

Schlussbericht vom Vorhaben

Entwicklung eines anaeroben Hochleistungsreaktors zur Behandlung von kommunalem Abwasser mit Hilfe einer Ultrafiltrationsmembran bei mesophilem und psychrophilem Betrieb

Dr. Brigitte Helmreich, David Martinez, Prof. Dr. Harald Horn
Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft, TU München
Am Coulombwall, 85748 Garching

Prof. Dr.-Ing. Franz Bischof, Dr.-Ing. Stefania Paris, Thomas Netter
Fa. HUBER SE, Berching
Industriepark Erasbach A1
92332 Berching

Das diesem Bericht zugrunde liegende Vorhaben wurde mit Mitteln des Bundesministeriums für Bildung und Forschung unter den Förderkennzeichen 02WA0854 und 02WA0855 gefördert. Die Verantwortung für den Inhalt des Schlussberichtes liegt bei den Autoren

München, den 30.12.2010

Inhaltsverzeichnis

1	Kurze Darstellung.....	4
1.1	Aufgabenstellung	4
1.2	Voraussetzungen, unter denen das Vorhaben durchgeführt wurde	4
1.3	Planung und Ablauf des Vorhabens	5
1.4	Wissenschaftlicher und technischer Stand, an dem angeknüpft wurde	6
1.4.1	Wassersituation in Deutschland	6
1.4.2	Prinzip der anaeroben Abwasserreinigung	7
1.4.2.1	Vor- und Nachteile anaerober Abwasserreinigungsverfahren.....	8
1.4.2.2	Einfluss der Temperatur.....	9
1.4.2.3	Einfluss der Abwasserzusammensetzung.....	11
1.4.3	Verfahren der anaeroben Abwasserreinigung	11
1.4.3.1	Ausschwemmreaktor.....	12
1.4.3.2	Anaerobes Belebungsverfahren.....	13
1.4.3.3	UASB-Reaktor.....	14
1.4.3.4	EGSB-Reaktor.....	15
1.4.3.5	Festbettreaktor.....	16
1.4.3.6	Fließbettreaktor.....	17
1.4.3.7	Membranunterstützte Anaerobverfahren.....	18
1.5	Zusammenarbeit mit anderen Stellen.....	26
2	Eingehende Darstellung	27
2.1	Eingehende Darstellung der Verwendung der Zuwendung und der erzielten Ergebnisse im Einzelnen mit Gegenüberstellung der Ziele.....	27
2.1.1	Versuchsanlage, Material und Methoden	27
2.1.1.1	Aufbau und Betrieb der Versuchsanlage.....	27
2.1.1.2	Steuerung.....	31
2.1.1.3	Probenahme und Analysemethoden.....	34
2.1.1.4	Simulation des Prozesses.....	38
2.1.2	Wissenschaftliche Ergebnisse.....	45
2.1.2.1	Einstufiger Betrieb (AnMBR-0).....	45
2.1.2.2	Zweistufiger mesophiler Betrieb (AnMBR-1 und AnMBR-2).....	48
2.1.2.2.1	Ermittlung stabiler Betriebsparameter mit AnMBR-1.....	48

2.1.2.2.2	Stabilität des Verfahrens im Langzeitbetrieb bei mesophilem Betrieb und Umstellung auf psychrophilen Betrieb mit AnMBR-2.....	62
2.1.2.3	Zweistufiger psychrophiler Betrieb (AnMBR-2).....	72
2.1.2.4	In situ Charakterisierung der Schlammbiozönosen mit Fluoreszenz in situ Hybridisierung (FISH) des mesophilen und psychrophilen Betriebs.....	83
2.1.2.5	Beurteilung der Qualität des Permeats für Bewässerungszwecke.....	87
2.1.2.6	Simulation mit Hilfe der Aquasim-Software.....	97
2.1.2.7	Probleme im Betrieb der Versuchsanlage.....	107
2.1.2.8	Bemessungshinweisen des Reaktors.....	109
2.1.2.9	Literatur.....	111
2.2	Die wichtigsten Positionen des zahlenmäßigen Nachweis.....	119
2.3	Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit	119
2.4	Voraussichtlicher Nutzen und Verwertbarkeit der Ergebnisse	121
2.5	Während der Durchführung bekannter Fortschritt dem ZE bekannt gewordenen Fortschritts auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen	122
2.6	Erfolgte und geplante Veröffentlichungen des Ergebnisses.....	124

1 Kurze Darstellung

1.1 Aufgabenstellung

Ziel des Projektes war die Entwicklung und der Betrieb eines anaeroben Hochleistungsreaktors, der für verschiedene Klimaverhältnisse und Abwassersituationen, besonders auch bei dünneren, geringer belasteten Abwässern, eine effiziente anaerobe Abwasserreinigung zulässt. Durch den Einsatz von Ultrafiltrationsmembranen wurde das Ziel verfolgt, die partikulären Stoffe sowie die Biomasse im Reaktor zurückzuhalten und somit die Ablaufqualität des anaeroben Reaktors (Permeat) hinsichtlich organischer Stoffe und hygienischer Gesichtspunkte zu verbessern.

Bezüglich des anaeroben Abbaus organischer Schadstoffe in kommunalen Abwässern sollte die größtmögliche Raumbelastung ($\text{kgCSB/m}^3\text{d}$) des Reaktors erreicht werden. Eine Nutzung des produzierten Biogases zur kontinuierlichen Abreinigung der Membran sollte vorgestellt und evaluiert werden. Das entwickelte Verfahren sollte außerdem auf die geringe Überschussschlammproduktion fokussiert werden, um die Betriebskosten der gesamten Abwasserbehandlung zu senken.

Ein weiteres Ziel dieses Vorhabens war die Bewertung der Permeatqualität entsprechend den Anforderungen der EU-Richtlinie für Badegewässer zur Wiederverwendung in der Landwirtschaft. Deshalb musste für das Permeat der Nachweis über einen nahezu keimfreien Zustand erbracht werden. Die Wiederverwertung der Nährstoffe, die im behandelten Abwasser erhalten sind, sollte ebenfalls unter Sicherstellung der hygienischen Qualität der aufbereiteten Abwässer bewertet werden.

Bezüglich der Filtrationsverfahren wurde eine Flussteigerung und somit eine minimale Verweilzeit von ca. 1 Tag oder darunter angestrebt, da der Membranfluss die ökonomische Umsetzbarkeit eines Membranbioreaktors ganz wesentlich dominiert. Dafür sollten verschiedene Betriebsbedingungen sowie zwei Temperaturbereiche, mesophil und psychrophil, getestet werden.

1.2 Voraussetzungen, unter denen das Vorhaben durchgeführt wurde

Der Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft hat seit vielen Jahren große Erfahrung im Bereich der anaeroben Behandlung von kommunalen und landwirtschaftlichen Abwässern,

Fäkalien und Faulschlamm sowie der mathematischen Modellierung der Prozesse. Für die praktische Durchführung der Arbeiten im Forschungsvorhaben standen eine Versuchshalle zur Aufstellung und zum Betrieb der Versuchsanlage sowie die gesamte Infrastruktur des Lehrstuhls wie Werkstatt, chemisch-physikalisches und mikrobiologisches Labor mit ihren Geräten zur Verfügung. Als Zulauf-Substrat konnte das mechanisch vorgeklärte Abwasser der Kläranlage Garching, das für Versuchszwecke dem Lehrstuhl zur Verfügung steht, genutzt werden. Für die verwaltungstechnische Abwicklung des Forschungsvorhabens stand das Lehrstuhl-Sekretariat zur Verfügung. Eine erfolgreiche Zusammenarbeit des Lehrstuhls und der HUBER SE besteht schon seit vielen Jahren durch verschiedene gemeinsame Forschungsvorhaben.

1.3 Planung und Ablauf des Vorhabens

Zur Erreichung der genannten Ziele waren folgende Meilensteine geplant:

- Aufbau der von der HUBER SE entwickelten Versuchsreaktoren und ein- und zweistufiger Betrieb sowie physikalisch/ chemische sowie mikrobiologische Analytik. Schrittweise Bearbeitung mit den folgenden Zielen:
 - Inbetriebnahme der Versuchsanlage für kommunales Abwasser
 - Abreinigung der Membran mit Hilfe von Stickstoff- bzw. Biogas
 - Ermittlung erzielbarer TS-Gehalte im Membranreaktor
 - Versuche zur Ausgasung des Methans im Unterdruck-Betrieb
 - Optimierung des Systems hinsichtlich der Biogasproduktion und erzielbarer TS-Gehalte durch betriebliche Maßnahmen und die Zudosierung von Dosfolat (Vitaminzugabe auf Folsäurebasis).
- Betrieb der Versuchsanlage bei mesophilen und psychrophilen Temperaturen
- Mikrobiologische Untersuchung im Hinblick auf die Hygienisierungsleistung und die Zusammensetzung der anaeroben Mischpopulation
- Messdatenauswertung und mathematische Simulation zur Messdatenkontrolle und Betriebsoptimierung
- Entwicklung von Bemessungshinweisen für die zu entwickelnden Hochleistungsreaktoren

Zum Erreichen der Ziele wurde zunächst ein einstufiger, mesophiler Reaktor, danach ein zweistufiger, mesophiler und ein zweistufiger, psychrophiler Reaktor betrieben.

1.4 Wissenschaftlicher und technischer Stand, an dem angeknüpft wurde

1.4.1 Wassersituation in Deutschland

Allein in Deutschland werden ca. 160 Millionen m³ Wasser pro Jahr auf landwirtschaftlich genutzten Flächen zur Bewässerung ausgebracht (Statistisches Bundesamt, 2001). Andererseits werden in Deutschland etwa 20 Millionen m³ pro Tag an kommunalem Abwasser produziert. Diese Mengen lassen erkennen, dass selbst in einem Land wie Deutschland, in dem lediglich 1,4% der Felder bewässert werden, ein hohes Einsparpotenzial an Wasser vorherrscht, wenn man behandeltes Abwasser auf die Felder ausbringen würde. Betrachtet man in diesem Zusammenhang weiter, dass 70% des weltweiten Wasserbedarfs für landwirtschaftliche Bewässerung benötigt wird (Pedrero et al., 2010), ist es naheliegend, dass es speziell in niederschlagsarmen Regionen der Erde, wie z.B. dem nördlichen und südlichen Afrika sowie Zentralasien, sinnvoll ist, aufbereitetes Abwasser zu nutzen.

In den industrialisierten Ländern werden bei der Behandlung von kommunalem Abwasser üblicherweise aerobe Reinigungsverfahren eingesetzt. Die konventionelle aerobe Belebtschlammanlage besteht aus einem Belebungsbecken und einem Nachklärbecken (Abbildung 1).

