Schlussbericht

zum Vorhaben

Thema: **Verbundvorhaben: ProGas - Einsatz von Frühwarnindikatoren und Additiven zur Leistungssteigerung in einstufigen Biogasanlagen, Entwicklung von Regelungsverfahren zur Prozessstabilisierung**

Teilvorhaben : **Fluiddynamik**

Zuwendungsempfänger:

Technische Universität Berlin, FG Verfahrenstechnik

Förderkennzeichen:

22019612

Laufzeit:

01.12.2014 bis **30.11.2017**

Veröffentlichungsdatum:

Oktober 2019

Das diesem Bericht zugrundeliegende Vorhaben wurde aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestage mit Mitteln des Bundesministerium für Ernährung und Landwirtschaft (BMEL) über die Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR) als Projektträger des BMEL für das Förderprogramm Nachwachsende Rohstoffe unterstützt. Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt beim Autor.

Bundesministerium für Ernährung und Landwirtschaft

Gefördert vom aufgrund eines Beschlusses des dt. Bundestages

FNR Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V.

1 Ziele 3
1.1 Aufgabenstellung und Zielsetzung 3
2 Stand der Technik 4
2.1 Fluiddynamik in Biogasanlagen 4
2.2 Prozessstabilisierung durch Additivzugabe und Scherbeanspruchungen in gerührten Systemen 6
3 Zusammenarbeit mit anderen Stellen 7
4 Ergebnisse 7
4.1 Rheologie 7
4.2 Fluiddynamik – experimentell 8
4.2.1 Zentral gerührte Systeme 8
4.2.1.1 Scheibenrührer 9
4.2.1.1.1 Newtonsch 9
4.2.1.1.1.1 CMC 5 g/kg 10
4.2.1.1.1.2 Xanthan 10
4.2.1.1.1.3 CMC 10 g/kg 11
4.2.1.2 Strömungskompartimente 14
4.2.1.3 Schrägblattrührer 17
4.2.1.3.1 Newtonsch 17
4.2.1.3.2 CMC 5 g/kg 18
4.2.1.3.3 Xanthan 1 g/kg 18
4.2.1.3.4 CMC 10 g/kg 20
4.2.1.4 Propellerrührer 22
4.2.1.4.1 Newtonsch 22
4.2.1.4.2 CMC 5 g/kg 22
4.2.1.4.3 Xanthan 1 g/kg 23
4.2.1.4.4 CMC 10 g/kg 23
4.2.2 Stagnationszonen 26
4.3 Fluiddynamik – numerisch 27
4.3.1 Solverentwicklung zur Simulation viskoelastischer Strömungen 27
4.3.2 Bestimmung viskoelastischer Stoffparameter 28
4.3.3 Simulationsergebnisse zentral gerührte Systeme 31
4.3.3.1 Scheibenrührer 31
4.3.3.1.1 Xanthan 1 g/kg 32
4.3.3.1.2 Newtonsch und strukturviskos 35
4.3.3.1.3 CMC 5 g/kg und CMC 10 g/kg 36
4.3.3.2 Schrägblattrührer 38
4.3.3.2.1 Xanthan 1g/kg 38
4.3.3.2.2 Newtonsch und strukturviskos 41
4.3.3.2.3 CMC 10 g/kg 42
4.3.4 Simulationsergebnisse Tauchmotorrührwerke 44
4.3.4.1 Freistrahl 44
4.3.4.2 Propellerkorrespondenz 47
4.3.4.2.1 Stagnationsvolumina 47

4.3.4.2.2 Abhängigkeit der Strömungsprofile vom Anstellwinkel 48
4.3.4.2.3 Abhängigkeit der Mischzeiten vom Anstellwinkel 49
4.3.5 Aggregate 56
4.3.5.1 Monitoring Entsäuerungsversuche der gemeinsamen Versuche am GFZ 56
4.3.5.2 Monitoring Hochlastbetrieb Klärschlammbiogasanlage Leipziger Abwasserbetriebe 56
4.3.5.3 Monitoring Entsäuerungsversuche der gemeinsamen Versuche am GFZ mit Rapsölzufütterung 58
4.3.6 Scherbelastungsversuche mit einem Modellflockensystem 60
4.3.7 Scherbelastungsversuche Aggregate 63
4.4 Zusammenfassung 64
5 Verwertung 65
6 Erkenntnisse von Dritten 66
7 Veröffentlichungen 66
7.1 Publikationen 66
7.2 Vorträge 66
8 Literaturverzeichnis 67
9 Abbildungsverzeichnis 68

1 Ziele

1.1 Aufgabenstellung und Zielsetzung

Die Zugabe von Additiven zur Prozessstabilisierung bei der anaeroben Fermentation von biogenen Rohstoffen und Reststoffen ist mittlerweile ein Vorgehen, das weitläufig Anwendung findet. Dennoch bestehen immernoch große Wissenslücken, welche Prozesse nach der Zugabe der Additive stattfinden und inwieweit diese durch die Fluiddynamik im Reaktor beeinflusst werden. Fragen nach einer optimalen Einmischtechnik zur Verteilung der Additive gehen mit grundsätzlichen Problemen beim Rühren von biogenen Substraten einher, die im Wesentlichen durch die Zusammensetzung der Substrate, der damit verbundenen komplexen Rheologie und der aufgrund wirtschaftlicher Zwänge limitierten Möglichkeit der Einbringung von Rührleistung in den Prozess begründet liegen. Bezüglich der Rheologie sei besonders auf das viskoelastische Fließverhalten der meisten biogenen Substrate verwiesen, deren Abhängigkeit auf Rührprozesse im Allgemeinen in der Literatur noch sehr wenig erforscht wurden. Gängige Methoden zur Untersuchung der Fluiddynamik mittels numerischer Methoden (CFD) sind im Kontext biogener Rohstoffe bislang nur bedingt erfolgreich gewesen, da die exakte Vermessung der komplexen Rheologie von faser- und feststoffhaltige Substraten schwierig, diese für akkurate Simulationen allerdings wesentlich ist. Zudem fehlt in kommerziell verfügbarer Software die Möglichkeit zur Berücksichtigung elastischer Fließeigenschaften, die – wie in diesem Bericht dargestellt – einen großen Einfluss auf den Mischprozess haben. Ein wesentlicher Teil der Aufgabenstellung dieses Teilprojekts ist es daher, durch Entwicklung geeigneter numerischer Werkzeuge die Möglichkeit zu schaffen, viskoelastische Fließeigenschaften in den Simulationen zu berücksichtigen. Dies beinhaltet auch die Entwicklung von rheologischen Modellen, die viskoelastische Fließeigenschaften zu modellieren vermögen und auf deren Basis fluiddynamische Simulationen durchgeführt werden können. Diese Modelle, die bislang nur für einfache Strömungsprobleme angewandt wurden, werden erstmals hinsichtlich ihrer Eignung zur Berechnung von durch rotierende Geometrien induzierte komplexe Strömungen untersucht.

Da - wie bereits erwähnt - der Einfluss viskoelastischer Fließeigenschaften auf Rührprozesse bislang wenig erforscht wurde, müssen zudem grundlegende Untersuchungen zum Misch- und Fließverhalten experimenteller Natur durchgeführt werden. Die Basis aller Experimente bilden eine Reihe von Modellfluiden (wässrige Xanthan- und Carboxymethylzellulose-Lösungen), die einerseits durch ihre Transparenz optische Messmethoden, andererseits durch ihre Einphasigkeit auch eine exakte Vermessung ihrer Rheologie ermöglichen. Sie werden derart gewählt, dass sie reale biogene Substrate möglichst genau abbilden und gleichzeitig durch Variationen von Konzentrationen die Analyse des Einflusses verschiedener rheologischer Größen ermöglicht wird. Das Ziel ist hier zu untersuchen, unter welchen Prozessbedingungen Viskoelastizität in Mischprozessen berücksichtigt werden muss sowie für diese Bedingungen ein Auslegungskriterium zu finden. Als Messtechniken kommen dafür die Particle-Image-Velocimetry (PIV) sowie eine Fluoreszenzfärbemethode zum Einsatz.

Alle numerischen sowie experimentellen Arbeiten werden für variierende Rührergeometrien durchgeführt: Neben Versuchsanlagen mit Zentralrührwerk, für die 6-blättrige Scheiben- bzw. Schrägblatt- sowie Propellerrührer untersucht werden, werden auch Tauchmotor-Propeller-Geometrien sowie der Einfluss ihrer Positionierung in dezentral gerührten Biogasanlagen analysiert.

Neben grundsätzlichen Untersuchungen zur Fluiddynamik, ist auch deren Einfluss auf partikuläre Systeme Teil der Aufgabenstellung dieses Teilprojekt. Da sich die Bildung von Aggregaten als wesentlicher prozessstabilisierender Mechanismus in Prozessen mit Additivzugabe erwiesen hat, wird untersucht, ob durch rührinduzierte Scherbelastungen die Bildung dieser verhindert wird oder die Größe dieser geregelt werden kann. Dazu wird erstmals in einer Biogasanlage eine optische *in situ* Messtechnik getestet, die eine Aufnahme von Aggregatgrößen im Prozess ermöglichen soll. Daneben wird ein zweiphasiges Modellsystem entwickelt, dass über optische Bildanalyse der Zerstörungskinetik von Flocken die Scherbeanspruchung beim Rühren charakterisiert; die Ergebnisse aus diesen Experimenten sollen zusammen mit den fluiddynamischen Untersuchungen die Wahl einer optimalen Mischtechnik in Biogasprozessen mit Additivzugabe ermöglichen.

2 Stand der Technik

2.1 Fluiddynamik in Biogasanlagen

Wie in der biologischen Reaktionstechnik üblich, werden anaerobe Fermenter für eine mittlere Raumbelastung unter der Annahme einer homogenen Verteilung von Substrat ausgelegt. In der Realität jedoch ist diese Homogenität nur bedingt vorhanden und wird maßgeblich durch die eingesetzte Rührtechnik beeinflusst. Eine effiziente Vermischung von Fermentern ist demnach eine Kerngröße, um die Leistungsfähigkeit und -stabilität von Biogasanlagen zu optimieren.

Eine fluiddynamische Charakterisierung von Biosubstraten ist durch die Tatsache erschwert, dass optische Methoden zur Aufnahme von Strömungen in Biogasanalgen nicht möglich sind. Wünschenswert ist daher eine Strömungsberechnung mittels CFD. Studien zur Berechnung von Strömungen in Biogasanlagen haben sich bislang jedoch auf eine newtonsche bzw. strukturviskose Modellierung der Fließeigenschaften beschränkt und zu meist gravierenden Abweichungen zwischen Simulationsergebnissen und realem System geführt (1).

Die Rheologie von Biosubstraten hat sich als deutlich nicht-newtonsch erwiesen. Darunter wird gemeinhin eine Scherratenabhängigkeit der dynamischen Viskosität η verstanden, die etwa in Rohrviskosimetern vermessen und über den Ostwald-de-Waele-Ansatz

$$\eta = \mathrm{K} \cdot \dot{\gamma}^{m-1} \qquad (1)$$

mit dem Konsistenzfaktor K und dem Fließindex m modelliert werden kann. Berechnungen mit diesem Ansatz führten allerdings nur bedingt zu erfolgreichen Ergebnissen (1). Ein Grund hierfür liegt in der Vernachlässigung elastischer Fließeigenschaften, die in Biosubstraten häufig besonders ausgeprägt sind (2).

Unter elastischen Fließeigenschaften werden üblicherweise eine zeitabhängige Spannungsrelaxation, Dehnviskositäten ungleich des Trouton-Verhältnisses sowie Normalspannungsdifferenzen in einfachen Scherströmungen verstanden (3). Besonders letztere haben einen unmittelbaren Einfluss auf Rührprozesse, da sie in Scherrichtung wirken und dadurch mit den durch das Rührwerk induzierten Trägheitskräften konkurrieren. So konnte (4) qualitativ beschreiben, dass es verschiedene Strömungsregimes beim Rühren von viskoelastischen Flüssigkeiten mit einer Rushtonturbine gibt:

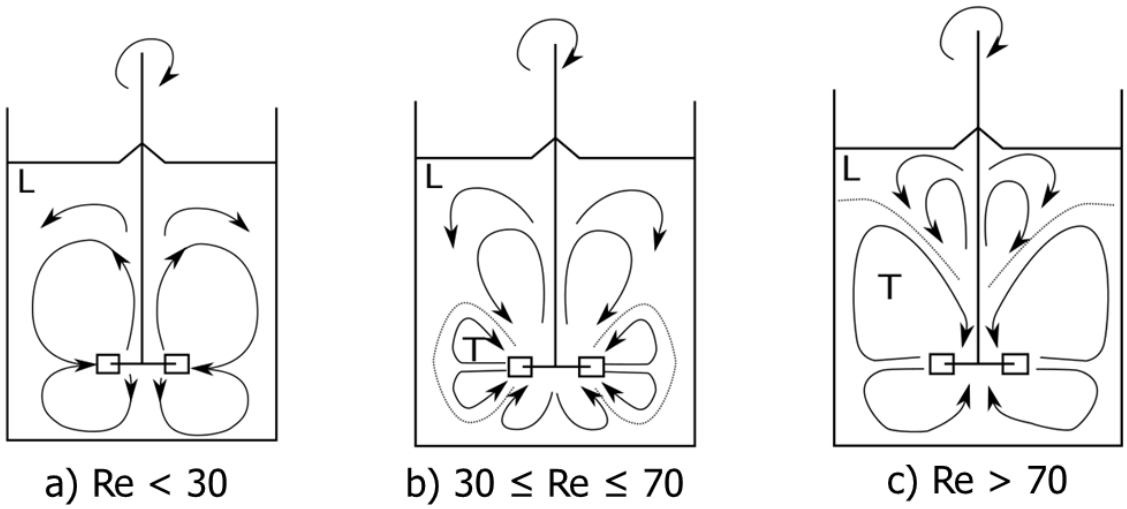

Abbildung 1: Strömungsregimes beim Rühren von viskoelastischen Flüssigkeiten mit einem Scheibenrührer: a) Niedrige Drehfrequenzen führen zu einem radialen Ansaugen; b) Ausbildung eines Strömungskompartiments (T) parallel zu zwei weiteren Zirkulationswirbeln mit geringen Strömungsgeschwindigkeiten (L); c) Anwachsen des Strömungskompartiments mit steigender Drehfrequenz (nach *(4)*)

So bildete sich bzgl. der sekundären Strömung in niedrigen Drehfrequenzbereichen eine Invertierung des Strömungsprofils der Rushtonturbine aus – der eigentlich radialfördernde Scheibenrührer führte zu einer axialen Abströmung. Durch Erhöhung der Drehfrequenz konnte qualitativ ein Zustand identifiziert werden, in dem sich ein kavernenartiges Strömungskompartiment ausbildete, in dem hohe Geschwindigkeiten herrschten und welches kaum in einem konvektiven Stoffaustausch mit dem Rest des Reaktors stand. Die Größe dieses Strömungskompartimentes konnte durch Erhöhung der Drehzahl vergrößert werden, sodass es sich bei einer gewissen, von der Rheologie des Mediums abhängigen Drehfrequenz, über den gesamten Reaktor ausbreitete.

Dass Mischprozesse beim Rühren von Biosubstraten durch Kavernenbildung beeinträchtigt werden, konnte schon in vielen Arbeiten bestätigt werden (5). Als Grund für die Kavernenbildung wurde bislang allerdings lediglich der Fließexponent und etwaige Fließspannungen, also eine kritische Schubspannung unterhalb derer sich das Medium wie ein Feststoff verhält und es zu keinem Fluss kommt, genannt. Unter Berücksichtigung der deutlich ausgeprägten viskoelastischen Fließeigenschaften vieler Biosubstrate und der oben beschriebenen Phänomene liegt es allerdings nahe, dass auch elastische Stoffeigenschaften zu einer Ausbildung von kavernenartigen Strömungskompartimenten führen können. Zu einer Einschätzung dazu fehlen allerdings Messungen, etwa zu Strömungsfeldern beim Rühren von viskoelastischen Flüssigkeiten, sodass in diesem Projekt auch grundlegende Untersuchungen mit Modellfluiden durchgeführt werden mussten.

Da Rührergeometrien in Biogasanalgen und auch Substratzusammensetzungen während des Betriebs einer Biogasanlage sehr variabel sind, ist es schwierig, etwa durch Charakterisierung einer Biogasanlage auf einen optimalen Betrieb anderer zu schließen. Abhilfe würde hier die numerische Ermittlung von Mischgrößen mittels CFD bieten, wofür allerdings bislang keine Möglichkeit bestand, rotierende Geometrien sowie viskoelastische Stoffmodelle zu berücksichtigen. Auch hierfür mussten in diesem Projekt entsprechende numerische Algorithmen entwickelt werden.

Eine Möglichkeit zur Berechnung viskoelastischer Strömungen besteht in der Verwendung differentieller, viskoelastischer Stoffmodelle, die gekoppelt mit der Kontinuitätsgleichung und der um den Extra-Spannungstensor erweiterten Navier-Stokes-Gleichung detaillierte Informationen zu Geschwindigkeits-, Druck- und Spannungstensorfeldern liefern:

$$\frac{\partial(\rho v)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho v v) = -\nabla \mathrm{p} + \nabla \cdot \tau \tag{2}$$

Darin sind ρ die Dichte, v der Geschwindigkeitsvektor, p der Druck und τ der Extra-Spannungstensor, der definiert ist als die Summe aus newtonschem τ_s und elastischen Anteilen τ_{Pk}:

$$\tau = \tau_s + \sum_{k=1}^{\infty} \tau_{Pk} \tag{3}$$

Während τ_s über den newtonschen Schubspannungsansatz berechnet wird, gibt es eine Vielzahl an Stoffmodellen für τ_{Pk}. Dabei sei hier vor allem das Giesekus-Modell Quelle genannt, da es in der Lage ist, nicht-linear viskoelastisches Fließverhalten – also v. a. Strukturviskosität und nicht-quadratische Abhängigkeiten der 1. Normalspannungsdifferenzen von der Scherrate – abzubilden. Über beispielsweise die Phan-Thien-Tanner-Modelle sowie das Pom-Pom-Modell können zudem variierende Dehnviskositäten berücksichtigt werden. Stoffparameter zu Modellen werden durch Anfitten an rheologische Messdaten erhalten.

Die oben beschriebene Gleichung kann – neben analytischen Lösungen für einfache Geometrien (6) (7) - durch FE- (8), Lattice-Boltzmann- (9) (10), spektrale (11) sowie FV-Methoden (12) (13) (14) gelöst werden. Bekannte Stabilitätsprobleme bei der numerischen Lösung von Strömungsproblemen mit hoher Weissenbergzahl (15) können durch verschiedene Ansätze, beispielsweise der DEVSS-Methode (16), umgangen werden. Diese Methode wurde in der Literatur bereits mehrfach erfolgreich für einfache Strömungsprobleme angewandt (13). So konnten experimentelle Geschwindigkeits- und Spannungsfelder (17) in guter Genauigkeit für eine Kontraktionsströmung durch das Giesekus- und das Phan-Thien-Tanner-Modell (13) (18) berechnet werden. Allerdings fehlt bislang die Möglichkeit der Berücksichtigung komplexer, rotierender Geometrien und somit zur Untersuchung von Strömungsfeldern in Rührkesseln. Dafür existieren im Rahmen der FV verschiedene Methoden, die bislang allerdings noch nicht auf viskoelastische Strömungen angewandt wurden. Neben einer Transformation der Rechendomain auf ein mitbewegtes Koordinatensystem seien hier vor allem die Dynamic-Mesh-Ansätze genannt (19). Bei diesen wird das Rechennetz in einen statischen und einen bewegten Netzteil aufgetrennt. Die Kopplung dieser Netzteile kann entweder durch Interpolation überlappender Zellen oder durch Fluxinterpolation an Grenzflächen erfolgen, wobei letzteres in diesem Projekt umgesetzt wurde. Die Verwendung der FV-Methode hat dabei die Vorteile, durch Einsatz von Polyedernetzen und einfacher Parallelisierung bei moderatem Arbeitsspeicherbedarf den Simulationsaufwand möglichst gering zu halten. Die Sliding-Mesh-Methode wurde gewählt, da sie die Berechnung beliebiger Geometrien (bspw. quaderförmiger Reaktoren) ermöglicht.

2.2 Prozessstabilisierung durch Additivzugabe und Scherbeanspruchungen in gerührten Systemen

Prozessströrungen haben sowohl auf die wirtschaftliche als auch ökologische Bilanz einer Biogasanalage negative Auswirkungen. Zur Vermeidung dieser kann durch Zugabe von Additiven sowohl eine Erhöhung der Raumbelastung sowie eine Stabilisierung des Prozesses erzielt werden (20). Die Zugabe von Calciumoxid hat sich dabei als besonders nachhaltig erwiesen, da aufgrund seiner Flockungseigenschaft die Bildung von Aggregaten begünstigt wird. Sie fungieren dann als eine Art Puffer im Reaktor und regulieren die Verfügbarkeit langkettiger Fettsäuren. Die bei der Bildung abnehmende Konzentration lang- und kurzkettiger Säuren trotz

niedrigem pH-Wert zeigt die Bedeutung der Aggregatbildung für die Stabilisierung des Prozesses. Es ist daher wünschenswert, diesen Aggregatbildungsprozess durch die eingesetzte Rührtechnik nicht zu verhindern bzw. ihn Regeln zu können.

Partikuläre Systeme werden in gerührten Systemen besonders durch Scherströmungen beeinträchtigt. Durch Wahl eines geeigneten Rührorgans bzw. einer optimalen Drehfrequenz können diese Scherbelastungen beeinflusst werden. Untersuchungen zur Scherwirkung verschiedener Rührorgane wurden in der Literatur über Modellsysteme vorgenommen (21). Es zeigte sich bspw., dass bzgl. des Leistungseintrages der Scheibenrührer am wenigsten Scherbelastungen verursachte und über Propellerrührwerke den größten Zerstörungseffekt bewirkt werden konnte. Diese Untersuchungen wurden allerdings lediglich für newtonsche Fluide durchgeführt, d.h. es besteht keine Möglichkeit zur direkten Übertragung dieser Ergebnisse auf das hier untersuchte Aggregatsystem. Neben Untersuchungen von Scherbeanspruchungen auf Aggregate direkt im Fermentationsmedium über optische Partikelgrößenanalyse wurde daher auch ein Modellsystem in diesem Projekt entwickelt, welches durch einen gezielten Flockenbildungsprozess und Aufnahme von Zerstörungskinetiken beim Rühren den Vergleich unterschiedlicher Rührergeometrien und Prozessbedingungen auch in nicht-newtonschen Medien ermöglicht.

3 Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Die Forschungsarbeiten fanden stets im engen Austausch zwischen den Projektpartnern im Verbund statt (Deutsches Geoforschungszentrum GFZ 22019512, Dresdner Grundwasserforschungszentrum 22019712). So richtete sich die Apparatur der hier untersuchten Rührversuche direkt an den Abmaßen der Bioreaktoren am GFZ, deren Rührtechnik gemeinsam mit der TU Berlin ausgelegt wurde. Versuche zu Aggregatbildung wurden zudem gemeinsam koordiniert, durchgeführt und Proben zur Analyse zur Verfügung gestellt. Zur Bereitstellung von Proben für die Beurteilung der Schersensitivität von Aggregaten und sowie der Aufnahme der Aggregatbildungskinetik wurden zudem zusätzliche Versuche seitens des GFZ bzw. mit den Leipziger Abwasserbetrieben durchgeführt.

4 Ergebnisse

4.1 Rheologie

Wie bereits beschrieben wurden Modellfluide verwendet, um das Fließverhalten realer Biosubstrate nachzubilden und gleichzeitig in der Lage zu sein, optische Untersuchungen der Fluiddynamik durchzuführen. Der Anspruch an die Modellfluide ist, dass sie sich sowohl schervedünnend als auch elastisch verhalten. Rheologisch bewirkt Elastizität neben einer zeitabhängigen Spannungsrelaxation und Dehnviskositäten ungleich des Troutonverhältnisses auch primäre Normalspannungsdifferenzen in einfachen Scherströmungen. Letztere bewirken eine Kraft in Scherrichtung, die einem Kegel-Platte-System normal zur Platte wirkt und so vermessen werden können.

Alle hier vorgestellten Messungen wurden mit einem solchen System in einem Rotationsviskosimeter (MCR 302, Anton Paar) durchgeführt. Die Ergebnisse dazu sind in Abbildung 2 dargestellt. Es zeigt sich, dass alle Lösungen neben einem newtonschen Plateau bei niedrigen Scharraten strukturviskoses Fließverhalten aufweisen, also eine abnehmende dynamische Viskosität mit steigender Scherrate. Durch Wahl der

Konzentration kann die Viskosität eingestellt werden; während die Xanthan-Lösung mit 0,5 g/kg Xanthan eine Nullviskosität von etwa 0,4 Pa s aufweist, ist diese bei der CMC-Lösung mit 12,5 g/kg bei annähernd 10 Pa s. Wesentlich ist zudem, dass alle Fluide primäre Normalspannungsdifferenzen aufweisen, sie sich also alle viskoelastisch verhalten. Zu beachten ist, dass in Abbildung 2 jeweils der Normalspannungskoeffizient ψ_1

$$\psi_1 = \frac{N_1}{\dot{\gamma}^2}$$

mit N_1 gleich der primären Normalspannungsdifferenz und $\dot{\gamma}$ der Scherrate aufgetragen ist. Die Normalspannungsdifferenzen werden demnach mit steigender Scherrate größer.

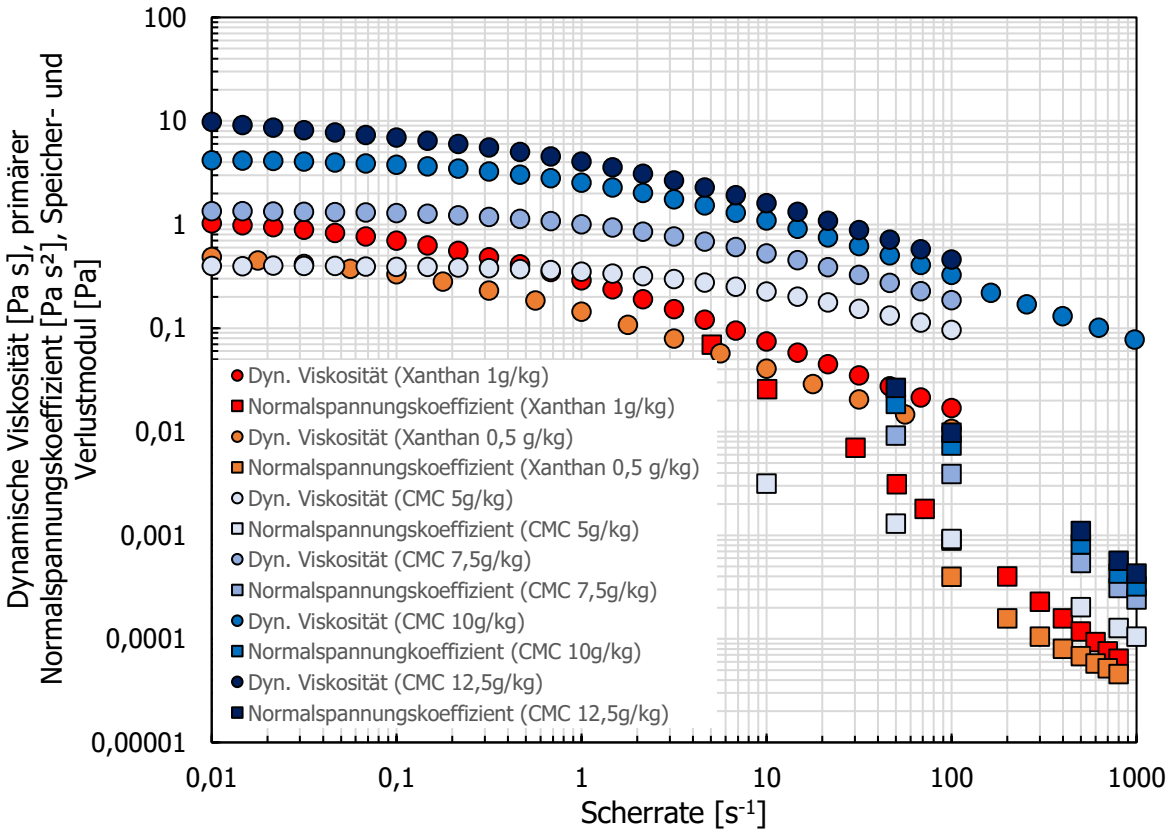

Abbildung 2: Rheologische Ergebnisse zu den verwendeten viskoelastischen Modellfluiden

4.2 Fluiddynamik – experimentell

4.2.1 Zentral gerührte Systeme

Die Untersuchungen zur Fluiddynamik in zentral gerührten Systemen fanden in diesem Projekt in einem eigengefertigten Plexiglastank statt (vgl. Abbildung 3). Dieser (7) hatte einen Durchmesser sowie eine Befüllhöhe von 290 mm und war geometrisch gleich zu den Bio-Reaktoren am GFZ, die in diesem Projekt verwendet wurden. Er stand in einem quaderförmigen Aquarium (5), der mit Wasser gefüllt war, um Lichtbrechungen und damit Verzerrungen zu vermeiden, die durch die gekrümmte Fläche des Reaktors entstehen würden. Ein Gestell (3) diente einerseits zur Lagerung des Aquariums samt Tank, andererseits zur Befestigung eines Getriebemotors (1) sowie der Steuerung (2). Verschiedene Rührer (8) waren über eine Welle (6) mit dem Durchmesser 8 mm, welche wiederum über Standlager und ein Alvarisprofil geführt wurde, mit dem Motor verbunden. Als Rührer wurden jeweils Standardgeometrien eines Scheibenrührers (95 mm), 6-blättrigen Schrägblattrührers (90 mm) sowie eines 3-flügeligen Propellers (105 mm) verwand. Um

Wandeinflüsse zu vermindern, wurden die Rührergeometrien auf halber Höhe des Reaktors befestigt und betrieben.

Als Fluide kamen die zuvor rheologisch vermessenen viskoelastischen Fluide zum Einsatz – also neben einer wässrigen Xanthan-Lösung (1 g/kg) auch verschiede CMC-Lösungen (5, 7,5, 10, 12,5 g/kg). Zudem wurde zum Vergleich eine Invertzucker-Glukose-Lösung vermessen, deren newtonsche Viskosität der Nullviskosität der Xanthan-Lösung (4,2 Pa s) entsprach.

Zur Vermessung der Fluiddynamik, die im Wesentlichen die Bewertung einer optimalen Vermischung in Abhängigkeit der eingesetzten Fluide und Rührergeometrien ermöglichen sollte, wurden zwei Messmethoden angewandt. Einerseits wurde die Particle-Image-Velocimetry-Methode (PIV) (s. Abbildung 3 rechts) eingesetzt, um sekundäre Strömungsfelder quantitativ zu ermitteln. Dazu wurde mit einem Nd:YAG-Laser ein Lichtschnitt in der radial-axialen Ebene des Reaktors erzeugt. Durch Zugabe von fluoreszierenden Rhodamin-B-Partikeln und einer bandpassgefilterten Aufnahme zweier zeitlich versetzter Bilder über eine CCD-Kamera konnten so über Kreuzkorrelation von Intensitätspeaks in Interrogationwindows Strömungsgeschwindigkeiten aufgenommen werden. Derart wurden 200 Strömungsfelder an unterschiedlichen Positionen relativ zum Rührorgan aufgenommen und diese gemittelt, sodass ein zeitlich und phasen-gemitteltes, sekundäres Strömungsfeld erhalten wurde. Bei der zweiten Messtechnik wurde kein Laser benutzt, sondern vier Schwarzlichtlampen, die einen in Rührernähe zugegeben Fluoreszein-Tracer anregten. Derart konnte der Vermischungsvorgang beobachtet bzw. Größen von Strömungskompartimenten ermittelt (s. Kap. 4.2.1.2) werden.

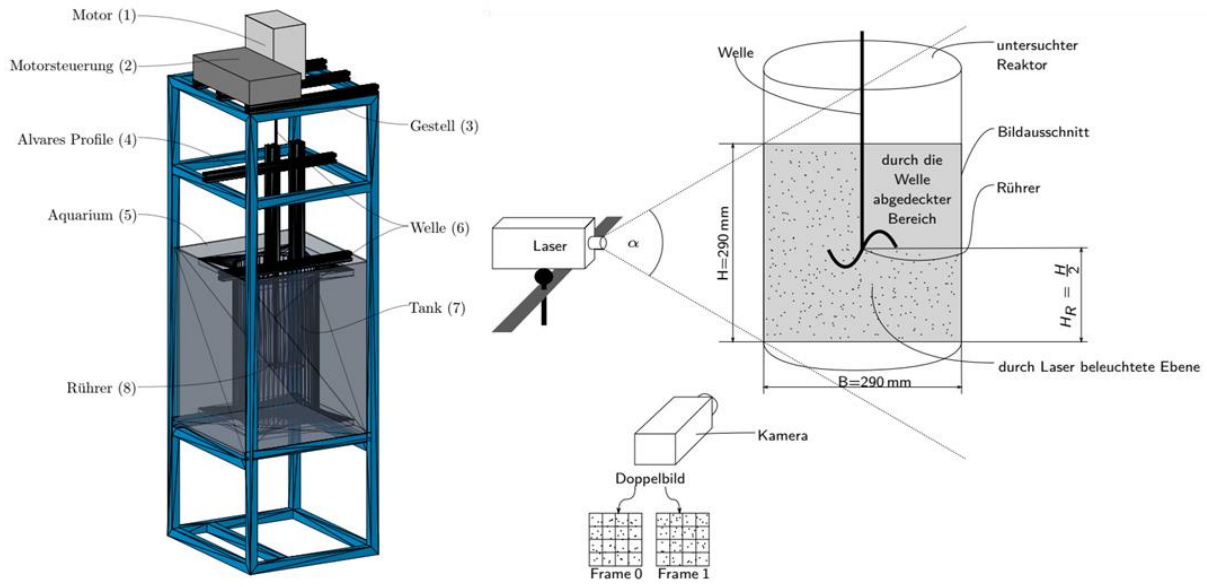

Abbildung 3 Links: Versuchsaufbau zu den experimentellen Untersuchungen im zentral gerührten System; rechts: schematischer Aufbau der PIV-Anlage

4.2.1.1 Scheibenrührer

Hier sind zunächst die Ergebnisse zum Scheibenrührer dargestellt.

4.2.1.1.1 Newtonsch

In Abbildung 4 sind über die PIV-Methode ermittelte sekundäre, phasengemittelte Strömungsfelder für einen Scheibenrührer dargestellt. Es bilden sich über den gesamten Drehfrequenzbereich selbstähnliche

Strömungsfelder aus – das Fluid strömt radial von der Rührerblattspitze ab, bildet zwei Zirkulationswirbel und strömt axial ein (vgl. 30, 70, 200 rpm). Durch Erhöhung der Drehfrequenz wird das qualitative Strömungsverhalten demnach kaum verändert. Es verschieben sich lediglich die Positionen der Zirkulationswirbelzentren zur Reaktorwand und die Geschwindigkeitsverteilung im Reaktor wird homogener – während bei 30 rpm noch große Bereiche quasi stagnant sind (blaue Färbung), ist nahezu der gesamte Reaktor bei 200 rpm in Bewegung. Diese Verhalten wurde in der Literatur schön häufig beschrieben und entspricht demnach den Erwartungswerten.

