gemisch mit einem Verhältnis von 25 m%/75 m%. (Neuner, Meister, Koch, Pillei, & Rauch, 2020).....	27
Abbildung 14	Auftreten eines Ultraschallschattens, welcher die von der Software wahrgenommene Fluidströmung verfälscht. Die Schatten (rot) entstehen durch eine Abschwächung des Ultraschalles durch die Rührblätter (schwarz) (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022). ....	28
Abbildung 15	Darstellung der detaillierten Strömungsanalyse im Laborreaktor der Kläranlage Innsbruck. Zu sehen ist ein Vergleich der experimentellen Geschwindigkeiten sowie der numerisch simulierten Geschwindigkeiten. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022).....	30
Abbildung 16	Darstellung der vermessenen Segmente im eiförmigen Laborreaktor. Eine komplette Vermessung des eiförmigen Reaktors ist nicht möglich, da die Messebene parallel zu der Hauptströmung (tangentele & radiale Strömung) sein muss. ....	32
Abbildung 17	Darstellung der detaillierten Strömungsanalyse im Laborreaktor des Abwasserverbands AIZ. Zu sehen ist ein Vergleich der experimentellen Geschwindigkeiten der sowie numerisch simulierten Geschwindigkeiten. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022).....	33
Abbildung 18	Bestimmung der Messtoleranz des Ultraschallgerätes mit Hilfe der Positionsbestimmung von Elementen auf einer Referenzplatte (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022). ....	34
Abbildung 19	Darstellung der numerisch errechneten Rührwerksleistung $P$ (in Milliwatt) und der spezifischen Leistung $p$ (in $W/m^3$ ) in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit im eiförmigen Laborreaktor (8 Liter) in verschiedenen Versuchsfluiden bei Verwendung des helikalen Rührwerkes.....	36
Abbildung 20	Darstellung der numerisch errechneten Rührwerksleistung $P$ (in Milliwatt) und der spezifischen Leistung $p$ (in $W/m^3$ ) in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit im eiförmigen Laborreaktor (8 Liter) in verschiedenen Versuchsfluiden bei Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes. ....	36



Abbildung 21 Darstellung der numerisch errechneten Rührwerksleistung $P$ (in Milliwatt) und der spezifischen Leistung $p$ (in $W/m^3$ ) in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit im zylindrischen Laborreaktor (8 Liter) in verschiedenen Versuchsfluiden bei Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes. ....	37
Abbildung 22 Darstellung der numerisch errechneten Rührwerksleistung $P$ (in Milliwatt) und der spezifischen Leistung $p$ (in $W/m^3$ ) in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit im zylindrischen Laborreaktor (8 Liter) in verschiedenen Versuchsfluiden bei Verwendung des helikalen Rührwerkes. ....	38
Abbildung 23 Darstellung der experimentell bestimmten Rührwerksleistung $P$ (in Milliwatt) und der spezifischen Leistung $p$ (in $W/m^3$ ) in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit im zylindrischen Laborreaktor (8 Liter) in einem 25 m% Wasser / 75 m% Glyceringemisch. ....	38
Abbildung 24 Darstellung der numerisch ermittelten Rührwerksleistung $P$ und der spezifischen Rührwerksleistung $p$ in $W/m^3$ im Faulturm der Kläranlage Innsbruck ( $4.500m^3$ ) sowie des Abwasserverbands AIZ ( $2.500 m^3$ ) bei 5,4 % TR bei verschiedenen Umdrehungsgeschwindigkeiten für das „Scaba“-Rührwerk. ....	41
Abbildung 25 Darstellung der numerisch ermittelten Rührwerksleistung $P$ und der spezifischen Rührwerksleistung $p$ in $W/m^3$ im Faulturm der Kläranlage Innsbruck ( $4.500 m^3$ ) sowie des Abwasserverbands AIZ ( $2.500 m^3$ ) bei 5,4 % TR bei verschiedenen Umdrehungsgeschwindigkeiten für den Wendelrührer. ....	41
Abbildung 26 Darstellung der numerisch ermittelten Rührwerksleistung $P$ (in W) und der spezifischen Rührwerksleistung $p$ (in $W/m^3$ ) bei verschiedenen Trockenrückstandgehalten im eiförmigen Faulturm des Abwasserverbands AIZ ( $2.500 m^3$ ) für das „Scaba“-Rührwerk (8 rpm) und den Wendelrührer (1,6 rpm). ....	43
Abbildung 27 Darstellung der numerisch ermittelten Rührwerksleistung $P$ (in W) und der spezifischen Rührwerksleistung $p$ (in $W/m^3$ ) bei verschiedenen Trockenrückstandgehalten im zylindrischen Faulturm der Kläranlage Innsbruck ( $4.500 m^3$ ) für das „Scaba“-Rührwerk (9 rpm) und den Wendelrührer (2,5 rpm). ....	43
Abbildung 28 Kontinuierlich betriebene Biogasreaktoren zur Bestimmung der Biogasmenge und Gaszusammensetzung für einen Vergleich des Wendelrührers mit dem „Scaba“-Rührwerk im Labormaßstab. ....	45
Abbildung 29 Detailfoto der kontinuierlich betriebenen Laborreaktoren, sowie der Rührwerksantriebe und Gassäcke zur Speicherung des erzeugten Biogases. ....	46
Abbildung 30 Übersicht über die Versuchsbedingungen zur experimentellen Biogasbestimmung. ....	47
Abbildung 31 Darstellung des für die Messung der Biogaszusammensetzung verwendeten Handmessgerätes Geotech Biogas 5000. ....	48