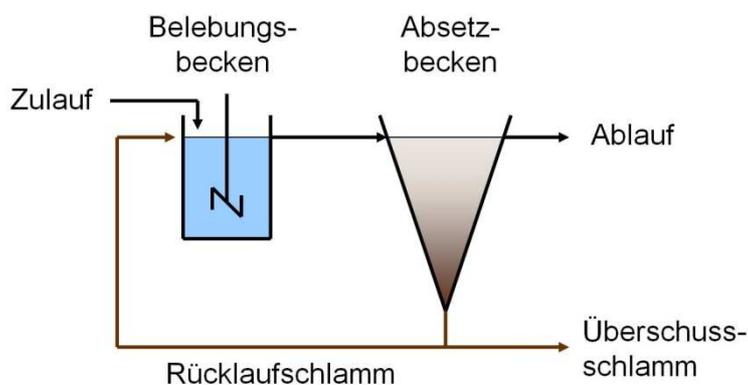


Abbildung 1 Konventionelle Belebtschlammanlage

Im Nachklärbecken wird durch eine schwerkraftbedingte, sedimentative Phasentrennung das gereinigte Abwasser vom Belebtschlamm abgetrennt. Zusätzlich dient das Nachklärbecken der Eindickung des Schlammes, der dann als Rücklaufschlamm in das Belebungsbecken zurückgepumpt und zum geringen Teil als Überschussschlamm abgezogen wird. Der

Schlammkreislauf ist erforderlich, um die mit dem Abwasser aus dem Belebungsbecken ausgetragene Biomasse wieder in das Belebungsbecken zurückzuführen. Somit wird eine ausreichende Belebtschlamm- bzw. Biomassekonzentration im Belebungsbecken sichergestellt. Nachteil dieser Vorgehensweise ist, dass durch die reine Sedimentation pathogene Keime nur unzureichend abgetrennt werden und mit dem Kläranlagenablauf in die Vorflutgewässer gelangen können. Für Bewässerungszwecke wird demnach eine Hygienisierung des gereinigten Abwassers notwendig. Weitere Nachteile sind ein hoher Energiebedarf zur Belüftung des Belebungsbeckens sowie die Überschussschlammproduktion, welche die Betriebskosten für Behandlung und Entsorgung erhöhen. Daher erscheint es sinnvoll, nach alternativen Techniken zur Behandlung kommunaler Abwässer Ausschau zu halten.

Im industriellen Abwasserbereich ist die anaerobe Abwasserreinigung als eine wichtige Alternative zu konventionellen Belebtschlamm-Verfahren speziell für organisch hoch belastete Abwässer bekannt.

1.4.2 Prinzip der anaeroben Abwasserreinigung

Bei der anaeroben Abwasserreinigung zersetzen fakultativ und obligat anaerobe Bakterien organische Stoffe. Anaerobe Mikroorganismen können die energiereichen organischen Substanzen nicht oxidieren, sondern nur vergären (reduzieren). Die organischen Inhaltsstoffe werden nacheinander durch unterschiedliche Bakteriengruppen in einem mehrstufigen Prozess abgebaut (siehe Abbildung 2). Nach heutigem Kenntnisstand teilt sich der anaerobe Abbau in vier Stufen auf: (1) Die Hydrolyse, (2) die Acidogenese (Versäuerung), (3) die Acetogenese und (4) die Methanogenese.

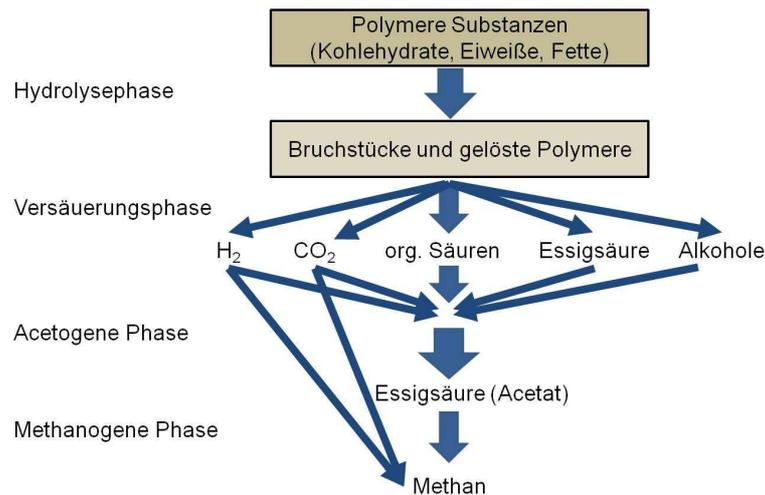


Abbildung 2 Schema des mehrstufigen anaeroben Abbaus nach Bischofsberger et al., 2005

In der Hydrolyse werden durch bakterielle Enzyme die hochmolekularen, oft ungelösten Verbindungen des Abwassers, zumeist Fette, Kohlenhydrate und Eiweiß, in gelöste organische Mono- bzw. Dimere zerlegt. Anschließend werden aus den in der Hydrolyse gebildeten Intermediaten, wie Aminosäuren und Zucker, in der Versäuerungsphase kurzkettige, organische Fettsäuren (z.B. Buttersäure, Propionsäure, Essigsäure), Alkohole, H_2 und CO_2 gebildet. Von diesen Zwischenprodukten können die Methanbakterien jedoch nur Essigsäure, H_2 und CO_2 direkt zu Methan umsetzen. Die anderen organischen Säuren und Alkohole werden in der 3. Stufe, der Acetogenen Phase, zu Essigsäure umgebaut, die dann in der letzten Stufe, der Methanogenen Phase, zusammen mit H_2 und CO_2 zu Methan umgesetzt wird.

1.4.2.1 Vor- und Nachteile anaerober Abwasserreinigungsverfahren

Die anaerobe Behandlung des Abwassers bietet einige Vorteile im Vergleich zu den konventionellen aeroben Verfahren:

- Bei anaeroben Abwasserreinigungsverfahren entfällt die bei aeroben Verfahren notwendige Belüftung. Der Energiebedarf anaerober Verfahren ist somit vergleichsweise niedriger.
- Das produzierte Biogas, das bei einem Methangehalt zwischen 60 und 80% einen Heizwert von 6-8 kWh/m³ aufweist, kann als Energiequelle genutzt werden.

- Die Überschussschlammproduktion ist bei anaeroben Verfahren um den Faktor 3-10 niedriger als bei aeroben Verfahren. Daher können die Kosten für die Behandlung und die Entsorgung des Überschussschlammes gesenkt werden.
- Aufgrund der höheren möglichen CSB-Raumbelastung sind geringere Behältervolumina nötig. Daher erfordern anaerobe Reaktoren einen geringeren Platzbedarf.
- Einige aerob nicht abbaubare Stoffe (z.B. Pektin) können anaerob abgebaut werden.
- In Hinblick auf die Wiederverwertung zur Bewässerung: Bei anaeroben Abwasserreinigungsverfahren ist der Abbau von Stickstoff und Phosphor zu vernachlässigen. Dies ist zunächst eher als Nachteil zu sehen, die Nährstoffe können jedoch bei dem Einsatz zur Bewässerung von Feldern als Dünger verwertet werden.

Jedoch haben Anaerobverfahren verglichen mit Aerobverfahren auch Nachteile. Die wesentlichen sind:

- Der Wirkungsgrad für den CSB-Abbau liegt bei anaeroben Verfahren nur bei ca. 70-80 %. Daher ist die anaerobe Abwasserbehandlung in der Regel nur eine Vorbehandlung.
- Der geringe Energiegewinn anaerober Bakterien führt zu einer geringeren Wachstumsrate. Daher ist der Überschussschlammfall zwar niedriger, jedoch erfordert es ein System, das einen guten Biomasserückhalt ermöglicht.
- Aufgrund des geringen Biomassewachstums ist bei anaeroben Reaktoren mit einer langen Anfahrphase zu rechnen. Durch Beimischung aktiver Biomasse kann die Anfahrphase jedoch auf wenige Tage verkürzt werden.
- Anaerobverfahren sind wesentlich empfindlicher auf Temperatur-, pH-Wert-, Konzentrations- und Belastungsschwankungen als aerobe Verfahren. Daher können Kosten für Chemikalien zur Neutralisation einen erheblichen Teil der Betriebskosten ausmachen.

1.4.2.2 Einfluss der Temperatur

Eine der größten Herausforderungen beim Einsatz der anaeroben Behandlung kommunaler Abwässer ist die niedrige Abwassertemperatur. In Abbildung 3 ist zu erkennen, dass die

Reaktionsgeschwindigkeiten von anaeroben Bakterien stark temperaturabhängig sind. So lässt sich zum Beispiel aus den Gesetzen der Thermodynamik ableiten, dass mit steigender Temperatur die Geschwindigkeit chemischer Reaktionen zunimmt.

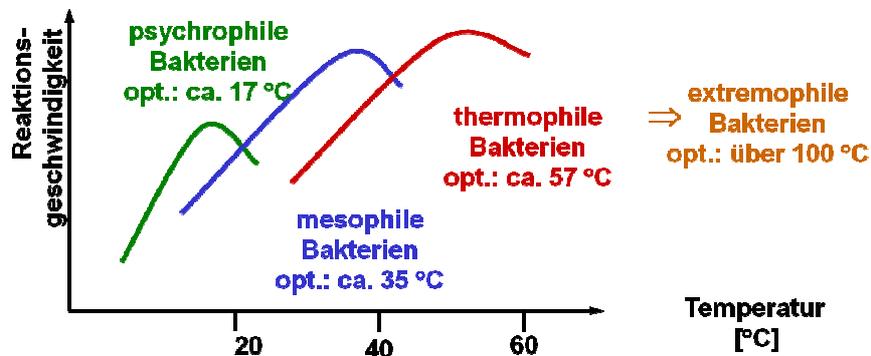


Abbildung 3 Temperaturabhängigkeit der Reaktionsgeschwindigkeit von anaeroben Bakterien

Die Lage des optimalen Temperaturbereichs ist organismenspezifisch und kann je nach Bakterienart unter 20 °C bis über 80 °C betragen. Daher erfolgt häufig auch eine Einteilung der Bakterien nach Temperaturbereichen:

- Psychrophile Bakterien, die bei einer optimalen Temperatur von ca. 17 °C arbeiten
- Mesophile Bakterien, die bei einer optimalen Temperatur von ca. 35 °C arbeiten
- Thermophile Bakterien, die bei einer optimalen Temperatur von ca. 57 °C arbeiten
- Extremophile Bakterien, die bei einer optimalen Temperatur über 100 °C arbeiten

Wie bereits erwähnt, ist die Temperatur von kommunalen Abwässern relativ niedrig und liegt - außer in tropischen Ländern - im psychrophilen Bereich. Bei psychrophilen Temperaturen wird die Hydrolyse langsamer (van Lier et al., 1997; Seghezzo et al., 1998; Lettinga et al., 2001; et al., 2000; Uemura et al., 2000). Da kommunales Abwasser einen maßgeblichen Anteil an nicht gelösten Stoffen enthält, wird vor diesem Hintergrund (schwache Hydrolyse) eine Akkumulation dieser partikulären Stoffe im psychrophilen Betrieb beobachtet. Außerdem ist eine niedrigere Biogasproduktion bei niedrigen Temperaturen zu erwarten. Dies hat zur Folge, dass eine komplette Durchmischung des anaeroben Schlammes nur schwer erreicht werden kann, wenn dazu das produzierte Biogas verwendet werden soll.

Da die Hydrolyse bei niedrigen Temperaturen den anaeroben Abbau der organischen Stoffe begrenzt, werden die herkömmlichen anaeroben Verfahren oftmals in zwei Schritten

durchgeführt, wobei der erste Schritt darin besteht, die partikulären Stoffe zu hydrolysieren (Lettinga et al., 2001).

Die psychrophilen Bakterien zeigen die niedrigste Wachstumsgeschwindigkeit und deshalb wird eine relativ hohe Biomassekonzentration im Reaktor notwendig, um die langsamere Reaktionsgeschwindigkeit auszugleichen. Aus diesem Grund ist eine effektive Rückhaltung der Biomasse im Reaktor notwendig.