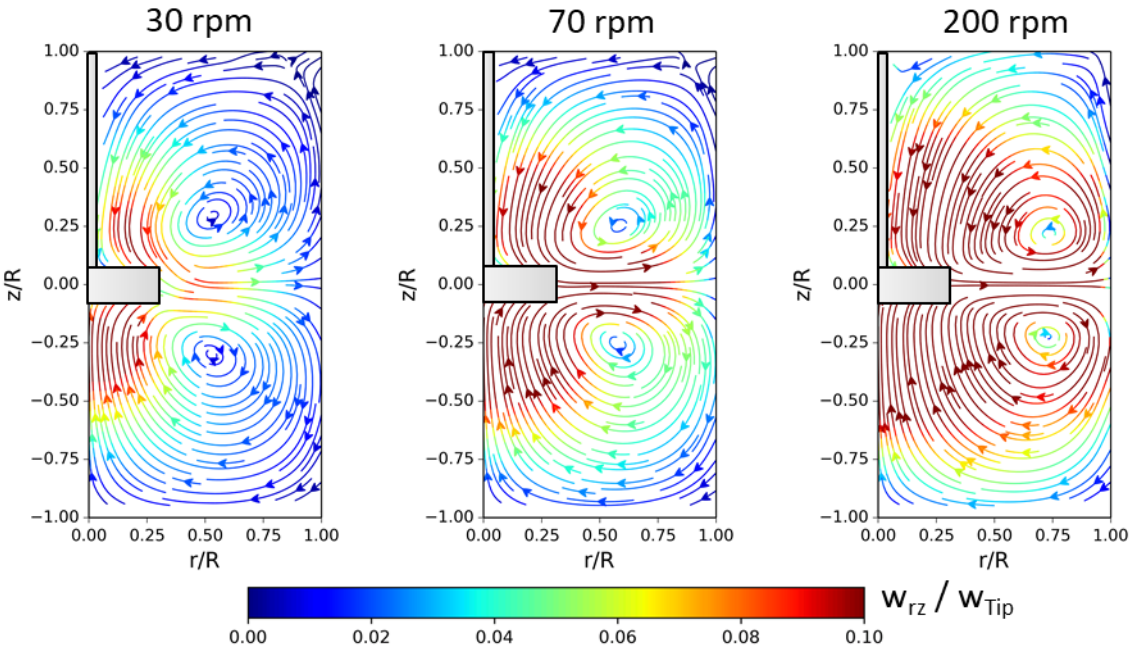

Abbildung 4: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Invertzucker-Glukose-Lösung

4.2.1.1.1.1 CMC 5 g/kg

Wie in Abbildung 5 abgebildet, verhält sich die CMC-Lösung mit 5 g/kg über einen großen Frequenzbereich sehr ähnlich zu der newtonschen Lösung – es bilden sich zwei Zirkulationswirbel mit einer radialen Förderwirkung aus. Einzig bei einer Drehfrequenz von 5 rpm ist ein deutlicher qualitativer Unterschied zu erkennen – während in einem kleinen Bereich um die Rührerspitzen eine radiale Förderwirkung zu beobachten ist, ist die Strömungsrichtung im Rest des Reaktors invertiert und strömt radial zum Rührorgan hin. Es bilden sich demnach vier Zirkulationswirbel aus, wobei eine Vermischung untereinander deutlich erschwert ist. Diese kavernenartige Strömungskompartimentierung resultiert aus Wechselwirkungen zwischen Trägheitskräften und elastischen Kräften, nämlich den 1. Normalspannungsdifferenzen, die prinzipiell im gerührten System zum Rührorgan hinzeigen. Dieses Verhalten, welches bei den anderen vermessenen viskoelastischen Flüssigkeiten noch deutlich ausgeprägter ist, wurde in der Literatur bislang kaum beschrieben.

4.2.1.1.1.2 Xanthan

In der Xanthanlösung (1 g/kg) wird die Wechselwirkung zwischen elastischen und Trägheitskräften noch deutlicher als bei der CMC-Lösung mit 5 g/kg (s. Abbildung 6). Bei geringen Drehfrequenzen (10 und 20 rpm) wird gar eine komplette Strömungsinvertierung beobachtet – der eigentlich als ‚Radial'-Förderer bezeichnete Scheibenrührer fördert unter Ausbildung zweier Zirkulationswirbel axial. Ab einer Drehfrequenz von 30 rpm wird dann wieder das Phänomen der Strömungskompartimentierung sichtbar – in einem kleinen Bereich um

die Rührerspitzen fördert der Scheibenrührer radial, während im Rest des Reaktors nachwievor die Strömungsumkehr erkennbar ist und sich entsprechend vier Zirkulationswirbel ausbilden. Die Größe dieses Strömungskompartiments nimmt mit steigender Drehfrequenz zu, bis es schließlich den gesamten Reaktor vereinnahmt (80 rpm) und das Strömungsprofil wieder dem newtonschen Vergleich entspricht. Da zwischen dem Strömungskompartiment nur ein begrenzter konvektiver Stofftransport mit dem Rest das Reaktors stattfindet, ist die Mischeffizienz dadurch stark eingeschränkt. Zur Vermischung von zentral-gerührten Biogasanlagen, etwa für die Verteilung von CaO-Additiven, ist die Information über das Vorhandensein dieser Strömungskompartimente daher von hoher Bedeutung.

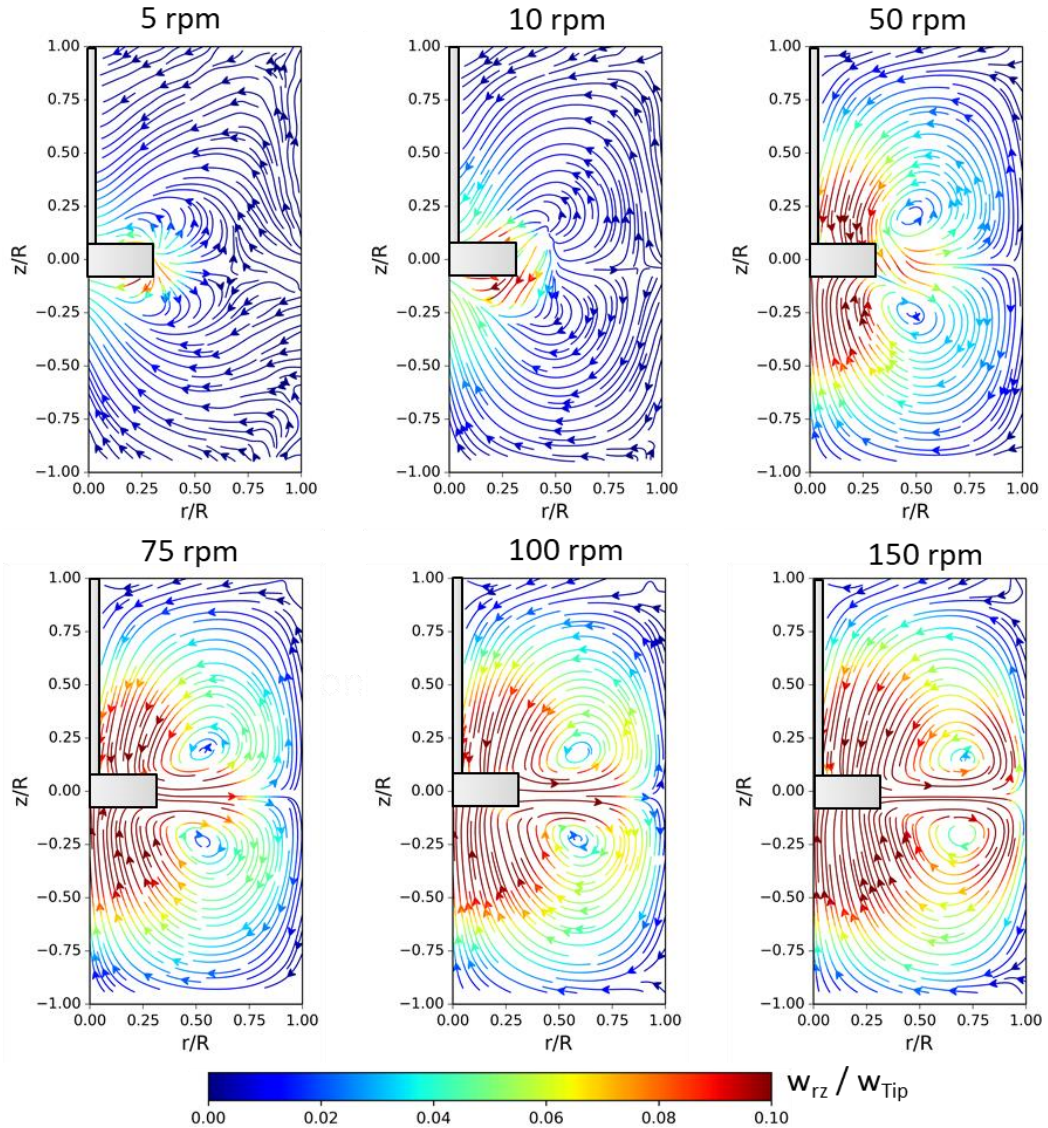

Abbildung 5: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (5 g/kg)

4.2.1.1.1.3 CMC 10 g/kg

In der CMC-Lösung mit 10 g/kg können wiederum dieselben Phänomene wie bspw. bei Xanthan beobachtet werden (s. Abbildung 7). In niedrigen Drehfrequenzbereichen ist eine Strömungsumkehr unter Ausbildung zweier Zirkulationswirbel erkennbar, während durch Erhöhung der Drehfrequenz erst die Ausbildung eines Strömungskompartiments erzeugt wird, welches durch eine weitere Steigerung derart anwächst, dass es den gesamten Reaktor ausfüllt. Der größte Unterschied zur Xanthan-Lösung liegt in den kritischen Drehfrequenzen – während sich bei 30 rpm in der Xanthanlsg. bereits ein Strömungskompartiment ausgebildet hat, ist dieses

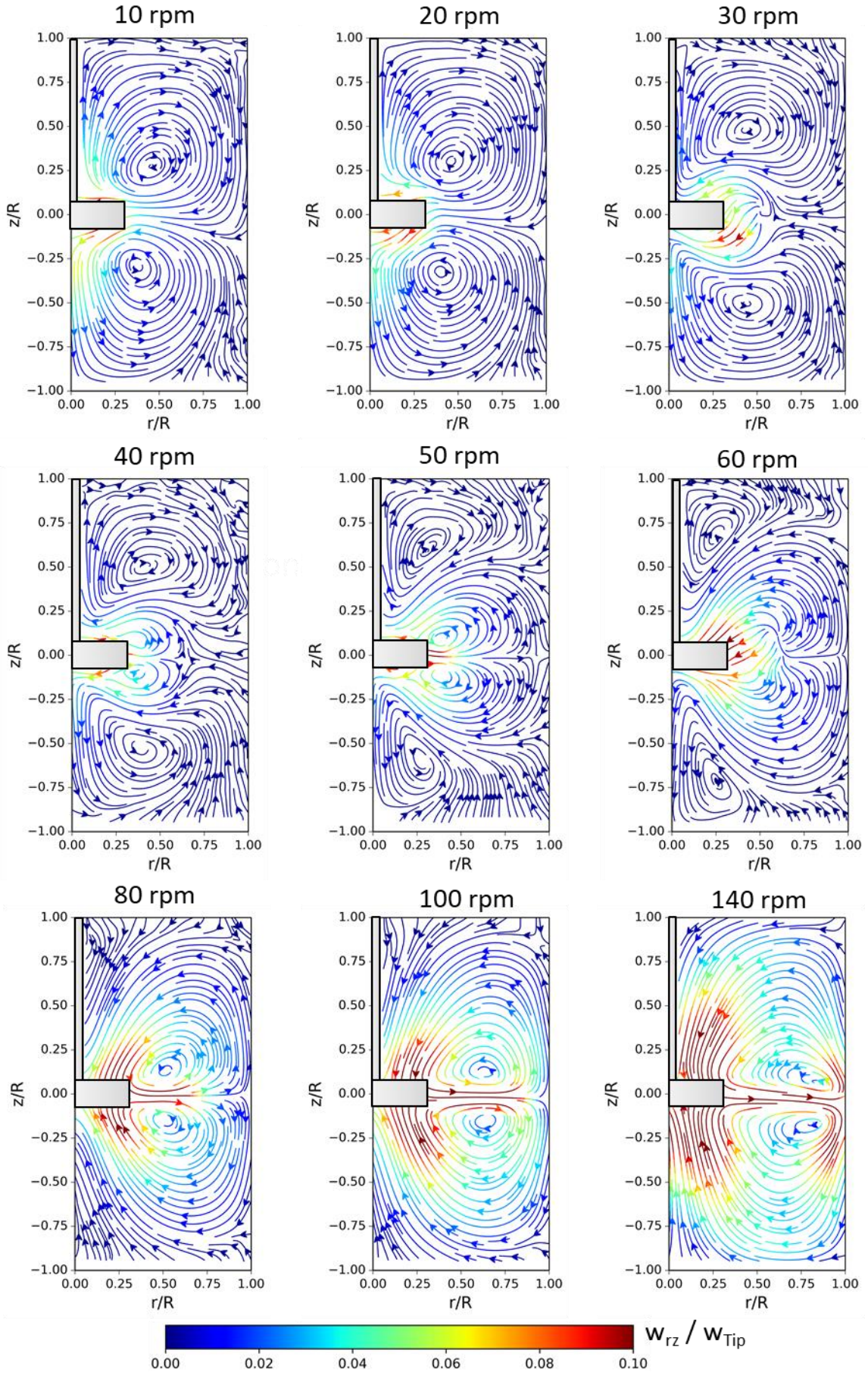

Abbildung 6: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Xanthan-Lösung (1 g/kg)

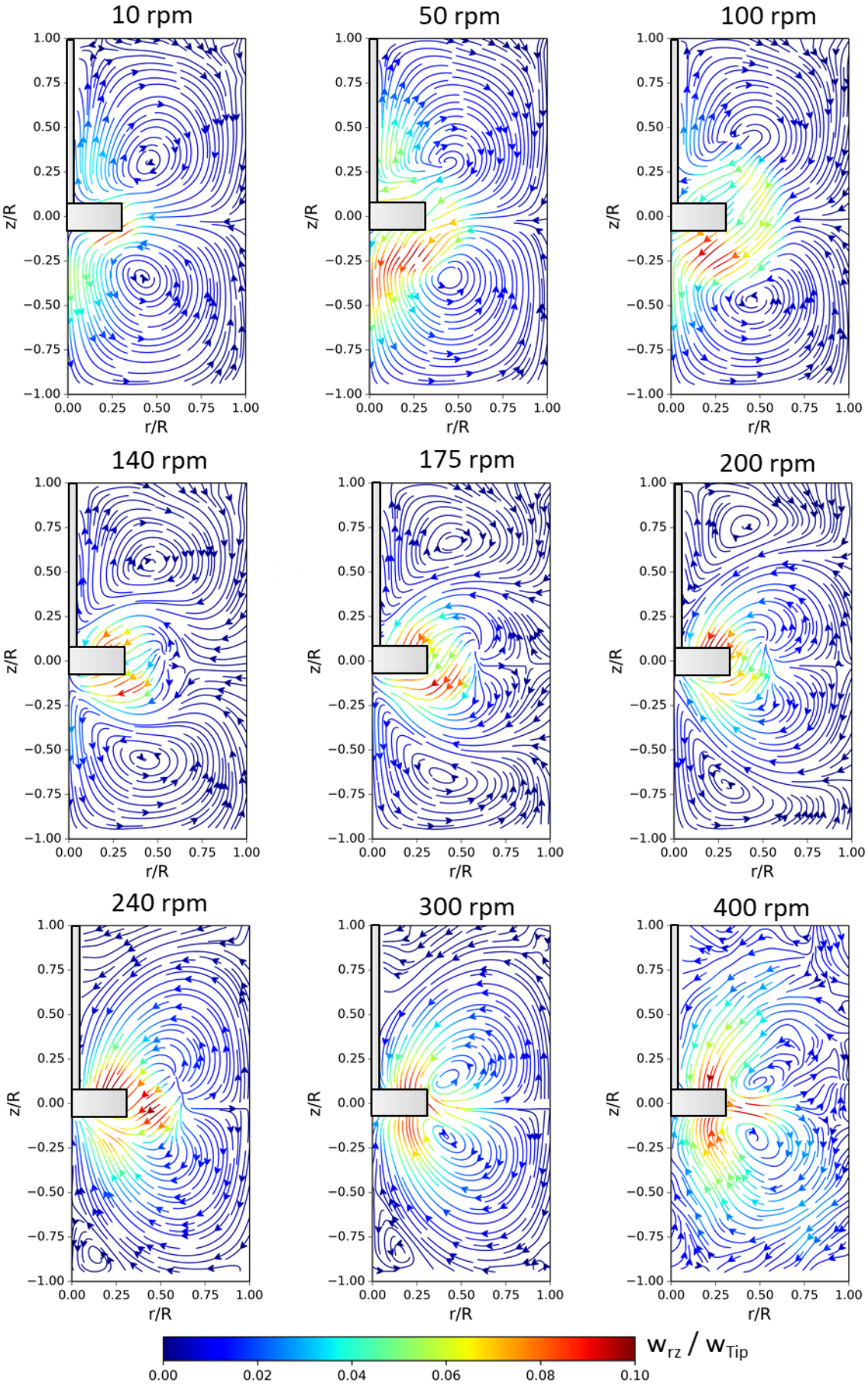

Abbildung 7: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (10 g/kg)

bei CMC erst bei 140 rpm deutlich zu erkennen. Die Ausbildung dieser Strömungskompartimente ist demnach von der Rheologie des Fluides abhängig, was besonders in Kap. Stagnationszonen erkennbar wird.

4.2.1.2 Strömungskompartimente

Für die Auslegung zentralgerührter Biogasanlagen ist die in den PIV-Untersuchungen gezeigte Strömungskompartimentierung ein wichtiges Kriterium. Während innerhalb dieser Strömungskompartimente hohe Strömungsgeschwindigkeiten herrschen und darin eine schnelle Durchmischung erzielt werden kann, stagniert die Flüssigkeit außerhalb, wodurch sich Totzonen sowie Schwimm- und Sinkschichten ausbilden können. Für die hier zu untersuchende Zugabe von Additiven ist die Kenntnis sowie das Verständnis über deren physikalische Ursachen also von großer Bedeutung.

Als Ursache für die Bildung von abgetrennten Strömungsbereichen (Kavernen) wurden in der Literatur bislang Fließspannungen (Binghamfluide, etwa beim Rühren von Ketchup) oder Strukturviskosität genannt. Ziel der hier durchgeführten Experimente war es unter anderem zu untersuchen, ob auch elastische Fließeigenschaften eine Strömungskompartimentierung bzw. Kavernen bewirken können.

Zur Ermittlung der Größe dieser Kavernen wurde eine Färbemethode verwandt. Ein mit Fluoreszein angereicherter Tracer wurde in Rührerspitzennähe hinzugegeben; da gleichzeitig eine Beleuchtung mit Schwarzlicht stattfand, konnte so die Verteilung dieses Tracers beobachtet werden (s. Abbildung 8). Den PIV-Messungen entsprechend, konnte so bspw. für eine wässrige Xanthanlsg. (1 g/kg) die Strömungsumkehr bei 10 rpm sowie die anwachsenden Kavernen mit steigender Drehzahl visualisiert werden. Als Auswertungskriterium wurde die maximale Höhe und Breite der Kavernen gewählt.

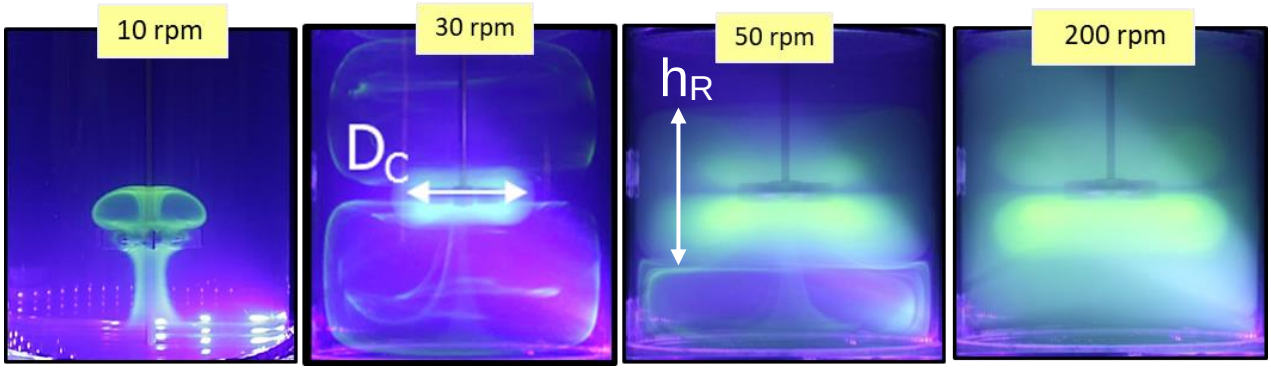

Abbildung 8: Färbeversuch in wässriger Xanthan-Lösung bei unterschiedlichen Drehzahlen; Dc entspricht dem Durchmesser des Strömungskompartiments

Derart wurden Scheibenrührer verschiedener Größen über variierende Drehfrequenzbereiche in unterschiedlichen Fluiden (s. Abbildung 9) untersucht. Werden Kavernengrößen nur anhand der effektiven Reynoldszahl (unter Berücksichtigung der Strukturviskosität nach Metzner-Otto) betrachtet und damit elastische Einflüsse vernachlässigt, lässt sich für die unterschiedlichen Rührergrößen und Fluide keine einheitliche Korrelation finden (s. Abbildung 9). Durch zusätzliche Berücksichtigung elastischer Fließeigenschaften – genauer den 1. Normalspannungsdifferenzen – mittels der sog. Elastizitätszahl El

$$\mathrm{El} = \frac{\mathrm{Wi}}{\mathrm{Re}}$$

lässt sich die Bildung von Kavernen in zentral gerührten Systemen wesentlich besser beschreiben (s. Abbildung *10*). So kann der Kavernendurchmesser D_c für alle untersuchten Rührerdurchmesser und Fluide mittels der Korrelation

$$\frac{D_c}{d_R} = \frac{1}{4}\left(\frac{El}{Re_0}\right)^{0.5}$$

bis zum Erreichen der Reaktorwand innerhalb einer 10%-igen Genauigkeit vorhergesagt werden. In Abbildung 10 sind zudem Kavernendurchmesser aufgetragen, die sich aus CFD-Simulationen (s. Kap. 4.3.3.1) ergeben. Da das Verhältnis aus Kavernendurchmesser und –höhe bis zum Erreichen der Reaktorwand konstant ist (vgl. Abbildung 11), kann die gesamte Größe der Kaverne über die Korrelation abgeschätzt werden.

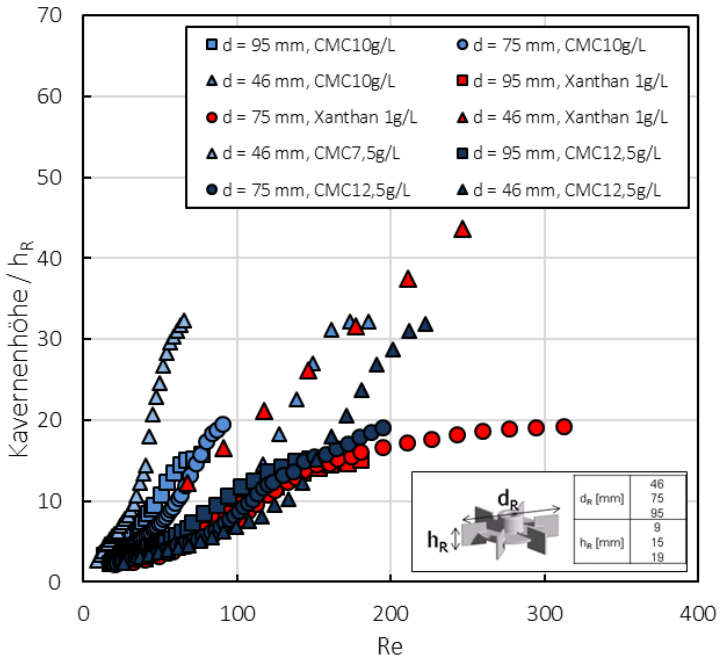

Abbildung 9: Kavernenhöhe in Abhängigkeit der effektiven Reynoldszahl

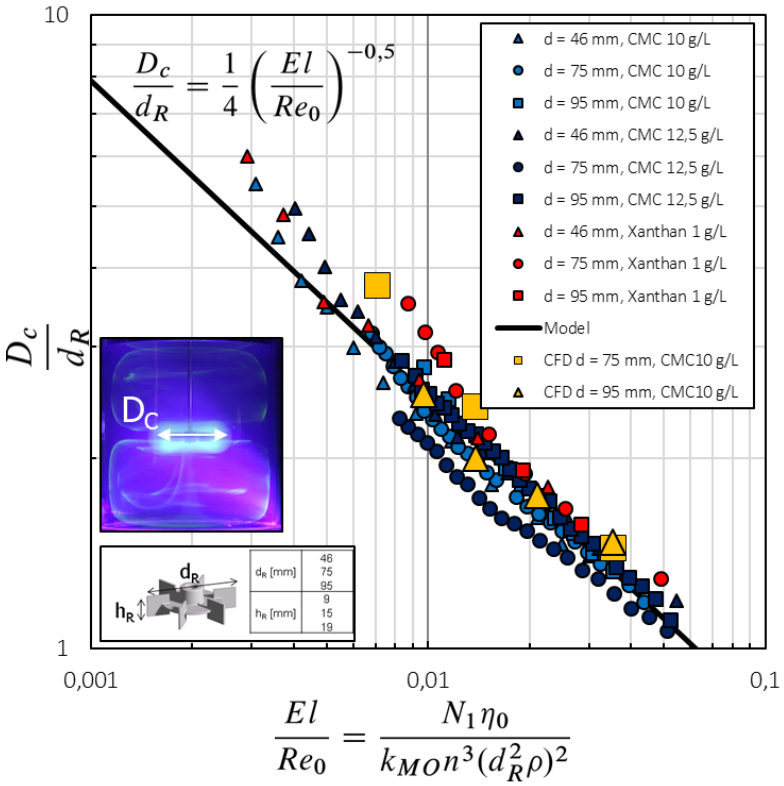

Abbildung 10: Kavernenhöhen bzw. Durchmesser

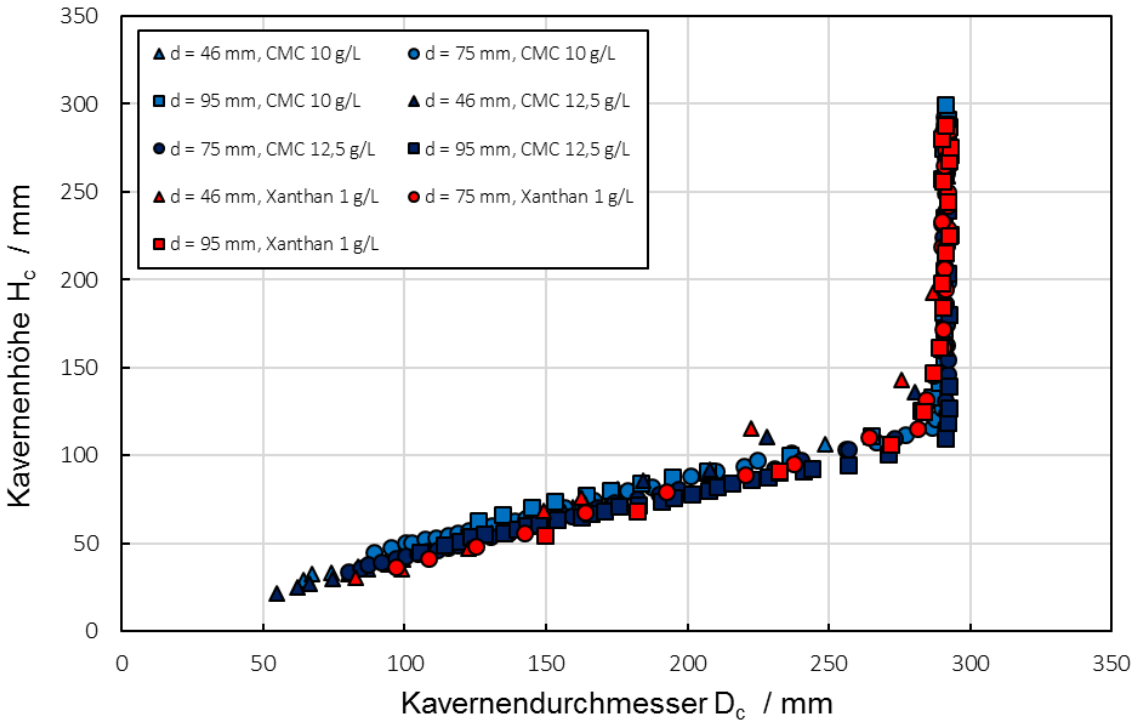

Abbildung 11: Vergleich des Kavernendurchmessers zur -höhe

Die Kavernengröße wird bei steigenden Elastizitätszahlen, also bei elastisch dominierten Strömungsbedingungen bzw. niedrigeren Scherraten, kleiner, bis sich keine Kaverne mehr ausbildet und eine vollständige Umkehr des sekundären Strömungsfeldes zu beobachten ist. Zur Auslegung von zentral mit Scheibenrührern gerührten Biogasanlagen ist es demnach empfehlenswert, Betriebsbedingungen, die zu höheren Elastizitätszahlen führen, zu vermeiden.

Zur Berechnung der Weissenberg- bzw. Reynoldszahl wurde in den hier dargestellten Ergebnissen der Literaturwert für die Metzner-Otto-Konstante für Scheibenrührer (11,5) gewählt. Dieser wird u.U. stark durch Viskoelastizität beeinflusst. Es wird daher vermutet, dass durch Kenntnis der exakten Metzner-Otto-Konstante für das jeweilige System eine weitere Verbesserung der oben beschriebenen Korrelation möglich ist.

Für eine 5%-ige CMC-Lösung bspw. bildet sich für keines der untersuchten Rührorgane bei keiner Drehzahl ein Strömungskompartiment aus. Als Bewertungskriterium hierfür konnte erfolgreich die Weissenbergzahl Wi identifiziert werden. Der Vergleich aus Normalspannungsdifferenzen zu Schubspannungen

$$\mathrm{Wi} = \frac{\mathrm{N}_1}{\tau_{12}},$$

liefert für die 5%-ige CMC-Lösung über den gesamten vermessenen Scherratenbereich im Gegensatz zu den anderen Fluiden eine Weissenbergzahl kleiner als 1 – die Schub- dominieren demnach die Normalspannungen (s. Abbildung *12*). Die elastischen Fließeigenschaften führen dann weder zu einer Strömungsumkehr noch zu einer Ausbildung von Strömungskompartimenten.

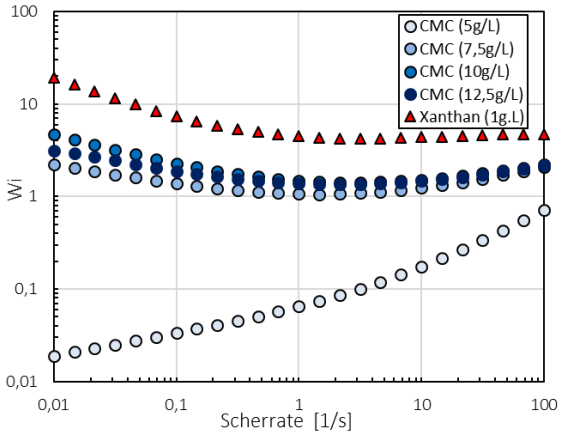

Abbildung 12: Weissenbergzahl bei unterschiedlichen Scherraten für verschiedene viskoelastische Fluide (berechnet aus Potenzmodellen zu rheologischen Messdaten)

4.2.1.3 Schrägblattrührer

In diesem Kapitel werden die fluiddynamischen Untersuchungen zum Schrägblattrührer vorgestellt.

4.2.1.3.1 Newtonsch

Auch beim Schrägblattrührer werden für die newtonsche Glukose-Invertzuckerlösung erwartbare sekundäre Strömungsfelder ermittelt (s. Abbildung 13). Ist die Förderrichtung in niedrigen Drehfrequenzen noch annähernd axial unter Ausbildung zweier Zirkulationswirbel, wobei der obere einen deutlich höheren Volumenstrom umsetzt als der untere, nähert sich das Strömungsverhalten bei Steigerung der Drehfrequenz dem des Scheibenrührers an. Da hier keine Strömungsstörer verwendet wurden und durch die hohe Viskosität der eingesetzten Invertzucker-Glukose-Lösung auch laminares Strömungsverhalten vorliegt, entspricht dieses Verhalten dem des in der Literatur beschriebenen.

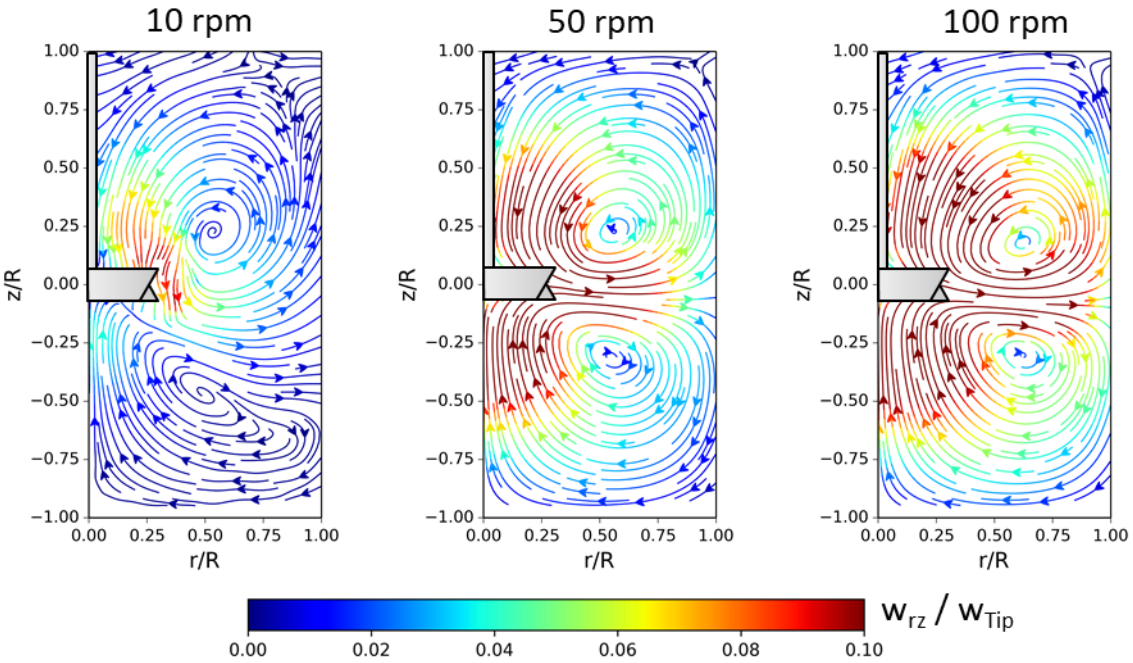

Abbildung 13: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Glukose-Invertzucker-Lösung

4.2.1.3.2 CMC 5 g/kg

In der CMC-Lösung mit 5 g/kg (s. Abbildung 14) entspricht das qualitative Strömungsverhalten über einen großen Drehfrequenzbereich dem der newtonschen Lösung – radiale Abströmung unter Ausbildung zweier ungefähr gleich großer Wirbel. Nur bei 10 rpm, also derselben Drehfrequenz bei der schon beim Scheibenrührer eine Strömungskompartimentierung erkennbar war, ändert sich das Strömungsverhalten auch qualitativ: Es bildet sich eine Art Strömungskompartiment aus, wobei sich ein weiterer Zirkulationswirbel unterhalb und in der Nähe des Rührorgans entsteht. Da die radial-axialen Geschwindigkeiten bei dieser Drehfrequenz sehr niedrig sind und die PIV-Messtechnik an ihre Genauigkeitsgrenzen stößt, ist dieses Verhalten hier nur grob zu erkennen. Deutlicher wird dies in den nachfolgenden Darstellungen zu Xanthan (1 g/kg) und CMC (10 g/kg).