Abbildung 32 Bestimmung der Gasmenge mit einem Eudiometer, in welchem durch das Gasvolumen Flüssigkeitsvolumen verdrängt wird. ....	48
Abbildung 33 Auswertung der experimentellen Biogasproduktion mit dem verwendeten Milligascounter für das helikale Rührwerk (links, R1-3) sowie das „Scaba“-Rührwerk (rechts, R4-6) in den kontinuierlichen Biogasreaktoren. ....	49
Abbildung 34 Auswertung der experimentellen Biogasproduktion mit dem verwendeten Eudiometer für das helikale Rührwerk (links, R1-3) sowie das „Scaba“-Rührwerk (rechts, R4-6) in den kontinuierlichen Biogasreaktoren. ....	49
Abbildung 35 Gemessener Methangehalt im experimentell produzierten Biogas mittels Gaschromatographie.....	50
Abbildung 36 Gemessener Methan- und CO <sub>2</sub> -Gehalt im experimentell produzierten Biogas mittels Handmessgerät Biogas 5000.....	50
Abbildung 37 Trockenrückstand der entnommenen Faulschlammproben aus den kontinuierlichen Faultürmen der experimentellen Biogasbestimmung unter Verwendung des Wendelrührers (Oben: 1 cm unter Schlamm Spiegel, Mitte: Halbe Reaktorhöhe, Unten: 1 cm über Reaktorboden) .....	51
Abbildung 38 Organischer Anteil des Trockenrückstandes aus den kontinuierlichen Faultürmen der experimentellen Biogasbestimmung unter Verwendung des Wendelrührers (Oben: 1 cm unter Schlamm Spiegel, Mitte: Halbe Reaktorhöhe, Unten: 1 cm über Reaktorboden) .....	52
Abbildung 39 Trockenrückstand der entnommenen Faulschlammproben aus den kontinuierlichen Faultürmen der experimentellen Biogasbestimmung unter Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes (Oben: 1 cm unter Schlamm Spiegel, Mitte: Halbe Reaktorhöhe, Unten: 1 cm über Reaktorboden) .....	52
Abbildung 40 Organischer Anteil des Trockenrückstandes aus den kontinuierlichen Faultürmen der experimentellen Biogasbestimmung unter Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes (Oben: 1 cm unter Schlamm Spiegel, Mitte: halbe Reaktorhöhe, Unten: 1 cm über Reaktorboden) .....	53
Abbildung 41 Entwässerung des verwendeten Schlammes mit einer mechanischen Laborpresse. ....	54
Abbildung 42 Filterkuchen nach der Entwässerung mit einer mechanischen Laborpresse.	55
Abbildung 43 Dicke des Filterkuchens nach der Schlammmentwässerung durch das Verwenden einer Laborpresse bei voriger Durchmischung mit dem helikalen Wendelrührwerk (R1-3) und dem Scaba-Rührwerk (R4-6).....	56
Abbildung 44 Trübung des Filtrates der Laborpresse bei voriger Durchmischung mit dem helikalen Wendelrührwerk (R1-3) und dem Scaba-Rührwerk (R4-6). ....	57

Abbildung 45 Trockenrückstand des Schlammes nach der Entwässerung mit einer Laborpresse bei voriger Durchmischung mit dem helikalen Wendelrührwerk (R1-3) und dem Scaba-Rührwerk (R4-6). .....	57
Abbildung 46 Zentrifugenröhrchen nach dem Entwässerungsprozess. Zu sehen sind der abgesetzte schwerere Schlamm sowie die darüber liegende Wasserschicht. ....	58
Abbildung 47 Trübung des Filtrates der Zentrifuge nach der Schlammentwässerung bei voriger Durchmischung mit dem helikalen Wendelrührwerk (R1-3) und dem Scaba-Rührwerk (R4-6). .....	59
Abbildung 48 Trockenrückstand des Schlammes nach der Entwässerung mittels Zentrifuge bei voriger Durchmischung mit dem helikalen Wendelrührwerk (R1-3) und dem Scaba-Rührwerk (R4-6). .....	59
Abbildung 49 Darstellung der Berechnung einer zeitunabhängigen Durchschnittsgeschwindigkeit durch Verwendeten von Einzelgeschwindigkeiten mit identischem Radius bei unterschiedlichen Winkeln. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022).....	68
Abbildung 50 In den numerischen Simulationen wird das Fluid im Laborreaktor in einzelne Zellen aufgeteilt. Hier sind die Zellen mit einem finiten Volumen entlang einer Ebene aufgetragen, welche für die Berechnung einer flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeit gebraucht wird. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022).....	69
Abbildung 51 Einfluss der Wahl des Netzes (links) sowie des verwendeten Turbulenzmodelles (rechts) auf die flächenbezogenen Durchschnittsgeschwindigkeiten. (Neuner, Meister, Pillei, Koch, & Rauch, 2022).....	71
Abbildung 52 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des zylindrischen Laborreaktors mit einem „Scaba“-Rührer bei 25 rpm (links) und Wendelrührer bei 20 rpm (rechts) in einem Versuchsfluid mit 5,4 % TR. ....	73
Abbildung 53 Darstellung der horizontalen Strömung durch numerische Simulationen des zylindrischen Laborreaktors mit einem „Scaba“-Rührer bei 25 rpm (links) und Wendelrührer bei 20 rpm (rechts) in einem Versuchsfluid mit 5,4 % TR. ....	74
Abbildung 54 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des eiförmigen Laborreaktors mit einem „Scaba“-Rührer bei 25 rpm (links) und Wendelrührer bei 20 rpm (rechts) in einem Versuchsfluid mit 5,4 % TR. ....	75
Abbildung 55 Darstellung der horizontalen Strömung durch numerische Simulationen des eiförmigen Laborreaktors mit einem „Scaba“-Rührer bei 25 rpm (links) und Wendelrührer bei 20 rpm (rechts) in einem Versuchsfluid mit 5,4 % TR. ....	75

Abbildung 56 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des zylindrischen Faulturmes der Kläranlage Innsbruck mit einem „Scaba“-Rührer bei 9 rpm (links) und Wendelrührer bei 2,5 rpm (rechts) in Faulschlamm mit 5,4 % TR.....	76
Abbildung 57 Darstellung der horizontalen Strömung durch numerische Simulationen des zylindrischen Faulturmes der Kläranlage Innsbruck auf einer Höhe von 12,8 m mit einem „Scaba“-Rührer bei 9 rpm (links) und Wendelrührer bei 2,5 rpm (rechts) in Faulschlamm mit 5,4 % TR.....	76
Abbildung 58 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des eiförmigen Faulturmes des Abwasserverbands AIZ unter Verwendung von einem „Scaba“-Rührer bei 8 rpm (links) und Wendelrührer bei 1,6 rpm (rechts) in Faulschlamm mit 5,4 % TR.....	77
Abbildung 59 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des eiförmigen Faulturmes des Abwasserverbands AIZ unter Verwendung von einem „Scaba“-Rührer bei 8 rpm (links) und Wendelrührer bei 1,6 rpm (rechts) in Faulschlamm mit 5,4 % TR.....	78
Abbildung 60 Darstellung der vertikalen Strömung durch numerische Simulationen des eiförmigen Faulturmes des Abwasserverbands AIZ unter Verwendung eines Impellers mit Aufstiegsrohr bei 600 Umdrehungen pro Minute ohne Rezirkulation (links) und mit einer Rezirkulation (rechts) in Faulschlamm mit 2,5 % TR. (Meister, Rezavand, Ebner, Pümpel, & Rauch, 2018).....	79
Abbildung 61 Darstellung der maximalen Scherspannung in Pascal bei der Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes (Durchmesser 3,6 m) mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 9 rpm im zylindrischen Faulturm der Kläranlage Innsbruck. ....	80
Abbildung 62 Darstellung der maximalen Scherspannung in Pascal bei der Verwendung des helikalen Rührwerkes (Durchmesser 5 m) mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 2,5 rpm im zylindrischen Faulturm der Kläranlage Innsbruck. ....	80
Abbildung 63 Darstellung und Vergleich der maximalen Scherspannung (10,016 Pa) bei der Verwendung des „Scaba“-Rührwerkes mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 25 rpm im zylindrischen Laborreaktor auf Basis der Kläranlage Innsbruck. ....	81
Abbildung 64 Darstellung und Vergleich der maximalen Scherspannung (2,679 Pascal) bei der Verwendung des helikalen Rührwerkes mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 15 rpm im zylindrischen Laborreaktor auf Basis der Kläranlage Innsbruck.....	82
Abbildung 65 Darstellung der beiden unterschiedlichen Zulauf Schemata der externen Schlammrückführung für den AIZ-Faulbehälter. Links mit freiem Zulauf und Rechts mit eingetauchtem Zulauf. ....	84