1.4.2.3 Einfluss der Abwasserzusammensetzung

Das erforderliche Nährstoffverhältnis für den anaeroben Abbau ist abhängig von der Abwasserzusammensetzung. Das Wachstum der Biozönose ist z.B. bei kohlenhydrathaltigen Abwässern dreimal höher als bei Abwässern, die einen hohen Anteil an Fetten und Proteinen besitzen. Folgende Nährstoffverhältnisse werden nach Bischofsberger et al. (2005) angegeben:

- Kohlenhydrathaltige Abwässer: $CSB_{\text{abbaubar}} : N : P : S = 300 : 5 : 1 : 1$
- Fettsäure/ Proteinhaltige Abwässer: $CSB_{\text{abbaubar}} : N : P : S = 800 : 5 : 1 : 1$
- Niedrig belastete Abwässer: $CSB_{\text{abbaubar}} : N : P = 1000 : 5 : 1$

Schadstoffe, wie beispielsweise einige Schwermetalle, führen primär zu einer Hemmung der Methanbakterien. Ihre Hemmung hat zur Folge, dass sich die in den ersten Schritten gebildeten Zwischenprodukte anreichern und eine Absenkung des pH-Wertes zur Folge haben. Durch das Absenken des pH-Wertes wird zusätzlich der prozentuale Anteil an toxisch wirkenden undissoziierten Säuren erhöht. Im Faulgas steigt der Anteil an CO_2 an, die Biogasproduktion sinkt hingegen. Dieses Phänomen wird als Umschlag des Faulprozesses in eine saure Gärung bezeichnet, d.h., die Produktion von Biogas ist von der letzten Stufe, der Methanogen Phase, abhängig, deren pH-Optimum im Bereich von pH 6,8 bis 7,4 liegt.

1.4.3 Verfahren der anaeroben Abwasserreinigung

Anaerobe Abwasserreinigungsverfahren lassen sich nach DWA IG-5.1, 2009, nach der Art des Biomasserückhalts (Abbildung 4) und nach der Art der Biomasse unterscheiden. Die Biomasse kann flockig oder granulär vorliegen oder auf Trägermaterialien angesiedelt sein.

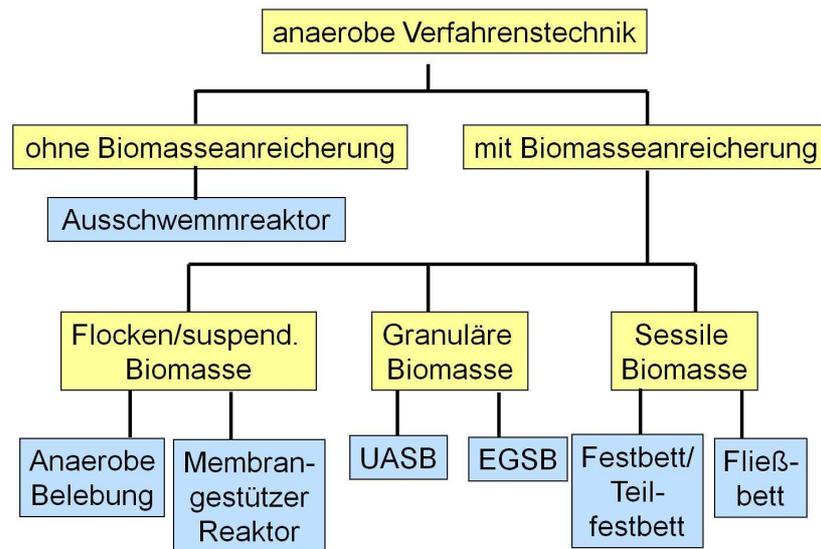


Abbildung 4 Gliederung anaerober Verfahren (DWA IG-5.1, 2009)

1.4.3.1 Ausschwemmreaktor

Der anaerobe Ausschwemmreaktor (vollständig durchmischter Reaktor, continuous stirred tank reactor, CSTR) arbeitet ohne Biomasserückhalt (Abbildung 5). Der Biomassegehalt richtet sich nach dem Verhältnis von Wachstumsgeschwindigkeit der Biomasse und der mittleren Durchflusszeit. Für die anaerobe Behandlung von Abwässern findet er keinen Einsatz. Er wird nur dort sinnvoll eingesetzt, wo eine Trennung von Biomasse und Substrat unmöglich ist, beispielweise bei der anaeroben Behandlung von Schlamm, Gülle und Grünabfällen.

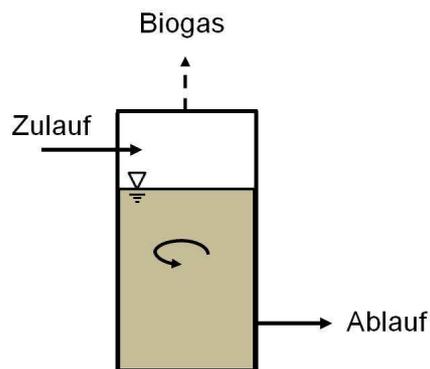


Abbildung 5 Anaerober Ausschwemmreaktor (Helmreich, 2010)

1.4.3.2 Anaerobes Belevungsverfahren

Das anaerobe Belevungsverfahren besteht ähnlich dem aeroben Belevungsverfahren aus einem vollständig durchmischten Reaktor (CSTR), anaerob betrieben, und einer Absetzeinrichtung. In letzterer wird der Schlamm von dem Abwasser getrennt, um dann anschließend in den Reaktor zurück geführt zu werden (Abbildung 6). Das bei der anaeroben Behandlung entstehende Biogas wirkt sich jedoch negativ auf den Absetzvorgang des Schlammes aus. Die Absetz- und Eindick-Eigenschaften des Schlammes und damit der Biomasserückhalt sind jedoch für das Erreichen einer guten Raumabbauleistung von entscheidender Bedeutung.

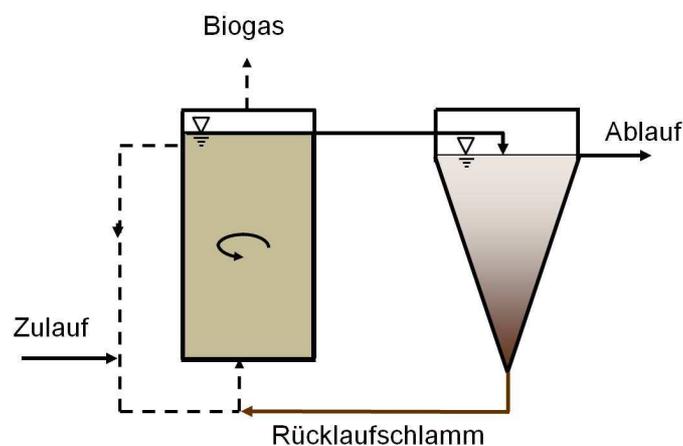


Abbildung 6 Anaerobes Belevungsverfahren (Helmreich, 2010)

Anaerobe Belevungsverfahren sind in Deutschland derzeit vor allem im Industriebereich im Einsatz. Derzeit (Stand 2008) gibt es insgesamt 34 solche Reaktoren in der Industrie, vor allem bei Zuckerfabriken (DWA IG-5.1, 2009). Bei Zuckerabwässern unterstützt der hohe Kalkgehalt das Absetzen des Schlammes. Die Auslegung von Methanreaktoren in der Zuckerindustrie erfolgt mit einer Raumbelastung von 5 bis 10 kg CSB/(m³d).

Der Einsatz eines rein kontinuierlich betriebenen anaeroben Belevungsverfahrens für kommunales Abwasser ist nicht untersucht. Jedoch wurde das anaerobe Belevungsverfahren in einem anaeroben Sequencing-Batch-Reaktor (AnSBR) in einer Studie von Bodik et al., 2002 mit kommunalem Abwasser betrieben. Beim AnSBR findet Füllen, Mischen, Abbau und Absetzen in einem Reaktor in zeitlicher Abfolge statt. Bei 10 °C und einer hydraulischen Verweilzeit (HVZ) von 20 h konnten CSB-Wirkungsgrade von 70 bis 80% erzielt werden. Ein Herabsenken der HVZ auf 10 h war bei dieser Temperatur mit einem

Absinken des Wirkungsgrades auf ca. 60% verbunden. Bei Temperaturerhöhung auf 20 °C konnte auch bei einer HVZ von 10 h der CSB-Wirkungsgrad auf 80% gesteigert werden.

1.4.3.3 UASB-Reaktor

Der Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (UASB) zeichnet sich durch den Einsatz von granuliertem Schlamm aus, der aufgrund seiner Größe (mehrere mm Durchmesser) und seiner kompakten Form sehr gute Absetzeigenschaften besitzt (Abbildung 7). Der Schlamm reichert sich im unteren Teil des Reaktors an und wird durch den Zulauf im unteren Teil des Schlammbettes und das sich bildende Biogas durchmischt. Das Schlammbett macht maximal die Hälfte der Gesamtreaktorhöhe (übliche Reaktorhöhen ca. 4,5-7 m) aus. Im oberen Teil des Reaktors befindet sich ein Dreiphasen-Trennsystem, das Biogas und Abwasser und Schlamm voneinander trennt. Vorteile des UASB sind: Substratabbau und Biomasserückhalt in einem Reaktor, Erreichbarkeit hoher Biomassekonzentrationen, hohes Schlammalter, geringer maschinentechnischer Aufwand, schnelle Inbetriebnahme durch Einsatz granulärer Biomasse (DWA IG-5.1, 2009). Die maßgeblichen Nachteile sind jedoch mit dem Erhalt des granulierten Schlammes verbunden. UASB-Reaktoren sind empfindlich gegenüber hydraulischen und organischen Stoßbelastungen, hohen Feststoffkonzentrationen und sich verändernden Abwassereigenschaften. In Deutschland sind in der Industrie derzeit 54 UASB-Reaktoren im Einsatz, davon 22 im Bereich Produktion von Papier und Pappe (DWA IG-5.1, 2009). Klassischerweise werden UASB-Reaktoren mesophil betrieben.

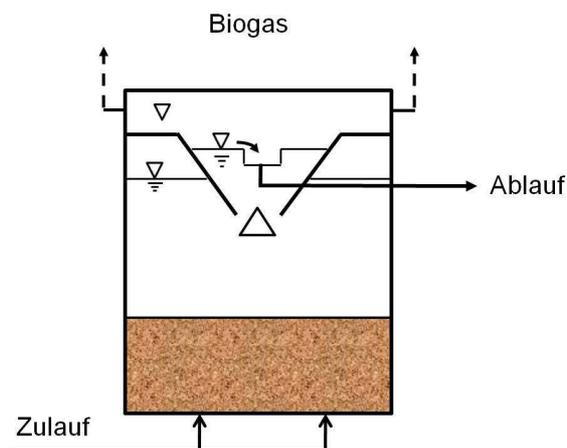


Abbildung 7 UASB-Reaktor (Helmreich, 2010)

Im Bereich von kommunalem Abwasser gibt es einige Untersuchungen mit UASB-Reaktoren (Monroy et al., 2000; Seghezzeo et al., 1998; Singh und Viraraghavan, 1998; Bischofsberger,

et al. 2005, Abdel-Halim, 2005, Alvarez et al., 2006). Alvarez et al., 2006, betrieben beispielsweise eine Pilotanlage bei 15 °C mit einer Abwasserbelastung von 240 bis 340 mg/L CSB und einer HVZ von 10-11 h. Der CSB-Abbau lag jedoch nur bei 57,5%. Abdel-Halim (2005) konnte mit einem UASB-Reaktor im Pilotmaßstab CSB-Abbauleistungen von 62%, 60% bzw. 55% für die Temperaturbereiche 37-32 °C, 30-22 °C bzw. 20-14 °C erzielen. Die Abbauleistung nahm mit abnehmender Temperatur ab. Zusammenfassend zeigten die untersuchten UASB-Reaktoren Schwächen bei niedrigen Temperaturen, auch nach längerer Adaptionsphase.

Ein zweistufiger UASB-Reaktor wurde von Alvarez et al., 2006, mit kommunalem Abwasser im 20-25 m³ Maßstab getestet. Bei einem Zulauf-CSB von 250 mg/L betrug die CSB-Abbauleistung 69,3% bei einer hydraulischen Verweilzeit von 14,9 h. Das System zeigte sich instabil gegenüber schwankenden Abwasserzusammensetzungen und wechselnder hydraulischer Belastung.