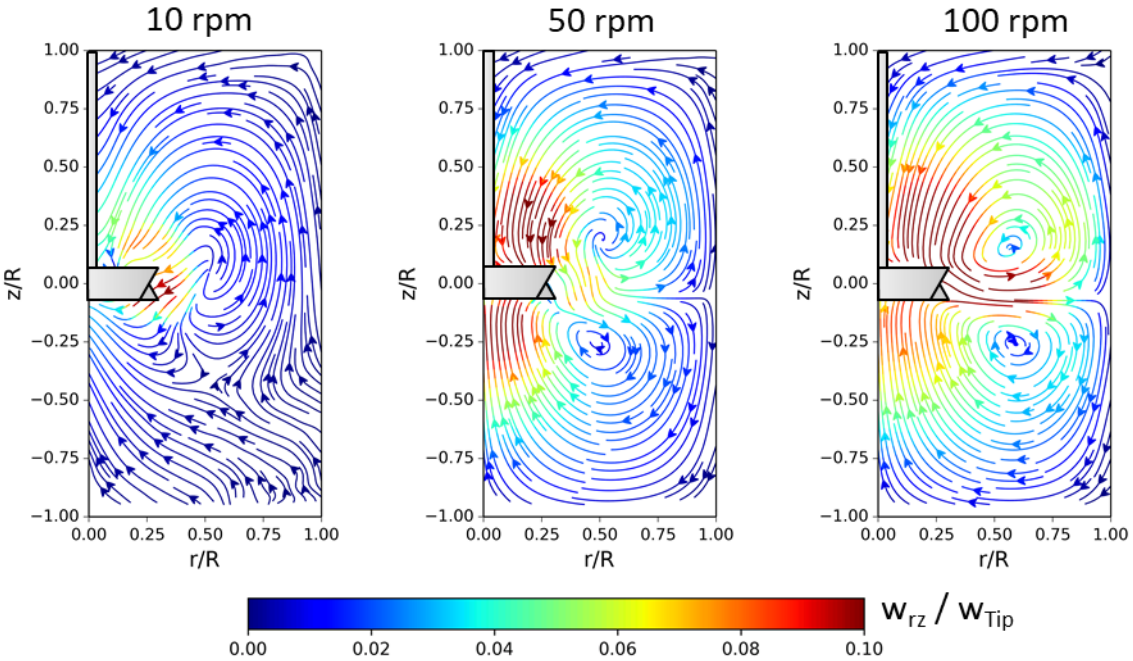

Abbildung 14: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (5 g/kg)

4.2.1.3.3 Xanthan 1 g/kg

Die Strömungsfelder für den Schrägblattrührer in der wässrigen Xanthanlsg. (1 g/kg, s. Abbildung 14) zeigen ähnlich zum Scheibenrührer qualitativ sich deutlich unterscheidende Strömungsverhältnisse im Abhängigkeit der Drehfrequenz auf. Bei niedrigen Drehfrequenzen (bis 30 rpm) wird eine axiale Förderung unter Ausbildung zweier Zirkulationswirbel, wobei der untere einen deutlich höheren Volumenstrom umwälzt als der obere, vermessen. Die Strömungsprofile unterscheiden sich dabei deutlich zu denen der newtonschen Lösung (vgl. Abbildung 13). Ab etwa einer Drehfrequenz von 40 rpm wird die Ausbildung von weiteren Zirkulationswirbeln beobachtet, wie sie schon bei der Lösung mit 5 g/kg CMC zu sehen waren. Diese haben eine zu den restlichen (elastisch bewirkten) Zirkulationswirbeln invertierte Strömungsrichtung. Zudem weist der obere Wirbel nun eine deutlich höhere Strömungsgeschwindigkeit auf als der untere, also genau gegensätzlich zu den elastisch bewirkten Zirkulationswirbeln. Eine steigende Drehfrequenz führt schließlich zu einem Anwachsen dieser neu entstandenen Wirbel, wodurch die elastisch bewirkten immer weiter verdrängt werden, bis sie schließlich gänzlich verschwinden. Eine weitere Erhöhung der Drehfrequenz führt dann zu einer Angleichung der Strömungsprofile an die des newtonschen Vergleichmediums, also der Ausbildung eines radialen Strömungsprofils mit zwei ungefähr gleichgroßen Zirkulationswirbeln. Für den Schrägblattrührer wird demnach auch eine Ausbildung von Strömungskompartimenten beobachtet, mit dem Unterschied zu

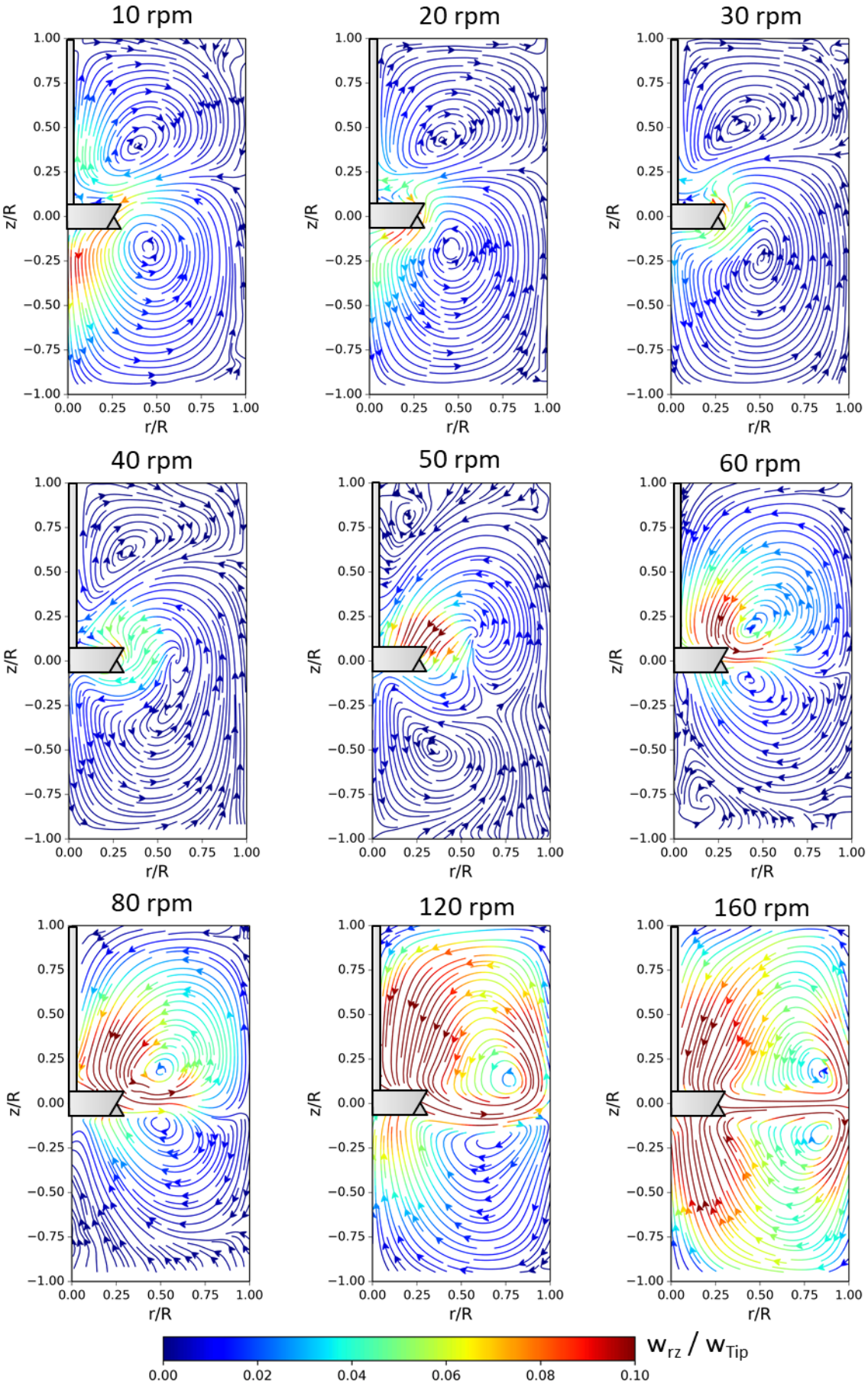

Abbildung 15: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Xanthan-Lösung (1 g/kg)

denen des Scheibenrührers, dass diese zunächst asymmetrisch sind. Ja nach Wahl der Drehfrequenz kann also beeinflusst werden, ob eher der untere oder der obere Teil des Reaktors besser durchmischt wird. Die Kenntnis dieses Verhaltens ist wiederum essentiell für die Auslegung von zentral gerührten Biogasreaktoren, da das Auftreten von Strömungskompartimenten eine Durchmischung des Reaktors deutlich erschwert. Untersuchungen dieser Art sind zudem neu und damit noch in der Literatur nach Wissen des Autors unbeschrieben.

4.2.1.3.4 CMC 10 g/kg

Die Übergänge zwischen Strömungsformen, wie sie bei der Xanthanlösung bereits beschrieben wurden – also eine axiale Förderung in niedrigen Drehfrequenzbereichen unter Ausbildung von zwei elastisch bewirkten Zirkulationswirbeln mit höherer Förderwirkung im unteren Bereich des Reaktors, sowie die Ausbildung von Strömungskompartimenten im Übergangsbereich unter Entstehung zweier weiterer Zirkulationswirbel die mit steigender Drehfrequenz anwachsen und zunächst zu einer verbesserten Durchmischung des oberen Teil des Reaktors führen - sind auch für die CMC-Lösung mit 10 g/kg CMC zu erkennen (s. Abbildung 16). Ähnlich zum Scheibenrührer sind auch hier die kritischen Drehfrequenzen im Vergleich mit der Xanthanlsg. verschoben: Die Ausbildung des Strömungskompartiments wird hier erst bei einer Drehfrequenz von 120 rpm erkennbar. Deutlich zu erkennen ist bei dieser Frequenz auch, dass sich der obere neu entstanden Wirbel bis zum Boden erstreckt, sich also effektiv nur 3 Zirkulationswirbel ausbilden. Erst bei 175 rpm trennt sich ein weiterer Wirbel ab, sodass besonders hier die Mischeffizienz durch mangelnden konvektiven Stofftransport zwischen den Zirkulationswirbeln verschlechtert wird.

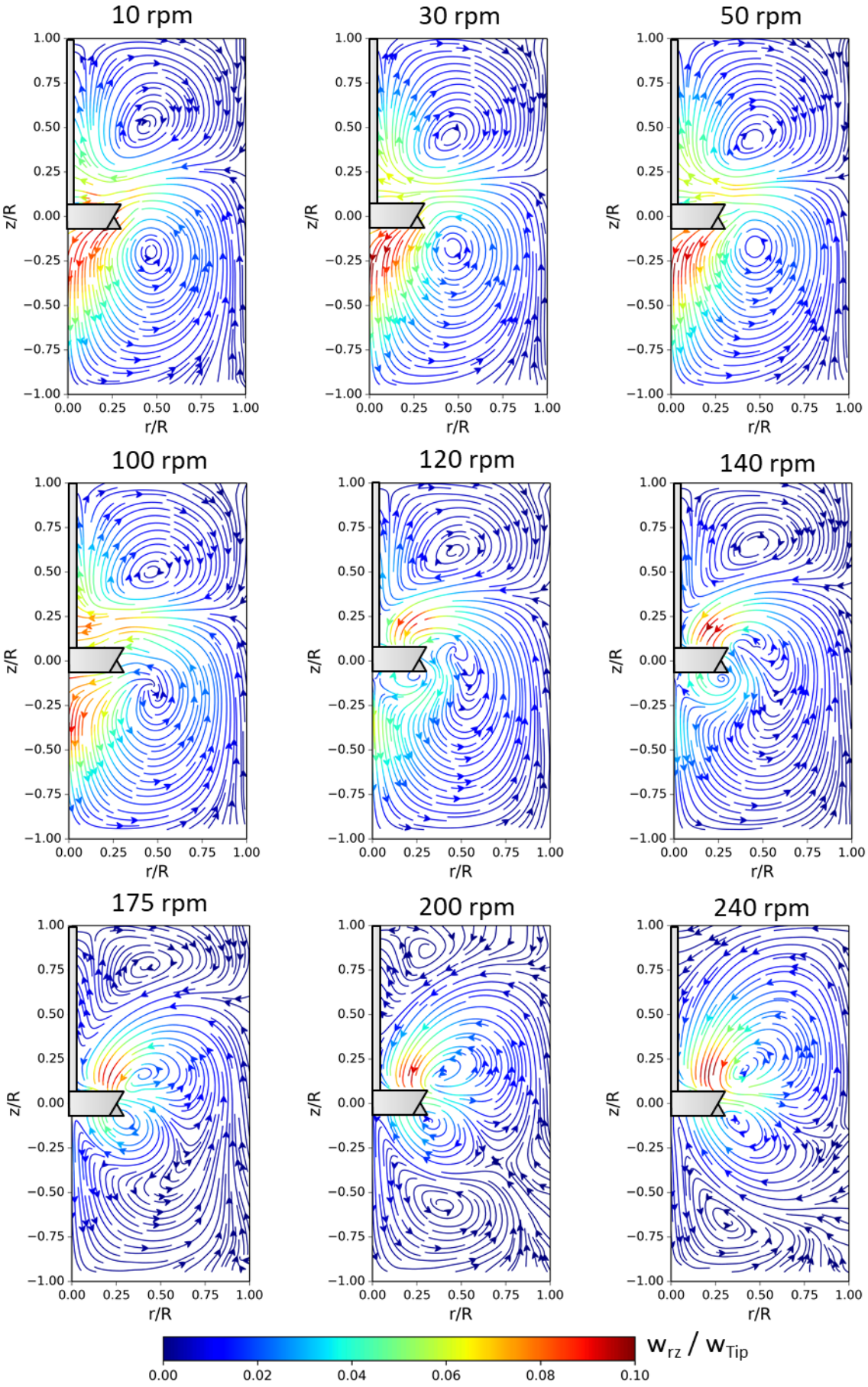

Abbildung 16: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (10 g/kg)

4.2.1.4 Propellerrührer

In diesem Kapitel werden die fluiddynamischen Messungen zum Propellerrührer vorgestellt.

4.2.1.4.1 Newtonsch

Die Strömungsfelder, die für den Propellerrührer in der newtonschen Lösung aufgenommen wurden (s. Abbildung 17), sind denen des Schrägblattrührers sehr ähnlich (vgl. Abbildung 13). Bei einer Drehfrequenz von 10 rpm bilden sich zwei Zirkulationswirbel aus, wobei der obere größer ist und höhere Geschwindigkeiten vorherrschen als im unteren. Durch Erhöhung der Drehfrequenz wird ein radiales Strömungsprofil erzeugt (50 rpm), welches qualitativ auch durch weitere Erhöhung bestehen bleibt (100 rpm). Da laminare Strömungsbedingungen vorherrschen und keine Stromstörer verwendet wurden, sind auch diese Ergebnisse im Einklang mit Messungen aus der Literatur.

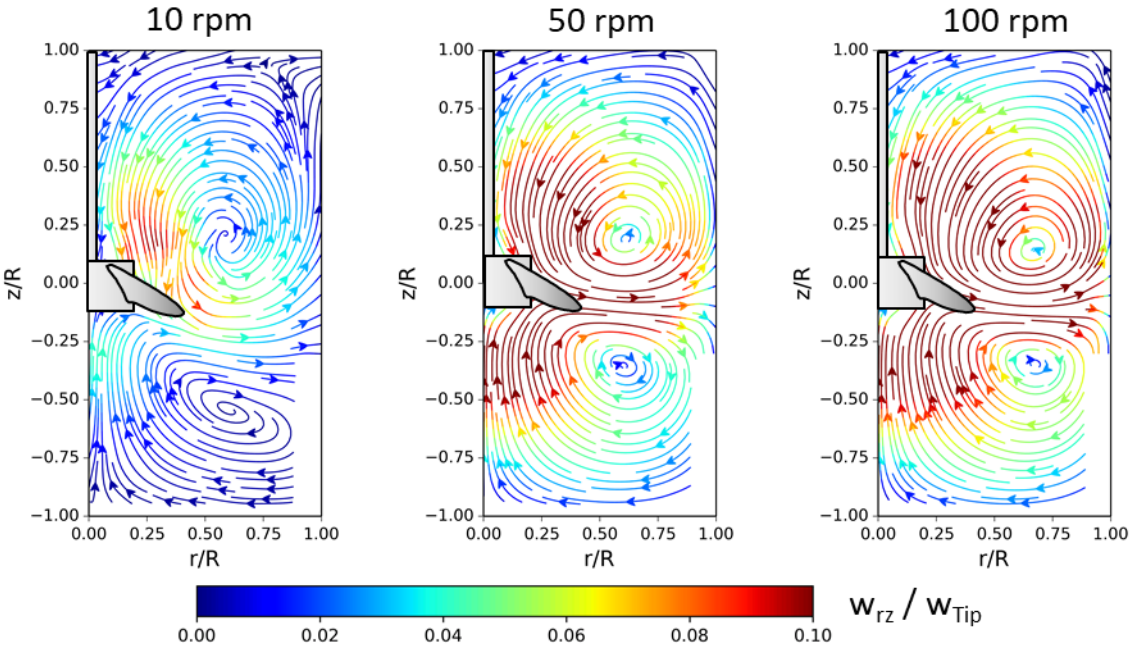

Abbildung 17: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Invertzucker-Glukose-Lösung

4.2.1.4.2 CMC 5 g/kg

Bei der Lösung mit 5 g/kg CMC werden elastische Fließeigenschaften wieder besonders in niedrigen Drehfrequenzbereichen deutlich. So wird bei einer Drehfrequenz von 5 rpm eine Strömungskompartimentierung gemessen (s. Abbildung 17), die sich stark derer des Schrägblattrührers ähnelt. Eine Erhöhung der Drehfrequenz lässt dieses Strömungskompartiment anwachsen, wobei der obere Wirbel größer ist als der untere.

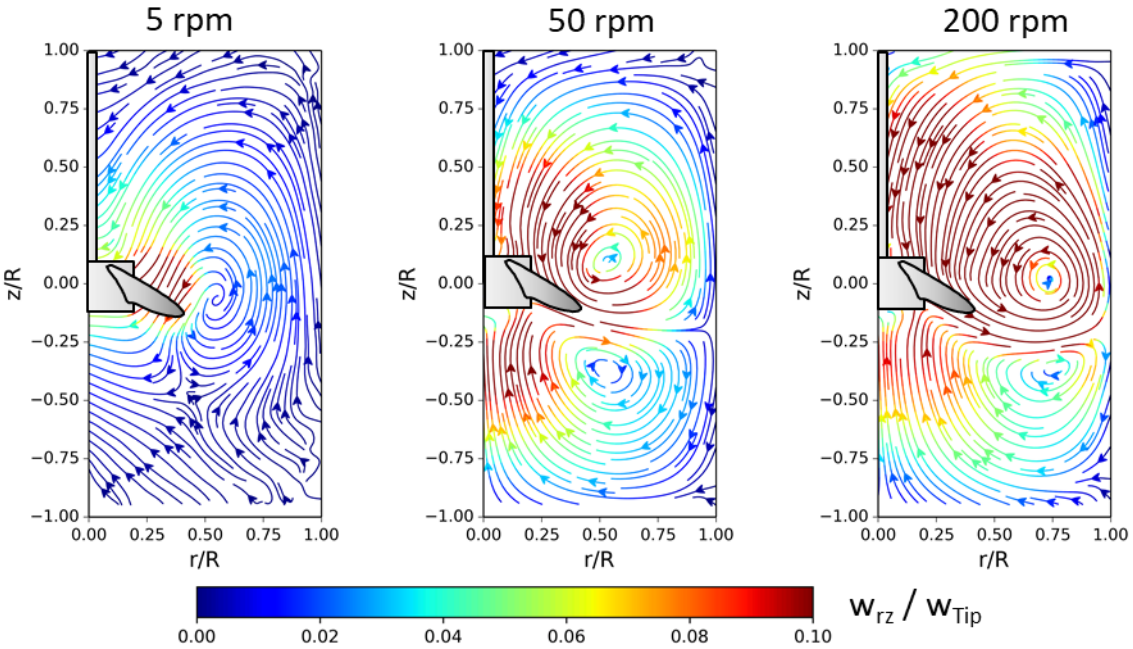

Abbildung 18: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (5 g/kg)

4.2.1.4.3 Xanthan 1 g/kg

Auch in der Xanthanlsg. ist das Strömungsverhalten sehr vergleichbar mit dem des Schrägblattrührers. So existieren im elastisch dominierten Bereich, also bei Drehfrequenzen bis 20 rpm, zwei elastisch bewirkte Zirkulationswirbel, die eine axiale Förderwirkung zur Folge haben. Wie schon beim Schrägblattrührer sind diese Zirkulationswirbel nicht symmetrisch zur r-Achse, sodass es im unteren Bereich des Reaktors zu einer besseren Durchmischung kommt als im Oberen. Ab einer Drehfrequenz von 30 rpm, also derjenigen, bei der es schon beim Scheibenrührer zu einer Ausbildung eines Strömungskompartimentes kam, bildet sich am unteren Rand des Propellers ein zstl., durch Trägheit bewirkter Zirkulationswirbel aus, der mit steigender Drehfrequenz anwächst und letztlich dazu führt, dass der Propeller radial fördert und es im Gegensatz zum elastisch dominierten Bereich höhere Strömungsgeschwindigkeiten im oberen Teil des Reaktors zu erkennen sind.

4.2.1.4.4 CMC 10 g/kg

Die Strömungsverhalten, wie sie bereits in der Xanthanlösung zu sehen waren, sind auch bei der CMC-Lösung mit 10 g/kg vorzufinden – einzig die Drehfrequenzen unterscheiden sich. So sind bis 50 rpm noch zwei elastisch bewirkte Zirkulationswirbel, die eine axiale Förderwirkung verursachen, vorhanden. Ab 100 rpm ändert sich das Strömungsverhalten, was letztlich zu einer Ausbildung eines durch Trägheit verursachtne Zirkulationswirbels unterhalb des Rührers führt. Dieser wächst mit steigender Drehfrequenz an, wodurch nun der obere Teil des Reaktors besser durchströmt wird und es zu einer radialen Förderwirkung des Rührorgans kommt.

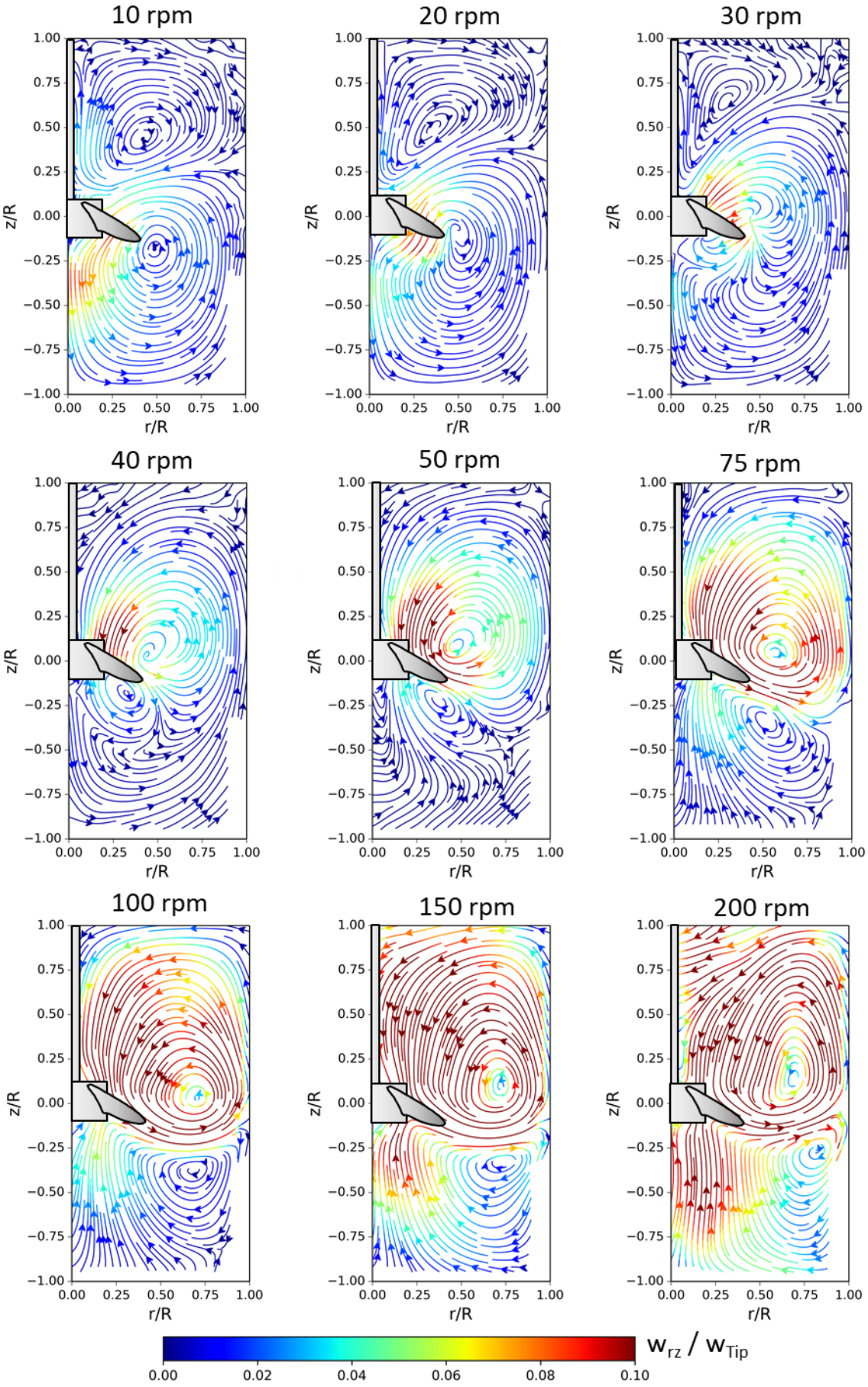

Abbildung 19: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Xanthan-Lösung (1 g/kg)

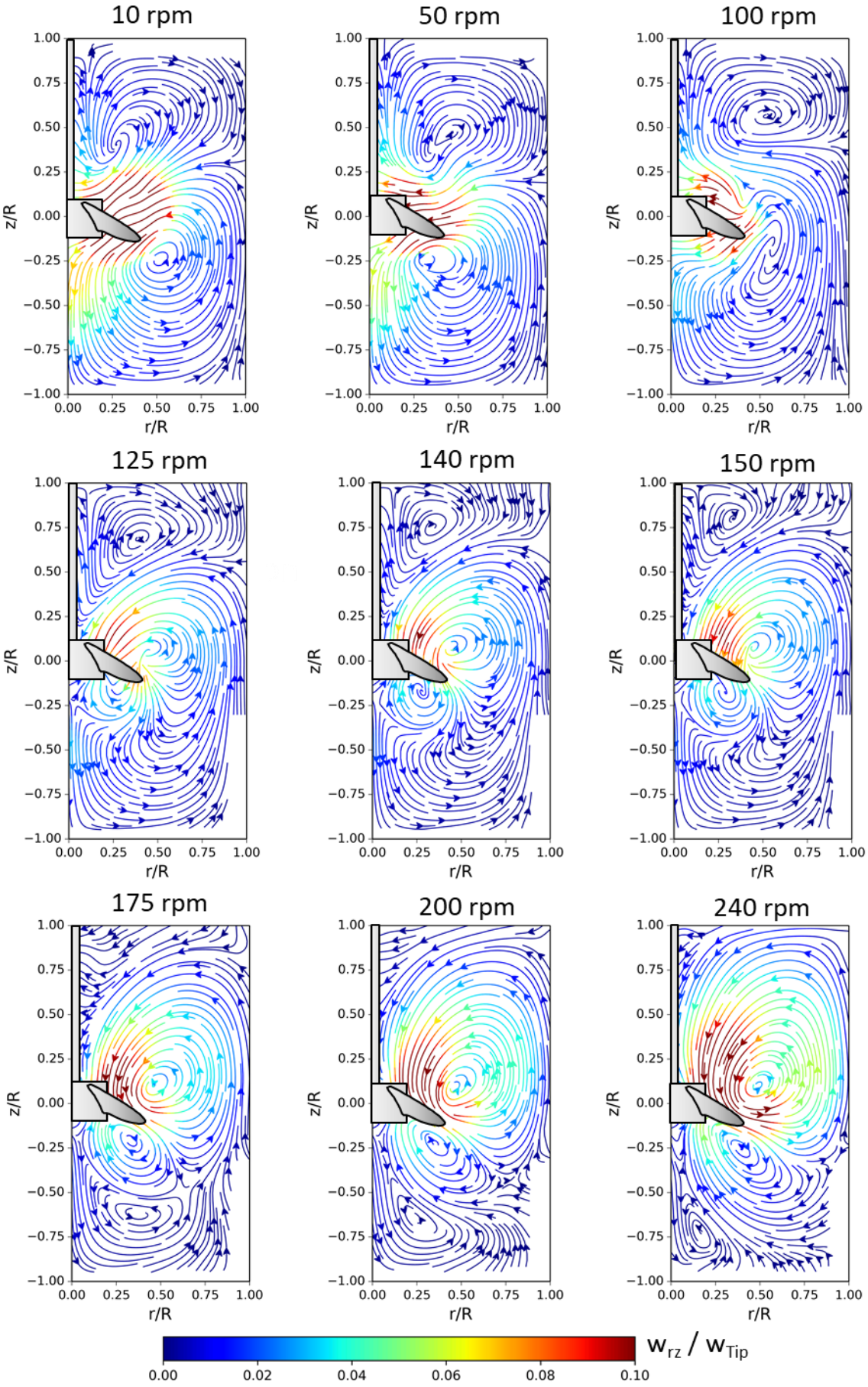

Abbildung 20: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (10 g/kg)

4.2.2 Stagnationszonen

Unter Nutzung eines Stagnationskriteriums, nämlich dass alle radial-axialen Geschwindigkeiten, die kleiner sind als ein Prozent der Rührerumfangsgeschwindigkeit w_{Tip}, stagnant sind, lassen sich die untersuchten Rührwerke hinsichtlich ihrer Eignung zur Vermischung vergleichen. In Abbildung 21 ist der Anteil der stagnanten Fläche zur Gesamtfläche des vermessenen radial-axialen Ausschnitts über El dargestellt.

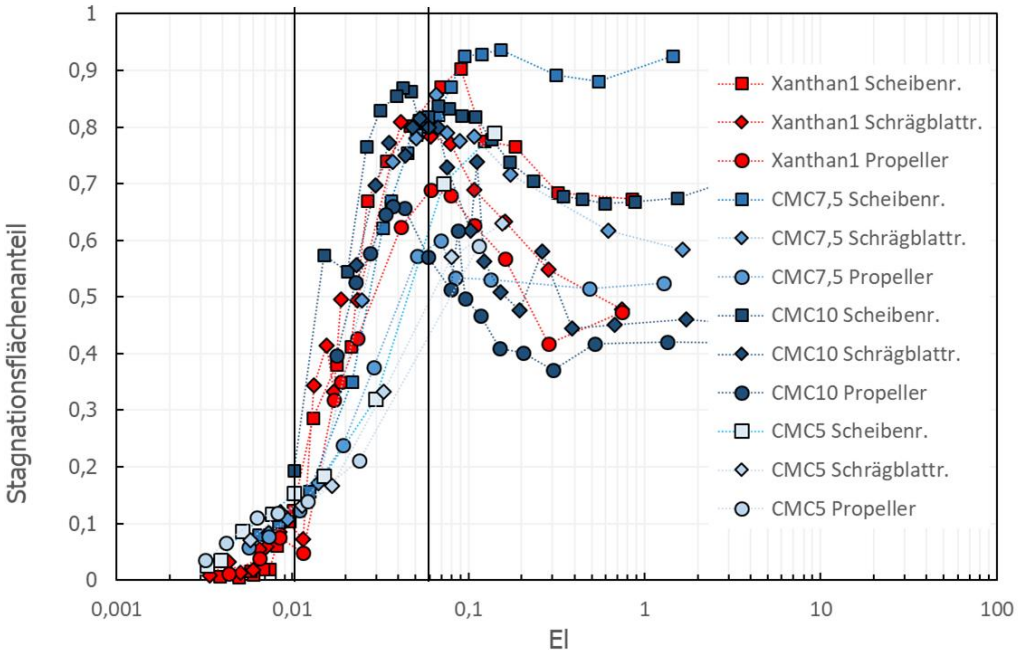

Abbildung 21: Stagnationsfächenanteil (W_{rz} < 0,01 W_{Tip}) für die mittels der PIV untersuchten Fluide und Rührorgane

Es zeigt sich, dass alle Rührorgane bzgl. der El-Zahl ein ähnliches Verhalten aufweisen. Während bei sehr niedrigen El-Zahlen keine bis sehr geringe Stagnationsbereiche auftreten, führt eine Erhöhung dieser zunächst zu einem starken Anwachsen bis zu 90% der Gesamtfläche mit anschließender Abfallen auf konstante Werte, die für den Scheibenrührer höher sind also für die Axialförderern Es lässt sich also über die El-Zahl das Strömungsverhalten aller untersuchten Rührwerke in drei Bereiche eingliedern. Bei hohen El-Zahlen, nämlich größer als ca. 0,06, ist die Strömung elastisch dominiert, d.h. es bilden sich zwei elastisch bewirkte Zirkulationswirbel bei allen Rührwerken aus, die etwa beim Scheibenrührer zu einer Strömungsinvertierung führen. Bei kleinen El-Zahlen, also Werten unter ca. 0,01, ist die Strömung trägheitsdominiert, d.h. es bilden sich zwei durch Trägheit bewirkte Zirkulationswirbel aus, die zu einem Angleichen des Strömungsverhaltens an für newtonsche Flüssigkeiten bekannte führen und kaum Stagnation auftritt. Dazwischen existiert ein Übergangsbereich, in dem elastische und Trägheitskräfte in Balance stehen und sich Strömungskompartimente ausbilden, die die Mischeffizienz deutlich verschlechtern. Für eine Einschätzung, ob die Vermischung in Biogasanlagen durch elastische Fließeigenschaften beeinträchtigt ist, sollte demnach unabhängig vom eingesetzten Rührwerk die El-Zahl betrachtet werden. Durch Anpassung der Drehfrequenz kann so u.U. der Vermischungsprozess und damit die Leistungsfähigkeit der Biogasanlage deutlich verbessert werden. Sollte es aufgrund technischer oder wirtschaftlicher Faktoren nicht möglich sein, geringere El-Zahlen einzustellen, sollten prinzipiell Axialförderer eingesetzt werden, da sie im elastisch dominierten Bereich zu geringerer Stagnation führen.

4.3 Fluiddynamik – numerisch

In diesem Kapitel werden die numerischen Arbeiten zu diesem Projekt vorgestellt. Ziel war die Entwicklung von Tools zur Bestimmung von viskoelastischen Stoffparametern, zur Berechnung von viskoelastischen Strömungen, deren Validierung sowie die Untersuchung von verschiedenen Mischkonzepten.

4.3.1 Solverentwicklung zur Simulation viskoelastischer Strömungen

Für die Berechnung von Strömungen von Gärsubstraten ist die Berücksichtigung von elastischen Stoffeigenschaften unumgänglich. Da dies mit kommerzieller Software bislang nicht möglich ist, wurde – um auch eine numerische Entwicklung eines Mischkonzepts zu ermöglichen - ein numerischer Löser für die Opensource-CFD-Software OpenFOAM entwickelt. Dieser nutzt sowohl viskoelastische Stoffmodelle sowie die Sliding-Mesh-Methode, um rotierende Geometrien, wie sie bei Mischvorgängen üblicherweise vorkommen, zu simulieren. Damit ist es erstmals gelungen, Strömungen viskoelastischer Flüssigkeiten in gerührten Systemen mittels der Finite-Volumen-Methode zu berechnen.