Abbildung 66 Schema des Zulaufs der externen Schlammumwälzung für die Modellierung. Im Teil a) werden 3 Modellansätze für den freien Zulauf gezeigt und in Teil b) die Umsetzung eines eingetauchten Zulaufs. ....	85
Abbildung 67 Unterschiede der Geschwindigkeitsprofile für die Modelle mit verteiltem Zulauf für unterschiedliche Rastergrößen.....	87
Abbildung 68 Vertikale Geschwindigkeit in der Mittelachse des Reaktors auf der horizontalen Bezugslinie 0,3 m unterhalb des Schlammspiegels für instationäre 2-D und 3-D Simulationen – zum Zeitpunkt 80 min nach Start des Experiments.....	88
Abbildung 69 Schema und Resultat der Modellvalidierung: Links ist das Schema des Reaktors mit dem Impeller dargestellt, wobei der Impeller selbst als Drucksteigerung im Impellerrohr simuliert wird. In der Darstellung rechts werden vertikale Geschwindigkeitsprofil der Simulationen von (Rezavand, Zhang, & Hu, 2019) und dem gegenständlichen Modell auf Bezugshöhe 6 m über dem Reaktorboden für stationäre Verhältnisse gezeigt. ....	89
Abbildung 70 Es werden die die Konturen (Schichtliniendiagramm) der flüssigen Phase zu den berechneten realen Zeitpunkten 9 sec, 19 min, 44 min und 80 min nach Simulationsstart dargestellt. Diese Zeitpunkte erlauben die Einschätzung und Vergleich der Ergebnisse der Ein- und Mehrphasen-Simulationen über einen geeigneten Zeitraum für den Mischungsvorgang. ....	90
Abbildung 71 Die Abbildung zeigt, dass das Geschwindigkeitsprofil in Behältermitte für das Multi-Phasen-Modell keinem fixierten Muster folgt, obwohl im Plot bei 44 min eine gewisse Ähnlichkeit erkennbar ist. Dies kann durch Trägheitskräfte bei den Zulauf-Randbedingungen erklärt werden, welche zu vorübergehenden Strömen im Behälter führen. Die Schwankungen der Geschwindigkeit im Mittelbereich liegen zwischen 0 und 0,066 m/s.....	91
Abbildung 72 Darstellung der Geschwindigkeits-Konturlinien der Einphasen Modelle mit eingetauchtem, konstant verteiltem und variabel verteiltem Zulauf. Die Konturlinien werden jeweils zu den Zeitpunkten 4 min, 19 min, 44 min und 80 min nach Simulationsstart geplottet.....	92
Abbildung 73 Muster der Stromlinien des – zu einem stationären Zustand konvergierten – Strömungsfeldes zum Zeitpunkt 80 min nach Start. Die unterschiedlichen Zulauf-Varianten – speziell die höheren Geschwindigkeiten beim eingetauchten Zulauf – resultieren in stark unterschiedlichen Stromlinien-Mustern. ....	93
Abbildung 74 Darstellung der Geschwindigkeitsprofile für Modelle mit eingetauchtem, konstant verteiltem und variabel verteiltem Zulauf. Es werden jeweils die Geschwindigkeiten in der Mittellinie zu den Zeitpunkten 4 min, 19 min, 44 min und 80 min, sowie im stationären Zustand („steady“) geplottet.....	94

Abbildung 75 Verteilung der Tracer-Flüssigkeit im Behälter für die drei Modelle mit eingetauchtem, konstant und variable verteiltem Zulauf. Der Massenanteil des Tracer-Fluids wird durch Konturlinien in zehn Farben (für jeweils 0,005-Schritte an Massenanteilen) zu Zeitpunkten 0 min, 4 min, 19 min, 44 min und 80 min dargestellt. ....	96
Abbildung 76 Standardabweichung der Tracer-Fluid-Konzentration zur Analyse der Durchmischungszeit für die Einphasen Modelle mit eingetauchtem, konstant bzw. variabel verteiltem Zulauf. Die Bezugslinien sind wie folgt angeordnet: halbe Höhe des Behälters und jeweils 8 m ober- und unterhalb. Die Erreichung einer stabilen Durchmischung wird bei einer Standardabweichung der Tracer-Fluid-Partikel-Konzentration von kleiner 0,001 angenommen. ....	97
Abbildung 77 Darstellung der Geschwindigkeitsprofile entlang der Mittellinie zum Zeitpunkt 80 min zum Vergleich von Einphasen-Modellen mit dem Mehrphasen-Modell.....	100
Abbildung 78 Darstellung des Berechnungsschemas der gegenseitigen Kopplung. Die Gleichungen der diskreten und der kontinuierlichen Phase werden iterativ gelöst, bis ein Gleichgewicht in beiden Phasen erreicht ist. ....	104
Abbildung 79 Realer Laborreaktor-Foto (a), die schematische Darstellung (b) und das Mesh-Netz des Labor-Fermenters (c). Darstellung des Laborreaktors als zylindrischen Tank mit Durchmesser 10 cm, Höhe des Schlammvolumens 16 cm. Das Rührwerk befindet sich in der Mitte etwa 3 cm über der Bodenfläche.....	107
Abbildung 80 Validierung der euler-lagrangeschen Methode anhand einer Fallstudie. Die Ergebnisse der hier entwickelten Methode werden mit den Ergebnissen von (Sungkorn, Derksen, & Khinast, 2012) verglichen. ....	108
Abbildung 81 Darstellung der Geschwindigkeitskonturen für den Zustand nach Eintrag der Blasen in einem Geschwindigkeitsbereich mit einem Maximum von 0,05 m/s. Die Darstellung erfolgt für Rotationsgeschwindigkeiten von 0 – 50 U/min. ....	110
Abbildung 82 Darstellung der Bewegung der Biogasblasen, die im Faulraum entstehen. Darstellung der Bahnen bzw. der Aufenthaltszeiten für jeweils ohne Vermischung (Fig. a) und für die Mischerdrehzahlen von 10 (Fig. b) und 50 U/min (Fig. c). ....	111
Abbildung 83 Darstellung der Auswirkung der Blasen auf die vertikale Strömungsgeschwindigkeit. Für geringe Umdrehungsgeschwindigkeiten des Rührwerks (10 U/min) ist der Einfluss klar ersichtlich, jedoch verschwindet der Effekt bei höheren Drehzahlen des Rührwerks (40 U/min). ....	112
Abbildung 84 Darstellung der Auswirkungen der Blaseninjektion auf die Reduzierung des Totvolumens. Für das Kriterium Totvolumen = Strömungsgeschwindigkeit < 0,01 m/s wird die Situation mit/ohne Blaseneffekte analysiert. ....	113