1.4.3.4 EGSB-Reaktor

Der Expanded Granular Sludge Blanket (EGSB)-Reaktor ist eine Weiterentwicklung des UASB-Reaktors und basiert grundsätzlich auf dem gleichen Verfahrens-Prinzip. Jedoch ist das Schlammvolumen des granulierten Schlammbettes wesentlich höher ausgedehnt als beim UASB-Reaktor (Schlammбетhöhen bis 60 % der Gesamthöhe des Reaktors). Der EGSB-Reaktor ist wesentlich schlanker und höher (bis zu 24 m) gebaut als der UASB-Reaktor, die Zulaufverteilung und der Dreiphasenabscheider wurden verbessert (Meyer, 2004). Der EGSB-Reaktor kann bis 25 kg CSB/(m³ d) ausgelegt werden und findet in jüngster Zeit großen Einsatz in Industriebetrieben. Derzeit sind in Deutschland (Stand 2008) 91 EGSB-Reaktoren im Einsatz, vor allem in der Papier- und Pappe-Industrie. Abbildung 8 zeigt das Schema eines typischen EGSB-Reaktors, dem Internal Circulation (IC)-Reaktor.

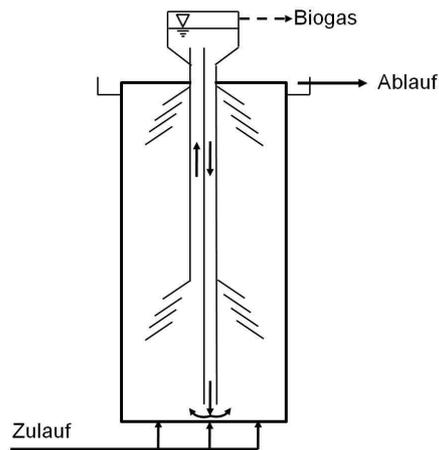


Abbildung 8 IC-Reaktor (Helmreich, 2010, nach DWA-M 732, 2009)

Im kommunalem Bereich wurde der EGSB-Reaktor bisher nur in Kombination mit Membranfiltration eingesetzt (Chu et al., 2005) (siehe Kapitel 1.4.3.7).

1.4.3.5 Festbettreaktor

Bei anaeroben Festbettreaktoren ist ein Großteil des Reaktorvolumens mit ortsfesten Trägermaterialien gefüllt. Die Trägermaterialien dienen als Aufwuchsfläche der Biozönose und erhöhen so den Biomassegehalt im Reaktor. Der Festbettreaktor kann entweder im Aufstrom oder Abstrom betrieben werden. Abbildung 9 zeigt das Beispiel eines im Aufstrom betriebenen Reaktors. Anaerobe Festbettreaktoren werden nahezu ausschließlich mit Kunststofffüllmaterialien betrieben, da diese eine geringere Verstopfungsfahr aufweisen.

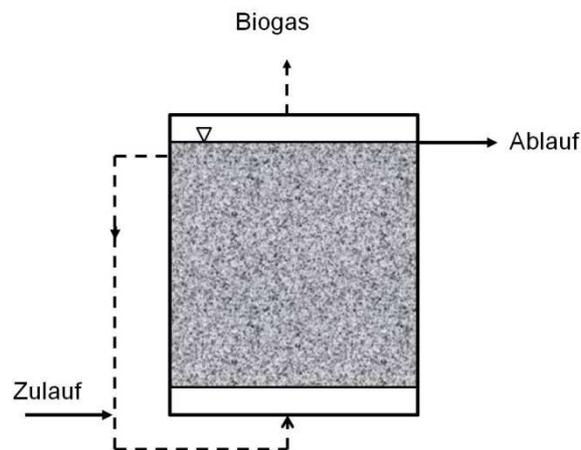


Abbildung 9 Festbettreaktor im Aufstrom-Betrieb (Helmreich, 2010)

Die Verstopfung der Festbettreaktoren ist das Hauptproblem bei der anaeroben Abwasserreinigung. Daher sind nur wenige Festbettreaktoren in Industriebetrieben im Einsatz. Von den 20 in der Industrie im Einsatz befindlichen Reaktoren ist die Hauptanwendung in Brauereien und Brennereien. Es werden dort Raumbelastungen bis 7,5 kg CSB/(m³d) gefahren.

Im kommunalen Abwasserbereich wurde ein Festbettreaktor im Aufstromverfahren von Bodik et al., 2002, im Labormaßstab (1,5 L) im Temperaturbereich 8 bis 23 °C getestet. Die Zulaufkonzentration lag in der Studie bei 100-200 mg/L CSB. Auch hier zeigte sich, dass die CSB-Abbaueffizienz mit abnehmender Temperatur abnahm, bei 8 °C lag sie bei 63%, also höher als beim UASB-Reaktor. Elmitwalli et al., 2000, beschrieben einen schlechten Abbau von kolloidalem CSB in einem Labor-Festbettreaktor im Aufstromverfahren bei 24 °C und einer HVZ von 0,5 h. Erst nach Ausbildung eines anaeroben Biofilms im Festbett konnte der Rückhalt bzw. der Abbau verbessert werden.

1.4.3.6 Fließbettreaktor

Fließbettreaktoren (Abbildung 10) sind dadurch gekennzeichnet, dass der überwiegende Teil der Biomasse auf frei beweglichen Trägermaterialien anhaftet. Trägermaterialien sind Bimssteingranulat, granuliert Aktivkohle, Kunststoffpellets, etc., mit einer Trägergröße von 0,1 bis 0,6 mm. Anaerobe Fließbettreaktoren werden beim industriellen Einsatz mit einer Aufstromgeschwindigkeit von 5-30 m/h betrieben. Fließbettreaktoren erreichen Reaktorhöhen bis 30 m. In Deutschland ist nur noch ein Fließbettreaktor in der Industrie in Betrieb. Dieser Reaktor in der Zuckerindustrie ist mit Raumbelastungen von ca. 35 kg CSB/(m³ d) im Einsatz (DWA IG-5.1, 2009). Im kommunalen Bereich hat der Fließbettreaktor bisher keine Anwendung gefunden.

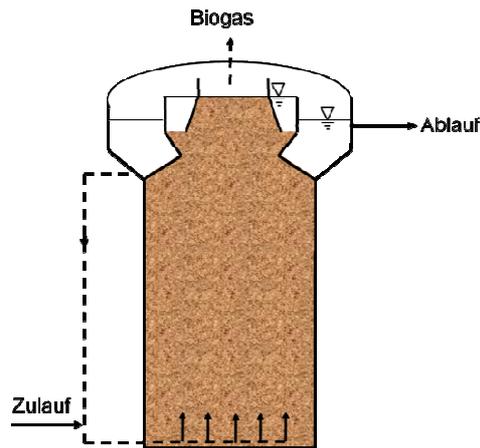


Abbildung 10 Fließbettreaktor (Helmreich, 2010)

1.4.3.7 Membranunterstützte Anaerobverfahren

Anaerobe Membranreaktoren (AnMBR) arbeiten mit einer Abtrennung der Biomasse durch Membranfiltration. Hier ist insbesondere die Kombination des anaerob betriebenen Reaktors mit Membranen anstatt dem konventionellen Nachklärbecken zu nennen. Membranen haben den Vorteil, dass sie - je nach Porengröße - partikuläre Stoffe und damit die Biomasse im Reaktor vollständig zurückhalten können. Durch die Membran ist es möglich, die Feststoffverweilzeit (das Schlammalter) vollständig von der HVZ abzukoppeln und hierdurch ein relativ hohes Schlammalter und eine relativ kurze HVZ zu erreichen (Fuchs et al., 2003). Weitere Vorteile ergeben sich durch den Platzbedarf, der in diesem Fall im Vergleich zu konventionellen Nachklärbecken geringer ausfällt. Außerdem garantiert die Membran eine bessere Ablaufqualität, da die Reinigungs-effizienz auch von der Porengröße abhängig ist.

Der Einsatz der Membran zur Verbesserung der Ablaufqualität ist vor allem in Hinblick auf Nutzung des Permeats zur Bewässerung in der Landwirtschaft interessant. Das Permeat muss für diesen Zweck nahezu keimfrei sein, bzw. Erreger von übertragbaren Krankheiten sind auf einen Level zu reduzieren, dass Infektionen praktisch ausgeschlossen werden (ATV (Merkblatt) M 205, 1998).

Bakterien, Viren und Parasiten in kontaminiertem Wasser verursachen Krankheiten, wodurch mehr als 5 Millionen Menschen jedes Jahr sterben und rund 2,3 Milliarden Menschen an Krankheiten leiden, die im Zusammenhang mit kontaminiertem Wasser stehen (Cloete et al., 2004). Oft ist die Pathogenenindikator-Belastung in den Abwässern von

Abwasserreinigungsanlagen noch stark überhöht (Vorkas, 1999; Botero et al., 1997; Salter et al., 1999). Als Indikator für die Inaktivierung praktisch aller hygienerelevanter Viren, Parasiten und Bakterien (mit Ausnahme von Sporenbildnern) eignen sich dabei vor allem intestinale Enterokokken. Diese können sowohl als Parameter zur direkten Prozesskontrolle als auch zur Prüfung des Gärrests von Biogasreaktoren verwendet werden, wenn dieser in sensiblen Gebieten ausgebracht werden soll (Lebuhn et al., 2006). Neben den international oft üblichen Verfahrensalternativen zur Entfernung pathogener Mikroorganismen, wie der Einleitung in Schönungsteiche, Chlorung, der Behandlung mit Ozon und der Behandlung mit UV-Strahlung, ist vor allem die Anwendung von Membranen eine interessante Möglichkeit der Entfernung von pathogenen Keimen.

In porösen Medien wird der Entfernungsmechanismus pathogener Bakterien in erster Linie durch Straining und Absorption geprägt (Stevik et al., 2004). Absorption von Bakterienzellen an porösen Medien kann dabei in physikalische, chemische und biologische Faktoren unterteilt werden (Stevik et al., 1999). Tawift et al., 2006, identifizierten Absorptionsmechanismen als den Hauptprozess zur Entfernung fäkaler Coliforme bei der Behandlung von Abflüssen aus einem UASB-Reaktor mittels Schwämmen (Down-flow hanging sponge, DHS), wobei die Parameter Aufenthaltszeit, Schwamm-porengröße und Schwammvolumen die größten Einflussfaktoren auf deren Entfernung waren. Tabelle 1 stellt einen Vergleich der Desinfektion über Membranen zu anderen üblichen Desinfektionsverfahren dar.

Tabelle 1 Vergleich der Inaktivierungs- bzw. Eliminationswirksamkeit verschiedener Desinfektionsverfahren und Filtrationsverfahren (nach Jacangelo et al., 2001)

Desinfektionsmittel	Bakterien	Viren	Protozoen	Gesamtwertung
Chlorgas	sehr gut	sehr gut	ausreichend/schlecht	gut
Chloramin	ausreichend	schlecht	sehr schlecht	schlecht
Chlordioxid	gut/sehr gut	gut/sehr gut	Ausreichend	gut
Ozon	sehr gut	sehr gut	gut/sehr gut	gut/sehr gut
UV-Bestrahlung	gut/sehr gut	ausreichend	Gut	gut
Filtration (inkl. Vorflockung)	gut	ausreichend	Gut	gut
Membranfiltration (Ultrafiltration < 0,01 µm)	sehr gut	sehr gut	sehr gut	sehr gut

Die Desinfektion mit Chlorgas ist eine der ältesten und am meisten verbreiteten Methoden. Sie ist eine billige und bewährte Technik (Wilf et al., 2010). Aus der Verwendung von Chlor ergeben sich jedoch erhebliche Nachteile, wie etwa die Bildung von zahlreichen mehr oder weniger giftigen und krebserregenden Neben- und Zwischenprodukten. Außerdem muss, je

nach Weiterverwendung des behandelten Abwassers, überschüssiges Chlor durch einen weiteren Schritt wieder entfernt werden, was zusätzlich Kosten verursacht. Aufgrund der toxischen Zwischen- und Nebenprodukte wird die Chlorung als Verfahren zur Desinfektion von Abwasser grundsätzlich von der DWA (Cornel et al., 2004) abgelehnt.