Grundsätzlich erfolgt die Berechnung der viskoelastischen Strömungen in diesem Löser unter Verwendung des getrennten Spannungstensoransatzes, für den newtonsche und viskoelastische Anteile berücksichtigt werden. Die Modellierung der viskoelastischen Anteile erfolgt über verschiedene differentielle, nicht-lineare Stoffmodelle. Es gilt also neben der Massenerhaltung

$$\nabla \cdot (v) = 0$$

auch die Impulsbilanz folgender Art:

$$\frac{\partial(\rho v)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho v v) = -\nabla \mathrm{p} + \nabla \cdot \tau$$

Darin sind ρ die Dichte, v der Geschwindigkeitsvektor, p der Druck und τ der Extra-Spannungstensor, der definiert ist als die Summe aus newtonschem τ_s und elastischen Anteilen τ_{Pk}:

$$\tau = \tau_s + \sum_{k=1}^{\infty} \tau_{Pk}$$

Während τ_s über den newtonschen Schubspannungsansatz berechnet wird, gibt es eine Vielzahl an Stoffmodellen für τ_{Pk} (s. Kap. 2). Die Lösung dieses Gleichungssystems gelingt nach Diskretisierung in OpenFOAM mittels des PIMPLE-Algorithmus. Die Kopplung von Geschwindigkeits-, Druck und Spannungstensorfeldern erfolgt nach folgendem Schema:

1. Das initiale Netz sowie dazugehörige Felddaten werden entsprechend der vorgegebenen Bewegung (also etwa der Rotationsbewegung eines Rührers) verändert. Aus allen Felddaten wird die Netzbewegung herausgerechnet. An Interfaces zwischen sich bewegenden und statischen Netzteilen werden Fluxe interpoliert sowie Randbedingungen an das neue Netz angepasst.
2. Es beginnt der PIMPLE-Algorithmus: Druck- und Spannungsfelder werden explizit, die Impulsbilanz implizit für jede Geschwindigkeitskomponente gelöst. Zur Stabilisierung wird die DEVSS-Methode verwandt. Mit jedem neuen Geschwindigkeitsfeld werden Fluxe neu interpoliert.
3. Mit dem so berechneten neuen Geschwindigkeitsfeld wird die Druckgleichung gelöst.
4. Zusätzlich können innere Iteration gestartet werden, welche die Impuls- und Druckgleichung unter Verwendung des initialen Spannungstensorfeldes mehrfach lösen.

5. Mit dem aktuellen Geschwindigkeitsfeld wird das gewählte viskoelastische Stoffmodell gelöst und so ein neues Spannungstensorfeld erhalten.
6. Schritt 2, 3, 4, 5 werden solange wiederholt bis vorgegebene Konvergenzkriterien erfüllt werden, wodurch ein neuer Zeitschritt bei Schritt 1 beginnt.

4.3.2 Bestimmung viskoelastischer Stoffparameter

Wie im vorangegangen Kapitel beschrieben, werden zur Berechnung von viskoelastischen Strömungen entsprechende Stoffmodelle verwandt. Die Parameter dafür werden durch Anfitten an Messdaten (vgl. Kap. Rheologie) erhalten. Im Fall der Multimodenmodelle, also insbesondere des Giesekus-Modells sowie der Phan-Thien-Tanner-Modelle, kann eine beliebige Anzahl an Moden – also im Prinzip eine beliebige Anzahl an Gleichungen bzw. Stoffparametern - dafür verwendet werden. Zwar steigt mit einer zunehmenden Anzahl an Modi auch die Genauigkeit des Fits, allerdings erhöhen sich auch Rechenzeiten entsprechend. Für den Fit ist also notwendig, ein Maß zu definieren, um die Anzahl an Modi möglichst gering zu halten, ohne an bedeutender Genauigkeit in den Rechnungen zu verlieren.

In diesem Projekt wurde daher ein Algorithmus zum Fit von viskoelastischen Modellen entworfen und in Matlab implementiert, der eine Bewertung des Einflusses jedes Modus vornimmt. Er lässt sich wie folgt erklären:

1. Zunächst wird eine Relaxationszeitanalyse zur Berechnung von Startwerten für die Relaxationszeiten λ_{Pk} und Polymerviskositäten η_{Pk} sowie der Anzahl an Modi n durchgeführt.
2. Darauf folgt eine Regression (Minimierung der Fehlerquadrate) von η_{Pk} bei festem λ_{Pk} anhand von Speicher- und Verlustmoduln
3. Zusätzlich erfolgt eine parallele Regression von η_{Pk} und λ_{Pk} anhand von Speicher- und Verlustmoduln
4. Mit diesen Parametern werden anschließend nicht-lineare Parameter an Viskositäts- und Normalspannungskoeffizienten gefittet
5. Zur Überprüfung wird die resultierende Summe der Fehlerquadrate, die sich nach diesem Schema ergibt, mit einem parallelen Fit aller Parameter an alle Messdaten verglichen. Die Parameterkombination mit dem geringsten Fehler wird dann übernommen

Die im 1. Schritt durchgeführte Relaxationszeitanalyse ist dabei essentiell für den Erfolg der Regression. Bei ihr wird zunächst auf einem offenen Intervall $]\lambda_{min} : \lambda_{min}[$, wobei sich die Grenzen aus dem vermessenen Frequenzbereich $[\omega_{min} : \omega_{max}]$ mit

$$\lambda_{min} \leq \frac{1}{\omega_{max}}$$

$$\lambda_{max} \leq \frac{1}{\omega_{min}}$$

ergeben, in N-Abschnitte unterteilt, wobei N deutlich größer gewählt wird als die zu erwartende Anzahl an Modi. Für jeden dieser N Abschnitte wird ein Paar von Parametern η_{Pk} und λ_{Pk} eingeführt, wobei die Relaxationszeiten in den Grenzen

$$10^{(k-1)\frac{\log(\lambda_{max})-log(\lambda_{min})}{N}} < \lambda_{Pk} < 10^{(k)\frac{\log(\lambda_{max})-log(\lambda_{min})}{N}}$$

gehalten werden. Mit diesen Parameterpaaren wird nun eine Regression an Speicher- und Verlustmoduln durchgeführt. Damit aus diesen N Modi eine reduzierte Anzahl von n Modi ausgewählt werden kann, wird ein Relevanzmaß P eingeführt:

$$P_k = 2\frac{\eta_{Pk}/\lambda_{Pk}}{\sum_{k=1}^{n}\eta_{Pk}/\lambda_{Pk}} + \frac{\eta_{Pk}\lambda_{Pk}}{\sum_{k=1}^{n}\eta_{Pk}\lambda_{Pk}}$$

Das Ergebnis dieses Maßes ist beispielhaft in Abbildung 22 für eine Xanthan-Lösung mit 1 g/kg sowie eine CMC-Lösung mit 10 g/kg dargestellt. Die Anzahl an lokalen Maxima ergibt die optimale Anzahl an Moden.

Mit diesen Anzahlen können nun Parameter für das Giesekus sowie die PTT-Modelle ermittelt werden. In Abbildung 23 sind die jeweiligen Ergebnisse dargestellt. Alle Modelle sind geeignet, um das strukturviskose Verhalten, die primären Normalspannungsdifferenzen sowie die zeitabhängige Spannungsrelaxation abzubilden. Während dies bei der Xanthan-Lösung bereits mit 4 Moden gelingt, werden für die CMC-Lösung derer 5 benötigt. Die Modellparameter, die in Tabelle 1 zu finden sind, werden in den nachfolgenden Ergebnissen zu den Simulationen verwendet.

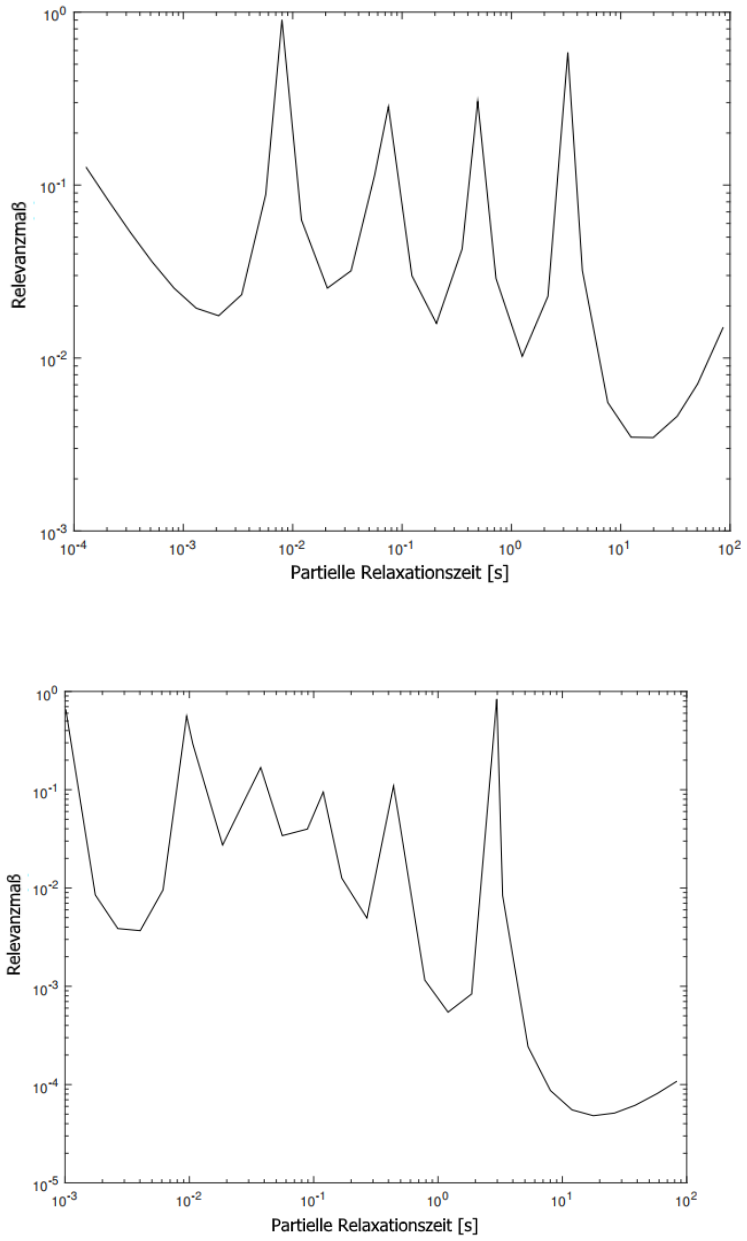

Abbildung 22: Relevanzmaß bei der Regression von Mulitmoden-Stoffmodellen; oben wässrige Xanthanlsg. (1 g/kg), unten wässrige CMC-Lsg. (10 g/kg)

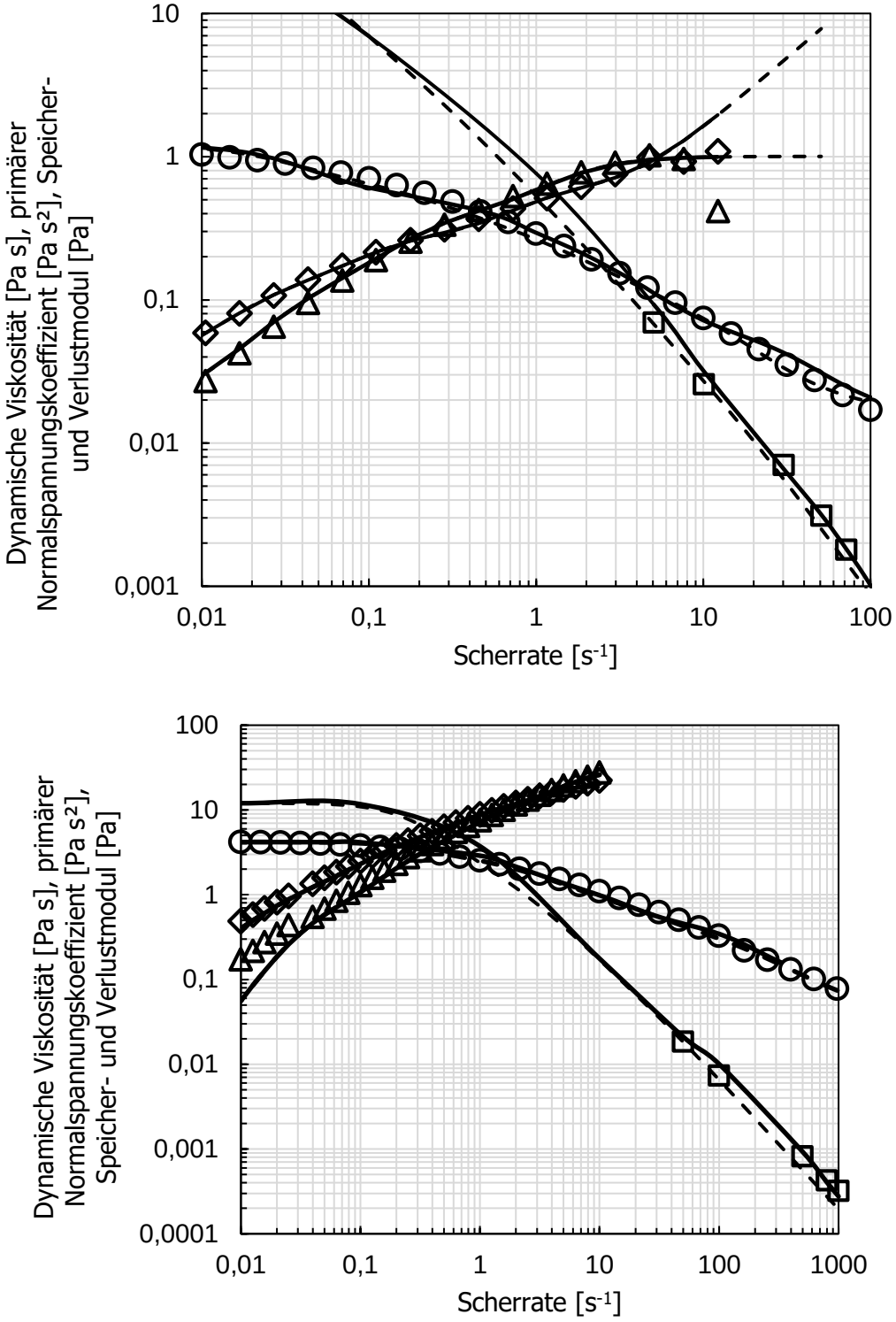

Abbildung 23: Modellfits für das Giesekus-Modell sowie die PTT-Modelle; oben wässrige Xanthanlsg. (1 g/kg), unten wässrige CMC-Lösung (10 g/kg)

Tabelle 1: Stoffparameter der für die Simulationen verwendeten, viskoelastischen Multimodenmodelle

	Giesekus				PTT				
	Xanthan (1 g/kg)				Xanthan (1 g/kg)				
Modus	η_S / Pa s	η_P / Pa s	α	λ / s	η_S / Pa s	η_P / Pa s	ε	ζ	λ / s
1	0,00518	0,73412	0,79724	27,27704	0,0174	0,6677	0,56811	0,02	30,9904
2	0,00518	0,35887	0,72083	1,73704	0,0174	0,3166	0,14419	0,02	3,2267
3	0,00518	0,08952	0,8901	0,15593	0,0174	0,1595	0,30289	0,02	0,5585
4	0,00518	0,01234	0,99999	0,00678	0,0174	0,0407	0,04584	0,02	0,0679
	CMC (10 g/kg)				CMC (10 g/kg)				
1	0,0342	1,96849	0,77529	2,79778	0	1,89448	1,78592	0,02	2,87495
2	0,0342	0,88267	0,99999	0,4447	0	1,18219	0,77165	0,02	0,41813
3	0,0342	0,55279	0,99999	0,17309	0	0,67336	0,45306	0,02	0,08614
4	0,0342	0,56157	0,71665	0,03992	0	0,32743	0,10205	0,02	0,01617
5	0,0342	0,20481	0,60681	0,00488	0	0,07545	0,57449	0,02	0,00029
	CMC (5 g/kg)								
1	0,00537	$1{,}10321\ 10^{-6}$	0,77529	3,46823					
2	0,00537	0,16219	0,99999	1,08521					
3	0,00537	0,18038	0,99999	0,11423					
4	0,00537	0,06592	0,00966	0,00965					
5	0,00537	0,03614	0,60681	0,00189					

4.3.3 Simulationsergebnisse zentral gerührte Systeme

Nachfolgend werden die Simulationsergebnisse für den zentral gerührten Rührkessel vorgestellt. Es wurden jeweils die Modellparameter aus dem vorherigen Kapitel verwendet. Die Rührkessel- und -organgeometrie entsprach der in den Experimenten verwendeten (s. Abbildung 24). Die Anzahl der polyedrischen Zellen war ca. 120000 für alle untersuchten Geometrien. Sie wurde nach einer Netzunabhängigkeitsstudie, wonach die maximale Abweichung der Geschwindigkeiten unter 5% lag, festgelegt. Die transienten Rechnungen wurden nach 6 Umdrehungen gestoppt – dies entsprach für alle Geometrien der Einstellung eines quasistationären Zustandes. Als Validierungsdaten dienten die PIV-Messungen, wobei den Messungen entsprechend ein phasengemitteltes sekundäres Strömungsfeld berechnet wurde.

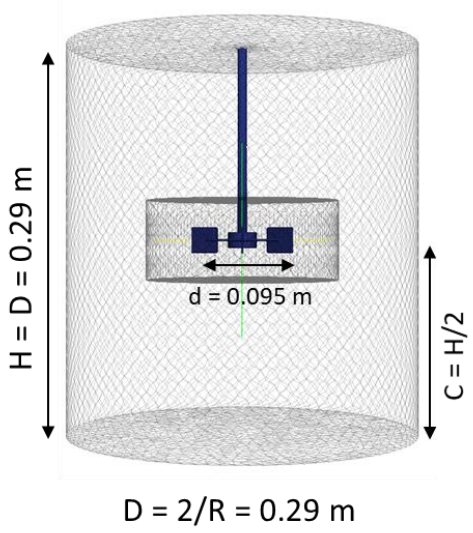

Abbildung 24: CFD-Netz zur Berechnung der Strömungen im zentral gerührten System

4.3.3.1 Scheibenrührer

Zunächst werden die numerischen Ergebnisse für den Scheibenrührer dargestellt.

4.3.3.1.1 Xanthan 1 g/kg

In Abbildung 25 sind die Ergebnisse für die Simulationen mit der Xanthanlösung abgebildet. Sowohl das Giesekusmodell als auch die beiden Phan-Thien-Tanner-Modelle sagen die Ausbildung von zwei elastisch bewirkten Zirkulationswirbeln und damit der Strömungsumkehr bei 10 rpm voraus. Die Erhöhung der Drehfrequenz auf 50 rpm führt beim Giesekusmodell zur Invertierung des Drehsinns der beiden Zirkulationswirbel – das Fluid wird radial abgeströmt, Trägheit dominiert. Bei den beiden PTT-Modellen wird korrekterweise eine Strömungskompartimentierung vorausgesagt – neben den beiden elastisch bewirkten Zirkulationswirbeln bilden sich zwei weitere, durch Trägheit verursachte in Rührernähe aus. Eine weitere Erhöhung auf 100 rpm lässt die Strömungskompartimente anwachsen – während es beim exp. PTT schon nahezu den gesamten Reaktor ausgefüllt hat, sind beim l. PTT noch elastische Wirbel zu erkennen. Zudem ist bei letzterem die Form des Strömungskompartiments nicht mehr toroidal und entfernt sich demnach den in den Messungen beobachteten. Erklärbar ist dies mit der deutlichen Überschätzung von Dehnviskositäten beim l. PTT – sie wachsen stetig mit steigender Dehnrate an. Da bei höheren Drehfrequenzen auch Dehnraten zunehmen, wird von einer stabilisierenden Wirkung der Dehnviskositäten auf die elastischen Wirbel ausgegangen.

Ein Vergleich der vermessenen mit den simulierten radialen Strömungsgeschwindigkeiten erfolgt in Abbildung 26. Es zeigt sich, dass bei 10 rpm alle viskoelastischen Modelle die Geschwindigkeiten in sehr guter Genauigkeit wiedergeben. Bei 50 rpm bildet das Giesekusmodell die positiven Radialgeschwindigkeiten am besten ab, berechnet allerdings im Gegensatz zu den PTT-Modellen nicht den Übergang von negativen zu positiven Geschwindigkeiten bei z/R = ca. +/-0,5 ab, der sich aus der Entstehung des Strömungskompartimentes ergibt. Der Vergleich bei 100 rpm zeigt dann, dass sowohl das Giesekus als auch das exp. PTT-Modell die Radialgeschwindigkeiten in guter Genauigkeit abbilden, das l. PTT aber vor allem die Maximalgeschwindigkeiten nun deutlich unterschätzt.

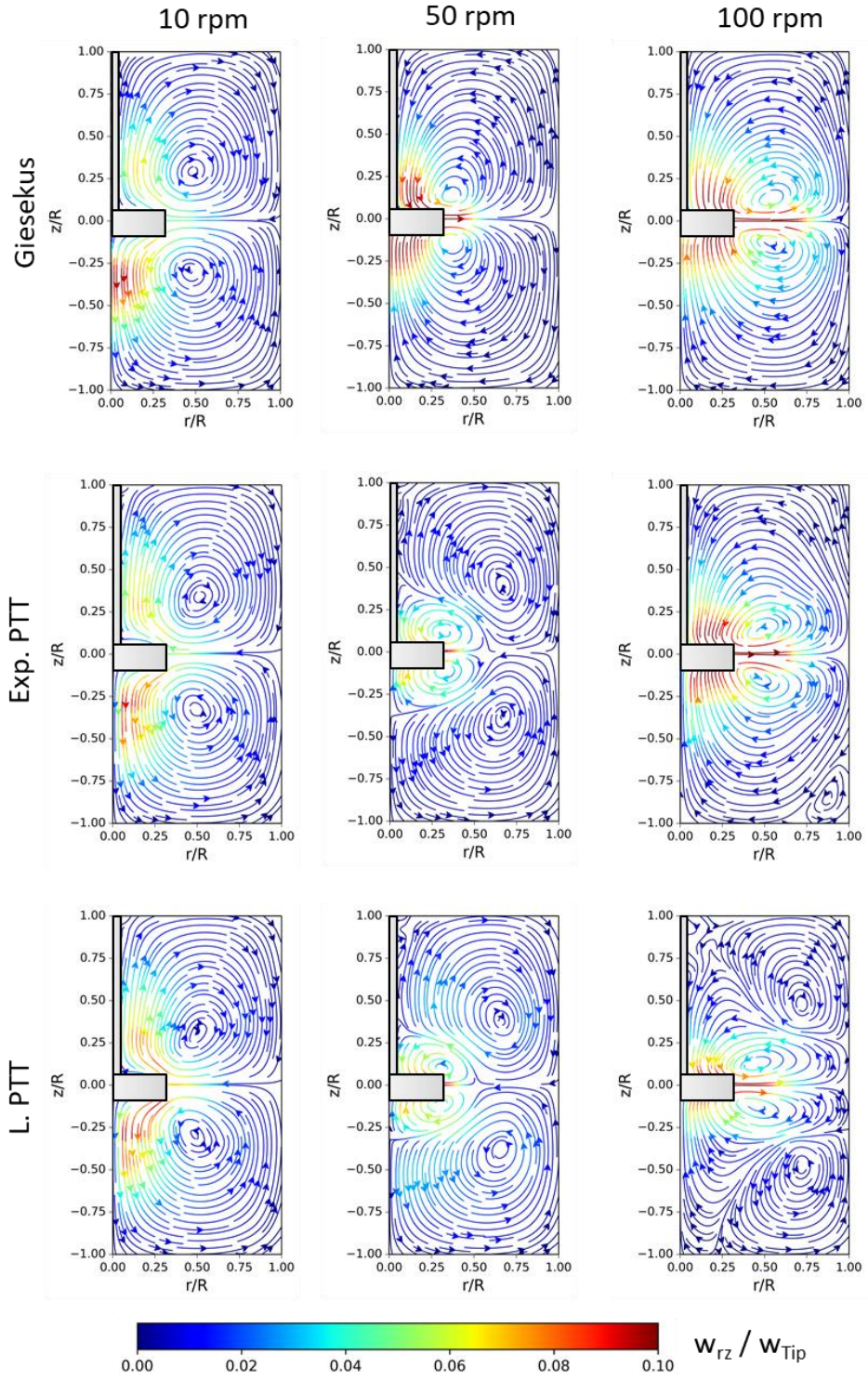

Abbildung 25: Vergleich der sekundären Strömungsprofile für unterschiedliche viskoelastische Modelle

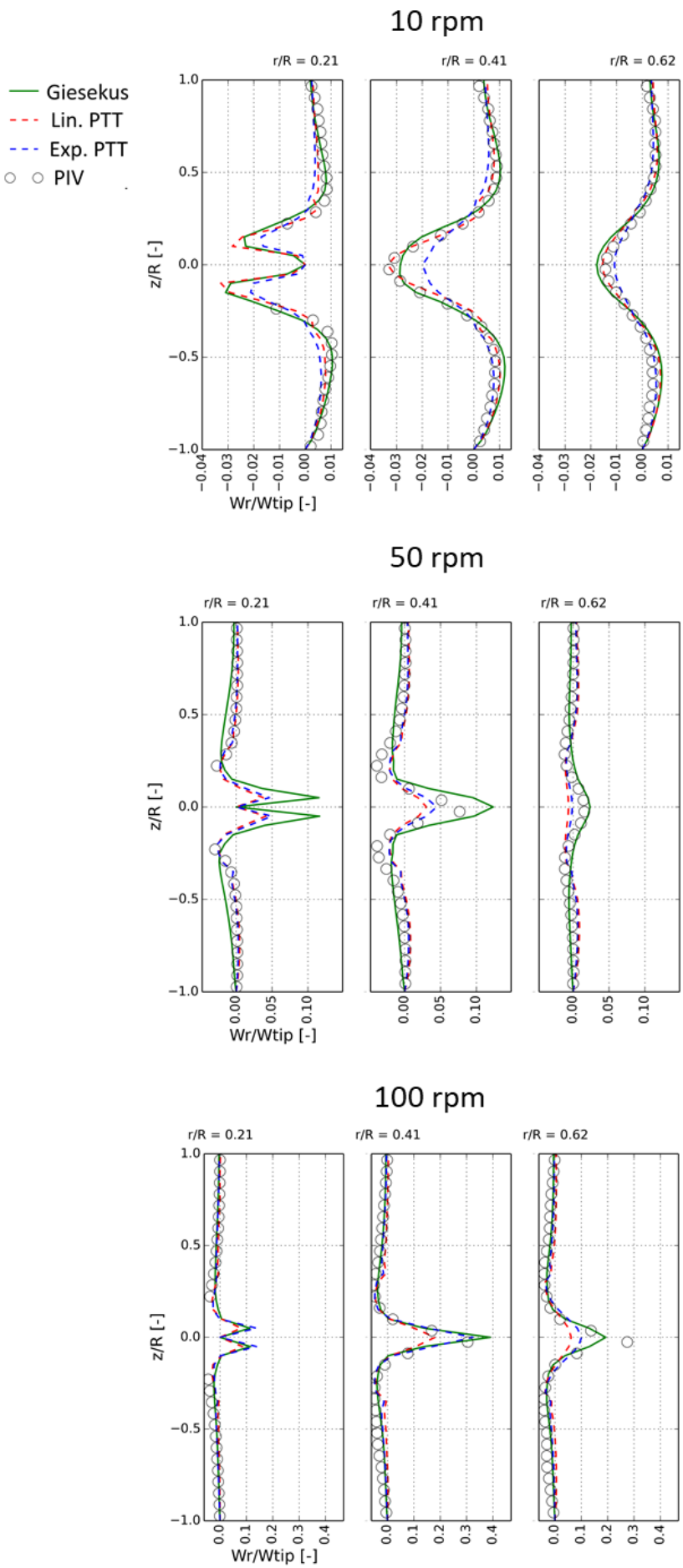

Abbildung 26: Radialgeschwindigkeitsprofile über unterschiedliche axiale Achsen z an verschiedenen radialen Positionen r für die Simulationen mit Xanthan (1 g/kg) und dem Scheibenrührer

4.3.3.1.2 Newtonsch und strukturviskos

Zum Vergleich wurden zudem Simulationen für eine newtonsche und strukturviskose Modellierung der Viskosität, also ohne Einfluss von Elastizität, durchgeführt (s. Abbildung 27). Die newtonsche Viskosität entsprach der Nullviskosität aus den rheologischen Messungen (4,2 Pa s), für die Modellierung von Strukturviskosität wurde das Carreau-Yasuda-Modell verwandt.

Es zeigt sich, dass mit keinem der Modelle die vermessene Strömungsumkehr und -kompartimentierung berechnet wird. Die newtonschen Strömungsprofile weisen zudem eine deutliche Selbstähnlichkeit, d.h. eine nahezu konstante Position der Zirkulationswirbel für alle untersuchten Drehfrequenzen, auf. Dies ist bei den strukturviskosen Rechnungen nicht der Fall – eine Erhöhung der Drehfrequenz führt zu einer Verschiebung der Wirbelzentren hin zur Reaktorwand. Zudem führt strukturviskoses Fließverhalten generell zu höheren Sekundärgeschwindigkeiten bzw. einer ausgeprägteren Abstrahlströmung, die eine pseudokavernenartige lokal begrenzte Geschwindigkeitsverteilung bewirkt – Bereiche im oberen und unteren Teil des Reaktors sind nahezu stagnant.

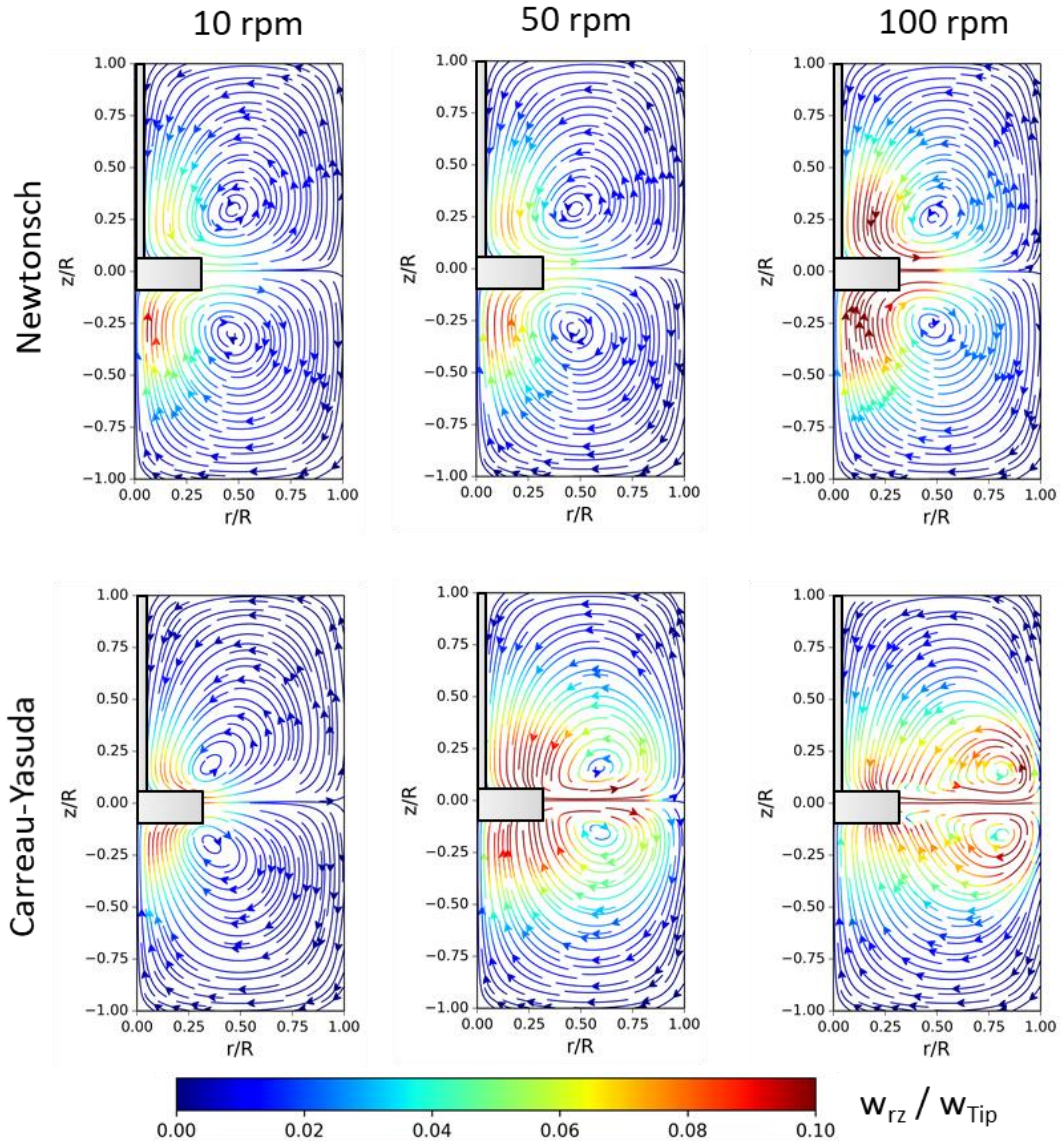

Abbildung 27: Vergleich der sekundären Strömungsprofile für unterschiedliche nicht-elastische rheologische Modelle

4.3.3.1.3 CMC 5 g/kg und CMC 10 g/kg

Auch für zwei CMC-Lösungen (5 g/kg und 10 g/kg) wurden CFD-Simulationen durchgeführt (s. Abbildung 28). Verwendet wurde jeweils das Giesekusmodell.

Während bei allen Strömungsprofilen für die CMC-Lösung mit 5 g/kg eine radiale Förderwirkung berechnet wird, sind sie für CMC 10 g/kg invertiert, d.h. es bilden sich zwei elastisch dominierte Zirkulationswirbel aus. Dieses Verhalten geht auch aus den PIV-Messungen hervor, wie zusätzlich an den Radialgeschwindigkeitsprofilen in Abbildung 29 zu sehen. Qualitativ wird das Strömungsverhalten demnach sehr gut wiedergegeben. Auch quantitativ werden die Geschwindigkeiten gut abgebildet, vor allem dann, wenn die durch die Messtechnik bedingten Schwankungen (Reflektion in Rührernähe) nicht auftreten. Besonders bei CMC 5 g/kg ist der Fehler bei der Berechnung gering – es zeigt sich also, dass der entwickelte Solver zusammen mit dem Giesekus-Modell gut geeignet ist, um auch trägheitsdominierte Strömungsregimes zu berechnen.