Abbildung 85 Darstellung des Effektes der Biogasblasen auf den Geschwindigkeitsgradienten. Es zeigt sich, dass die Biogaserzeugung keinen signifikanten Einfluss auf den Betrag des Geschwindigkeitsgradienten hat, sobald eine externe Mischung gegeben ist.....	115
Abbildung 86 Darstellung der Methanproduktion in $\text{kg/m}^3$ für das Laborexperiment nach jeweils 5, 9, 10 und 13 Tagen Aufenthaltsdauer. Der Vergleich der Messdaten mit der Modellrechnung zeigt eine gute Übereinstimmung. ....	120
Abbildung 87 Links: $\text{CH}_4$ Konzentration und Rechts: XC (Biomasse) Konzentration im Faulbehälter nach 100 Tagen Betrieb. ....	121
Abbildung 88 Darstellung der Konzentrationsverteilung für Kohlenhydrate, Zucker und Acetat im Batch Betrieb nach 20–100 Tagen. Links: Kohlenhydrate; Rechts: Zucker und Unten: Acetat. Die Verteilung wird entlang der Mittellinie des Reaktors dargestellt.....	122
Abbildung 89 Unterschied zwischen einer gitterbasierten (eulerschen) Berechnung und der partikelbasierten lagrangeschen Berechnung nach (Sitzenfrei, et al., 2014). Darstellung des Einflusses auf ein SPH Partikel durch die Gewichtung des Einflusses von 5 Nachbarn. ....	124
Abbildung 90 Darstellung der Behälter-Geometrie des Faulbehälters des Abwasserverbands AIZ für die Simulationen. Die Validierung erfolgt mit der modifizierten Geometrie nach Rezavand (2020) (Links), während Untersuchungen und Analysen mit der korrekten (realen) Implementierung (Rechts) erfolgen.....	128
Abbildung 91 Darstellung der 2-dimensionalen Strömungen von verschiedenen Software Implementationen als Vergleich der Ergebnisse: (Sphase – SPH; Fluent – Euler; DualSPHysics – SPH) und Newtonsche Flüssigkeit (Wasser) bzw nicht-newtonsche Flüssigkeit (Schlamm).....	129
Abbildung 92 Darstellung der Strömungsgeschwindigkeiten im Faulbehälter in $\text{m/s}$ für eine Berechnung mit DualSPHysics mit hoher Partikeldichte. Links: modifizierte Geometrie und Rechts: korrekte Geometrie .....	132
Abbildung 93 Darstellung der Geschwindigkeitsverteilung für die DSPH-Simulation des modifizierten Systems in den Grenzen 0 – 1.6 $\text{m/s}$ .....	134
Abbildung 94 Darstellung der vertikalen Geschwindigkeitsprofile in $\text{m/s}$ entlang der horizontalen Mittelachse (auf halbe Höhe Faulbehälter) für die 3 Implementationen DSPH, SPHASE und Fluent. Die Radial Position 0 stimmt mit dem Impeller Saugrohr überein. In der DSPH-Simulation wird die vertikale Geschwindigkeit im Impeller Rohr als Randbedingung mit 1,5 $\text{m/s}$ angesetzt. ....	135
Abbildung 95 Darstellung der Geschwindigkeitsverteilung in $\text{m/s}$ für die DSPH-Simulation des korrekten Systems (freier Zulauf – ohne Impeller). Die Simulation umfasst nur wenige Sekunden realer Zeit. ....	136