Auch bei der UV-Bestrahlung handelt es sich um eine relativ alte Methode, die bereits seit 100 Jahren bekannt ist (Cornel et al., 2004). Hierbei wird durch Absorption von hochenergetischer UV-Strahlung durch den Mikroorganismus dessen DNS (Desoxyribonukleinsäure) bzw. RNS (Ribonukleinsäure) inaktiviert oder zerstört. Je nach Anwendung ist eine Keimreduktion von 2 – 4 log-Stufen zu erreichen. Die Desinfektion über UV-Strahlung hat den Nachteil, dass sie nur bei klaren Abwässern angewendet werden kann. Bei trüben Abwässern mit hohem Partikelanteil ist die Eindringtiefe der UV-Strahlung in das Abwasser nur gering, die Desinfektionsleistung in diesem Fall unzureichend.

Ozon ist eines der stärksten bekannten Oxidationsmittel. Die Keimabtötung bei der Ozonung basiert darauf, dass es zu oxidativen Reaktionen mit lebenswichtigen Bestandteilen der Zelle von Bakterien kommt (Cornel et al., 2004). Nachteil der Desinfektion mit Ozon sind hohe Betriebskosten zur Erzeugung des Ozons vor Ort.

Insgesamt stellt daher die Membranfiltration eine sehr gute Möglichkeit zur Desinfektion von Abwässern dar.

Die verwendeten Membranen können auf verschiedene Weisen, z. B. durch Druck, Konzentrationsgradienten oder auch durch ein elektrisches Potenzial betrieben werden (Pinnekamp et al., 2003). Einer der wesentlichen Vorteile dieser Technik besteht darin, dass sie grundsätzlich weder chemisch noch biologisch oder thermisch arbeitet, sondern eine rein physikalische Reinigungsmethode darstellt.

Durch den Transmembrandruck (TMD) getrieben, fließt die Rohlösung durch die Membran und wird so in Konzentrat und Permeat getrennt. Die hierbei verwendeten Membranen können sehr unterschiedlich aufgebaut sein, und obwohl die beiden Stofftransportmechanismen, Transport durch Poren und auf Grund von Diffusion, bei herkömmlichen Membranen gleichzeitig zu beobachten sind, werden Membranen trotzdem idealisiert in zwei Gruppen eingeteilt: die reinen Porenmembranen und die reinen Lösungs-Diffusions-Membranen. Bei letzteren sinkt die Konzentration der abzutrennenden Abwasserinhaltsstoffe innerhalb der Membran, da bei diesem Mechanismus die

unterschiedliche Löslichkeit und Diffusivität für die Selektivität verantwortlich sind, wohingegen bei den Porenmembranen die Selektivität allein von der Porengröße abhängt und somit ein schlagartiger Konzentrationsabfall direkt an der Membranoberfläche auf der Rohlösung zu beobachten ist (Pinnekamp et al., 2003).

Neben diesem Kriterium gibt es noch weitere Merkmale, nach denen Membranen eingeteilt werden können. Hierunter fallen etwa die Herkunft (synthetisch oder biologisch), der benutzte Werkstoff (organisch oder anorganisch) oder die Morphologie (porös oder nicht porös). Mehrere dieser Membranen werden anschließend auf verschiedenste Weisen zu sogenannten Modulen, d.h. zu anschlussfähigen Einheiten, zusammengefasst. Erwähnenswert sind hier besonders folgende Modulanordnungen:

- Beim Kissenmodul werden mehrere Membrantaschen übereinander gelegt, wobei zwischen zwei Membranen je zwischen zwei Membranen je eine Lage Gewebevlies gelegt wird.
- Das Wickelmodul ist analog dem Kissenmodul aufgebaut. Allerdings werden hier die Membranen um ein in der Mitte liegendes Permeatsammelrohr gewickelt.
- Das Rohrmodul besteht aus mehreren durchlässigen Rohren, auf deren Innenseite die Membran angebracht ist. Diese Rohre werden durch ein Mantel- oder Druckrohr zusammengehalten.
- Das Kapillarmodul ist ähnlich dem Rohrmodul aufgebaut, wobei hier eine Fülle von Kapillarmembranen zu einem Modul zusammengeschaltet werden.

Das größte Betriebsproblem ist das Fouling der Membran, d.h. die Zunahme des Transmembrandrucks (TMD) auf Grund der Verstopfung der Membranporen und/ oder der Bildung einer sogenannten Deckschicht auf der Membran über die Zeit (Abbildung 11). An der Membran kann es im Zuge der Deckschichtbildung aber auch zur Abnahme des Permeatflusses kommen (Le Clech et al., 2003). Hierbei treten hauptsächlich drei Fouling-Arten auf (Pinnekamp und Friedrich, 2003):

- Biofouling: Biofilm, der durch Mikroorganismen verursacht wird
- Kolloidales Fouling: Deckschicht-Bildung durch organische Stoffe

- Scaling: Ablagerung von anorganischen Wasserinhaltsstoffen durch Ausfällung, z.B. Sulfate, Carbonate

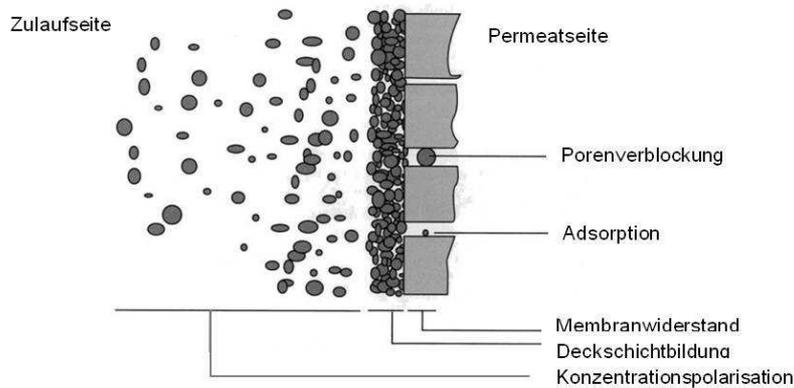


Abbildung 11 Verblockungsmechanismen der Membran

Membranen können auf zwei Arten betrieben werden: im Cross-Flow- bzw. Dead-End-Modus (siehe Abbildung 12). Mit Hilfe des Cross-Flow-Modus können höhere Scherkräfte an der Membranoberfläche erzielt werden, wodurch diese Technik oft der deckschichtbildungsanfälligeren Dead-End-Technik vorgezogen wird.

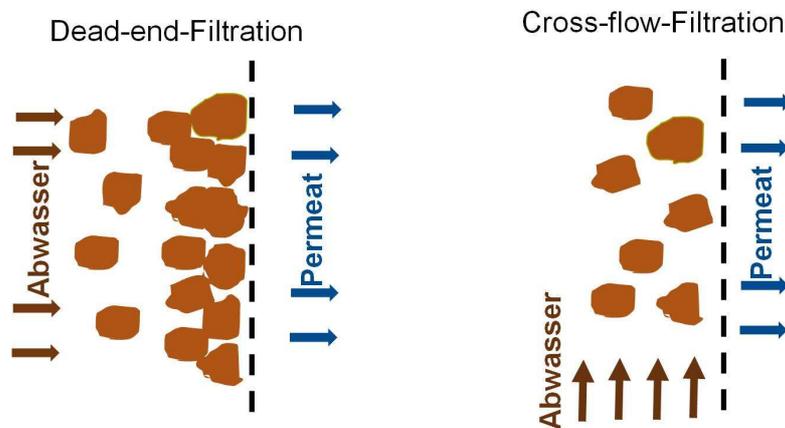


Abbildung 12 Dead-End- (links) und Cross-Flow- (rechts) Konfiguration (Helmreich, 2010)

Mit Hilfe von Rückspülung der Membran von der Permeat- zur Abwasserseite wird häufig versucht, der Deckschichtbildung auf der Membranoberfläche entgegenzuwirken. Hierdurch ergeben sich Intervalle aus Filtrations- und Rückspülzeiträumen. Durch diese

Intervallaufteilung gibt es so grundsätzlich zwei Arten, die Filtration zu betreiben: bei konstantem Druck oder bei konstantem Fluss.

Die Membranfiltration kann im AnMBR auf zwei verschiedene Arten angeordnet werden:

- Externe Anordnung der Membran in einem separaten Kreislauf
- Interne Anordnung der Membran im Bioreaktor selbst (Peters und Kraume, 2005)

Bei der internen Anordnung wird üblicherweise eine Gas- und Flüssigkeitsströmung nahe an der Membranoberfläche vorbeigeführt, um Scherkräfte zu erzeugen und hierdurch eine Deckschichtbildung zu verhindern, durch die Verstopfungen und Ablagerungen entstehen können. Abbildung 13 zeigt exemplarisch beide Varianten.

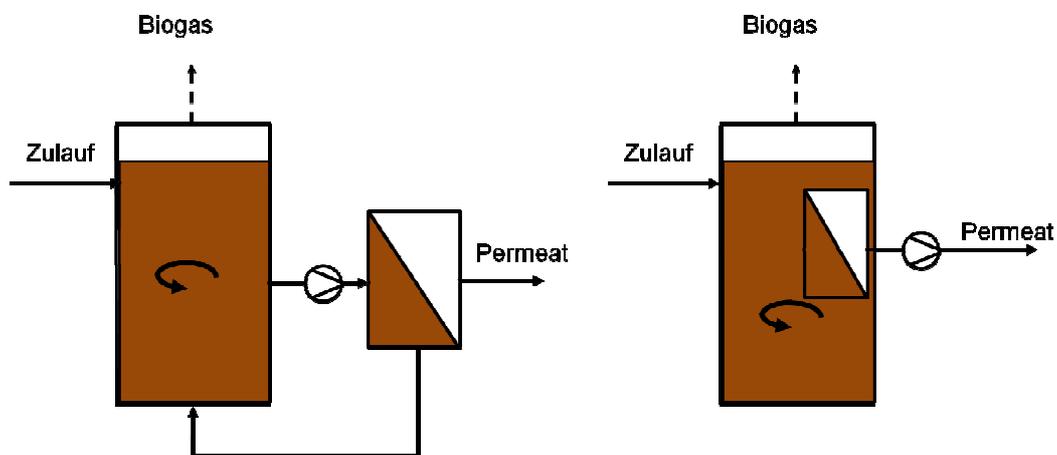


Abbildung 13 Externe (links) und interne (rechts) Anordnung des Membranmoduls im AnMBR (Helmreich, 2010)

Den Vorteilen des AnMBR stehen jedoch folgenden Nachteile entgegen:

- Höhere Investitionskosten (Meng et al., 2009)
- Höherer Energieaufwand für den Betrieb durch Pump- oder Vakuumkosten
- Geringere Betriebserfahrungen gegenüber anderen Anaerobverfahren
- Gefahr des Fouling der Membranen

Mit Hilfe unterschiedlicher Maßnahmen kann man versuchen, das Fouling in den Griff zu bekommen bzw. es zu minimieren. Zu nennen sind hier u.a.:

- Ermittlung des kritischen Flusses und Betrieb maximal bis zum kritischen Fluss. Der kritische Fluss ist - als „weiche Definition“ - der Fluss, oberhalb dessen das Verhältnis zwischen Fluss und TMD nicht mehr linear ist (Wu et al., 1999)
- Erhöhung der Anströmgeschwindigkeit (Brockmann und Seyfried, 1996)
- Die Rezirkulation des im Reaktor produzierten Biogases nahe der Membran, die dort Scherkräfte erzeugen soll, um einer Deckschichtbildung vorzubeugen (Bouhabila et al., 2001). Hierbei spielt auch die Gasspülgeschwindigkeit eine Rolle, hauptsächlich, wenn der kritische Fluss überschritten wird (Martinez et al., 2010)
- Eine Rückspülung der Membran, beispielsweise durch bereits gereinigtes Permeat, kann Verstopfungen entgegenwirken (Bouhabila et al., 2001). Dies hat jedoch den Nachteil, zusätzlich Energie und Zeit zu beanspruchen
- Durch die Schlammrezirkulation können ebenfalls Scherkräfte an der Membranoberfläche erzeugt werden
- Zugabe von Aktivkohle (Pulver oder granuliert) (Park et al., 1999; Aquino et al., 2006; Akram und Stuckey, 2008). Diese Methode ist jedoch mit hohen Betriebs- und Entsorgungskosten verbunden