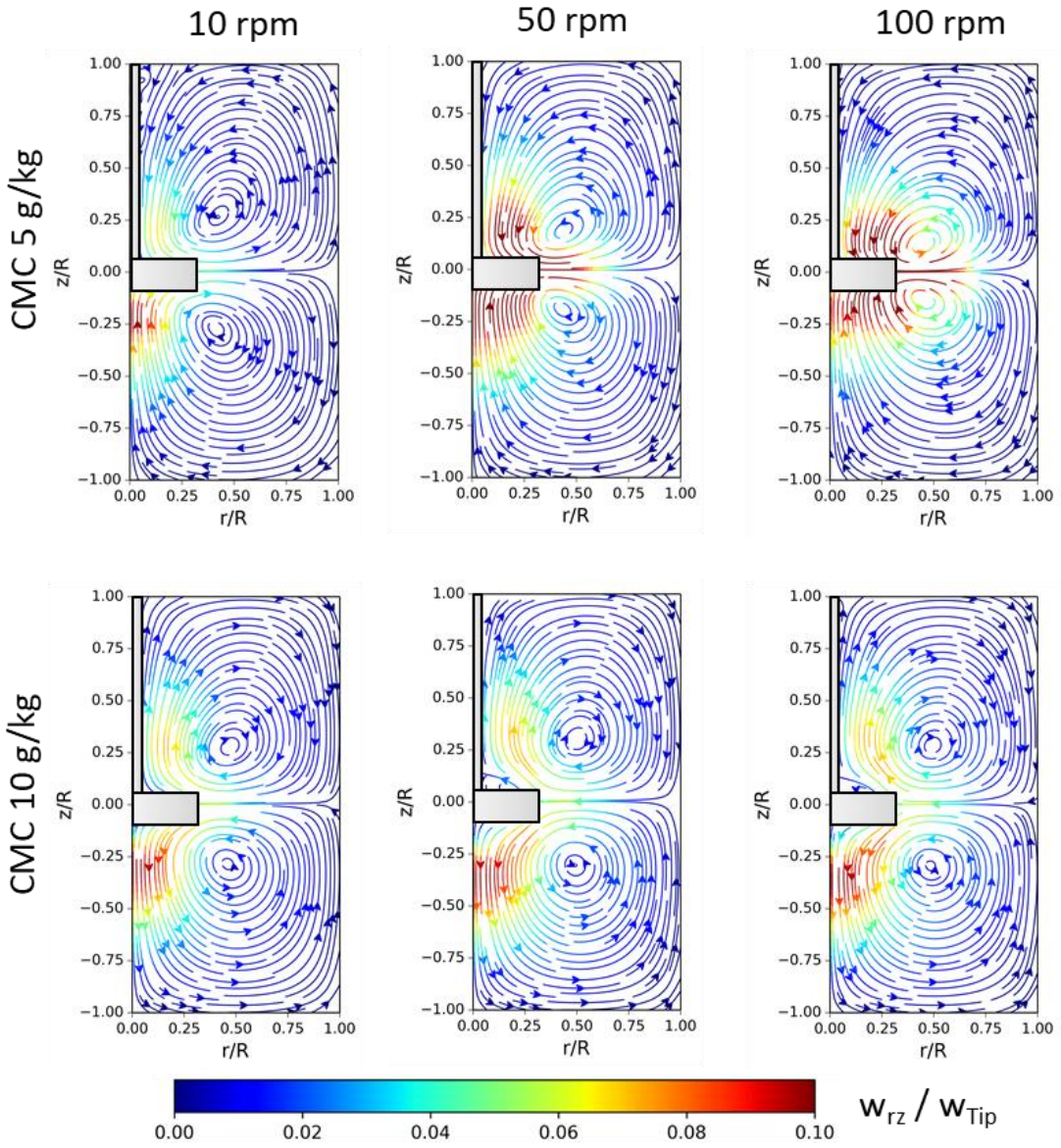

Abbildung 28: Vergleich der berechneten sekundären Strömungsprofile für unterschiedliche CMC-Lösungen (5 g/kg und 10 g/kg)

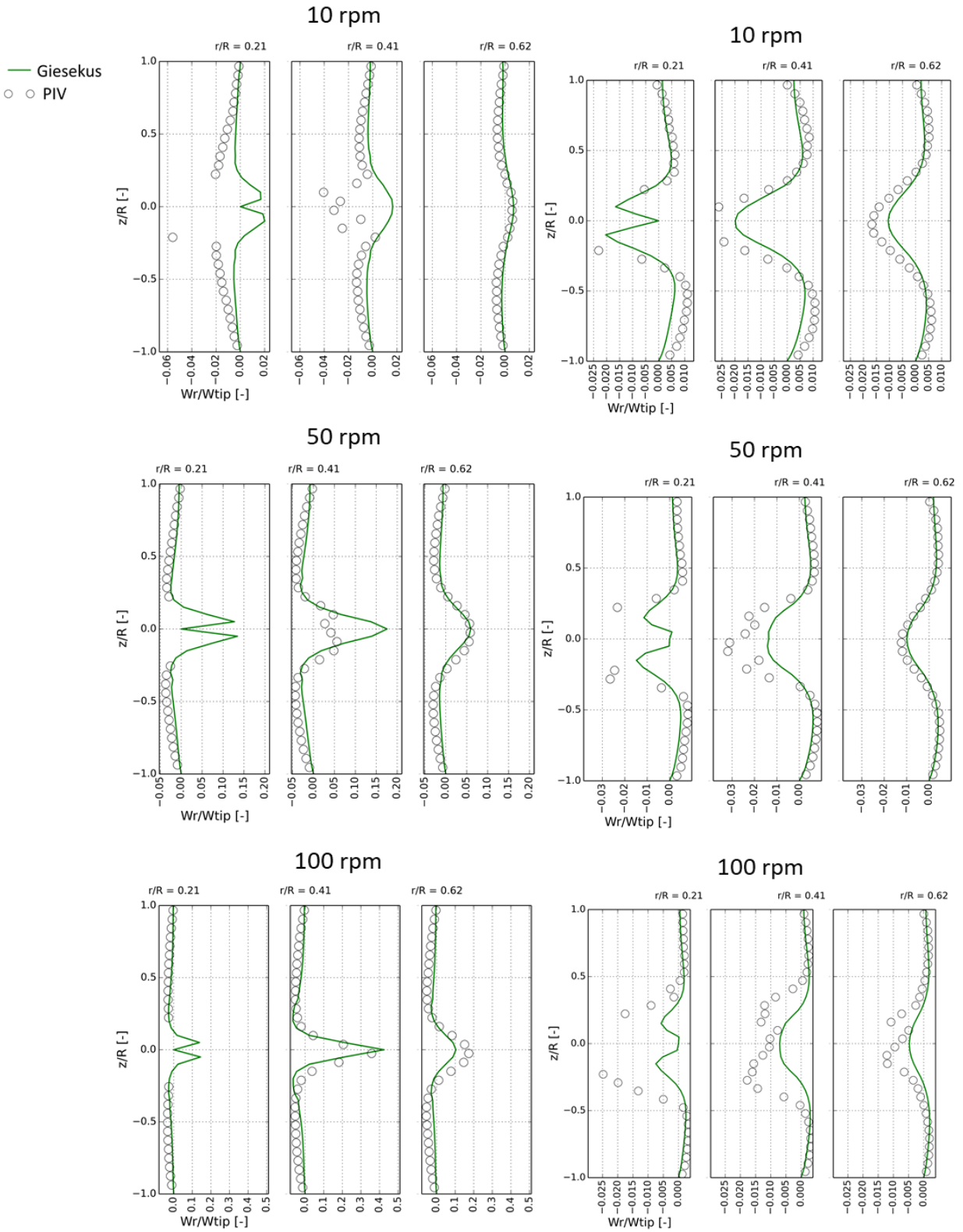

Abbildung 29: Radialgeschwindigkeitsprofile über unterschiedliche axiale Achsen z an verschiedenen radialen Positionen r; links CMC 5 g/kg, rechts CMC 10 g/kg

4.3.3.2 Schrägblattrührer

Nachfolgend sind die Simulationen für den Schrägblattrührer dargestellt.

4.3.3.2.1 Xanthan 1g/kg

In den Berechnungen für die Xanthanlösung zeigt sich ähnlich zum Scheibenrührer die Ausbildung von zwei elastisch bewirkten Zirkulationswirbeln bei niedrigen Drehfrequenzen (10 rpm, s. Abbildung 30) für alle untersuchten viskoelastischen Modelle. Diese sind allerdings nicht symmetrisch zur r-Achse, wie das bei den Scheibenrührern der Fall ist: Der untere der beiden Wirbel weist höhere Strömungsgeschwindigkeiten auf und wälzt somit einen höheren Volumenstrom um. Dieses Verhalten ist auch in den PIV-Messungen zu erkennen (vgl. 4.2.1.3) – die Modelle bilden das Strömungsverhalten demnach qualitativ gut ab.

Die Erhöhung der Drehfrequenz auf 50 rpm bewirkt dann eine andere Strömungsform. Das Giesekusmodell sagt die Ausbildung zweier Zirkulationswirbel mit einem invertierten Drehsinn im Vergleich zu den elastisch angetriebenen Wirbeln voraus, wobei im oberen Teil des Rührkessels nun höhere Geschwindigkeiten herrschen als im unteren. Hier wird das Strömungsverhalten, welches in den Messungen zu sehen war, also nur teilweise richtig widergegeben. Mit den PTT-Modellen dagegen wird korrekterweise die parallele Existenz von vier Zirkulationswirbeln berechnet – elastische und Trägheitskräfte stehen in Balance. Eine Erhöhung auf 100 rpm führt dann im Giesekus-Modell zu einem Angleichen des Strömungsprofils an ein für newtonsche Fluide typisches, d.h. es werden zwei durch Trägheit hervorgerufene Zirkulationswirbel ausgebildet. Die Strömungsprofile, die mit den beiden PTT-Modellen berechnet werden, unterscheiden sich dagegen noch deutlich davon: Für beide wird den Messungen ein Anwachsen des unteren durch Trägheit bewirkten Wirbels simuliert, der aber jeweils im Vergleich mit den Messungen unterschätzt wird. Zudem unterscheiden sich die Strömungsprofile beider Modelle nun deutlich – beim l. PTT wird bei 100 rpm nachwievor die Existenz von vier Zirkulationswirbeln berechnet, während beim exp. PTT nur noch zwei existieren. Da sich die Modelle hauptsächlich in ihrer Modellierung von Dehnviskositäten unterscheiden, lässt sich aus den Berechnungen schlussfolgern, dass besonders bei Axialförderern ein Einfluss der Dehnströmung berücksichtigt werden muss.

Der Vergleich der Radialgeschwindigkeiten an unterschiedlichen z-Achsen und verschiedenen radialen Positionen (s. Abbildung 31) zeigt wiederum, dass durch alle viskoelastischen Modelle die Strömungsgeschwindigkeiten bei niedrigen Drehfrequenzen in sehr guter Genauigkeit widergegeben werden. Bei höheren Drehfrequenzen werden sie in Rührernähe noch akzeptabel berechnet; bei r/R = 0,62 dagegen weichen sie deutlich von den gemessenen Geschwindigkeiten ab, was besonders bei 50 rpm zu sehen ist. Für den Schrägblattrührer sind die Simulationen demnach mit keinem Modell über den gesamten Drehfrequenzbereich zufriedenstellend – hier muss noch eine Anpassung an Dehnviskositäten erfolgen, die innerhalb dieses Projektes noch nicht durchgeführt werden konnte.

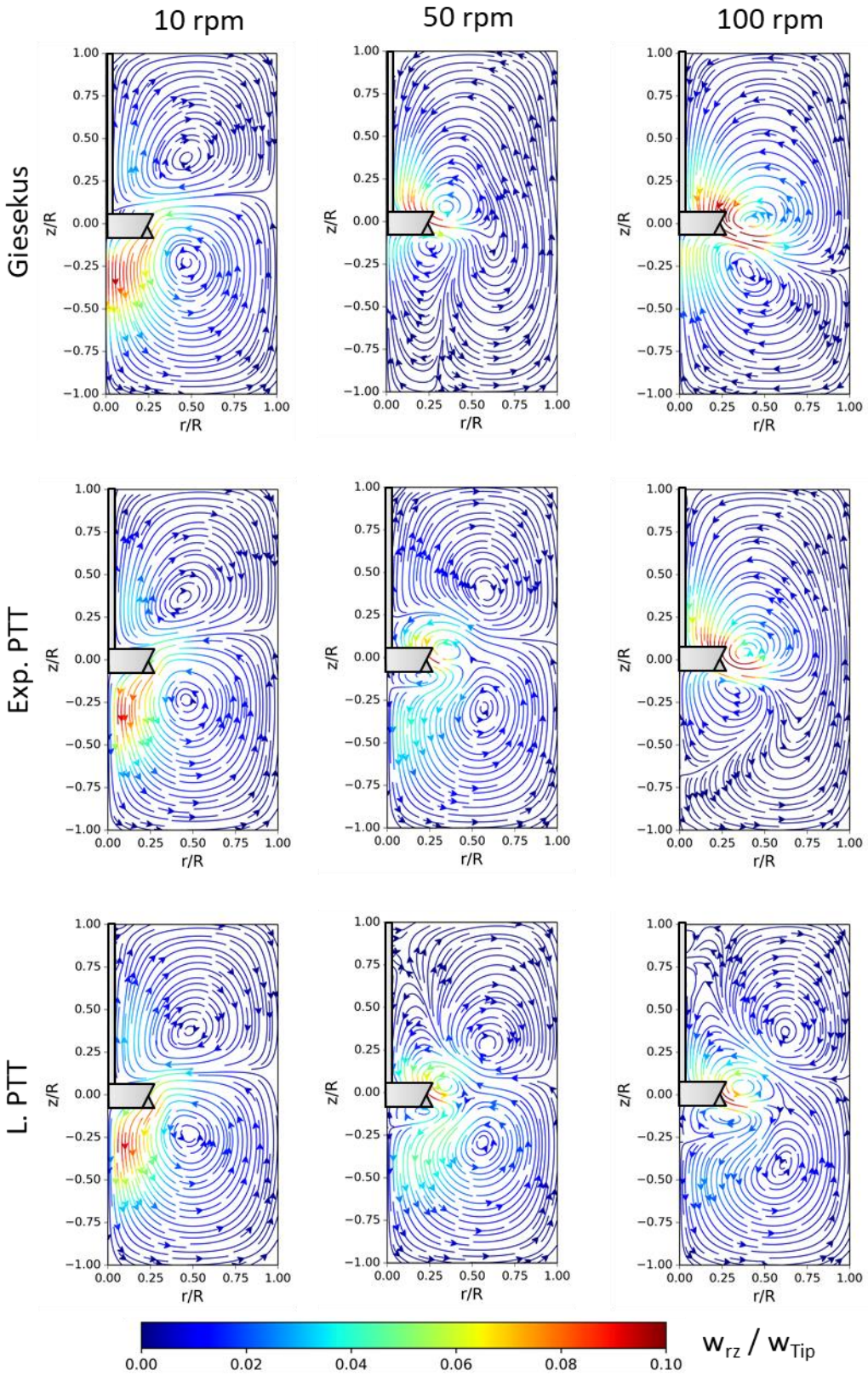

Abbildung 30:: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den CFD-Rechnungen für die Xanthan-Lösung (1 g/kg)

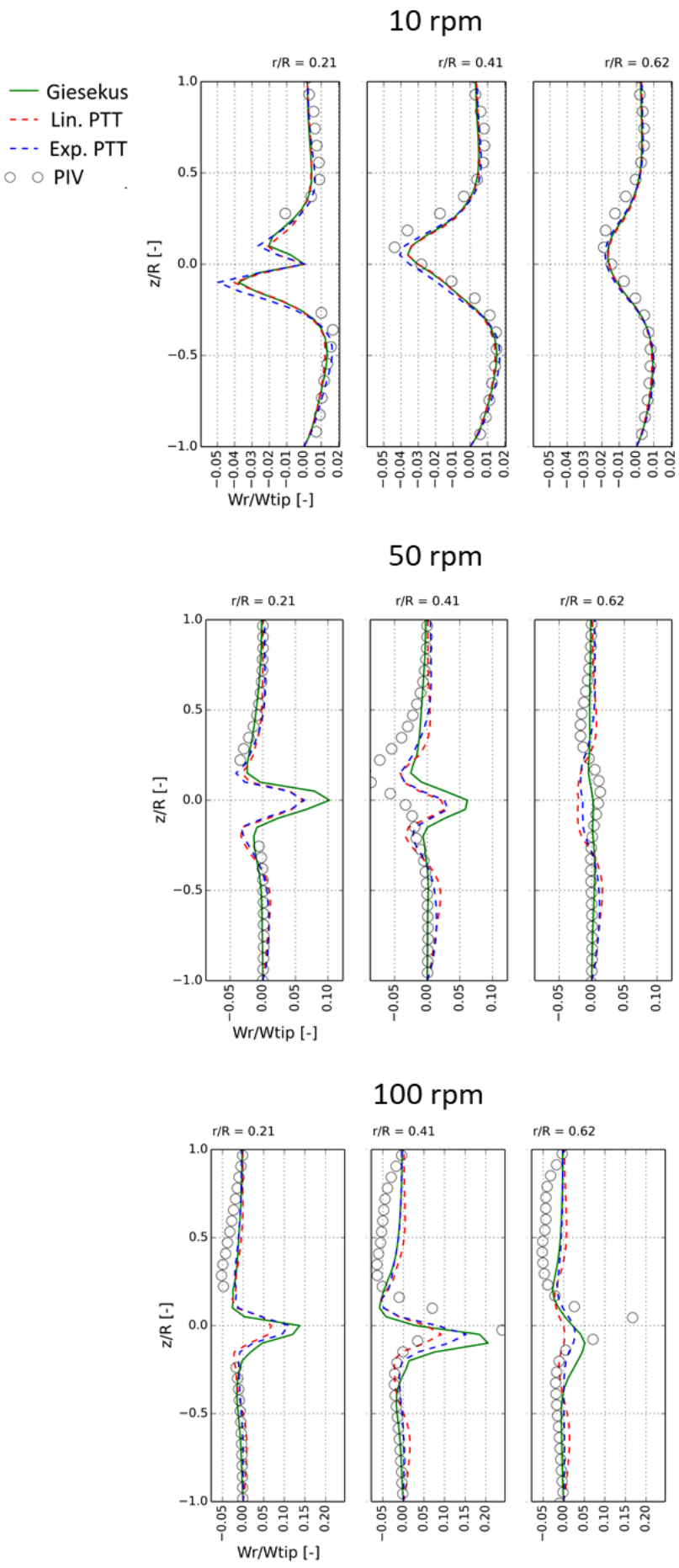

Abbildung 31: Radialgeschwindigkeitsprofile über unterschiedliche axiale Achsen z an verschiedenen radialen Positionen r für die Simulationen mit Xanthan (1 g/kg) und dem Schrägblattrührer

4.3.3.2.2 Newtonsch und strukturviskos

Zum Vergleich wurden zudem Simulationen durchgeführt, in denen keine elastischen Fließeigenschaften berücksichtigt wurden, sondern newtonsches und strukturviskoses (s. Abbildung 32). Es handelte sich dabei um dieselben Werte, wie sie bei den entsprechenden Simulationen für den Scheibenrührer verwendet wurden.

Bei 10 rpm ähneln sich die Strömungsprofile für die beiden Modellierungen sehr – es bildet sich ein primärer Zirkulationswirbel aus, der eine axiale Förderwirkung bewirkt. Zusätzlich dazu ist beim Carreau-Yasuda-Modell ein kleiner Zirkulationswirbel unterhalb des Rührorgans zu erkennen. Dieser wächst bei steigender Drehfrequenz an, sodass die Strömungsprofile zwischen newtonsch und strukturviskos bei 50 rpm sich weiter angleichen. Bei 100 rpm dagegen sind die Unterschiede deutlich – nur beim strukturviskosen Medium entsteht eine Art Pseudokaverne in Rührernähe mit hohen Geschwindigkeiten und vergleichsweise großen Stagnationsbereichen im Rest des Reaktors. Insgesamt kann aber bei keiner Drehfrequenz das Strömungsverhalten, wie es in den PIV-Messungen zu sehen war, ohne Berücksichtigung von elastischen Fließeigenschaften korrekt widergegeben werden.

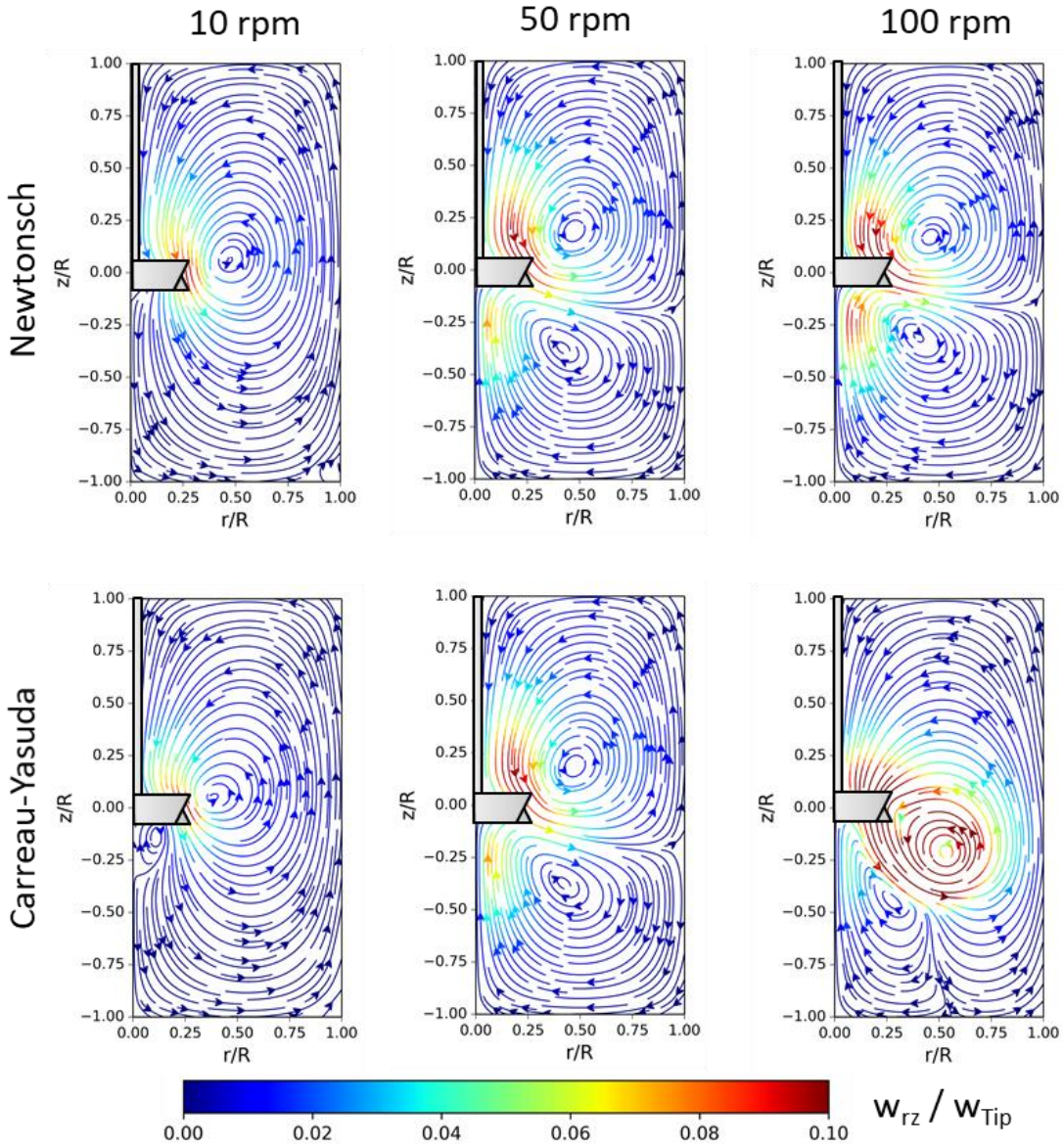

Abbildung 32: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den CFD-Rechnungen für die Xanthan-Lösung (1 g/kg)

4.3.3.2.3 CMC 10 g/kg

Auch für CMC mit 10 g/kg wurden Strömungssimulationen mit dem Giesekusmodell und dem Schrägblattrührer durchgeführt (s. Abbildung 33). Die Drehfrequenzen variierten zwischen 10 und 100 rpm und befanden sich somit alle im trägheitsdominierten Bereich. Die Strömungsprofile sind demnach alle qualitativ korrekt widergegeben – es bilden sich zwei Zirkulationswirbel aus, die eine axiale Förderung bewirken und höhere Geschwindigkeiten im unteren Teil des Reaktors aufweisen. Bei 100 rpm ist zusätzlich die beginnende Entstehung eines Wirbels unterhalb des Rührorgans zu erkennen – der elastische Wirbel verformt sich und es entsteht ein kleines Gebiet unterhalb des Rührers, in dem Stagnation herrscht. Zudem vergrößert sich der größere der beiden elastisch bewirkten Zirkulationswirbel weiter und verdrängt den oberen – beide Phänomene entsprechen denen der PIV-Messungen.

Ähnlich zu den Ergebnissen zum Scheibenrührer werden die Radialgeschwindigkeiten an verschiedenen radialen Positionen zwar qualitativ gut widergegeben, allerdings unterschätzt. Dies deutet darauf hin, dass bei der Modellierung mit dem Giesekusmodell die Normalspannungsdifferenzen der CMC-Lösung mit 10 g/kg systematisch unterschätzt werden.

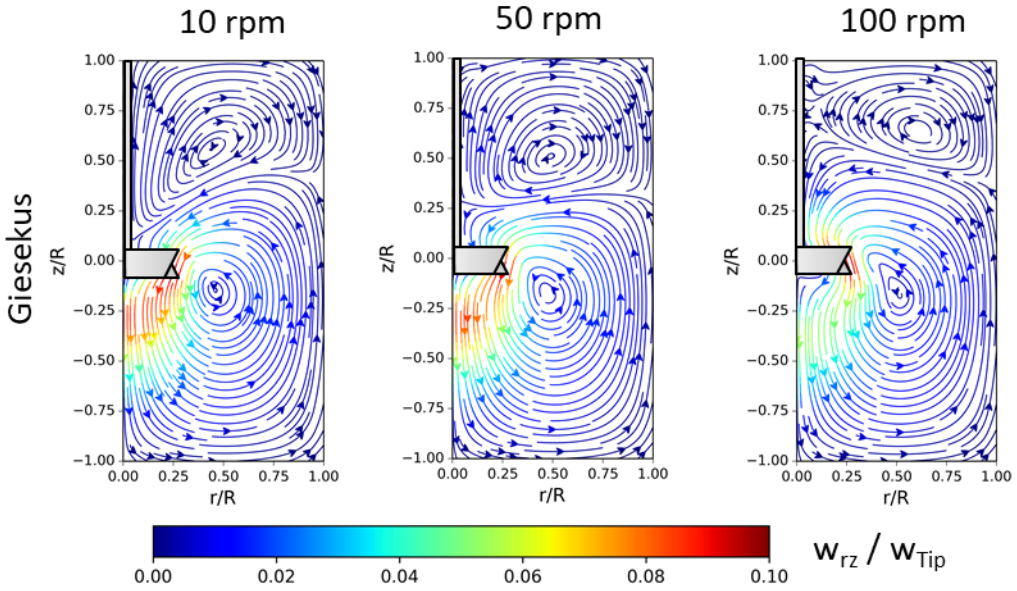

Abbildung 33: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den CFD-Rechnungen für die CMC-Lösung (10 g/kg)

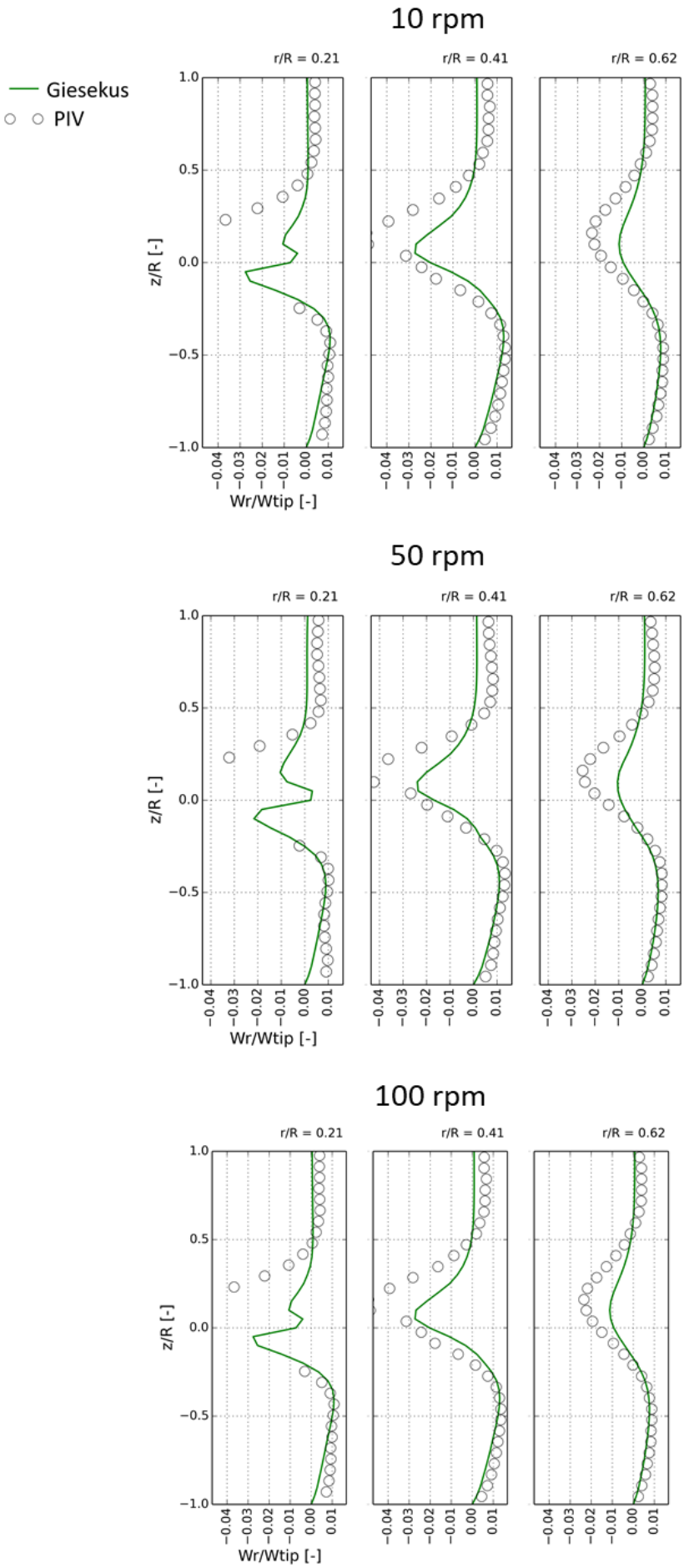

Abbildung 34: Radialgeschwindigkeitsprofile über unterschiedliche axiale Achsen z an verschiedenen radialen Positionen r für die Simulationen mit CMC (10 g/kg) und dem Schrägblattrührer

4.3.4 Simulationsergebnisse Tauchmotorrührwerke

In diesem Kapitel werden numerische Ergebnisse vorgestellt, die für Propellergeometrien, wie sie übericherweise für Tauchmotor-Rührwerke Verwendung finden, ermittelt wurden.

4.3.4.1 Freistrahl

Wie in der Literatur bereits beschrieben, haben rheologische Stoffeigenschaften einen großen Einfluss auf das Strömungsfeld, wie es durch Propeller induziert wird. So kann es bspw. in bestimmten Re-Bereichen zu einer Aufweitung des sogenannten Abstrahlwinkels kommen – der Propeller fördert dann im Extremfall radial. Eine Erklärung für diese Aufweitung existiert bislang nicht, allerdings deuten bereits die PIV-Ergebnisse zum Schrägblatt- und Propellerrührer auf einen deutlichen Einfluss von elastischen Fließeigenschaften hin. Es wird in diesem Kapitel durch Verwendung verschiedener rheologischer Modelle (newtonsch, strukturviskos über Carreau-Yasuda und viskoelastisch über Giesekus) also untersucht, ob das Aufweitungsverhalten numerisch abgebildet werden kann. Zudem dienen PIV-Messungen einer Validierung der Rechnungen. Die Reaktorgeometrie richtete sich nach den experimentellen Vorarbeiten und bestand aus einem quaderförmigen Becken (Lange 1 m; Breite und Höhe 0,5 m, s. Abbildung 35) mit einem 3-flügeligen Propeller (d = 0,04 m) als Rührorgan.

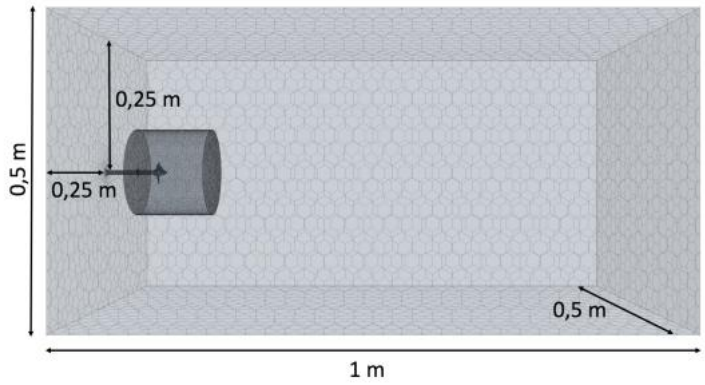

Abbildung 35: CFD-Netz zur Berechnung von Propellerströmungen

In Abbildung 36 oben sind Simulationsergebnisse für den Freistrahl in einer CMC-Lösung mit 5 g/kg dargestellt. Für die Beschreibung der viskoelastischen Fließeigenschaften wurde das Giesekusmodell verwandt.

Es zeigt sich, dass durch Berücksichtigung elastischer Fließeigenschaften eine Reproduktion der Aufweitungswinkel möglich ist. Bei niedriger Drehzahl (100 rpm) und damit in elastisch dominierten Betriebsbedingungen wird eine axiale Förderrichtung erzeugt und der Freistrahlwinkel ist klein. Erhöht sich die Drehzahl (500 rpm), bildet sich ein Rückstromgebiet an der Spitze des Propellers – der Freistrahlwinkel weitet sich, eine hauptsächlich radiale Förderung wird erreicht. Durch weitere Erhöhung der Drehzahl (1500 rpm) wird der Freistrahlwinkel kleiner, bis schließlich wieder eine axiale Strömungsrichtung vorherrscht (3000 rpm).

In den newtonschen Simulationen dagegen wird kaum eine Abhängigkeit des Freistrahlwinkels von der Drehzahl deutlich – über den gesamten Bereich hat der Winkel eine Ausprägung von über 60°. Wird strukturviskoses Fließverhalten berücksichtigt, ist der Freistrahlwinkel dagegen schon bei

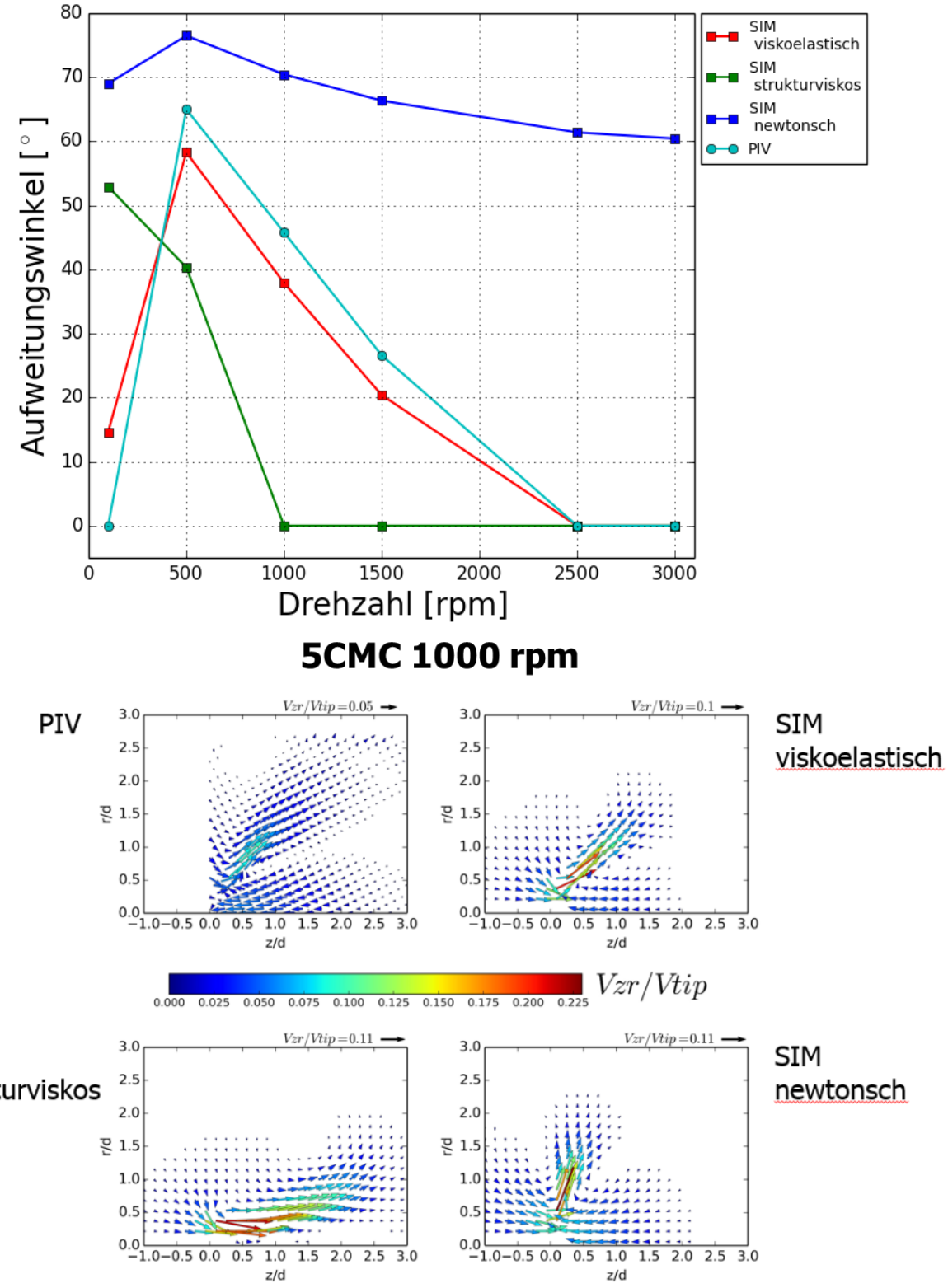

Abbildung 36: Experimentelle und Simulationsergebnisse für die Aufweitung eines Freistrahls für einen 3-Flügel-Propeller (d = 0,04 m) in wässriger CMC-Lösung (5 g/kg); oben: Aufweitungswinkel des Freistrahls; unten: Strömungsprofile

1000 rpm zusammengefallen. Strukturviskosität begünstigt demnach den Zusammenfall, welcher durch Elastizität gedämpft wird.