Abbildung 96 Vergleich der Berechnung des freien Zulaufs für Links: FLUENT Simulation und Rechts: DSPH-Simulation. Die detaillierte Darstellung der Berechnung des freien Zulaufs – jeweils für Simulationen mit FLUENT und DSPH. Für den Fall der FLUENT Simulation wird das Volumen der Luft Fraktion abgebildet, wodurch die freie Oberfläche visuell approximiert wird.....	136
Abbildung 97 Darstellung der vertikale Geschwindigkeitsprofile in m/s entlang der horizontalen Mittelachse (auf halbe Höhe Faulbehälter) für die 3 Implementationen DSPH mit/ohne Impeller und Fluent ohne Impeller. Die radial Position 0 stimmt mit dem Impeller Saugrohr überein. ....	137
Abbildung 98 Im Berechnungsmodell CHAD wird jedes Flüssigkeitsteilchen (entsprechend der SPH-Simulation) durch ein äquivalentes AD-Teilchen in Form eines CSTR-Tanks dargestellt. CHAD simuliert die gleiche Anzahl von AD-Tanks (bezeichnet als AD-Partikel) wie SPH-Partikel. Die Informationen aus der hydrodynamischen Simulation werden für die Transportprozesse verwendet. ....	143
Abbildung 99 Darstellung der Konzentration verschiedener Stoffe, welcher in jeder Phase des AD-Prozesses innerhalb von 60 Tagen entweder produziert oder verwertet werden – mit Xch Kohlenhydrate, Ssu gelöste Monosacharide, Sbu gelöstes Butyrat, Sac gelöstes Acetat, SCH4 gelöstes Methan und GCH4 Methan in der Gasphase. ....	145
Abbildung 100 Laborreaktor mit helikalem Rührwerk: Links Visuelle Darstellung und Rechts: 3D-Berechnung der Geschwindigkeiten im Strömungsfeld mit DSPH (Wendelrührer mit 12 Umdrehungen pro Minute) nach 200 Sekunden. ....	147
Abbildung 101 Darstellung der Temperaturverteilung im Reaktor. Links ist die strikte Trennung der Temperaturbereiche im Ausgangszustand ersichtlich. Rechts: nach 4000 Sekunden Simulationsdauer hat sich der Schlamm, ausgehend von den Wänden (fixe Temperaturrandbedingung), merklich abgekühlt.....	149
Abbildung 102 Konzentration von CH <sub>4</sub> (gas) im Laborreaktor unter dynamischen Temperaturbedingungen – Links: Ausgangszustand und Rechts: nach 4000 sec Simulationsdauer.....	150
Abbildung 103 Schematische Darstellung eines neuronalen Netzwerks. Die Eingangsparameter aus dem Trainingsdatensatz werden mit Gewichten multipliziert, ein Biasterm addiert und auf das Ergebnis dieser affinen Abbildung anschließend punktweise eine Nichtlinearität $\sigma$ angewandt (links). In ein ANN kann prinzipiell eine beliebige Anzahl von versteckten Schichten und Neuronen eingebaut werden (rechts). Mit dem einhergehenden Anstieg an Parametern nimmt aber nicht nur die Komplexität des ML-Modells, sondern auch die Schwierigkeit des Optimierungsprozesses zu. Falls das gewünschte Resultat bekannt ist wird die Annäherung des Modells mit diesem bezüglich einer Kostenfunktion verglichen. ....	153



Abbildung 104 Schematische Skizze der zugrundeliegenden Struktur eines TFT. Information fließt von unten nach oben. Module sind mit abgerundeten, Input und Output mit eckigen Boxen gekennzeichnet.....	159
Abbildung 105 Biogasproduktion berechnet mit dem TFT. Der Testdatensatz enthielt die gemessenen Biogasproduktionsraten aus dem zweiten Fermenter für das gesamte Jahr 2020. Dargestellt ist die Prognose des TFT (median) zusammen mit den 20 %- und 50 %-Quantilen die die Unsicherheit der Vorhersage repräsentieren.....	161
Abbildung 106 Der TFT verfügt über Module welche grafisch dargestellt werden können. Im Gegensatz zu z.B. einem ANN ermöglicht dies eine detaillierte Analyse dessen, was der TFT gelernt hat. Die Prozentwerte geben an, für wie wichtig der TFT die einzelnen Parameter für die Biogasproduktion hält.....	162
Abbildung 107 Umstieg und Einbau des Propellerrührwerkes „Scaba“ von Sulzer in den Faultürmen der Kläranlage Innsbruck. Das mechanische Rührwerk löste 2016 die Gaseinpressung ab. ....	171
Abbildung 108 Erneuerung der Faulturmdeckel mit Antrieb für das Scaba Rührwerk. ....	172
Abbildung 109 Darstellung des Einbaus des Propellerührwerks vom Typ „Scaba“ (links) und des Faulturmdeckels (rechts) nach dem Umbau der Faultürme der Kläranlage Innsbruck. ....	172
Abbildung 110 Verlauf der Mischkurven von zwei seriell betriebenen Faultürmen der Kläranlage Innsbruck. ....	175
Abbildung 111 Orthofoto der eiförmigen Faultürme des Abwasserverbands AIZ mit einem Faulraumvolumen von jeweils 2.500 m <sup>3</sup> . ....	177
Abbildung 112 Leistungsverbrauch des Impellers, der externen Umwälzung und der Schlammbeschickung der eiförmigen Faultürme des Abwasserverbands AIZ. ....	178
Abbildung 113 Aus dem Faulturm des Abwasserverbands AIZ ausgebauter Impeller mit Abrasionen und Verschleiß am Impellerblatt. ....	178
Abbildung 114 Biomethanpotential des Mischschlammes des Abwasserverbands AIZ. ..	179
Abbildung 115 Vergleich des Biomethanpotentials des Mischschlammes des Abwasserverbands AIZ mit dem großtechnischen Methanertrag. ....	180
Abbildung 116 Durchmisches Faulraumvolumen des Faulturms 1 des Abwasserverbands AIZ zu verschiedenen Messzeitpunkten.....	181
Abbildung 117 Verteilung der unterschiedlichen Mischsysteme in den Kläranlagen des Bundeslandes Tirol, welche im Rahmen der Umfrage eine Rückmeldung abgegeben haben (n=28) .....	185
Abbildung 118 Leistungsdichte von Umwälzpumpe und Rührwerken, Gaseinpressung oder Impeller von Faultürmen in Tirol.....	186
Abbildung 119 Eudiometer werden zur Bestimmung des Restgasvolumens verwendet..	189

Abbildung 120 Organischer Abbaugrad und Aufenthaltszeit im Zeitraum von 2012 bis 2018 im Faulturm der Kläranlage Wasserfeld.....	190
Abbildung 121 Vergleich der aus der Nennleistung berechneten Leistungsdichte und der gemessenen Leistungsdichte unterschiedlicher Faultürme.....	194
Abbildung 122 Eingebrachte elektrische Energie für die Durchmischung des Faulraums (Summe von Wirkleistung der externen Umwälzung und des internen Mischsystems) sowie Abbaugrad der organischen Trockenmasse.....	195
Abbildung 123 Eingebrachte elektrische Energie für die Durchmischung des Faulraums (Summe von Wirkleistung der externen Umwälzung und des internen Mischsystems) sowie das Restgaspotential der Faulschlämme. Die hier für Erpfendorf angegebenen Werte der Leistungsdichte wurden aus der Nennleistung berechnet. Alle anderen Werte beziehen sich auf die gemessene Wirkleistung. ....	196
Abbildung 124 Darstellung der aufgewendeten elektrischen Leistung für die externe Umwälzung und das interne Mischsystem. Die Werte für die Gaseinpressung der Kläranlage Innsbruck 2014 und die Werte der Kläranlage Erpfendorf wurden aus der Nennleistung berechnet. Alle anderen Werte beziehen sich auf die gemessene Wirkleistung. ....	197