Die Effizienz der Reinigungsmethoden wird in verschiedenen Studien dokumentiert. Jeison, 2007, behandelte saures Abwasser unter mesophilen Bedingungen mit röhrenförmigen Membranen und Permeat- bzw. Rückspülzyklen von 300 bzw. 3 s. Er erreichte einen kurzfristigen Fluss von 12 L/(m²h) bei einem TS-Gehalt von 30 g/L, zusammen mit einer Cross-Flow Velocity (CFV) von 60 m/h. Eine Verbesserung des Flusses von 12 auf 20 L/(m²h) wurde durch eine zusätzliche Gaseinpressung mit einer Geschwindigkeit von 60 m/h erzielt. In einem AnMBR mit eingetauchten polymeren Membranen fanden Wen et al., 1999, für die Behandlung von kommunalem Abwasser einen Fluss von 5 bis 10 L/(m²h) bei TS-Gehalten von 16 bis 21,5 g/L mit einem TMD bis 700 mbar nach periodischen 3-4 minütigen Einschaltzeiten und 1,5-minütigen Ausschaltzeiten. Hu et al., 2006, erreichten den gleichen Fluss von 10 L/(m²h) mit Plattenmodulen, einem TMD von 300 mbar, einer Feststoffkonzentration von 4 g/L und einer Gaseinpressgeschwindigkeit von 5 Litern pro Minute (Lpm) pro Einheit der Membranoberfläche. Rosenwinkel et al., 2007, verwendeten keramische getauchte Membranen für die Behandlung von Abwasser aus der Alkoholherstellung. Filtratwerte von 14 bis 16 L/(m²h) wurden dauerhaft bei einer

Filtrationszeit von 240 s und einer Rückspülzeit bis 50 s gemessen. Bei einem durchschnittlichen TS-Gehalt von 12 g/L wurden Unterdruckwerte von 250 bis nahezu 500 mbar erreicht.

AnMBR sind in den letzten Jahren vor allem in Hinblick auf schwach belastete Abwässer intensiver untersucht worden (Yang et al., 2006). Die Abtrennung des Schlammes erfolgte zum Teil separat in einem eigenen Membranbehälter (Brockmann et al., 1996; Choo et al., 1998; Fuchs et al., 2003) oder eingetaucht im anaeroben Reaktor (Jeison et al., 2006; Jeison, 2007; Jeison et al., 2007; Lin et al., 2009; Trzcinsky et al., 2009).

Es gibt einige Labor -und Pilotstudien (Akram et al., 2008; Aquino et al., 2006; Brockmann et al., 1996; Choo et al., 1998; Holler und Trösch, 2001; Chu et al., 2005; Elmahle et al., 1997; Fuchs et al., 2003; Harada et al., 1994; Jeison et al., 2006; Jeison, 2007; Jeison et al., 2007; Kang et al., 2002; Lee et al., 2001; Lin et al., 2009; Trzcinsky et al., 2009; Wen et al., 1999, You et al., 2005; Zhang et al., 2005). Lew et al., 2009, konnten 88% des Zulauf-CSB in kommunalem Abwasser in AnMBR-Reaktoren mesophil (25 °C) mit einer HVZ von 6 h abbauen. Eine kombinierte UASB-AnMBR-Pilotanlage in Singapur zeigt erste Erfolge. Die Methanproduktion konnte durch die Kombination mit AnMBR um 93% gesteigert werden, bei gleichzeitiger Halbierung der HVZ auf 5,5 h. Fuchs et al., 2003, dokumentieren den Einsatz der anaeroben Membrantechnik mit einer im Cross-Flow betriebenen Membran. Sie konnten im anaeroben System Raumumsatzleistungen von bis zu 20 kgCSB/(m³*d) erreichen. Die TS-Konzentrationen im Reaktor lagen unterhalb von 60 g/L.

Laut dem Statistischen Bundesamt (Statistisches Bundesamt, 2009) wurden im Jahr 2002 durchschnittlich 105,6 kg N/(ha·a) und 18,5 kg P/(ha·a) bei einem Bewässerungsaufwand von 607 m³/(ha·a) (Statistisches Bundesamt, 2004) auf landwirtschaftlich genutzten Flächen in Deutschland ausgebracht. Würde man dieses Bewässerungswasser durch behandeltes Abwasser aus einer anaeroben Membrananlage ersetzen, ergäben sich Einsparmöglichkeiten. z.B. bei einem angenommenen Preis für Stickstoffdünger von 1,50 €/kg bzw. Phosphatdünger von 1,60 €/kg (Amt für Ernährung, Landwirtschaft und Forsten Landshut, 2008) und einer ungefähr 237.000 ha großen bewässerten landwirtschaftlichen Nutzfläche in Deutschland (Statistisches Bundesamt, 2001) würde sich bereits eine Ersparnis von circa 12,5 Millionen € ergeben. Weiterhin ist zu beachten, dass die Einsparung mit der Menge an benötigtem Wasser steigt und somit besonders in ariden Regionen auf Grund des hohen Bewässerungsaufwands erhebliche Einsparungen erzielt werden könnten.

1.5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Eine Zusammenarbeit mit anderen Stellen, die direkt mit dem Projekt zusammenhängt, gab es nicht.

2 Eingehende Darstellung

2.1 Eingehende Darstellung der Verwendung der Zuwendung und der erzielten Ergebnisse im Einzelnen mit Gegenüberstellung der Ziele

2.1.1 Versuchsanlage, Material und Methoden

2.1.1.1 Aufbau und Betrieb der Versuchsanlage

Für diese Forschung wurden drei Versuchsreaktoren der Hans Huber AG aufgebaut und betrieben.

- AnMBR-0 (Abbildung 14): einstufiger Filtrationsreaktor bestehend aus einem luftdicht abgeschlossenen Edelstahlbehälter (0,1 m³), in dem das Membranmodul eingetaucht war, einer Rezirkulationspumpe (P1), einer Gasförderpumpe (P2) für Stickstoff-Gas, einer Permeatabzug-Pumpe (P3), einem Permeatspeicher sowie einer Permeatrückspülpumpe (P4). AnMBR-0 wurde bis Januar 2008 betrieben.

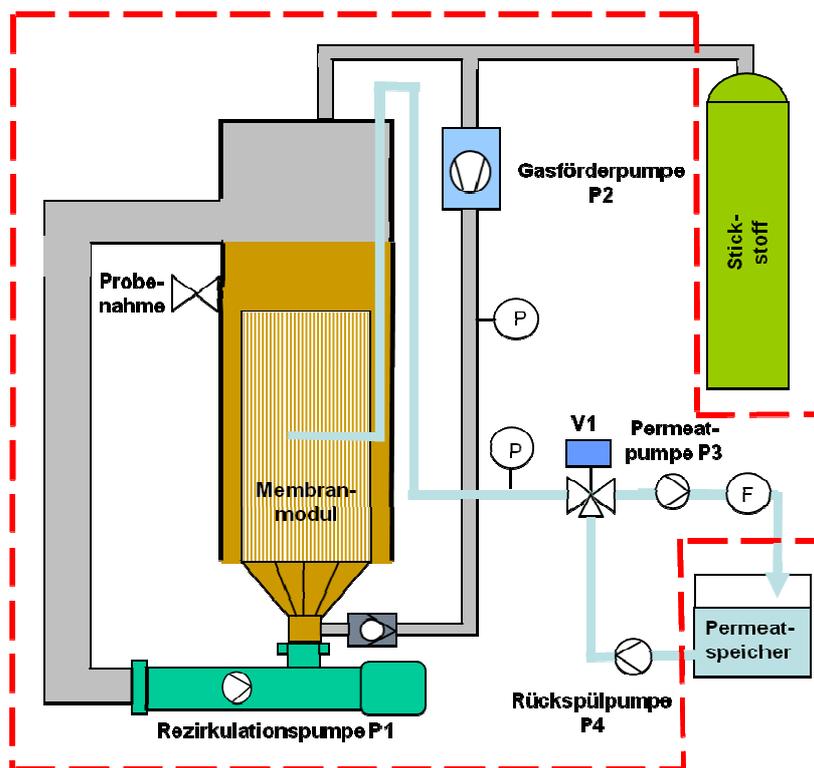


Abbildung 14 Schema des einstufigen anaeroben Reaktors (AnMBR-0)

- AnMBR-1 (Abbildung 15): zweistufiger Reaktor bestehend aus einem luftdicht abgeschlossenen Prozesskessel aus Edelstahl mit einem Volumen von 1,10 m³ und einem zweiten, luftdicht abgeschlossenen Edelstahlbehälter (0,1 m³), in dem die Membran eingetaucht war, einer Rezirkulationspumpe (P2), einer Biogas-Rezirkulationspumpe (P3), einer Permeatabzug- und Permeatrückspül-Pumpe (P1) mit Permeatspeicher und einer Zulaufpumpe (P4) zur Förderung des kommunalen Abwassers. Die Durchmischung erfolgte mittels Rührwerk (M2). Die Steuerung der Heizung erfolgte über einen Temperatursensor. Die Ermittlung des Durchflusses von Permeatabzug und -rückspülung erfolgte über einen induktiven Durchflussmesser (DFM1). Die Gasspülmenge wurde über DMF2, die Rezirkulation des Schlammes über DFM3 aufgezeichnet. Die Gaszusammensetzung bzw. -menge wurde über einen Gasanalysator bzw. einen Gastrommelzähler ermittelt. Betrieb des AnMBR-1 von Februar 2008 bis Februar 2010.