Im Vergleich mit experimentellen Strömungsfelddaten zeigt sich zudem, dass unter Verwendung des Giesekusmodells auch quantitativ gute Ergebnisse erzielt werden (Abbildung 37).

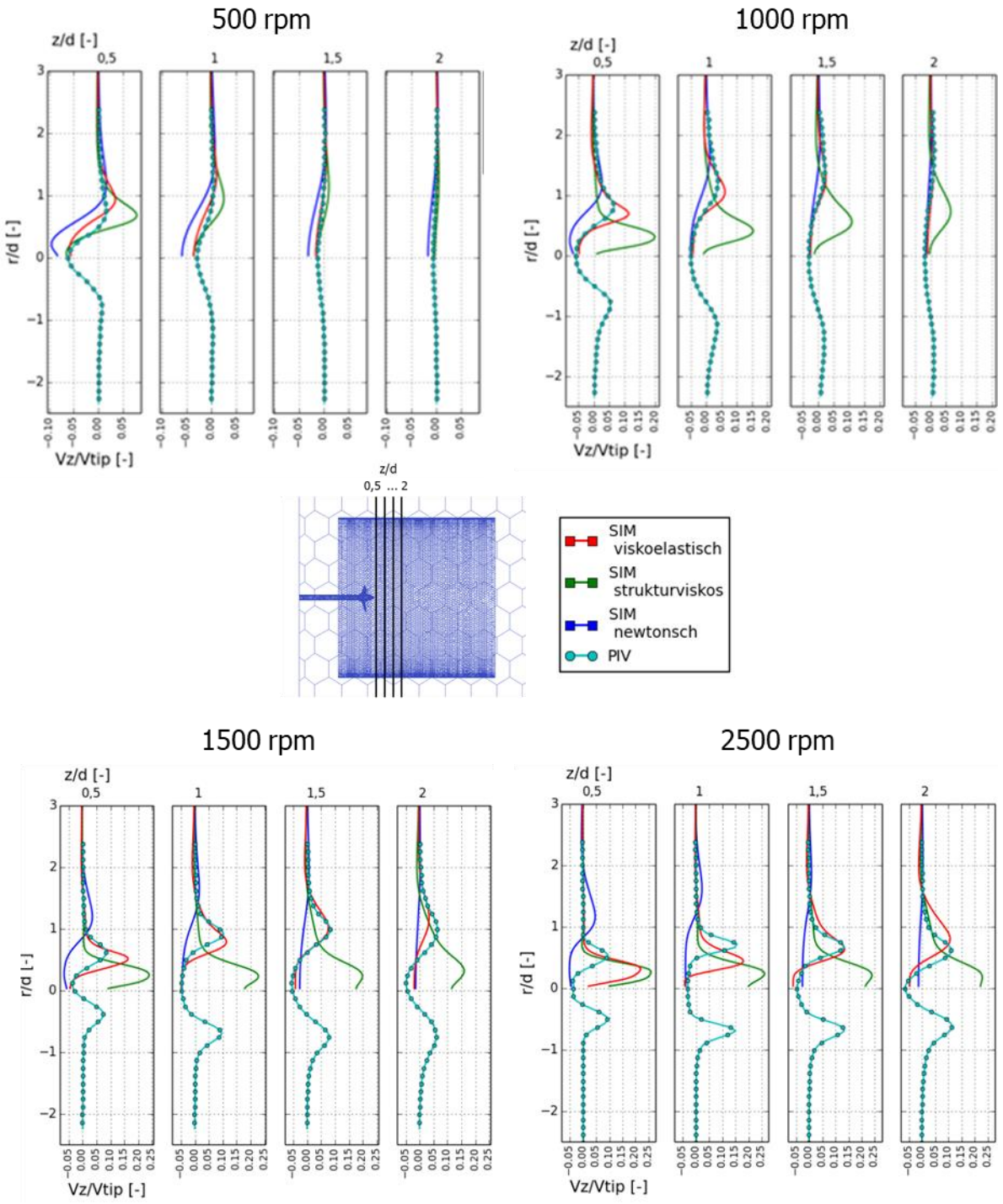

Abbildung 37: Geschwindigkeitsprofile für einen 3-Flügel-Propeller (d = 0,04 m) in wässriger CMC-Lösung (5 g/kg)

So werden die axialen Geschwindigkeiten entlang verschiedener radialer Achsen an unterschiedlichen radialen Positionen für variierende Drehzahlen in guter Genauigkeit wiedergegeben. Die größten Abweichungen zwischen Experiment und Simulation sind bei einem Abstand von z/d = 0,5, also einem halben Rührerdurchmesser, vorzufinden. Der Grund hierfür ist hauptsächlich, dass in der Nähe des Rührers die verwendete PIV-Methode durch Reflektionen und andere Störfaktoren stark fehlerbehaftet ist. Abweichungen bei einem Abstand von z/d = 2 sind vorwiegend auf an dieser Stelle noch nicht vollständig stationäre Strömungsbedingungen zurückzuführen – die Simulationen wurden aufgrund des ausgeprägten Rechenaufwandes nach 20 Rührerumdrehungen gestoppt.

Auch für den Propeller gilt für den gesamten untersuchten Drehzahlbereich, dass durch alleinige Berücksichtigung von Strukturviskosität die Geschwindigkeiten deutlich überschätzt, während sie bei

newtonscher Modellierung unterschätzt werden. Für CFD-Simulationen von Biogasanlagen sollten elastische Eigenschaften demnach auf jeden Fall Berücksichtigung finden.

4.3.4.2 Propellerkorrespondenz

Aufbauend auf den numerischen Ergebnissen in der quaderförmigen Geometrie wurde zusätzlich das Strömungs- und Vermischungsverhalten in einem zylindrischen, zu einer Biogasanlage geometrisch ähnlichen Reaktor mit drei Rührwerken untersucht. Durch zyklische Randbedingungen konnte das Rechennetz auf einen 120°-Teil reduziert werden (s. Abbildung 38). Höhe und Radius des Reaktors betrugen 300 mm, der Durchmesser des 3-flügeligen Propellers 20 mm. Ziel der Simulationsstudie war die Untersuchung von Fließeigenschaften sowie des Propelleranstellwinkels auf Strömungsfelder, Stagnationsvolumina und Mischzeiten. Dazu wurden wiederrum strukturviskose über das Carreau-Yasuda-Modell und viskoelastische Fließeigenschaften über das Giesekus-Modell berücksichtigt.

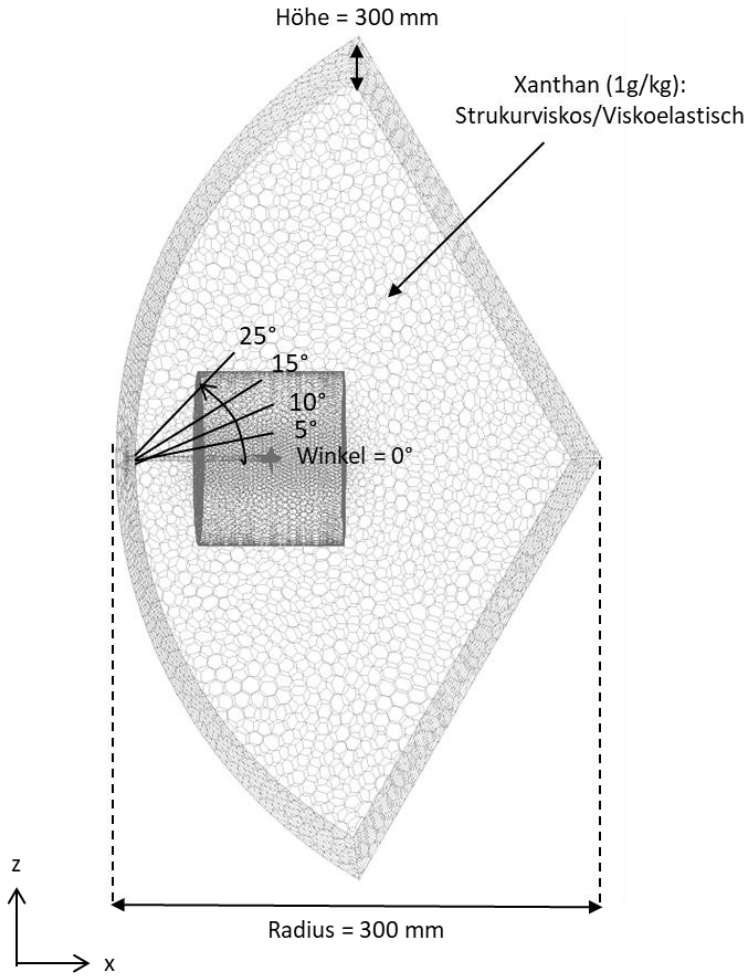

Abbildung 38: CFD-Netz zur Berechnung von Propellerkorrespondenz

4.3.4.2.1 Stagnationsvolumina

In Abbildung 39 sind Stagnationsvolumina, jeweils bezogen auf das Gesamtvolumen des Reaktors, dargestellt. Als Kriterium für Stagnationsfluss galt dabei eine Geschwindigkeit kleiner als 1 mm s^{-1}. Es zeigt sich, dass durch Erhöhung der Drehzahl prinzipiell der Anteil an Stagnationszonen verringert werden kann. Ist

er in der viskoelastischen Simulation bei 1500 rpm bei jedem Anstellwinkel noch bei 30%, kann durch eine Steigerung der Drehfrequenz auf 3000 rpm der Anteil annähernd auf 0% gesenkt werden – in diesem Betriebszustand sollte es demnach zu keiner Ausbildung von Schwimm- und Sinkschichten kommen. Eine weitere Erhöhung der Drehfrequenz ist demnach nicht notwendig. Eine Kenntnis über diese kritische Drehfrequenz ist zur Wahl einer auch wirtschaftlich optimalen Betriebsbedingung also wertvoll.

Eine Abhängigkeit der Stagnationsvolumina bezüglich des Propelleranstellwinkels ist lediglich bei strukturviskosen Fließeigenschaften zu erkennen. So führt eine Erhöhung des Anstellwinkels auf 25° bei einer Drehfrequenz von 1500 rpm zu einem Absinken um 5%. Insgesamt aber ist der Anstellwinkel keine wesentliche Größe zur Verringerung von Stagnationsvolumina.

Bildet man die Differenz aus den Stagnationsvolumina zwischen den unterschiedlichen rheologischen Modellen (s. Abbildung 39 rechts), so erkennt man, dass elastische Fließeigenschaften besonders in niedrigen Drehfrequenzbereichen zu einer Verschlechterung des Vermischungszusstandes führen. So ist der Anteil an Stagnationsvolumen bei 1500 rpm um ca. 15% höher. Eine Erklärung dafür liegt in den Strömungsprofilen, die im nachfolgenden Kapitel beschrieben werden.

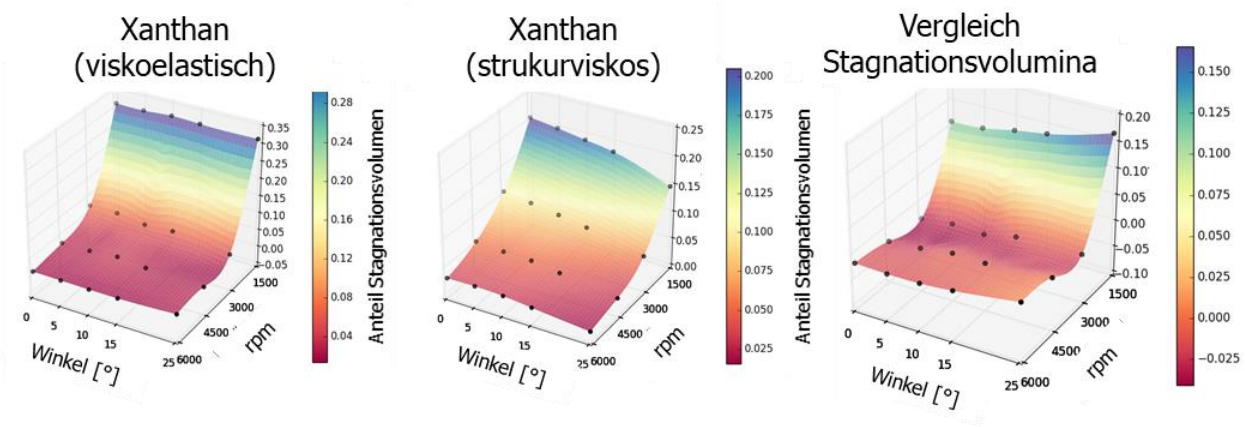

Abbildung 39: Anteil an Stagnationsvolumen im Reaktorvolumen in Abhängigkeit von Drehfrequenz, Anstellwinkel und rheologischer Modellierung

4.3.4.2.2 Abhängigkeit der Strömungsprofile vom Anstellwinkel

Nachfolgend sind Felder für die Geschwindigkeiten in z- und x-Richtung, die auf Höhe der Rührorgane (y=0) und nach Erreichen eines quasistationären Zustandes ermittelt wurden, dargestellt (s. Abbildung 40). Bei allen wurde die Drehfrequenz auf 1500 rpm gesetzt und der Anstellwinkel variiert. Zur Berechnung wurde das Giesekusmodell verwendet.

Zu erkennen ist, dass sich jeweils zwei Zirkulationswirbel ausbilden. Bei 0° sind diese symmetrisch, was dazu führt, dass nahezu kein Volumenstrom über die zyklischen Randflächen ausgetauscht wird und somit kaum Korrespondenz zwischen den verschiedenen Rührorgangen stattfindet. Mit steigendem Anstellwinkel erhöht sich der ausgetauscht Volumenstrom sukzessive, da die primäre Abstrahlwirkung der Propeller axial ist und eine Erhöhung des Anstellwinkels bewirkt, dass das frontal abgestrahlte Volumen in den Ansaugbereich hinter der anderen Rührorgane gelangt. Bei allen Drehzahlen sind noch ausgeprägte Zirkulationswirbel zu sehen. Diese bewirken – wie in den Mischzeitstudien im nächsten Kapitel zu sehen – kavernenartige Kompartimentierungen im Reaktor und eine Erhöhung der Mischzeit.

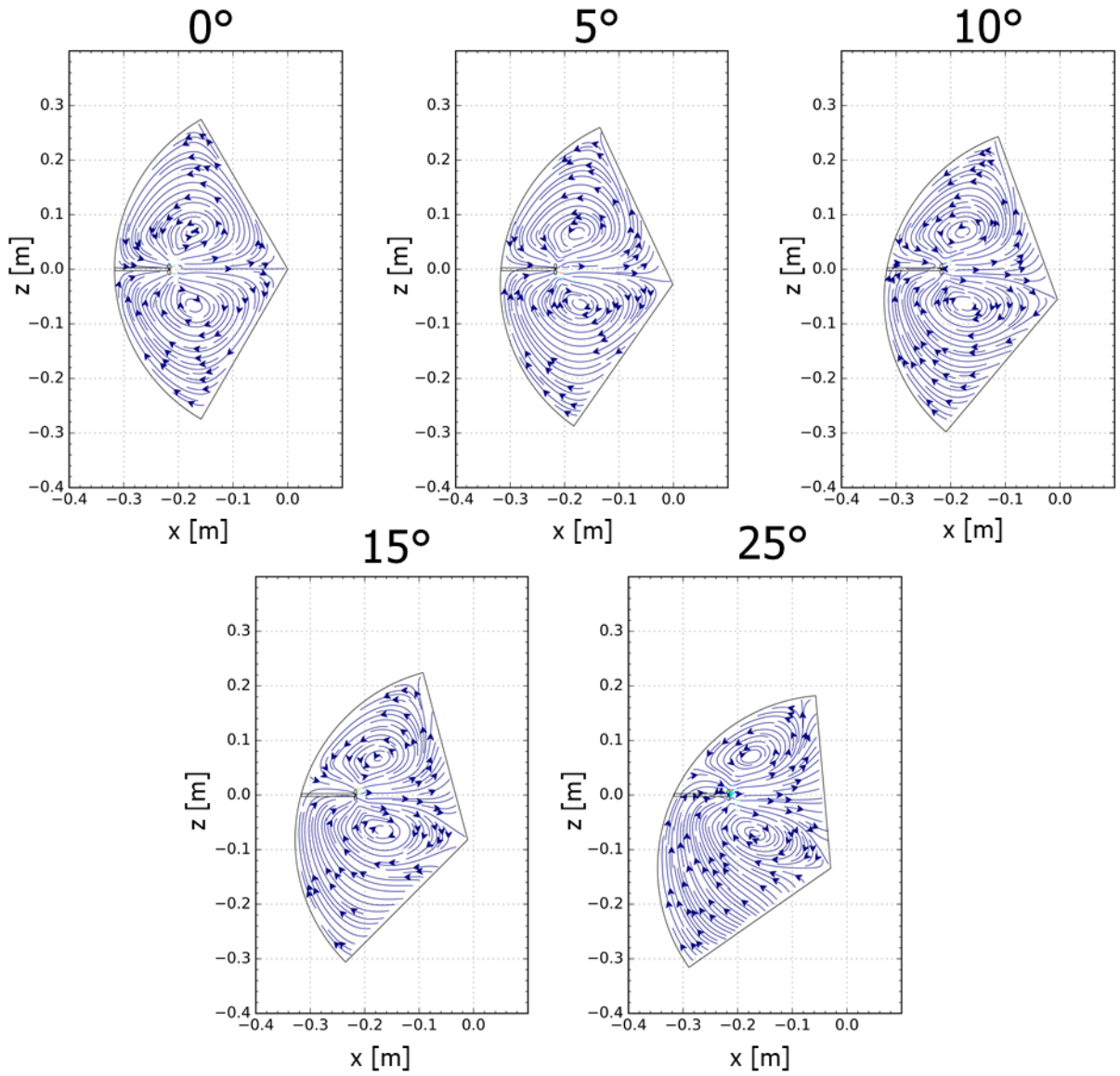

Abbildung 40: X-z-Geschwindigkeitsverläufe auf Höhe des Rührorgans (y = 0) in Abhängigkeit des Anstellwinkels bei viskoelastischer Modellierung und 1500 rpm

4.3.4.2.3 Abhängigkeit der Mischzeiten vom Anstellwinkel

Für die oben beschriebenen Anstellwinkel wurden zudem numerisch Mischzeituntersuchungen durchgeführt. Dazu wurden die quasistationären Strömungsfelder aus den vorhergehenden Berechnungen wieder zu einem kompletten Reaktor zusammengefügt und zyklische sowie AMI-Randflächen entfernt. Die Berechnungen wurden mittels der Transportgleichung eines passiven Skalars durchgeführt, welcher vorderseitig bzgl. eines Propellers in einem Bereich von 1 cm³ initialisiert wurde.

Zur Visualisierung wurde wiederum die z-x-Schnittfläche auf Höhe der Rührorgane gewählt. In Abbildung 41 bis Abbildung 45 sind die Ergebnisse für die verschiedenen Anstellwinkel dargestellt. Bei 0° ist zu erkennen, dass zunächst eine Förderung in Richtung des Reaktorzentrums stattfindet (1 s), die sich dann aufweitet (6 s) und um die Zentren der Zirkulationswirbel herum wieder in den Ansaugbereich des Propellers begibt (33 s). Bei dieser Zeit ist auch erkennbar, dass sich der Tracer in den Zentren der Zirkulationswirbel anreichert, es also zu einer Art Kavernenbildung kommt. Eine Korrespondenz zwischen den Rührorganen findet bei diesem Anstellwinkel nur in einem schmalen Bereich entlang der Wand statt, die Rührorgane fördern also nahezu getrennt voneinander. Eine erste Korrespondenz tritt auch erst nach 98 s auf, nachdem sich der Tracer in dem 120°-Stück der Zugabe schon gut verteilt hat. Er wird in den Ansaugbereich des zweiten Rührers gefördert,

von wo aus eine axiale Förderwirkung ihn um die Zirkulationswirbel herum im 120°-Bereich des zweiten Rührers verteilt. Wieder ist zu erkennen, dass die Zentren der Zirkulationswirbel eine Art Kaverne ausbilden, es also eine lange Zeit benötigt, bis sich das Fluid auch hier vermischt. Die Korrespondenz mit dem dritten Rührer findet wiederum nur über einen schmalen Bereich entlang der Wand statt. Die Zeit, bis der Tracer auch am dritten Rührwerk ankommt, beträgt 450 s. Eine Vermischung nach dem 10%-Kriterium gelingt mit diesem Anstellwinkel erst nach 5590 s.

Bei 5° ist das Vermischungsverhalten ähnlich, d.h. wieder wird zunächst eine axiale Förderwirkung beobachtet und der Tracer reichert sich um die Zentren der Zirkulationswirbel an. Korrespondenz zwischen den Rührwerken findet nur entlang schmaler Bereiche entlang der Wände statt. Der ausgetauschte Volumenstrom ist bei einem Anstellwinkel von 5° allerdings höher, sodass eine Vermischung nach dem 10%-Kriterium früher erfolgt (2330 s).

Auch durch eine Erhöhung des Anstellwinkels auf 10° wird zunächst am generellen Vermischungsverhalten kaum etwas geändert – eine axiale Förderung bewirkt eine schnelle Vermischung innerhalb des 120°-Stücks mit einer Ansammlung in den Zentren der Zirkulationswirbel, wodurch eine kavernenartige Struktur entsteht. Die Korrespondenz zwischen den Rührwerken ist nun allerdings deutlich ausgeprägter. Der zugegebene Tracer erreicht den zweiten Propeller schon nach 24 s, den dritten nach 59 s. Durch diese Korrespondenz wird eine wesentlich geringere Mischzeit erhalten (2330 s). Den Trend fortsetzen lässt sich durch eine Erhöhung auf 15° - hier beträgt die Mischzeit dann nur noch 1700 s.

Bei einem Anstellwinkel von 25° unterscheidet sich das Vermischungsverhalten nun deutlich. Die axiale Förderung bewirkt einen nahezu kompletten Transport des Tracers in den Ansaugbereich des zweiten Propellers, der diesen wiederum zum dritten befördert. Der Tracer zirkuliert also vergleichsweise schnell durch den gesamten Reaktor (61 s, bis er wieder bei ersten Propeller angelangt ist). Dadurch wird eine schnelle Vermischung realisiert – 660 s bis zur vollständigen Vermischung nach dem 10%-Kriterium.

Zusammenfassend lässt sich also sagen, dass eine Erhöhung des Anstellwinkels eine Verringerung der Mischzeit auf fast ein Zehntel bewirkt (von 5590 auf 660 s). Als für die Vermischung problematische Zonen haben sich wandnahe Bereiche sowie die Zentren der Zirkulationswirbel, die kavernenartige Bereiche bilden, ergeben.

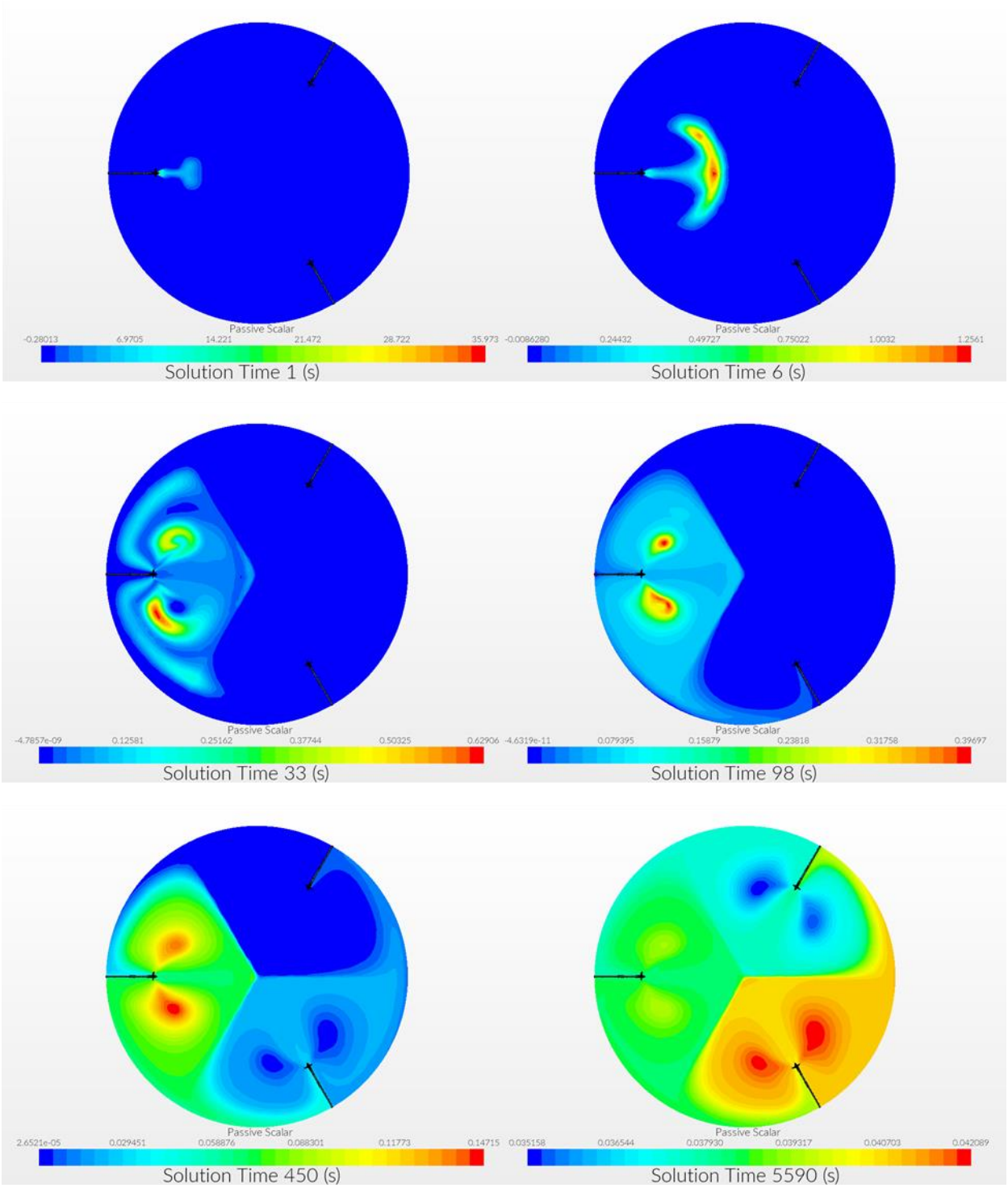

Abbildung 41: Konzentrationsfelder in der x-z-Schnittebene auf Höhe der Rührorgane über die Zeit; Anstellwinkel 0°

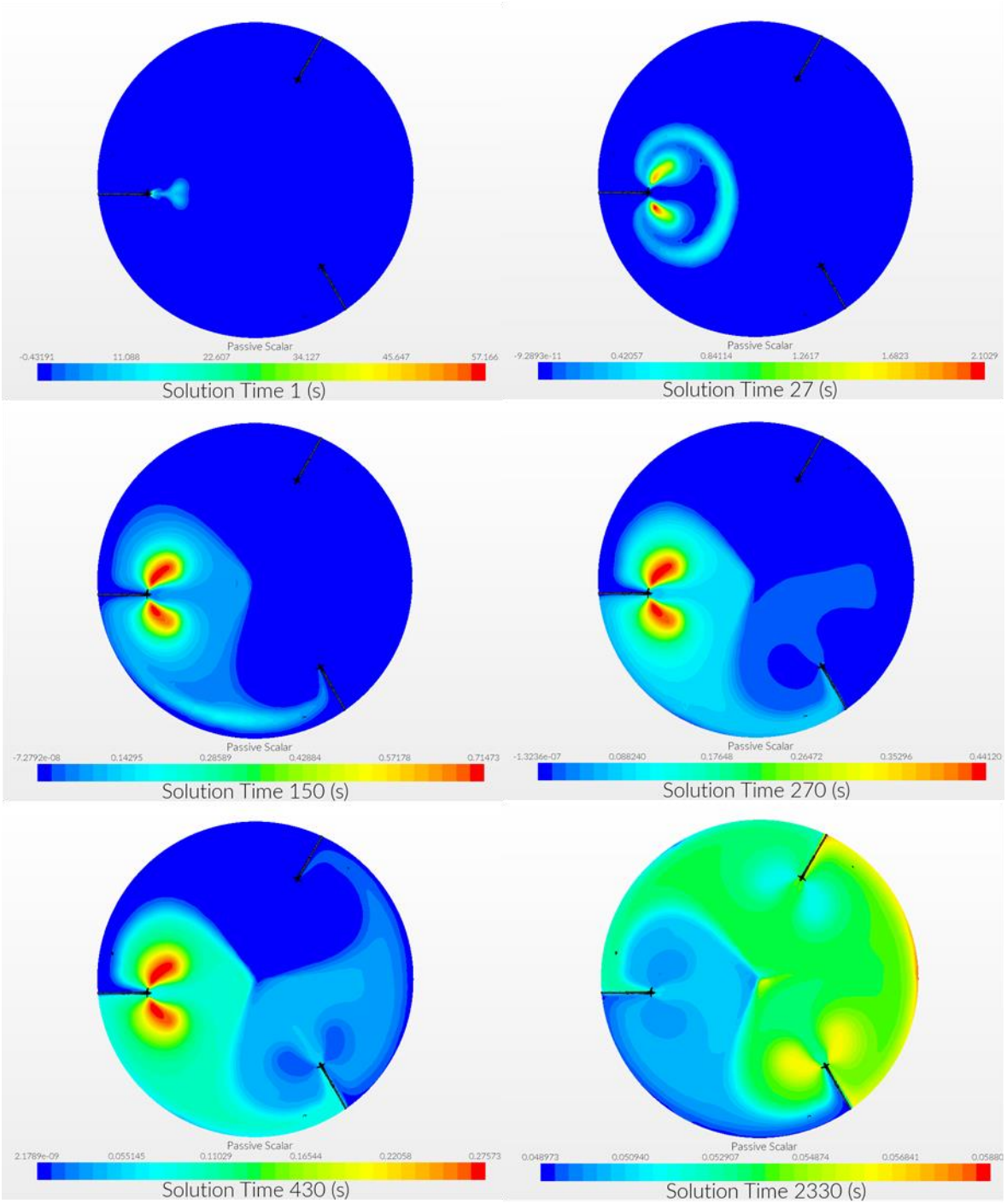

Abbildung 42: Konzentrationsfelder in der x-z-Schnittebene auf Höhe der Rührorgane über die Zeit; Anstellwinkel 5°

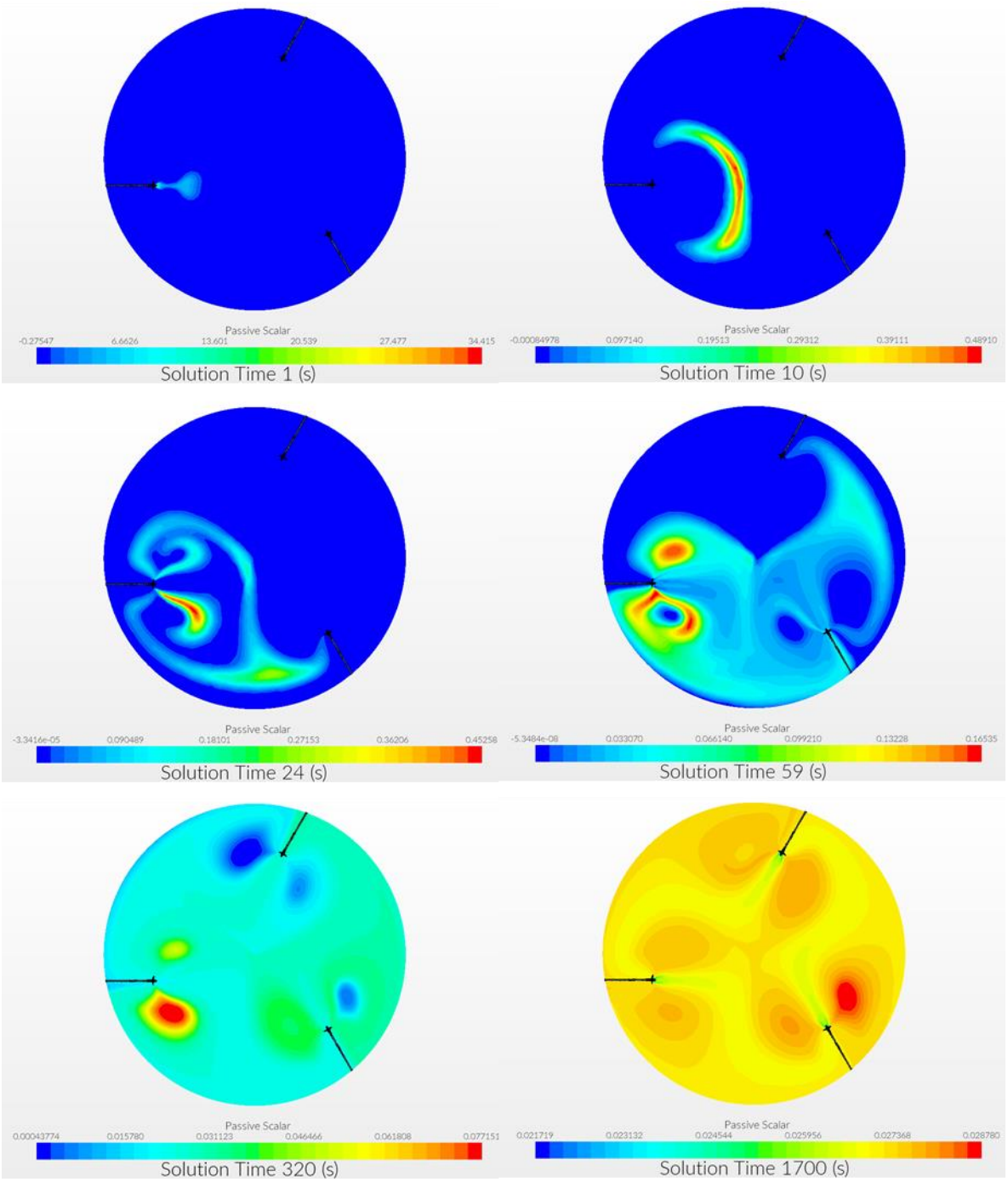

Abbildung 43: Konzentrationsfelder in der x-z-Schnittebene auf Höhe der Rührorgane über die Zeit; Anstellwinkel 10°