# Literaturverzeichnis

- Abbasi, T., Tauseef, S., & Abassi, S. (2012). Anaerobic digestion for global warming control and energy generation - An overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, S. 3228-3242.
- Abu Qdais, H., Bani Hani, K., & Shatnawi, N. (2010). Modeling and optimization of biogas production from a waste digester using artificial neural network and genetic algorithm. *Resources, Conservation & Recycling*, S. 359-363.
- Adami, S., Hu, X., & Adams, N. (2012). A generalized wall boundary condition for smoothed particle hydrodynamics. *Journal of Computational Physics*, S. 7057–7075.
- Alejo, L., Atkinson, J., Guzmán-Fierro, V., & Roeckel, M. (2018). Effluent composition prediction of a two-stage anaerobic digestion process: machine learning and stoichiometry techniques. *Environ Sci Pollut Res*, S. 21149-21163.
- Anderson, B. (2011). Computational fluid dynamics for engineers. *Cambridge University Press*.
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., & Ahring, B. (1999). A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. *Biotechnology and bioengineering*, S. 363-372.
- Appels, L., Lauwers, J., Degreve, J., Helsen, L., Lievens, B., Willems, K., . . . Dewil, R. (2011). Anaerobic digestion in global bio-energy production - Potential and Research Challenges. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, pp. 4295-4301.
- Batstone, D., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S., Pavlostathis, S., Rozzi, A., . . . Vavilin, V. (2002). Anaerobic digestion model No 1 (ADM1). *Water science and technology : a journal of the International Association on Water Pollution Research*, S. 1-77.
- Björck, Å. (2015). *Numerical Methods in Matrix Computations*. Springer.

- Borowski, S. (2015). Co-digestion of the hydromechanically separated organic fraction of municipal solid waste with sewage sludge. *Journal of environmental management*, S. 87-94.
- Bridgeman, J. (2012). Computation Fluid Dynamics modelling of sewage sludge mixing in an anaerobic digester. *Advanced Engineering Software*, S. 54-62.
- Crespo, A., J.M., D., B.D., R., M., G.-G., S., L., R., C., . . . O., G.-F. (2015). DualSPHysics: Open-source parallel CFD solver based on Smoothed Particle Hydrodynamics (SPH). *Computer Physics Communications*, S. 204-216.
- Cybenko, G. (1989). Approximation by superpositions of a sigmoidal. *Mathematics of Control, Signals and Systems*.
- Dabiri, S., Kumar, P., Ebner, C., & Rauch, W. (2021). On the effect of biogas bubbles in anaerobic digester mixing. *Biochemical Engineering*, S. 173.
- Dabiri, S., Sappl, J., Kumar, P., Meister, M., & Rauch, W. (2021). On the effect of the inlet configuration for anaerobic digester mixing. *Bioprocess and Biosystems Engineering*.
- Dapelo, D., & Bridgeman, J. (2018). Assessment of mixing quality in full-scale, biogas-mixed anaerobic digestion using CFD. *Bioresource Technology* .
- De Clercq, D., Jalota, D., Shang, R., Ni, K., Zhang, Z., Khan, A., . . . Yuan, K. (2019). Machine learning powered software for accurate prediction of biogas production: A case study on industrial-scale Chinese production data. *Journal of Cleaner Production*, S. 390-399.
- Dhussa, A. K., Sambhi, S. S., Kumar, S., & Kumar, S. a. (2014). Nonlinear Autoregressive Exogenous modeling of a large anaerobic digester producing biogas from cattle waste. *Bioresource Technology*, S. 342-349.
- Donoso-Bravo, A., Sadino-Riquelme, C., Gómez, D., Segura, C., Valdebenito, E., & Hansen, F. (2018). Modelling of an anaerobic plug-flow reactor. Process analysis and evaluation approaches with non-ideal mixing considerations. *Bioresource Technology*, S. 95-104.

- Fang, F., Ni, B., Li, X., Sheng, G., & Yu, H. (2009). Kinetic analysis on the two-step processes of AOB and NOB in aerobic nitrifying granules. *Appl Microbiol Biotechnol*, S. 1159-1169.
- Gaden, D. L. (2013). Modelling anaerobic digesters in three dimensions: integration of biochemistry with computational fluid dynamics. . *University of Manitoba (Canada)*.
- Gaida, D., Wolf, C., Meyer, C., Stuhlsatz, A., Lippel, J., Bäck, T., . . . McLoone, S. (2012). State estimation for anaerobic digesters using the ADM1. *Water Science and Technology*, S. 1088-1095.
- Ganidi, N., Tyrrel, S., & Cartmell, E. (2009). . Anaerobic digestion foaming causes - A review. . *Bioresource technolog*, S. 5546-5554.
- Gruber, M. S., & Khinast, J. (2016). Effect of bubble–particle interaction models on flow predictions in three-phase bubble columns. *Chemical Engineering Science*, S. 226-243.
- Guo, H., Jeong, K., Lim, J., Jo, J., Kim, Y. M., pyo Park, J., & Kim, J. H. (2015). Prediction of effluent concentration in a wastewater treatment plant using machine learning models. *Journal of Environmental Sciences*, S. 90-101.
- Hernandez-Aguilar, E., Alvarado-Lassman, A., Osorio-Mirón, A., & Méndez-Contreras, J. (2016). Development of energy efficient mixing strategies in egg-shaped anaerobic reactors through 3D CFD simulation. *Journal of environmental sciences*.
- Hernandez-Del-Olmo, F., Gaudio, E., & Nevado, A. (2012). Autonomous adaptive and active tuning up of the dissolved oxygen setpoint in a wastewater treatment plant using reinforcement learning. *IEEE Transactions on Systems*, S. 768-774.
- Hochreiter, S., & Schmidhuber, J. (1997). Long Short-Term Memory.
- Holubar, P., Zani, L., Hager, M., Fröschl, W., & Radak, Z. a. (202). Advanced controlling of anaerobic digestion by means of hierarchical neural networks. *Water Research*, S. 2582-2588.