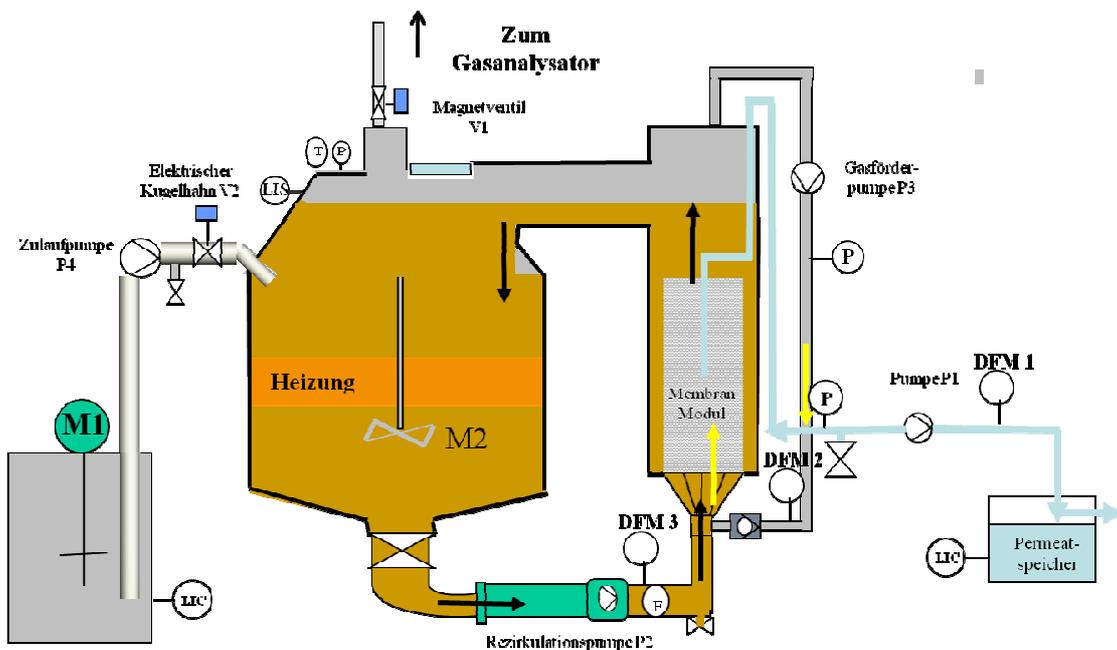


Abbildung 15 Schema der anaeroben Abwasserbehandlungsanlage (AnMBR-1)

- AnMBR-2 (Abbildung 16): zweistufiger Reaktor bestehend aus einem luftdicht abgeschlossenen Prozesskessel aus Edelstahl mit einem Volumen von 0,50 m³ und einem zweiten, luftdicht abgeschlossenen Edelstahlbehälter (0,1 m³), in dem die Membran eingetaucht war, einer Rezirkulationspumpe (P2), einer Biogas-

verwendet. Das Membranmodul war in die Flüssigkeit eingetaucht. Alle Reaktoren wurden mit kommunalem Rohabwasser aus Garching bei München (1 mm Vorsiebung mit DELTA-Strain 240-S/L, der Fa. DELTAFILTER) ohne Passage eines Sand- und Fettfanges) beschickt. Da die CSB-Zulaufkonzentration aufgrund des niedrig belasteten Rohabwassers oftmals zu gering war, wurde Glukose als zusätzliche, externe Kohlenstoffquelle zugegeben, um die CSB-Konzentration des Zulaufs zu erhöhen.

Der Reaktor wurde intermittierend betrieben. Der Betriebsmodus bestand aus 4-stufigen Zyklen bestehend aus: (1) Beschickung, (2) Filtration, (3) Pause (Relax-Phase) und (4) Rückspülung. Nach der Rückspülung begann ein neuer Zyklus. Während der Filtrationsphase wurde durch die Permeatpumpe ein Vakuum an der Membran erzeugt. Damit konnte das gereinigte Abwasser durch die Membran abgesaugt werden. Die Biogasrezirkulationspumpe und die Schlammrezirkulationspumpe waren während der Permeat- und Rückspülungsphasen in Betrieb. Ziel war es, Scherkräfte an der Membranoberfläche zu erzeugen, und somit die Entwicklung der Deckschichtbildung auf der Membranoberfläche zu verhindern.

Nach der Filtrationsphase wurde eine Pause von 30 Sekunden in den Filtrationszyklus integriert, um die Membran zu entspannen. Damit die an der Membranoberfläche entstandene Deckschichtbildung abgespült werden konnte, wurde am Zyklusende die Fließrichtung des Permeates an der Pumpe geändert. Daraufhin erfolgte eine Rückspülung.

Die Angabe des Flusses ($L/(m^2 \cdot h)$) wurde im gesamten Bericht als Bruttofluss angegeben, um Vergleichbarkeiten zwischen den einzelnen Versuchen, in denen Rückspülzeit, Permeat-Abzugzeit, etc. variiert wurden, darzustellen.

Um den Reaktor im stabilen Zustand zu betreiben, muss das Volumen des Permeates mit dem Zulaufvolumenstrom jedes Zyklus übereinstimmen. Das Nettovolumen des Permeates entspricht der Differenz des Volumens aus der Filtrationsphase und der Rückspülung. Am Ende jedes Zyklus während der Beschickungsphase wurde das Nettopermeat mittels der Zulaufpumpe beschickt.

Am Ende jedes Zyklus öffnete sich das Magnetventil (V1). Das Magnetventil V1 öffnete sich nur, wenn der Druck im Reaktor höher als 980 mbar war. Dieser Wert von 980 mbar wurde ausgewählt, da der Umgebungsdruck in Garching (nördlich von München, Deutschland) bei ca. 960 mbar liegt. Damit konnte gewährleistet werden, dass das produzierte Biogas aus

dem Reaktor strömte. Die Zusammensetzung und Menge des produzierten Biogases wurden über einen Gasanalysator bzw. einen Gaszähler analysiert bzw. gemessen.

Die Filtrationsphase dauerte bis zum 14.07.2009 5 min. Danach wurde auf 10 min verlängert, um die effektive Filtrationszeit und somit die Raumbelastung zu steigern. Eine Erhöhung der Raumbelastung des Reaktors um 25% konnte so erreicht werden.

An der Membran wurde nach dem Prinzip des konstanten Flusses gearbeitet. Um die Durchflussmenge konstant zu halten, wurde die Permeatpumpe mit einem Durchflussmessgerät (DFM1) gekoppelt. In diesem Fall konnte über einen Frequenzumformer und mit der entsprechenden Information des Durchflussmessers die Leistung der Pumpe und damit der Permeatstrom gesteuert werden.

Auf den vergleichenden Einsatz einer Keramikmembran wurde aufgrund der im Verlaufe der Untersuchungen erhaltenen Ergebnisse zugunsten der Versuche im psychrophilen Betrieb verzichtet.

2.1.1.2 Steuerung

Durch ein programmierbares Schaltpult war es möglich, den Reaktor sowohl im manuellen, halbautomatischen als auch im vollautomatischen Modus zu betreiben. Die hier aufgeführten Funktionsbeschreibungen für die beiden Reaktoren AnMBR-1 und AnMBR-2 basieren auf den gewonnenen Erkenntnissen mit Stand vom 27.05.08.

Permeatabzug: Sobald die am Display einstellbare Startzeit (Uhrzeit T1) anstand und der Permeatabzug am Display auf „on“ geschaltet war, startete die Pumpe P1 und lief für die eingestellte Zeit T2 (0 – 999s). Obwohl die maximale Anzahl der eingestellten Zeit T2 bis 999 Sekunden sichtbar war, konnte eine längere Zeit eingestellt werden.

Die Pumpendrehzahl ließ sich am Display einstellen (3 - 400 upm). Die Schlamm-Rezirkulationspumpe (P2), Reaktorrührwerke (M2 und M3) und die Gaseinpressungspumpe (P3) haben sich für die Experimente wahlweise hinzu- oder wegschalten lassen. Deren Frequenz konnte individuell am Display eingestellt (10 – 87 Hz) werden. Diese drei Anlagenkomponenten (P2, M2 oder M3 und P3) wurden aber ebenfalls nur betrieben, wenn der „Permeatabzug“ am Display auf „on“ geschaltet war. War der „Permeatabzug“ im Display

auf „off“ geschaltet, wurde dieser Vorgang übersprungen und es wurde zur „Relaxzeit“ übergegangen. Gleiches galt auch für „Relaxzeit“ und „Rückspülung“.

Relaxzeit: Im Anschluss an Permeatabzug erfolgte die Relaxzeit T3 (0 – 999 s)-. Sie konnte am Display ebenfalls individuell hinzu oder weggeschaltet werden. Schlammrezirkulationspumpe P2, Reaktorrührwerk M2 und die Biogasrezirkulation P3 haben sich für diese Anwendung ebenfalls wahlweise hinzu- oder wegschalten lassen. Deren Frequenz ließ sich auch für die Pause individuell am Display einstellen (10 – 87 Hz). Diese drei Anlagenkomponenten (P2, M2 oder M3 und P3) wurden aber nur betrieben, wenn die „Relaxzeit“ am Display auf „on“ geschaltet war.

Rückspülung: Im Anschluss an die Relaxzeit erfolgte die Permeatrückspülung T4 (0 – 999 s). Sie konnte am Display ebenfalls individuell hinzu oder weggeschaltet werden. War die Rückspülung am Display auf „on“ geschaltet, startete die Pumpe P1 rückwärts und lief für die eingestellte Zeit T4 (0 – 999s). Die Pumpendrehzahl ließ sich am Display einstellen (3 - 400 upm). Rezirkulationspumpe P2, Reaktorrührwerk M2 und die Gaseinpressung P3 ließen sich für diesen Zeitraum ebenfalls wahlweise hinzu- oder wegschalten. Diese beiden Anlagenkomponenten liefen aber nur, wenn die „Rückspülung“ am Display auf „on“ geschaltet war.

Als Trockenlaufschutz wurde im Permeatspeicher, aus dem die Pumpe heraus förderte, ein Schwimmerschalter (LCI) installiert, der die Pumpe stoppte, falls der minimale Füllstand des Permeatspeichers erreicht wurde. Für den Fall, dass dennoch einmal der min-Füllstand im Vorlagebehälter erreicht wurde, lag eine Störung der Anlage vor.

Die Anzahl der Intervalle I, d.h., wie oft sich die drei Vorgänge Permeatabzug, Relaxzeit und Rückspülung hintereinander wiederholen, ließ sich am Display einstellen. Das Intervall, nach dem das Rührwerk M1 im Vorlagebehälter startete, konnte ebenfalls am Display eingestellt werden.

Beschickungsphase und Gasabzug: Nach der Rückspülungsphase wurde der Beschickungsvorgang mit Gasabzug gestartet. Dieser lief wie folgt ab:

Es wurde ein Signal zum Öffnen (24 V) an das bauseitige Magnetventil V1 (Biogasventil) abgegeben, um Gas abziehen. Gleichzeitig wurde eine Verzögerungszeit T5 (0 - 999s) für das Öffnen des Zwei-Wege-Kugelhahns V2 gesetzt. Während dieser Zeit konnte das

Reaktorrührwerk M2 hinzu- oder weggeschaltet werden. Dessen Frequenz ließ sich auch für diesen Zeitraum individuell am Display einstellen (10 – 87 Hz). Nach Ablauf dieser Verzögerungszeit schloss sich die Beschickungszeit T6 an. Das Reaktorrührwerk M2 konnte in diesem Zeitraum ebenfalls hinzu- oder weggeschaltet werden und dessen Frequenz konnte am Display individuell eingestellt werden. In diesem Zeitraum musste die gesamte Beschickung des Reaktors bis zum max-Füllstand erfolgen. Der Zwei-Wege-Kugelhahn V2 wurde geöffnet und im Anschluss daran die Zulaufpumpe P4 gestartet, wobei die Pumpe so lange lief, bis das beschickte Volumen gleich der Nettopermeatmenge war. Der max-Füllstand wurde in der Steuerung eingestellt, um den Reaktor vor einem möglichen Überlauf zu schützen. Für den Fall, dass der Füllstand schon erreicht und die Beschickungszeit noch nicht abgelaufen war, ging die Anlage in Störung (Erläuterung siehe unten). Der min- und max-Füllstand ließen sich über zwei externe Sensoren an der Füllstandsanzeige manuell durch Verschieben einstellen. Das Rührwerk M1 im Vorlagebehälter stoppte ebenfalls zusammen mit der Zulaufpumpe P4. Die eingestellte Beschickungszeit T6 lief aber noch zu Ende.

Nach Ablauf der Beschickungszeit T6 begann eine zweite einstellbare Verzögerungszeit T7 (0 - 999s). Nach Ablauf dieser wurde das bauseitige Magnetventil V1 geschlossen. Das Reaktorrührwerk M2 oder bzw. M3 konnte in diesem Zeitraum ebenfalls hinzu- oder weggeschaltet werden und dessen Frequenz konnte am Display individuell eingestellt werden. Nach Ablauf der Verzögerungszeit T7, d.h., wenn das Biogasventil (V1) wieder geschlossen war, wurde der gesamte Zyklus wieder von Beginn gestartet, d.h., es wird wieder Permeat abgezogen.