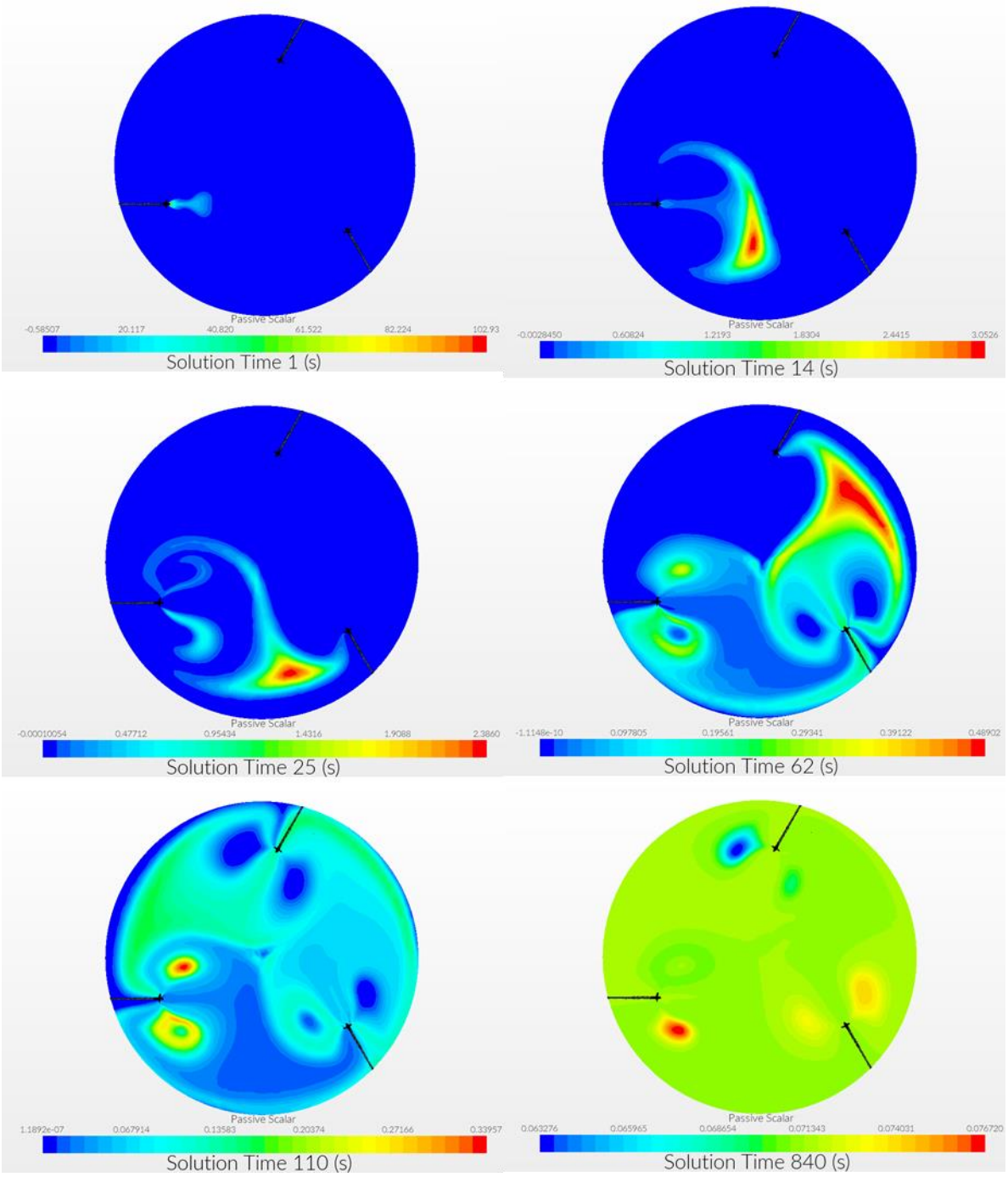

Abbildung 44: Konzentrationsfelder in der x-z-Schnittebene auf Höhe der Rührorgane über die Zeit; Anstellwinkel 15°

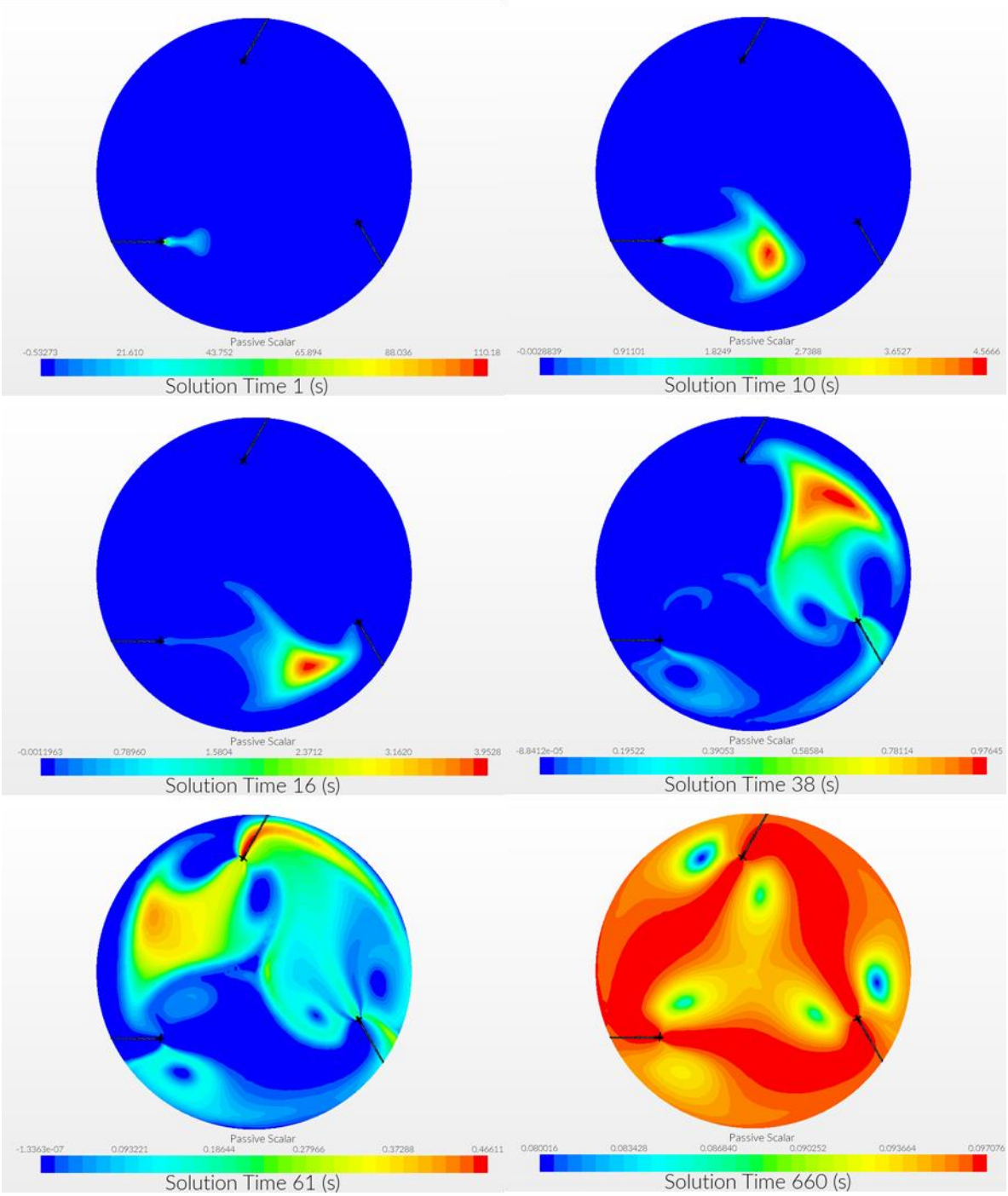

Abbildung 45: Konzentrationsfelder in der x-z-Schnittebene auf Höhe der Rührorgane über die Zeit; Anstellwinkel 25°

4.3.5 Aggregate

4.3.5.1 Monitoring Entsäuerungsversuche der gemeinsamen Versuche am GFZ

Die Entsäuerungsversuche, die am GFZ für verschiedene Additive erfolgten (CaO, Ferrosorb, Envital_const + NaOH), wurden mittels der SOPAT-KR-Endoskopsonde während der gesamten Versuchsdauer in situ optisch vermessen. Dabei wurden in Intervallen von 5 min für die CaO- sowie Ferrosorb- bzw. 30 s für die Envital_const+NaOH-Entsäuerung Bilder aufgenommen. Exemplarisch sind in Abbildung 46 Aufnahmen für die verschiedenen Versuche dargestellt, jeweils 24 h nach Beginn der Entsäuerung.

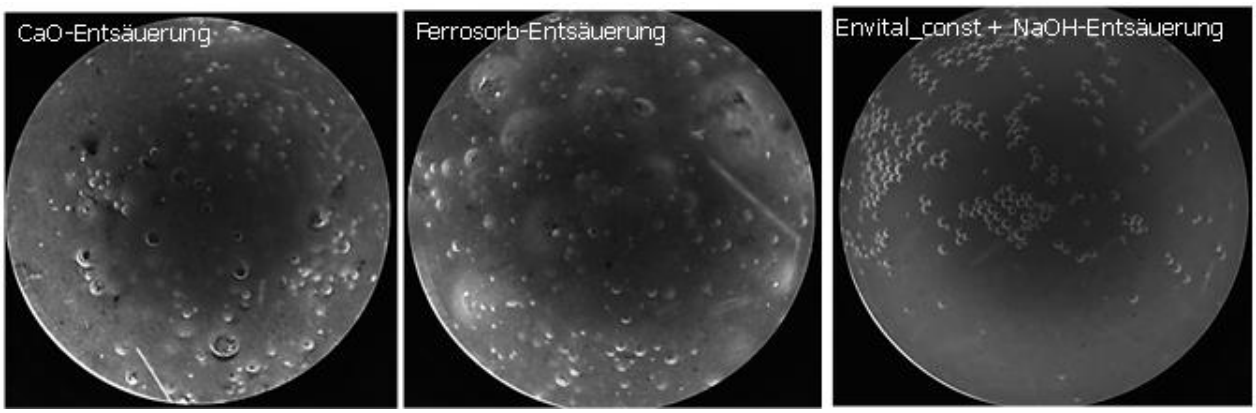

Abbildung 46: Optische Aufnahmen mittels der KR-Endoskopsonde; links Entsäuerung mit CaO, mittig mit Ferrosorb, rechts mit Envital_const+NaOH

Es konnte zu keinem Zeitpunkt des Versuchs die Bildung von Aggregaten mit dem Endoskop beobachtet werden, da diese für den Messbereich der verwendeten Sonde zu klein waren. Dies steht im Einklang mit Untersuchungen von Proben aus den Biogasreaktoren.

4.3.5.2 Monitoring Hochlastbetrieb Klärschlammbiogasanlage Leipziger Abwasserbetriebe

Da sich in den Entsäuerungsversuchen des GFZ nur sehr kleine Aggregate gebildet hatten, wurden ausweichend dazu photooptische Untersuchungen an Biogasanlagen der Leipziger Abwasserbetriebe durchgeführt. In diesen wurde durch Zugabe von CaO-Additiven ein Hochlastbetrieb erreicht; eine Vermischung des Reaktors erfolgte durch Umwälzung durch eine externe Pumpe. Während der gesamten Versuchsdauer (über 3 Monate) wurden in Intervallen von 10 Minuten Mikroskopaufnahmen erfasst. Es konnte erfolgreich die Bildung von Aggregaten nachgewiesen werden (s. Abbildung 47).

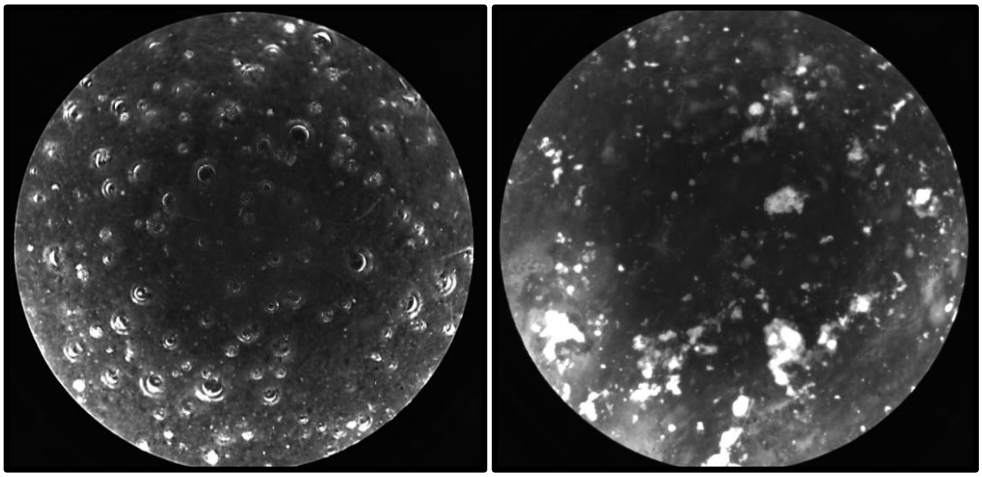

Abbildung 47: Optische Aufnahme mittels der KR-Endoskopsonde in den Biogasanlagen der Leipziger Abwasserbetriebe; links vor der Additivzugabe, rechts danach

Aufgrund der großen Anzahl an störenden Fremdpartikeln konnte eine automatische Auswertung nicht erfolgen. Durch manuelle Auswertung der Mikroskopaufnahmen konnten dennoch Partikelgrößenverteilungen der Aggregate erfasst werden (s. Abbildung 48).

Es zeigt sich, dass nach Zugabe des Additivs (Versuchstag 76) der Aggregatbildungsprozess startet. Ab Versuchstag 90 haben die Aggregate ihren maximalen, durchschnittlichen Feretdurchmesser erreicht, der dann um einen Wert von 170 µm schwankt.

In den Verteilungsdichten (Abbildung 49) ist zu sehen, dass die Aggregatgrößen sich zwischen 20 und 360 µm erstrecken, und die meisten Aggregate eine Größe von etwa 110 µm aufweisen. Am Versuchstag 82 sind im Größenbereich über 160 µm noch weniger Aggregate als in den darauffolgenden Tagen vorzufinden – ab Tag 90 sind die Verteilungen dann aber annähernd konstant.

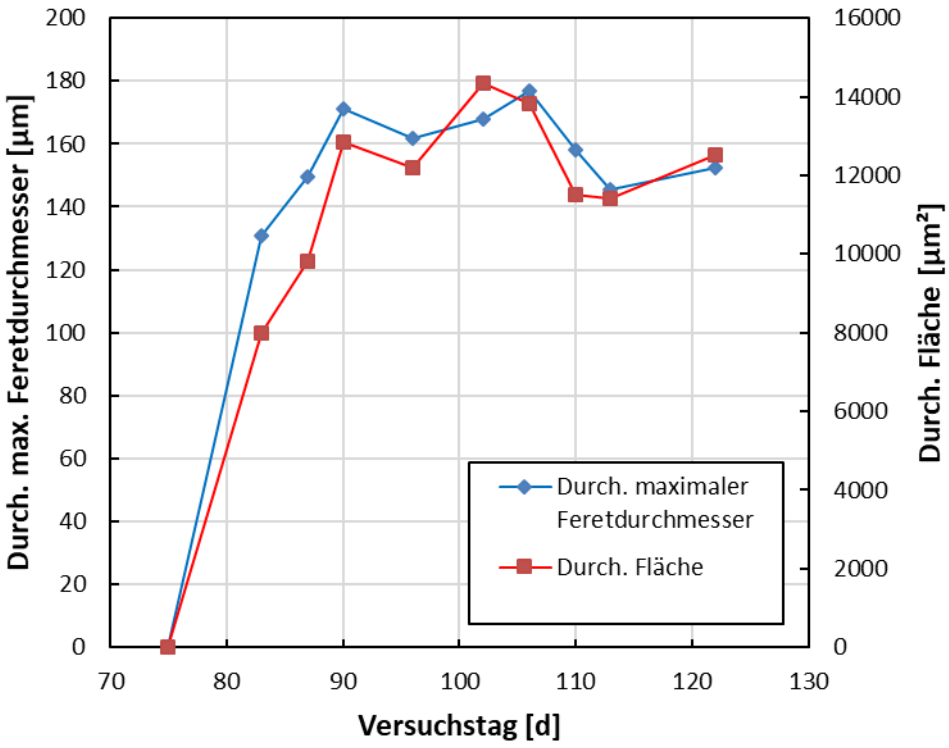

Abbildung 48: Aggregatbildungskinetik in den Hochlastversuchen an den Leipziger Abwasserbetrieben

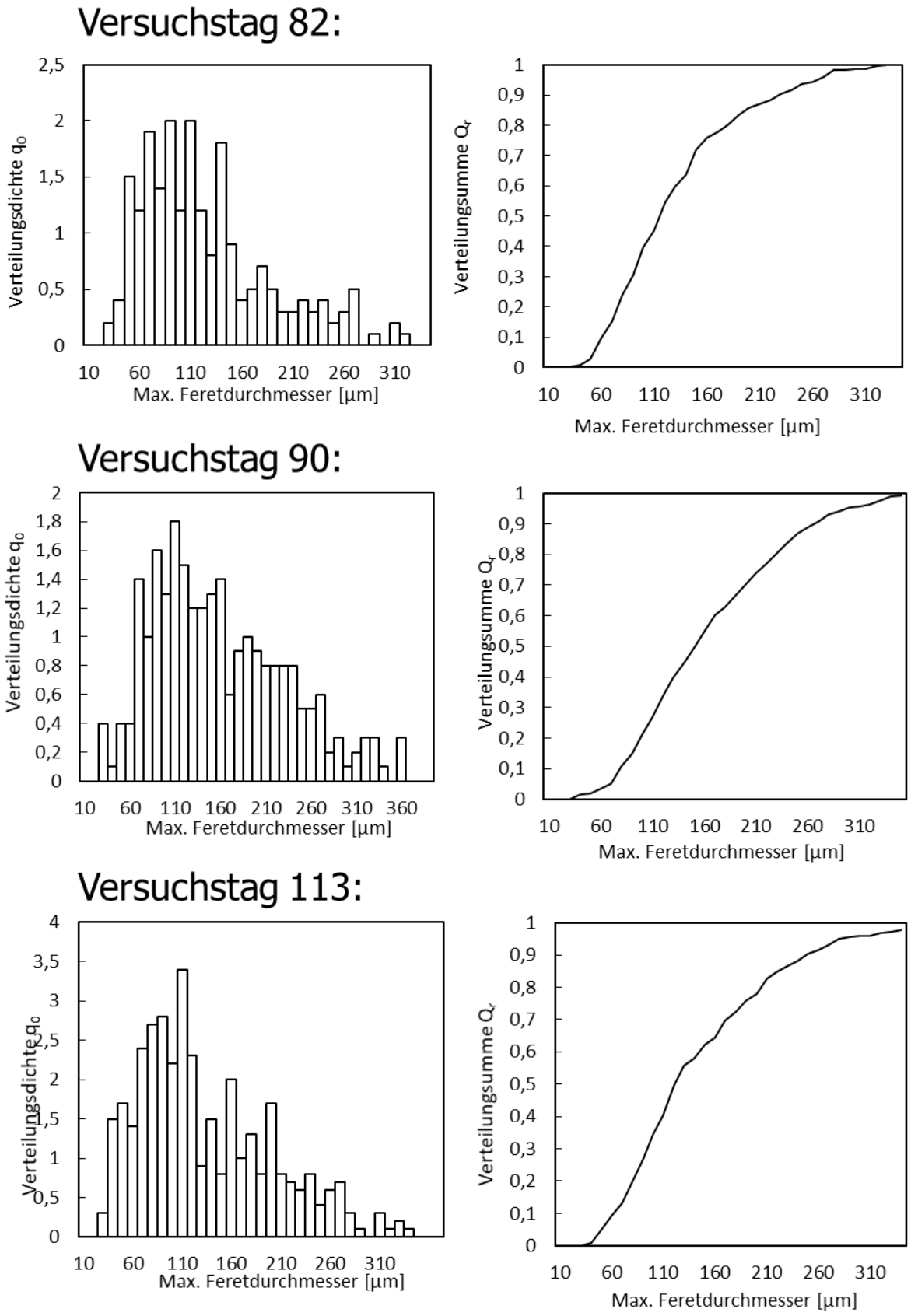

Abbildung 49: Aggregatgrößenverteilungen aus den Hochlastversuchen bei den Leipziger Abwasserbetrieben

4.3.5.3 Monitoring Entsäuerungsversuche der gemeinsamen Versuche am GFZ mit Rapsölzufütterung

Durch die Zugabe von Rapsöl konnte bei Vorhandensein von Calciumoxid auch im Gärsubstrat gezielt die Bildung von Aggregaten bewirkt werden. Diese konnten dann auch mit der Sopat-Endoskopsonde während

des gesamten Versuchsverlauft optisch vermessen werden. Es wurden in einem Intervall von 10 min jeweils 40 Bilder aufgenommen, um an eine statistisch notwendige Anzahl an Aggregaten zu kommen.

In Abbildung 50 sind beispielhafte Bilder der Aufnahmen zu sehen. Während am 13.03.2017 und damit zu Versuchsbeginn noch keinerlei Aggregate und lediglich Gasblasen und Faserstoffe zu sehen waren, konnte im Laufe des Versuchs die Bildung von hellen, unregelmäßig geformten Aggregaten beobachtet werden. Zu beachten ist, dass die Abbildungen jeweils exemplarisch sind und nicht repräsentativ für die Aggregatverteilung zu den jeweiligen Zeitpunkten sind.

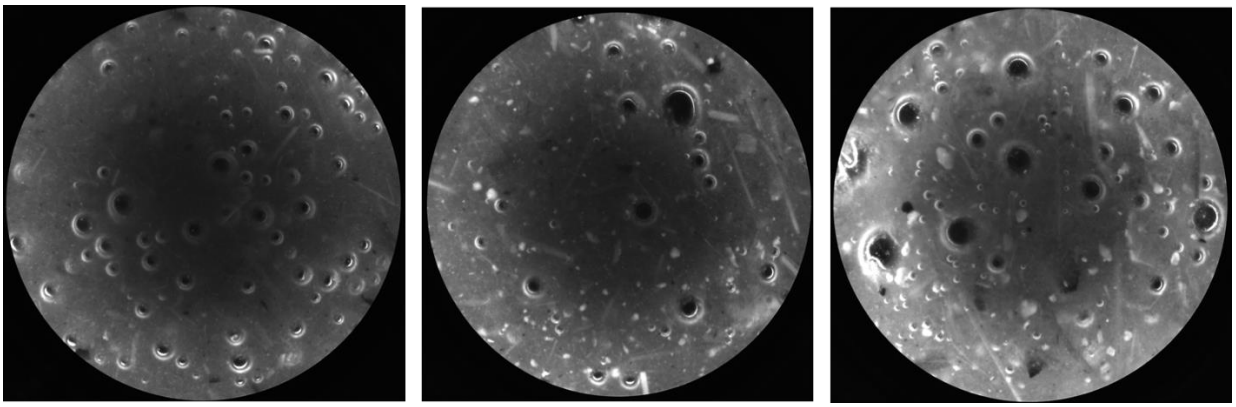

Abbildung 50: Beispielbilder der Endoskopaufnahmen; links vom 13.03.2017, mittig vom 06.04.2017, rechts vom 04.05.2017

Ausgewertet wurden die Aufnahmen automatisch mittels der Software ImageJ. Der dafür entwickelte Algorithmus ist im Kapitel 4.3.6 näher beschrieben. Als Kenngrößen wurden der über den Versuchstag gemittelte maximale Feretdurchmesser sowie die mit Aggregat belegte Fläche auf den Endoskopaufnahmen gewählt. Letztere sollte eine Abschätzung über die Menge der Aggregate im Reaktor ermöglichen. Die Ergebnisse sind in Abbildung 51 dargestellt.

Es zeigt sich, dass ab Versuchstag 22.03. es nach einer etwa zweitägigen Anlaufphase es zu einer konstanten Zunahme an mit Aggregat belegter Fläche kommt, die Anzahl der Aggregate somit stetig zunimmt, bis sie am 31.03. ein Maximum erreichen. Einer konstanten Phase folgt eine rapide Abnahme, wobei innerhalb von drei Tagen die mit Aggregaten belegte Fläche auf ca. 30% abfällt. Leider kann mit der eingesetzten Endoskopstechnik nicht genau geklärt werden, welcher Mechanismus für die Abnahme verantwortlich ist, es zeigt allerdings die Möglichkeit eines rapiden Abbaus der Aggregate in dem System innerhalb weniger Tage. Der nachfolgenden Erholung folgt wieder ein rascher Abbau, bis sich der Wert auf ca. 6 mm² einpendelt. Der Wert der mit Aggregaten bedeckten Fläche kann allerdings nur als Richtwert aufgefasst werden, da er etwa durch Gasblasen, die das Bild verdecken, stark verfälscht sein kann.

Neben der Aggregatfläche wurde zudem der über den Tag gemittelte maximale Feretdurchmesser ermittelt. Er folgt lose dem Verlauf der Aggregatfläche, wächst also zunächst mit Anstieg der Fläche stetig auf einen Maximalwert von 113 µm mit, um dann in der Phase des Abbaus auf einen Wert von circa 103 µm zu sinken. Nach einer kurzen Phase eines Wachstums auf über 130 µm (14.04) fällt er ab und pendelt zwischen Werten von 110 bis 95 µm. Zu keiner Phase des Prozesses erreichen die Aggregate eine kritische Größe, sodass gesagt werden kann, dass sie den Prozess nicht behindern.

In den exemplarischen Anzahlverteilungsdichten in Abbildung 52 ist zu sehen, dass zu Beginn des Versuchs zwar schon Aggregate erkannt werden, diese in der Anzahl aber sehr gering und auch klein sind (hauptsächlich zwischen 60 und 100 µm). Am 06.04. bspw. hat sich die Verteilung hin zu größeren Partikeln

verschoben – es werden nun deutlich mehr Partikeln über 100 µm erkannt bis zu einem Maximum von 247 µm. Dieser Trend ist auch am 04.05. zu sehen, wobei hier auch vereinzelt Aggregate mit einer Größe von 391 µm erkannt werden.

Insgesamt kann also gezeigt werden, dass die Aggregatbildung und -abbau mittels der Sopat-Sonde überwachbar ist und als zusätzliche Überwachungsgröße in die Prozessführung mit einfließen kann. Zudem kann über intelligente Bildauswertemethoden zeitgleich eine Analyse der Größe von Gasblasen und Fasergrößen erfolgen, die u.U. zur Bewertung von Fließeigenschaften der Biogassubstrate eingesetzt werden kann. Für grundlegende Aussagen zu Mechanismen der Aggregatbildung sind die hier ermittelten Versuchsdaten allerdings noch zu wenig.

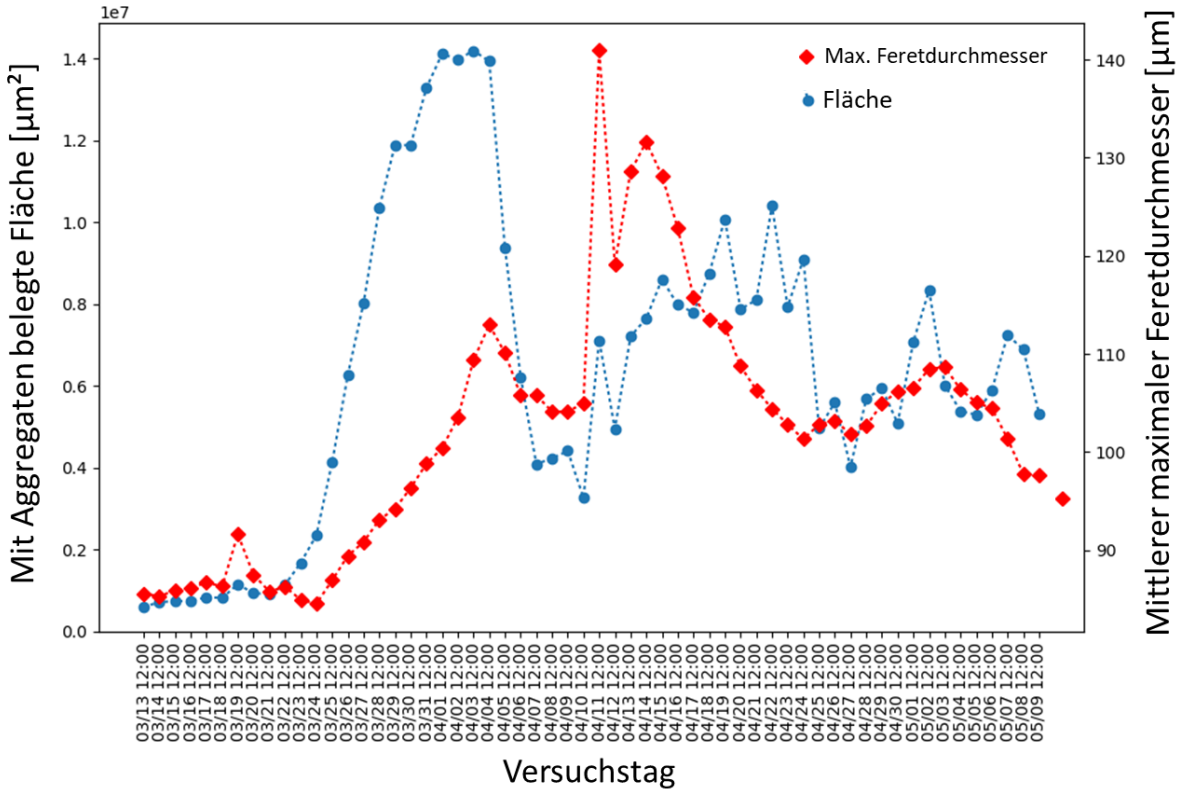

Abbildung 51: Tagesmittel der Gesamtfläche an Aggregaten, die mittels des Sopat-Endoskops während des Entsäuerungsversuchs mit CaO ermittelt wurden, sowie des maximalen Feretdurchmesser der vermessenen Aggregate

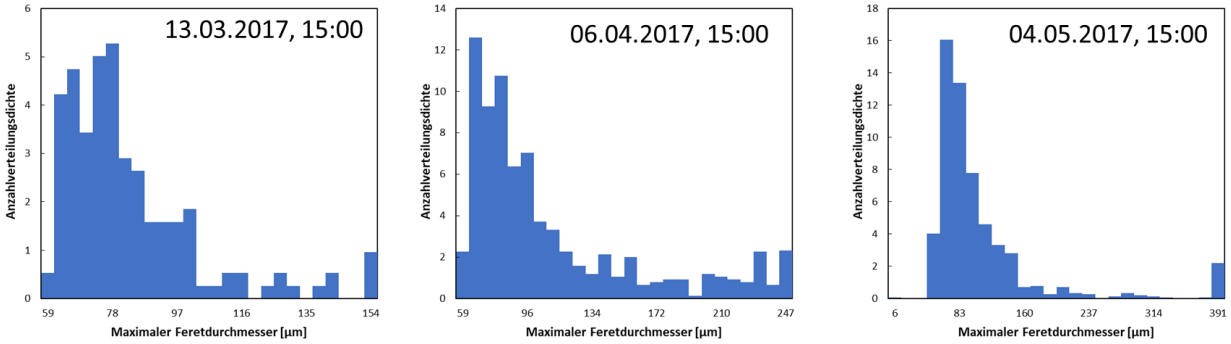

Abbildung 52: Beispielhafte Anzahlverteilungsdichten der Aggregatgrößen

4.3.6 Scherbelastungsversuche mit einem Modellflockensystem

Zur Ermittlung der Scherbedingungen in einem gerührten System wurde ein Messverfahren entwickelt, welches ein Modellflockensystem mit optischer in-situ Analyse verwendet. Dabei wird Blauton in die zu untersuchende Flüssigkeit dispergiert, bis eine annähernd homogene Partikelgrößenverteilung erreicht wird. Anschließend wird Preastol, ein Flockulierungsmittel, hinzugegeben, welches einen Flockenbildungsprozess startet. Nach Abschluss dieses Prozesses herrscht eine definierte Flockengrößenverteilung in dem zu untersuchenden Reaktor, sodass durch eine anschließende Aufnahme der Flockenzerstörungskinetik bzw. der Endgröße der Partikel auf die Scherbeanspruchung des Rührorgans geschlossen werden kann. Es wird angenommen, dass die Flocken eine ähnliche Beschaffenheit wie die Aggregate aufweisen, die in diesem Projekt untersucht wurden. In Abbildung 53 sind Endoskopaufnahmen zu Versuchen in Wasser dargestellt. Zu erkennen ist, dass die Flocken zu Beginn des Versuchs (also nach Abschluss des Flockulierungsprozesses, in der Abbildung oben) wesentlich größer sind als am Ende des Versuches (in der Abbildung unten, nach Anschalten eines Scheibenrührers bei 500 rpm).

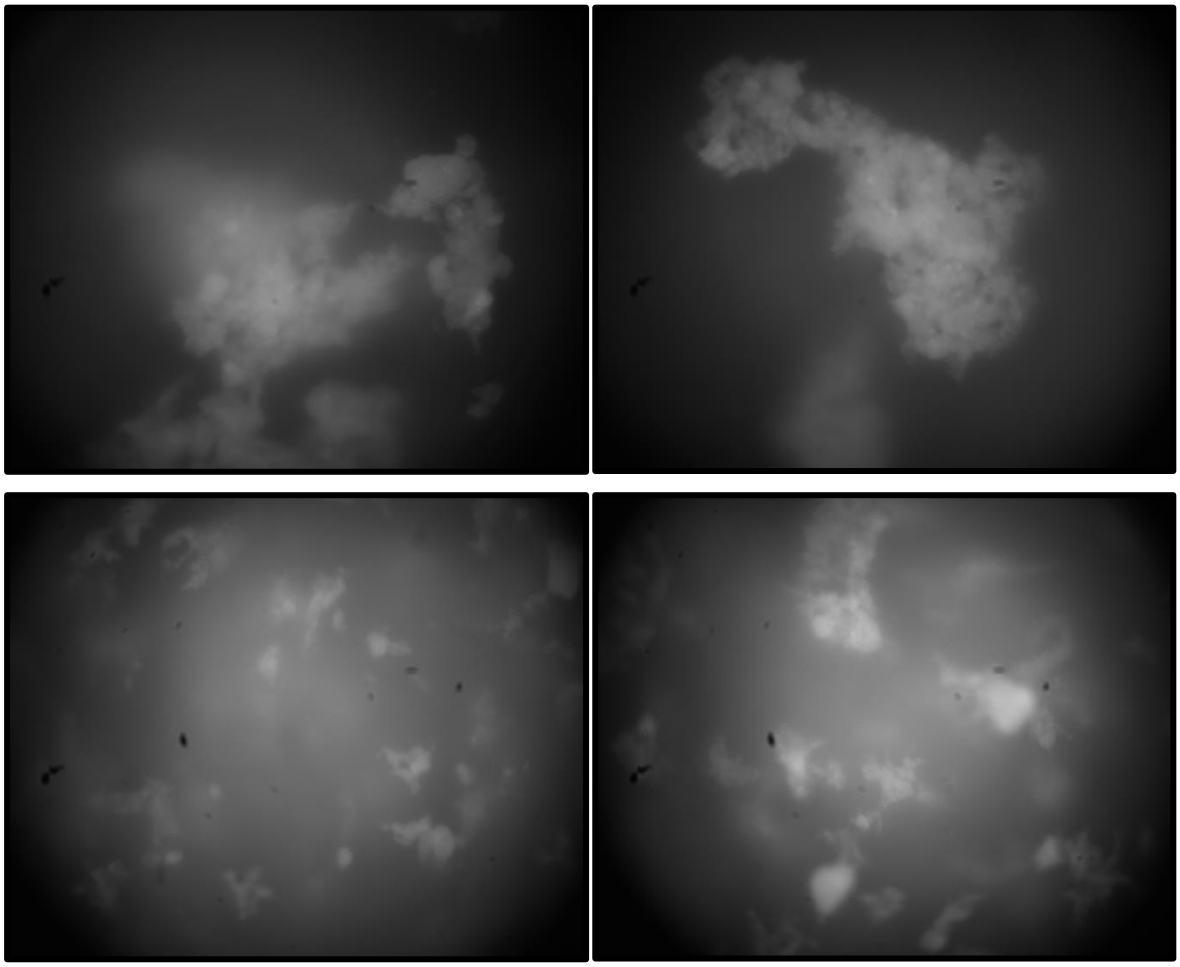

Abbildung 53: Scherbelastungstests mit Blautonflocken: oben vor Anschalten des Rührers, unten 3 Stunden danach

Die Aggregatgrößenverteilung nimmt also in Abhängigkeit der Scherbelastung ab, die Untersuchung unterschiedlicher Rührorgane hinsichtlich ihrer Scherbelastung kann demnach mit diesem Modellsystem erfolgen. Zur Auswertung der nicht-sphärischen Flockengrößen kam die Software ImageJ zum Einsatz, für welche ein Algorithmus entworfen wurde. In ihm wurde zunächst ein Mittelwert aller aufgenommen Bilder für einen Zeitpunkt berechnet, welcher von den Einzelbildern abgezogen wurde. Anschließend wurde ein Grauwert-Grenzwert ermittelt, welcher das Bild derart binarisierte, dass sie so erhaltenen Partikelgrenzen händisch ermittelten Partikeln für den ersten aufgenommenen Zeitpunkt am nächsten entsprach. Mit diesem Grenzwert konnte nun für jedes aufgenommene Bild automatisch die Partikelgrößen analysiert werden.