- Hurtado, F., Kaiser, A., & Zamora, B. (2015). Fluid dynamic analysis of a continuous stirred tank reactor for technical optimization of wastewater digestion. *Water Research*.
- Kanat, G. a. (2009). Estimation of Biogas Production Rate in a Thermophilic UASB Reactor Using Artificial Neural Networks. *Environmental Modeling and Assessment*, S. 607-614.
- Kariyama, I., Zhai, X., & Wu, B. (2018). Influence of Mixing on Anaerobic Digestion Efficiency in Stirred Tank Digesters: A Review. *Water Research*.
- Karpinska, A., & Bridgeman, J. (2017). Towards a robust CFD model for aeration tanks for sewage treatment—a lab-scale study. *Engineering Applications of Computational Fluid Mechanics*, S. 371-395.
- Kusiak, A., & Wei, X. (2014). Prediction of methane production in wastewater treatment facility: A data-mining approach. *Annals of Operations Research*.
- Latha, K., Velraj, R., Shanmugam, P., & Sivanesan, S. (2019). Mixing strategies of high solids anaerobic co-digestion using food waste with sewage sludge for enhanced biogas production. *Journal of cleaner production*, S. 399-400.
- Lebranchu, A., Stephane, D., Phillipe, M., Fabrice, B., Stepahne, P., Michel, F., & Eric, O. (2017). Impact of Shear Stress and Impeller Design on the Production of Biogas in Anaerobic Digesters. *Bioresource Technology*.
- LeCun, Y., Bengio, Y., & Hinton, G. (2015). Deep Learning. *Nature*.
- Letcher, T. (2022). Global warming, greenhouse gases, renewable energy, and storing energy. *Storing Energy (Second Edition)*, S. 3-12.
- Liang, Y., Jingwei, M., Craig, F., Quanbao, Z., Robert, D., Xiujin, L., & Shulin, C. (2013). Multiphase modeling of settling and suspension in anaerobic digester. *Applied Energy*.
- Lim, B., Arik, S. O., & Loeff, N. a. (2019). Temporal Fusion Transformers for Interpretable Multi-horizon Time Series Forecasting.

- Mackie, R. a. (1995). anaerobic digestion of cattle waste at mesophilic and thermophilic temperatures. *Applied microbiology and biotechnology*, S. 346-350.
- Maithel, S. (2009). Biomass energy resource assessment handbook. *Asian and Pacific Centre for Transfer of Technology*.
- Manual, F. (2019). Theory Guide.
- Mediboyina, M., Banuvalli, B., Chauhan, V., & Mudliar, S. (2020). Comparative life cycle assessment of autotrophic cultivation of *Scenedesmus dimorphus* in raceway pond coupled to biodiesel and biogas production. *Bioprocess and Biosystems*, S. 233–247.
- Meister, M., Rezavand, M., Ebner, C., Pümpel, T., & Rauch, W. (2018). Mixing non-Newtonian flows in anaerobic digesters by impellers and pumped recirculation. *Advances in Engineering Software*, S. 194-203.
- Meroney, R., & Colorado, P. (2009). CFD Simulation of Mechanical Draft Tube Mixing in Anaerobic Digester Tanks. *Water Research*.
- Metcalf, & Eddy. (2003). Wastewater Engineering: Treatment and Reuse.
- Monaghan, J. (2005). Smoothed particle hydrodynamics. *Reports on progress in physics*, S. 1703.
- Neuner, T., Meister, M., Koch, M., Pillei, M., & Rauch, W. (2020). Ultrasonic flow field measurement in agitated lab-scale reactors for optimization of anaerobic digesters. *Konferenzband des 16. Minisymposiums Verfahrenstechnik*.
- Neuner, T., Meister, M., Pillei, M., Koch, M., & Rauch, W. (2022). Numerical and experimental flow investigation using ultrasonic PIV for optimizing mechanically agitated lab-scale anaerobic digesters. *Journal of Chemical Engineering*.
- Niu, W.-j. &.-k.-t.-z. (2018). Forecasting Daily Runoff by Extreme Learning Machine Based on Quantum-Behaved Particle Swarm Optimization. *Journal of Hydrologic Engineering*.

- Olivier, C., G. P., Gendron, P., Boisgontier, A., Major, F., & Chartand, P. (2005). Identification of a conserved RNA motif essential for She2p recognition and mRNA localization to the yeast bud. *Molecular and cellular biology*.
- Reinecke, S. F., Höffmann, A. K., Stachowske, M., Hampel, U., & Ehrhard, P. (2018). Effizienzsteigerung von Kläranlagen-Vorstellung von Mess- und Simulationstechnischen Methoden. *Labor-Fachzeitschrift*.
- Rezavand, M., Zhang, C., & Hu, X. (2019). A weakly compressible SPH method for violent multi-phase flows with high density ratio. *Journal of Computational Physics*.
- Rico, C., Rico, J., Munoz, N., Gomez, B., & Tejero, I. (2011). Effect of mixing on biogas production during mesophilic anaerobic digestion of screend dairy manure in a pilot plant. *Engineering in Life Sciences*.
- Roache, P. (1998). *Verification of codes and calculations*. AIAA.
- Rosenblatt, F. (1957). The Perceptron — A Perceiving and Recognizing Automaton.
- Rossman, L. (2000). EPANET 2.0 User Manual. *Water Supply and Water Resources Division, National Risk management Laboratory, USEPA, Cincinnati, OH*.
- Sánchez, F, Rey, H., Viedma, A., Nicolás-Pérez, F., Kaiser, A., & Martínez, M. (2018). CFD simulation of fluid dynamic and biokinetic processes within activated sludge reactors under intermittent aeration regime. *Water research*.
- Senfter, T. (2018). *Kontinuierliche Störstoffabscheidung in der Klärschlamm-Co-Fermentation mittels Zentrifugalabscheider*. UIBK.
- Shalev-Shwartz, S., & Shai, B.-D. (2014). Understanding Machine Learning From Theory to Algorithms.
- Sindall, R., Bridgeman, J., & Carliell-Marquet, C. (2013). Velocity gradient as a tool to characterise the link between mixing and biogas production in anaerobic waste digesters. *Water Science Technology*.