In den Studien, die nachfolgend dargestellt sind, wurden drei unterschiedliche Rührorgane (Rushtonturbine mit d = 45 mm, 6-blättriger Schrägblattrührer mit d = 54 mm, 3-flügeliger Propellerrührer mit d = 54 mm) in einem zylindrischen Reaktor verwendet (s. Abbildung 54). Als Endoskop wurde ein Sopat-„Schomacker"-Endoskop verwandt, welches in einem Partikelgrößenbereich von 9-2000 µm auflösen konnte. Variiert wurden neben der Drehzahl auch das Fluid – zur Einschätzung der Auswirkung von viskoelastischen Fließeigenschaften wurde die oben bereits beschriebene wässrige Xanthanlösung (1 g/kg) untersucht.

In Abbildung 55 sind Zerstörungskinetiken für die untersuchten Rührwerke in Wasser bei variierenden Drehfrequenzen dargestellt. Zu erkennen ist der rapide Abfall des über alle Flocken zu einem Zeitpunkt gemittelten maximalen Feretdurchmessers zu Versuchsbeginn. Für jeden Versuchszeitpunkt wurden mind. 500 Flocken ausgezählt, um eine statistische Signifikanz der Ergebnisse zu gewährleisten. Nach etwa 100 min erreicht dieser gemittelte Feretdurchmesser einen annähernd konstanten Wert. Im Vergleich ergibt sich, dass mit steigender Drehfrequenz sich für alle Rührwerke ein geringerer Endwert ergibt, die Flockengröße sich also als Maß für Scherbelastungen eignet.

Im Vergleich der finalen gemittelten Flockengrößen zeigt sich, dass der Scheibenrührer bei niedrigen Drehfrequenzen die größten Flockengrößen produziert, er also weniger Scherbeanspruchungen verursacht als die beiden Axialförderer, von denen der Propellerrührer die stärkste Zerstörungswirkung aufweist (s. Abbildung 56). Durch Erhöhung der Drehfrequenz nähert sich das Verhalten aller Rührwerke an.

Werden die finalen Durchmesser bzgl. des Leistungseintrages verglichen, so zeigt sich, dass der Propellerrührer um den gesamten Bereich die größten Scherwirkungen verursacht, Schrägblatt- und Scheibenrührer sich aber ähnlich verhalten. Diese Aussagen lassen sich auch in der untersuchten viskoelastischen Flüssigkeit treffen, mit dem Unterschied, dass elastische Eigenschaften insgesamt für alle untersuchten Rührwerke zu einer Reduktion der Scherbeanspruchungen führen.

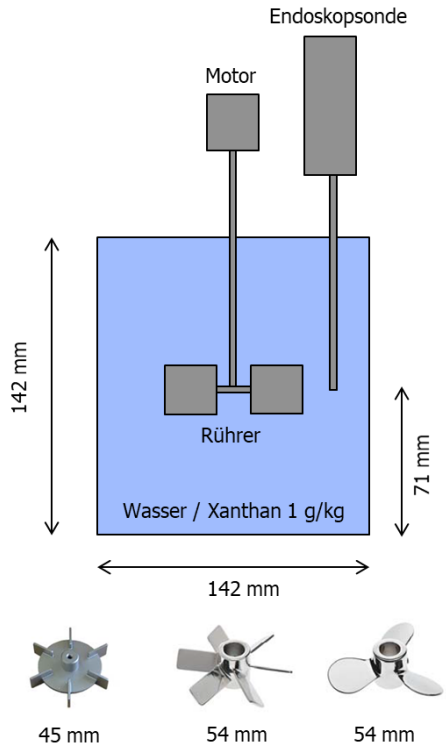

Abbildung 54: Versuchsaufbau bei den Scherbelastungsversuchen

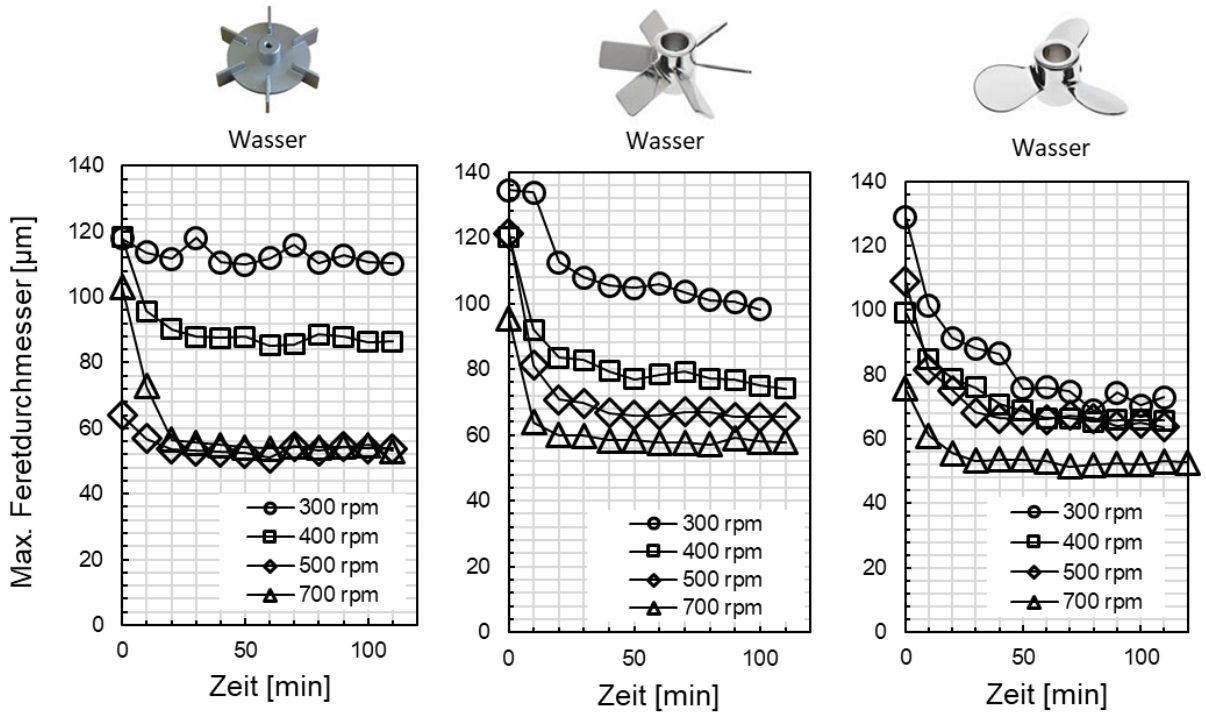

Abbildung 55: Flockenzerstörungskinetik der unterschiedlichen Rührwerke in Wasser

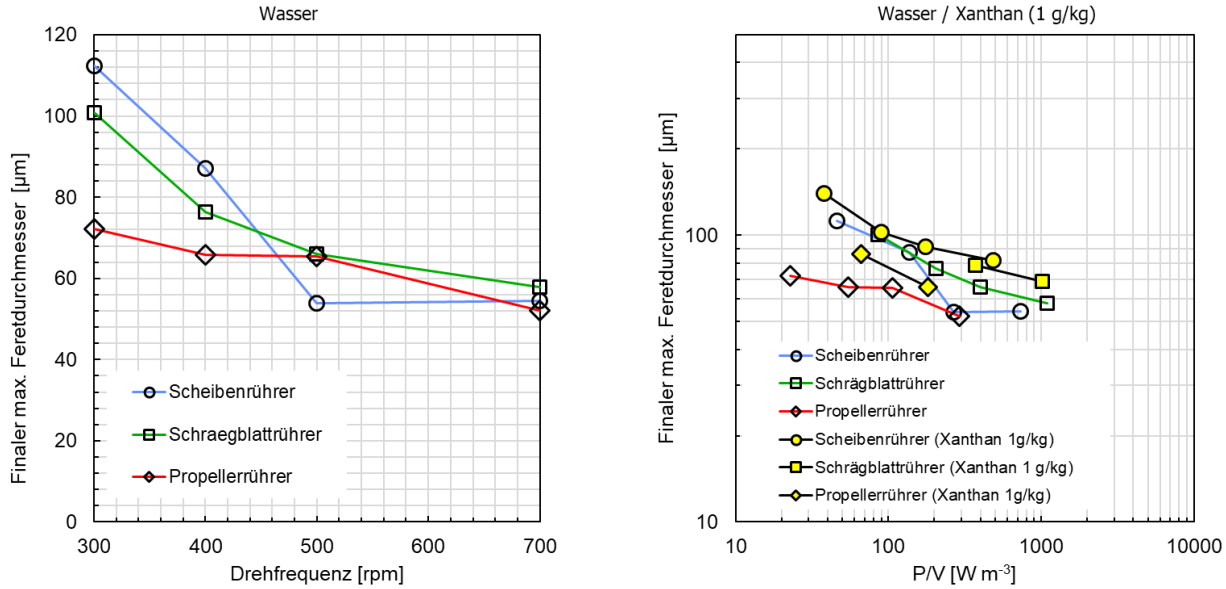

Abbildung 56: Finale maximale (gemittelte) Feretdurchmesser für alle untersuchten Rührer und Fluide

4.3.7 Scherbelastungsversuche Aggregate

Aus dem Entsäuerungsversuch mit Rapsölzugabe beim GFZ stand am Ende eine Probe mit Aggregaten zur Verfügung, welche mit der Apparatur aus dem vorherigen Kapitel analysiert wurde. Dazu wurden zwei unterschiedliche Rührwerke (Scheiben- und Schrägblattrührer) verwendet, die die Probe jeweils eine Stunde bei unterschiedlichen Drehfrequenzen rührten. Die Ergebnisse für die finalen Feretdurchmesser sind im Folgenden dargestellt (s. Abbildung 57).

Es zeigt sich, dass sich mit beiden Rührwerken nur ein geringer Zerstörungseffekt erzielen lässt. So sinkt der max. Feretdurchmesser von 128 µm bei 100 rpm auf einen Wert von 116 µm bei 700 rpm. Auch sind die Zerstörungseffekte beider Rührorgane vergleichbar, wie die vergleichbaren maximalen Feretdurchmesser zeigen. Die Messungen aus den Flockenexperimenten werden dadurch untermauert.

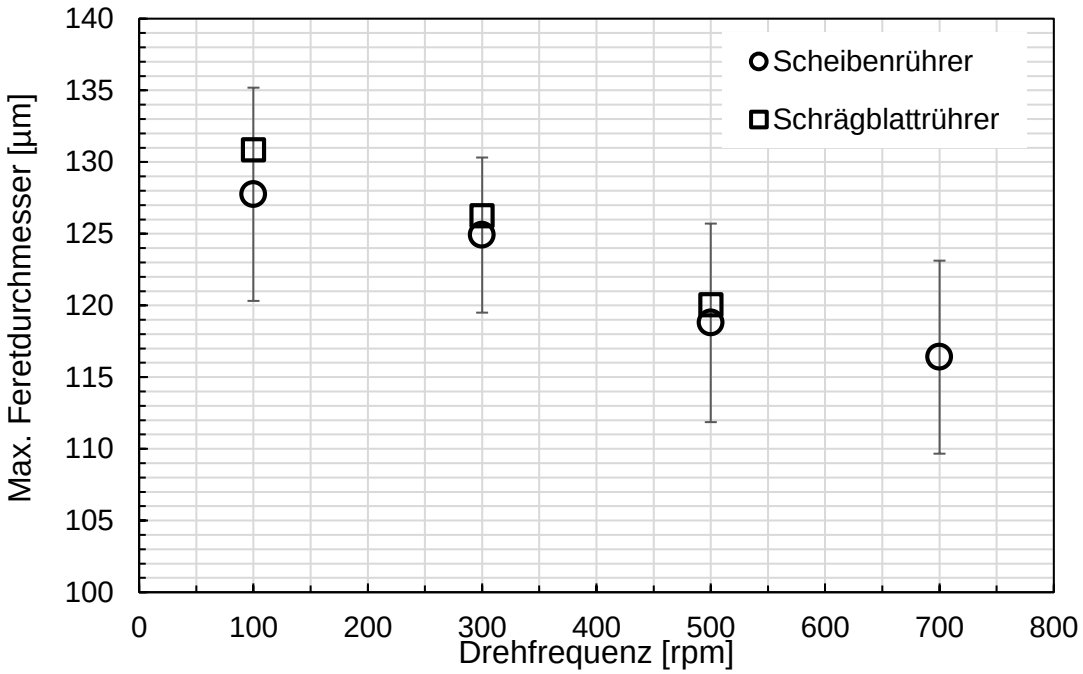

Abbildung 57: Maximale (gemittelte) Feretdurchmesser der Aggregate nach Scherbeanspruchungen mit unterschiedlichen Rührwerken

4.4 Zusammenfassung

In dem abgeschlossen Teilvorhaben konnte primär gezeigt werden, dass viskoelastische Fließeigenschaften einen deutlichen Einfluss auf das Strömungsverhalten von Fluiden in gerührten Systemen aufweisen. So bilden sich in Abhängigkeit der El-Zahl kavernenartige Strömungskompartimente für alle untersuchten Rührwerke aus, die sich stark nachteilig auf den Mischprozess auswirken. Dies gilt sowohl für zentral gerührte Anlagen sowie für solche mit mehreren Tauchmotorrührwerken. Die ermittelten Strömungsprofile sowie Mischzeiten geben Aufschluss über optimale Betriebszustände sowie Zugabeorte für die Additivzugabe.

Über Modellfluide konnten kritische El-Zahlen ermittelt werden, in denen diese Strömungskompartimentierung auftritt. Mit diesen kann eine Bewertung von Rührprozessen allgemein erfolgen, ob elastische Fließeigenschaften den Mischprozess gravierend beeinflussen oder ihr Einfluss vernachlässigt werden kann. Zudem wurde eine Korrelation entwickelt, anhand derer die Größe von Strömungskompartimenten bei Vorhandensein rheologischer Kenngrößen vorhersagbar ist. Sie kann also bspw. verwendet werden, um in Abhängigkeit der Zusammensetzung des zu vermischenden Substrats eine optimale Drehfrequenz zur Vermischung des gesamten Reaktorinhaltes zu ermitteln.

Auf Basis der fluiddynamischen Messungen konnte zudem ein numerisches CFD-Werkzeug entwickelt werden, das mittels der Opensource-Software OpenFOAM erstmals die Berechnung der durch rotierende Geometrien induzierten Strömung in viskoelastischen Systemen ermöglicht. Die Ergebnisse daraus konnten mit teils sehr guten Übereinstimmungen mit Messdaten validiert werden. So konnte qualitativ die Ausbildung von Strömungsinvertierungen, -kompartimentierungen und Propellerstrahlaufweitungswinkel abgebildet werden. Besonders im elastisch dominierten Bereich konnten auch sehr gute quantitative Übereinstimmungen gefunden werden. Das Vorhandensein eines solchen Tools steigert die Möglichkeiten der CFD-seitigen Betrachtungen von Strömungen in Biogasanlagen enorm.

Basis dessen war die rheologische Charakterisierung und Modellierung von viskoelastischen Modellfluiden. Dafür konnte ein Algorithmus entworfen werden, der Fließparameter von viskoelastischen Modellen der Mulitmoden-Art und zeitgleich eine Minimierung der benötigten Modi ermöglicht. Dies ist notwendig, da bei

einer zu großen Zahl an Modi zwar die Genauigkeit der Modelle zunimmt, die Rechenzeit allerdings auch exponentiell steigt.

Im Bereich der Aggregate konnten erfolgreich verschiedene Hochlastversuche mit der Endoskoptechnik vermessen werden. So konnte erstmals gezeigt werden, dass sich eine optische Messtechnik zur in-situ Partikelgrößenaufnahme eignet. Damit konnte der Aggregatenstehungsprozess sowohl in einer Klär- als auch Gärschlammbiogasanlage überwacht werden. Mit dieser Endoskoptechnik steht also ein weiteres System zum Monitoring von Biogasanalgen zur Verfügung. Mit den hier entwickelten Partikelerkennungsalgorithmen kann zudem eine automatische Auswertung der Aufnahmen erfolgen. Durch Entwicklung intelligenter Bilderkennungsalgorithmen könnten in Zukunft auch die Fasergrößen mit dieser Messtechnik online überwacht werden, um ggf. auf Fließeigenschaften der Biogassubstrate zu schließen. Zu keinem Zeitpunkt überschritten die Aggregatgrößen für den Biogasprozess kritische Größen, weswegen die Regelung ihrer Größe über das Rührwerk nicht notwendig war.

Durch die Entwicklung eines optischen Messverfahrens zur Bestimmung von Scherbeanspruchung mittels Blautonflocken konnte zudem die Charakterisierung von verschiedenen Rührorganen und -bedingungen erfolgen. Der Scheibenrührer erweis sich dabei bzgl .des Leistungseintrages als scherarmer als der Propellerrührer. Zudem konnte gezeigt werden, dass viskoelastische Fließeigenschaften prinzipiell zu einer Verringerung der Scherbelastungen führen.

5 Verwertung

Im Übertrag auf die konkrete Fragestellung der Vermischung in Biogasanlagen ist festzuhalten, dass die bisherigen Möglichkeiten zur Bestimmung viskoelastischer Parameter von Biosubstraten noch eingeschränkt ist. In Zukunft müssen hier neben der allgemeinen Aussage, dass Biosubstrate stark viskoelastisch sein können, Messmethoden entwickelt werden, die eine exakte Vermessung ermöglichen. Ist dies der Fall, stehen durch die Errungenschaften in diesem Projekt allerdings eine Reihe an Auslegungskriterien und -tools zur Verfügung, die vorher nicht existierten und anhand derer eine Optimierung der Mischtechnik gelingen kann. Konkret wird dieses Wissen auch im Projekt „OptiFlex“ (FKZ: 22402017) angewendet, welches bspw. die Bestimmung viskoelastischer Stoffparameter von Biogassubstraten zum Ziel hat, um neben experimentellen Untersuchungen auch CFD-seitige Betrachtungen zu ermöglichen sowie Kavernengrößen abzuschätzen. Die für dieses Projekt erworbene Endoskopsonde wird zudem in dem genannten Projekt weiterwendet, um einen Einfluss von Gasblasen und Faserlängen auf die Fluiddynamik im Biogasfermenter abzuleiten.

Insgesamt ist das Thema viskoelastischer Fließeigenschaften eines, das besonders in den nachhaltigen Industrien aufgrund der komplexen Struktur ihrer zu verarbeitenden Substrate eine hohe Bedeutung zukommt. Die grundlagenartige Art einiger der Untersuchungen hier ermöglicht auch hier den Übertrag auf eine Vielzahl an Prozessen, seien es etwa Fermentationen mit extrazellulären Polymeren (Xanthan), Zellulose-Industrien, Lebensmittelverarbeitung, etc.. Häufig aufgrund ihrer Komplexität vernachlässigte elastische Eigenschaften können mit den hier entwickelten CFD-Tools und auch grundlegenden Betrachtungen absolut notwendige Berücksichtigung finden.

Die Ergebnisse aus der Entwicklung des optischen Messverfahrens zur Bestimmung von Scherbeanspruchungen mittels Blautonflocken können Übertrag finden in beliebige Rührprozesse, in denen Scherung eine Rolle spielt. So sollte zur Vermeidung von Scherbeanspruchung prinzipiell der Scheibenrührer Anwendung finden. Ist das Ziel eine Zerkleinerung, ist hier der Propellerrührer u.U. vorzuziehen. Die

Untersuchungen zum Einfluss von viskoelastischen Fließeigenschaften zeigen, dass sie tendenziell zu einer Scherreduktion führen. Dies könnte u.U. gezielt in Rührprozessen eingesetzt werden (bspw. durch die Zugabe von langkettigen Polymeren wie Polyacrylamid), in denen schersensitive Organismen zum Einsatz kommen.

In den Hochlastbetrieben mit Aggregatbildung zeigte sich, dass die Aggregatbildung sowohl rasch nach Zugabe von CaO bei Vorhandensein langkettiger Fettsäuren erfolgt, ihr Abbau aber ebenso schnell erfolgen kann. Dies ist eine wichtige Information für Biogasanlagenbetreiber, da es zeigt, dass die Bildung/Abbau von Aggregaten gezielt gesteuert werden kann.

Wie bereits teilweise erfolgt, werden die Vorhabenergebnisse aktiv in Vorträgen, Tagungen, Messen und Paper veröffentlicht. Bei den bereits erfolgen Vorträgen konnte auch stets ein großes Interesse von Industrieseite aus festgestellt werden, sodass mit einer Umsetzung der hier erzielten Ergebnisse zu rechnen ist.

6 Erkenntnisse von Dritten

Während der Bearbeitung des Projektes wurden Recherchen zu vergleichbaren Ergebnissen Dritter durchgeführt. Als besonders bedeutsam wurden Untersuchungen zum viskoelastischen Fließverhalten von Klärschlamm bewertet (2), die einerseits die stark ausgeprägten elastischen Eigenschaften des Substrates aufweisen und andererseits auch die Möglichkeit aufzeigen, diese auch für komplexe Substrate zu vermessen. Die konkreten rheologischen Messdaten sind aber sehr spezifisch für ein Substrat, weswegen sie sich nur bedingt auf das Vorhaben hier übertragen lassen. Sie zeigen vielmehr eine Möglichkeit auf, die hier entwickelten Methoden noch konkreter auf Biogasanlagen zu übertragen

Zudem wurde eine Reihe an Paper veröffentlicht sowie Vorträge auf Konferenzen gehalten, die eine CFD-Untersuchung der Fluiddynamik in Biogasfermentern zum Inhalt hatten (bspw. (22)). Alle diese Untersuchungen wurde ohne Berücksichtigung von elastischen Fließeigenschaften durchgeführt, weswegen der Erkenntnisgewinn als gering eingestuft wird.

7 Veröffentlichungen

7.1 Publikationen

Kolano, M.; Brehmer, M.; Kraume, M. (2016): Ein OpenFOAM-Solver für die numerische Strömungssimulation von viskoelastischen Flüssigkeiten in gerührten Systemen, Chemie Ingenieur Technik, Wiley-VCH

Kolano, M.; Brehmer, M.; Kraume, M. (2016): Numerical Simulation of Viscoelastic Fluid Flow in Stirred Vessels, Czasopismo Techniczne Mechanika, Politechnika Krakowska (Hrsg.), Krakau

7.2 Vorträge

Kolano, M.; Kraume, M. (2017): Influence of viscoelastic flow properties on cavern formation in stirred tanks – an experimental and numerical study, Vortrag, ISMIP 9, Birmingham

Kolano, M.; Kraume, M. (2017): Numerische Simulation von Strömungen viskoelastischer Fluide in Rührkesseln, Vortrag, Jahrestreffen ProcessNet Fachgruppe Mischvorgänge, Birmingham

Kolano, M.; Kraume, M. (2016): Numerical Simulation of Viscoelastic Liquid Flow in Stirred Vessels, Vortrag, 2016 AIChE Annual Meeting, San Francisco

Kolano, M.; Kraume, M. (2016): Kolano, M.; Brehmer, M.; Kraume, M. (2016): Ein OpenFOAM-Solver für die numerische Strömungssimulation von viskoelastischen Flüssigkeiten in gerührten Systemen, Poster, ProcessNet-Jahrestagung und 32. DECHEMA-Jahrestagung der Biotechnologen, Aachen

Kolano, M.; Kraume, M. (2016): Numerical Simulation of Viscoelastic Fluid Flow in Stirred Vessels, Vortrag, 21th International Conference Process Engineering and Chemical Plant Design, Krakow

8 Literaturverzeichnis

1. **Henning, Torsten, Dudlik, Andreas und Deerberg, Görge.** Simulation der Strömung in Fermentern von Biogasanlagen. *Chemie Ingenieur Technik.* 2011, Bd. 3, 83.

2. **Farno, Ehsan, et al.** The viscoelastic characterisation of thermally-treated waste activated sludge. *Chemical Engineering Journal.* 2016, 304.

3. **Giesekus, Hanswalter.** *Phänomenologische Rheologie - Eine Einführung.* Heidelberg : Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 1994.

4. **Solomon, J., Elson, T.P. und Nienow, A.W.** Cavern Sizes in Agitated Fluids with a Yield Stress. *Chemical Engineering Communications.* 1981, 11.

5. *Theoretische Ansätze für die Berechnung des Mischvolumens von Biogasreaktoren.* **Springer, P.** KSB-Biogasanwednerforum, Halle : s.n., 2010.

6. *A note on unsteady flows of a viscoelastic fluid with the fractional Maxwell model between two parallel plates.* **Wenchang, Tan, Wenxiao, Pan und Mingyu, Xu.** 5, 2003, International Journal of Non-Linear Mechanics, Bd. 38, S. 645–650.

7. *Some exact solutions for the helical flow of a generalized Oldroyd-B fluid in a circular cylinder.* **Fetecau, C., et al.** 12, 2008, Computers & Mathematics with Applications, Bd. 56, S. 3096–3108.

8. *A new mixed finite element method for computing viscoelastic flows.* **Guénette, Robert und Fortin, Michel.** 1, 1995, Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, Bd. 60, S. 27–52.

9. *Lattice Boltzmann method for the simulation of viscoelastic fluid flows.* **Malaspinas, O., Fiétier, N. und Deville, M.** 23-24, 2010, Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, Bd. 165, S. 1637–1653.

10. *An integrated lattice Boltzmann and finite volume method for the simulation of viscoelastic fluid flows.* **Zou, Shun, et al.** 2014, Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, Bd. 211, S. 99–113.

11. **Jafari, Azadeh.** *Simulation of Time-Dependent Viscoelastic Fluid Flows by Spectral Elements [Dissertation].* Lausanne, Switzerland : École Polytechnique Féderal de Lausanne, Faculté Sciences et Techniques de L'Ingénieur, 2011.

12. *The flow of viscoelastic fluids past a cylinder: finite-volume high-resolution methods.* **Alves, M. A., Pinho, F. T. und Oliveira, P. J.** 2001, Journal of Fluid Mechanics, Bd. 97, S. 232.

13. *Viscoelastic flow analysis using the software OpenFOAM and differential constitutive equations.* **Favero, J. L., et al.** 23-24, 2010, Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, Bd. 165, S. 1625–1636.

14. *Numerical simulations of viscoelastic flow in complex geometries using a multi-mode Giesekus model.* **Tsai, Wan-Chi und Miller, Gregory H.** 2014, Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, Bd. 210, S. 29–40.

15. **Owen, R. G. und Phillips, T. N.** *Computational Rheology.* London : Imperial College Press, 2002.

16. *A new mixed finite element method for computing viscoelastic flows.* **Guénette, Robert und Fortin, Michel.** 1, 1995, Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, Bd. 60, S. 27–52.

17. *Birefringence and laser-Doppler velocimetry (LDV) studies of viscoelastic flow through a planar contraction.* **Quinzani, Lidia M., Armstrong, Robert C. und Brown, Robert A.** 1, 1994, Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, Bd. 52, S. 1-36.

18. *Use of coupled birefringence and LDV studies of flow through a planar contraction to test constitutive equations for concentrated polymer solutions.* **Quinzani, L. M., Armstrong, R. C. und A., Brown R.** 6, 1995, Journal of Rheology, Bd. 39, S. 1201.

19. **Ferziger, J. H. und Peric, M.** *Computational Methods for Fluid Dynamics.* Heidelberg : Springer-Verlag Berlin Heidelberg New York, 2002.

20. **Kleyböcker, A., et al.** Application of an early warning indicator and CaO to maximize the time–space-yield of a completely mixed waste digester using rape seed oil as co-substrate. *Waste Management.* 2014, Bd. 3, 34.

21. **Henzler, H. J.** Particle stress in bioreactors. *Influence of Stress on Cell Growth and Product Formation.* Berlin Heidelberg : [19] Springer Berlin Heidelberg, 2000.

22. **Leonzio, Grazia.** Study of mixing systems and geometric configurations for anaerobic digesters using CFD analysis. *Renewable Energy.* 2018, 123.

9 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Strömungsregimes beim Rühren von viskoelastischen Flüssigkeiten mit einem Scheibenrührer: a) Niedrige Drehfrequenzen führen zu einem radialen Ansaugen; b) Ausbildung eines Strömungskompartiments (T) parallel zu zwei weiteren Zirkulationswirbeln mit geringen Strömungsgeschwindigkeiten (L); c) Anwachsen des Strömungskompartiments mit steigender Drehfrequenz (nach (4)) 5
Abbildung 2: Rheologische Ergebnisse zu den verwendeten viskoelastischen Modellfluiden 8
Abbildung 3 Links: Versuchsaufbau zu den experimentellen Untersuchungen im zentral gerührten System; rechts: schematischer Aufbau der PIV-Anlage....9
Abbildung 4: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Invertzucker-Glukose-Lösung 10
Abbildung 5: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (5 g/kg) 11
Abbildung 6: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Xanthan-Lösung (1 g/kg) 12
Abbildung 7: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (10 g/kg) 13
Abbildung 8: Färbeversuch in wässriger Xanthan-Lösung bei unterschiedlichen Drehzahlen; Dc entspricht dem Durchmesser des Strömungskompartiments 14
Abbildung 9: Kavernenhöhe in Abhängigkeit der effektiven Reynoldszahl 15
Abbildung 10: Kavernenhöhen bzw. Durchmesser 15
Abbildung 11: Vergleich des Kavernendurchmessers zur -höhe 16
Abbildung 12: Weissenbergzahl bei unterschiedlichen Scherraten für verschiedene viskoelastische Fluide (berechnet aus Potenzmodellen zu rheologischen Messdaten) 17
Abbildung 13: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Glukose-Invertzucker-Lösung 17
Abbildung 14: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (5 g/kg) 18
Abbildung 15: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Xanthan-Lösung (1 g/kg)....19
Abbildung 16: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (10 g/kg) 21
Abbildung 17: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Invertzucker-Glukose-Lösung 22
Abbildung 18: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (5 g/kg) 23
Abbildung 19: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der Xanthan-Lösung (1 g/kg)....24
Abbildung 20: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den PIV-Messungen in der CMC-Lösung (10 g/kg) 25
Abbildung 21: Stagnationsfächenanteil (W_{rz} < 0,01 W_{Tip}) für die mittels der PIV untersuchten Fluide und Rührorgane....26
Abbildung 22: Relevanzmaß bei der Regression von Mulitmoden-Stoffmodellen; oben wässrige Xanthanlsg. (1 g/kg), unten wässrige CMC-Lsg. (10 g/kg)....29
Abbildung 23: Modellfits für das Giesekus-Modell sowie die PTT-Modelle; oben wässrige Xanthanlsg. (1 g/kg), unten wässrige CMC-Lösung (10 g/kg) 30
Abbildung 24: CFD-Netz zur Berechnung der Strömungen im zentral gerührten System....31
Abbildung 25: Vergleich der sekundären Strömungsprofile für unterschiedliche viskoelastische Modelle 33
Abbildung 26: Radialgeschwindigkeitsprofile über unterschiedliche axiale Achsen z an verschiedenen radialen Positionen r für die Simulationen mit Xanthan (1 g/kg) und dem Scheibenrührer 34
Abbildung 27: Vergleich der sekundären Strömungsprofile für unterschiedliche nicht-elastische rheologische Modelle 35

Abbildung 28: Vergleich der berechneten sekundären Strömungsprofile für unterschiedliche CMC-Lösungen (5 g/kg und 10 g/kg) 36
Abbildung 29: Radialgeschwindigkeitsprofile über unterschiedliche axiale Achsen z an verschiedenen radialen Positionen r; links CMC 5 g/kg, rechts CMC 10 g/kg 37
Abbildung 30:: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den CFD-Rechnungen für die Xanthan-Lösung (1 g/kg) 39
Abbildung 31: Radialgeschwindigkeitsprofile über unterschiedliche axiale Achsen z an verschiedenen radialen Positionen r für die Simulationen mit Xanthan (1 g/kg) und dem Schrägblattrührer 40
Abbildung 32: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den CFD-Rechnungen für die Xanthan-Lösung (1 g/kg) 41
Abbildung 33: Gemittelte, sekundäre Strömungsprofile aus den CFD-Rechnungen für die CMC-Lösung (10 g/kg) 42
Abbildung 34: Radialgeschwindigkeitsprofile über unterschiedliche axiale Achsen z an verschiedenen radialen Positionen r für die Simulationen mit CMC (10 g/kg) und dem Schrägblattrührer 43
Abbildung 35: CFD-Netz zur Berechnung von Propellerströmungen 44
Abbildung 36: Experimentelle und Simulationsergebnisse für die Aufweitung eines Freistrahls für einen 3-Flügel-Propeller (d = 0,04 m) in wässriger CMC-Lösung (5 g/kg); oben: Aufweitungswinkel des Freistrahls; unten: Strömungsprofile 45
Abbildung 37: Geschwindigkeitsprofile für einen 3-Flügel-Propeller (d = 0,04 m) in wässriger CMC-Lösung (5 g/kg) 46
Abbildung 38: CFD-Netz zur Berechnung von Propellerkorrespondenz 47
Abbildung 39: Anteil an Stagnationsvolumen im Reaktorvolumen in Abhängigkeit von Drehfrequenz, Anstellwinkel und rheologischer Modellierung 48
Abbildung 40: X-z-Geschwindigkeitsverläufe auf Höhe des Rührorgans (y = 0) in Abhängigkeit des Anstellwinkels bei viskoelastischer Modellierung und 1500 rpm 49
Abbildung 41: Konzentrationsfelder in der x-z-Schnittebene auf Höhe der Rührorgane über die Zeit; Anstellwinkel 0° 51
Abbildung 42: Konzentrationsfelder in der x-z-Schnittebene auf Höhe der Rührorgane über die Zeit; Anstellwinkel 5° 52
Abbildung 43: Konzentrationsfelder in der x-z-Schnittebene auf Höhe der Rührorgane über die Zeit; Anstellwinkel 10° 53
Abbildung 44: Konzentrationsfelder in der x-z-Schnittebene auf Höhe der Rührorgane über die Zeit; Anstellwinkel 15° 54
Abbildung 45: Konzentrationsfelder in der x-z-Schnittebene auf Höhe der Rührorgane über die Zeit; Anstellwinkel 25° 55
Abbildung 46: Optische Aufnahmen mittels der KR-Endoskopsonde; links Entsäuerung mit CaO, mittig mit Ferrosorb, rechts mit Envital_const+NaOH 56
Abbildung 47: Optische Aufnahme mittels der KR-Endoskopsonde in den Biogasanlagen der Leipziger Abwasserbetriebe; links vor der Additivzugabe, rechts danach 57
Abbildung 48: Aggregatbildungskinetik in den Hochlastversuchen an den Leipziger Abwasserbetrieben 57
Abbildung 49: Aggregatgrößenverteilungen aus den Hochlastversuchen bei den Leipziger Abwasserbetrieben 58
Abbildung 50: Beispielbilder der Endoskopaufnahmen; links vom 13.03.2017, mittig vom 06.04.2017, rechts vom 04.05.2017 59
Abbildung 51: Tagesmittel der Gesamtfläche an Aggregaten, die mittels des Sopat-Endoskops während des Entsäuerungsversuchs mit CaO ermittelt wurden, sowie des maximalen Feretdurchmesser der vermessenen Aggregate 60
Abbildung 52: Beispielhafte Anzahlverteilungsdichten der Aggregatgrößen 60
Abbildung 53: Scherbelastungstests mit Blautonflocken: oben vor Anschalten des Rührers, unten 3 Stunden danach 61
Abbildung 54: Versuchsaufbau bei den Scherbelastungsversuchen 62
Abbildung 55: Flockenzerstörungskinetik der unterschiedlichen Rührwerke in Wasser 63
Abbildung 56: Finale maximale (gemittelte) Feretdurchmesser für alle untersuchten Rührer und Fluide 63
Abbildung 57: Maximale (gemittelte) Feretdurchmesser der Aggregate nach Scherbeanspruchungen mit unterschiedlichen Rührwerken 64