- Sitzenfrei, R., Kleidorfer, M., Meister, M., Burger, G., Urich, C., Mair, M., & Rauch, W. (2014). Scientific computing in urban water management. In: Hofstetter, . *Computational Engineering*, S. 173-193.
- Sommerfeld, M. (1996). Modellierung und numerische Berechnung von partikelbeladenen turbulenten Strömungen mit Hilfe des Euler-Lagrange-Verfahrens. *Shaker*.
- Steinkraus, D., Buck, I., & Simard, P. (2005). Using GPUs for machine learning algorithms. *Eighth International Conference on Document Analysis and Recognition*.
- Stiess, M. (1994). *Mechanische Verfahrenstechnik 2*. Springer.
- Sungskorn, R., Derksen, J., & Khinast, J. (2012). Euler–Lagrange modeling of a gas–liquid stirred reactor with consideration of bubble breakage and coalescence. *AIChE Journal*.
- Tauber, J., Parravicini, V., Svoldal, K., & Krampe, J. (2019). Quantifying methane emissions from anaerobic digesters. *Water and Science Technology*, S. 1654-1661.
- Thielicke, W. (2020). *MathWorks*. Von Mathworks:  
<https://de.mathworks.com/matlabcentral/fileexchange/27659-pivlab-particle-image-velocimetry-piv-tool> abgerufen
- Tobo, Y., Rehman, U., Bartacek, J., & Nopens, I. (2020). Partial integration of ADM1 into CFD: understanding the impact of diffusion on anaerobic digestion mixing. . *Water Science and Technology*, S. 1658-1667.
- Turkdogan-Aydinol, F. I., & Yetilmezsoy, K. (2010). A fuzzy-logic-based model to predict biogas and methane production rates in a pilot-scale mesophilic UASB reactor treating molasses wastewater. *Journal of Hazardous Materials*.
- Vaněk, P., Mandel, J., & Brezina, M. (1996). Algebraic Multigrid by Smoothed Aggregation for Second and Fourth Order Elliptic Problem. S. 179-196.
- Vesvikar, M. S., & Al-Dahhan, M. (2005). Flow pattern visualization in a mimic anaerobic digester using CFD. *Biotechnology and Bioengineering*, S. 719-732.

- Walter, A., Hanser, M., Ebner, C., Insam, H., Markt, R., Hupfauf, S., & Probst, M. (2022). Stability of the Anaerobic Digestion Process during Switch from Parallel to Serial Operation—A Microbiome Study. *Sustainability*.
- Wicklein, E., Batstone, D., Ducoste, J., Laurent, J., Griborio, A., Wicks, J., . . . Nopens, I. (2016). Good modelling practice in applying computational fluid dynamics for WWTP modelling. *Water Science and Technology*, S. 969-982.
- Winkler, D., Rezavand, M., & Rauch, W. (2018). Neighbour lists for smoothed particle hydrodynamics on GPUs. *Computer Physics Communications*, S. 140-148.
- Wu, B. (2011). CFD investigation of turbulence models for mechanical agitation of non-Newtonian fluids in anaerobic digesters. *Water Research*, S. 2082-2094.
- Yoshida, H., Monster, J., & Scheutz, C. (2014). Plant-integrated measurement of greenhouse gas emissions from a municipal waste water treatment plant. *Water Research*, S. 108-118.
- Yver, K., Müller, D., Caldow, C., Lebegue, B., Monster, J., Rella, C., . . . Ciais, P. (2015). Methane emission estimates using chamber and tracer release experiments for a municipal waste water treatment plant. *Atmospheric Measurement Techniques*.
- Zeng, G., Qin, X., He, L., Huang, G., Liu, H., & Lin, Y. (2003). A neural network predictive control system for paper mill wastewater treatment. *Engineering Applications of Artificial Intelligence*, S. 121-129.
- Zhang, J., Mao, L., Mithkya, K., Loh, K.-C., Dai, Y., He, Y., & Wah Tong, Y. (2019). Optimizing mixing strategy to improve the performance of an anaerobic digestion waste-to-energy system for energy recovery from food waste. *Applied Energy*.
- Zhang, X., Shigeho, N., Ryutaro, H., & Hao, L. (05 2016). International Journal of Numerical Methods in Biochemical Engineering.

## Abkürzungen

Abk.	Abkürzung
%	Prozent
€	Euro
°C	Grad Celsius
a	Jahr
Abk.	Abkürzung
AIZ	Achtal-Inntal-Zillertal
AMG	Algebraisches Multigrid
ANN	Neural networks
ARA	Abwasserreinigungsanlage
ARIMA	Auto-Regressive Integrated Moving Average
Art	Artikel
BGBI.	Bundesgesetzblatt
BIMA	Biogas Induced Mixing Arrangement
CAD	Computer-Aided Design
CFD	Computational Fluid Dynamics
CG	Konjugierte Gradienten
CH <sub>4</sub>	Methan

Abk.	Abkürzung
CHAD	Coupled hydrodynamics and anaerobic digestion
CNN	Convolutional neural networks
CO <sub>2</sub>	Kohlenstoffdioxid
CPU	Zentrale Prozessoreinheit
CSTR	Continuously Stirred-Tank Reactor
d	Tag
DAE	Differential-algebraische Gleichungen
DE	Differentialgleichung
DL	Deep Learning
DPM	Discrete Particle Method
EW	Einwohnerwert
FLIP	Fluid Implicit Particle
FOS	Flüchtige organische Säuren
g	Gramm
GCI	Grid Convergence Index
GNU	General Public License
GPU	Grafikprozessoren
GRN	Gated Residual Network

Abk.	Abkürzung
h	Stunde
HRT	Hydraulic Retention Time
IKB	Innsbrucker Kommunalbetriebe
IPCC	Intergovernmental Panel on Climate Change
ILU	Unvollständige LU-Faktorisierung
kW	Kilowatt
LSTM	Long Short-Term Memory:
LVZ	Low Velocity Zone
m <sup>3</sup>	Kubikmeter
MAE	Mittlerer absoluter Fehler
MAPE	Mittlerer absoluter prozentualer Fehler
ML	Machine Learning
MRF	Multiple Reference Frame
MWh	Megawattstunde
NI	Normliter
Nm <sup>3</sup>	Normkubikmeter
Nml	Normmilliliter
oTM	Organische Trockenmasse

Abk.	Abkürzung
PIC	Particle in Cell
PIV	Particle Image Velocimetry
RMSE	Wurzel der mittleren Fehlerquadratsumme
rpm	Rounds per minute
SMAPE	Symmetrischer mittlerer absoluter prozentualer Fehler
SSOR	Sukzessive Überrelaxation
SVM	Support-vector machines
t	Tonne
TAC	Gesamte aromatische Kohlenwasserstoffe
TR	Trockenrückstand in %
TFT	Temporal Fusion Transformer
UDF	User-Defined-Functions
VFA	Volatile Fatty Acids
W/m <sup>3</sup>	Watt pro Kubikmeter

**Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Regionen und Wasserwirtschaft**

Stubenring 1, 1010 Wien

[bml.gv.at](http://bml.gv.at)