Bei jeder Störung stoppte die Zulaufpumpe P4 und das Magnetventil V1 und der Zwei-Wege-Kugelhahn V2 schlossen sich bzw. blieben geschlossen. Die Pumpe P1 sowie die Rezirkulationspumpe (P2) und die Gasförderpumpe (P3) wurden gestoppt bzw. liefen nicht mehr an. Auch das Rührwerk im Vorlagebehälter M2 stoppte. Nur die Reaktorheizung und das Rührwerk M2 liefen normal weiter.

Die Heizung des Reaktors wurde über den installierten Temperatursensor geregelt. Die Werte für die Minimal- und Maximaltemperaturen (Te11 und Te12), bei denen sich die Heizung ein- und ausschaltete, waren am Display einstellbar. Ebenso war eine Übertemperatur Te13 einstellbar, bei der die Anlage eine Störungsmeldung bringt und sich die Heizung abschaltet.

2.1.1.3 Probenahme und Analysenmethoden

Um die Effizienz des Reaktors zu überprüfen, wurden täglich Temperatur, pH-Wert sowie der Chemische Sauerstoffbedarf (CSB) im Zulauf, im Reaktor und im Permeat gemessen. Weiterhin wurden dreimal pro Woche der Trockensubstanzgehalt (TS) und der organische Trockensubstanzgehalt (oTS) und einmal pro Woche der Biochemische Sauerstoffbedarf (BSB₅), der Ammonium-Stickstoff (NH₄-N), das Gesamtphosphat (P, gesamt) und die organischen Säuren analysiert. Weiterhin wurde einmal wöchentlich die Belastung der Indikatorkeime über intestinale Enterokokken sowie fäkalcoliforme Keime von Zulauf, Gärrestabzug und Ablauf (Permeat) gemessen. Mehrmals wurde die Partikelgrößenverteilung des anaeroben Schlammes bestimmt. Die verschiedenen durchgeführten Analysen erfolgten nach den in Tabelle 3 angegebenen Verfahren.

Tabelle 3 Zusammenstellung der Analysenmethoden

Parameter	Analysenmethode
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	DIN 38409, DEV H41-1 und bei CSB filtr: nach Membranfiltration über 0,45 µm Cellulosenitratfilter
Biochemischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen (BSB ₅)	DIN EN 1899-1, DEV H51 und DEV H55 (Blaudruck)
Temperatur	DIN 38404, DEV C4
pH-Wert	DIN 38404, DEV C5
Trockensubstanz (TS)	DIN 38414, DEV S10
Organische Trockensubstanz (oTS)	EN 12879, DEV S3a
Ammonium-Stickstoff (NH ₄ -N)	EN ISO 11732, DEV E23 und Küvettentests Hach-Lange
Gesamt-Kjeldahl-Stickstoff (TKN)	DIN 38409, DEV H11
Gesamt-Phosphat (P _{gesamt})	EN ISO 6878, DEV D11 und Küvettentests Hach-Lange
Organische Säuren	Ionenchromatographisch nach Destillation
Intestinalen Enterokokken	DIN EN ISO 7899-2
Fäkalcoliforme Bakterien (Escherichia coli)	MPN-Verfahren unter Verwendung von MUG (4-Methylumbelliferyl-β-D-glucuronid)-Laurylsulfatbouillon
Partikelgrößenverteilung	Laser-Streulichtphotometer, Fa. Horiba

Biogaszusammensetzung

Die Biogaszusammensetzung wurde online mit Hilfe eines Gasanalytators (Awite Bioenergy) analysiert. Optische Infrarotabsorptionssensoren dienen zur Analyse der Methan- und Kohlenstoffkonzentration.

Fluoreszenz in situ Hybridisierung (FISH)

Zur Charakterisierung der Schlammbiozösen wurden Gensonden (mit einem Fluoreszenzfarbstoff markierte rRNA-gerichtete Oligonukleotidsonden = einzelsträngige DNA Fragmente, Tabelle 4) für verschiedene Bakteriengruppen ausgewählt: *Bacteria*, *Archaea*, *Proteobacteria*, *Bacteroidetes*, *Actinobacteria*, *Firmicutes*, *Clostridium* spp., sulfatreduzierende Bakterien (SRB) und Methanbakterien. Die Oligonukleotidsonden wurden von der Firma Eurofins MWG Operon (Ebersberg, Deutschland) synthetisiert.

Tabelle 4 Verwendete rRNA-gerichtete Oligonukleotidsonden mit den zu detektierenden Zielorganismen sowie für die Hybridisierung verwendete Formamidkonzentrationen

rRNA gerichtete Oligonukleotidsonde	Zielorganismus/-gruppe	Formamid [%]	Literatur
EUB338 EUB338-II EUB338III = EUB338-Mix	Domain <i>Bacteria</i>	0	(Amann et al., 1990) (Daims et al., 1999)
ARC916	Domain <i>Archaea</i>	0	(Raskin et al., 1994)
Alf969	Phylum <i>Alphaproteobacteria</i>	20	(Neef, 1997)
Bet42a	Phylum <i>Betaproteobacteria</i>	35	(Manz et al., 1992)
Gam42a	Phylum <i>Gammaproteobacteria</i>	35	(Manz et al., 1992)
CFB719	Klasse <i>Bacteroidetes</i>	35	(Weller et al., 2000)
HGC1156	Phylum <i>Actinobacteria</i>	20	(Erhart, 1997)
LGC399	Phylum <i>Firmicutes</i>	35	(Küsel et al., 1999)
Clostr	<i>Clostridium</i> spp. Cluster I	20	(Küsel et al., 1999)
SRB385	Phylum <i>Deltaproteobacteria</i> sulfatreduzierende Bakterien	20	(Amann et al., 1990)
MSMX860	Ordnung <i>Methanosarcinales</i>	45	(Raskin et al., 1994)
MG1200b	Ordnung <i>Methanomicrobiales</i>	20	(Crocetti et al., 2006)
MB311	Ordnung <i>Methanobacteriales</i>	30	(Crocetti et al., 2006)
MB1175	Ordnung <i>Methanobacteriales</i>	45	(Raskin et al., 1994)
MC1109	Familie <i>Methanococcaceae</i>	45	(Raskin et al., 1994)
MC504	Familie <i>Methanocaldococcaceae</i>	55	(Crocetti et al., 2006)
cMC504	Kompetitor für die Sonde MC504		(Crocetti et al., 2006)

Die FISH-Methode ermöglicht die molekularbiologische Identifizierung der verschiedenen Organismen direkt in der Schlammflocke. Hierfür waren verschiedene Arbeitsschritte durchzuführen (genaue Beschreibung siehe Amann, 1995): Probenfixierung mit Ethanol und Paraformaldehyd (Zunahme der Zellwandpermeabilität), Hybridisierung mit Gensonden unter spezifischen stringenten Bedingungen (spezifische Bindung der Gensonde an komplementäre rRNA-Sequenzen bei einer konstanten Temperatur von 46°C und spezifischen Formamidkonzentrationen), Waschschrift (Entfernung von nicht gebundenen

Gensonden) und die Gegenfärbung mit 6-Diamidino-2-Phenylindole (DAPI, Gesamtzellfärbung).

Die FISH-Signale wurden mit Hilfe der Epifluoreszenzmikroskopie (Axioplan, Zeiss) detektiert. Die Quantifizierung der positiven hybridisierten Zellen erfolgt über die Einteilung in 6 Kategorien von 0 = keine bis 5 = sehr viele positive Zellen, mit einem Faktor 10 zwischen den Kategorien (Müller et al., 2007). Für jede Schlammprobe wurden pro Gensonde insgesamt 20 mikroskopische Gesichtsfelder analysiert und der Mittelwert mit der korrespondierenden Standardabweichung berechnet.

Bestimmung des Widerstands der Membran

Die einzelnen Widerstände von Membran und Deckschicht ergeben sich nach der Beziehung von Darcy aus dem TMD und dem Fluss. Die Versuchsanlage verfügte über Drucksensoren im Permeat (vor der Pumpe) und im Reaktor sowie am Gasanalysator (Umgebungsdruck). Aus dem feedseitigen Druck (D_F) und dem permeatseitigen Druck (hier: Pumpenvordruck, D_P und Umgebungsdruck, D_U) ergibt sich:

$$TMD = D_F - (D_P + D_U)$$

D_h	Hydrostatischer Druck	(Pa)
D_F	Druck Feed	(Pa)
D_P	Druck Permeat	(Pa)
D_U	Umgebungsdruck	(Pa)

Am Membraneingang (feedseitiger Druck D_F) herrschen im externen Versuchsstand der hydrostatische Druck D_h in Abhängigkeit von der Überstauhöhe h und der Umgebungsdruck D_U :

$$D_F = D_h + D_U = \rho \cdot g \cdot h + D_U$$

g	Schwerkraft	(m/s ²)
h	Höhe	(m)
ρ	Dichte	(N/m ²)

Damit entfällt der Umgebungsdruck und der TMD ergibt sich nur noch aus der Druckdifferenz zwischen Membraneingang D_F und Permeat D_P :

$$TMD = D_F - D_P$$

Zur Bestimmung des Widerstandes (R_{ges}) gilt das Gesetz von Darcy:

$$R_{ges} = \frac{TMD}{\eta \cdot J_P}$$

TMD	Transmembrandruck, TMD	(Pa/mbar)
R_{ges}	Gesamter Widerstand an der Membran	(1/m)
η	Dynamische Viskosität	(Pa·s)
J_P	Permeatfluss	(m/s)

Beim Auftragen der zeitlichen Änderung des TMD über dem Fluss (J_P), stellt die Steigung der Kurve m den Quotient aus Fluss und TMD dar. Daher lässt sich mit der Steigung der Ausgleichsgeraden diese Beziehung über den gemessenen Bereich mitteln:

$$m = \frac{J_P}{TMD}$$

m Steigung: Permeabilität (J/TMD) (m/s·Pa)

Damit ergibt sich der gesamte Widerstand R_{ges} folgendermaßen:

$$R_{ges} = \frac{1}{\eta \cdot m}$$

Da die in die Berechnung eingehende Viskosität im Feedstrom unbekannt und außerdem nicht konstant ist, wurden die Widerstände mit Leitungswasser in einem externen Behälter bestimmt.

In Abbildung 17 ist der externe Versuchstand zur Bestimmung der Widerstände dargestellt:

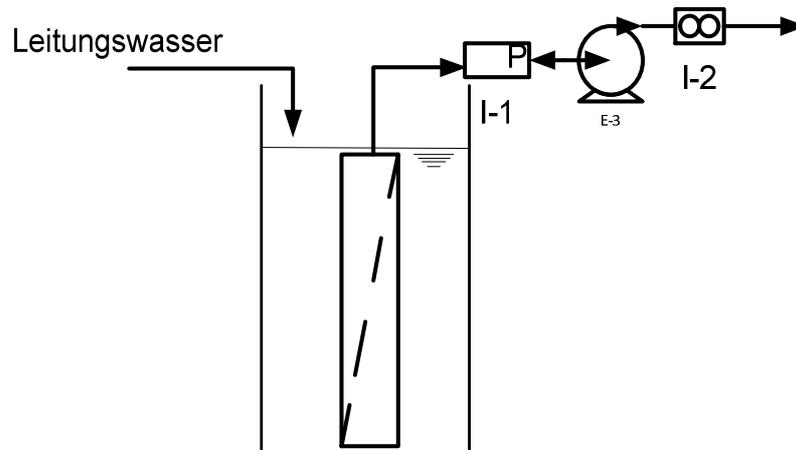


Abbildung 17 Schema des Versuchsaufbaus zur Widerstandsmessung

Für die Bestimmung des Widerstandes wurde über die Frequenz der Permeatpumpe ein bestimmter Fluss eingestellt und der Druck vor der Pumpe online aufgezeichnet. Um vergleichbare Bedingungen zu gewährleisten, wurden die Messreihen jeweils nach einer 20-minütigen Pause durchgeführt. Die Bestimmung des Widerstandes erfolgte dann durch schrittweise gesteigerte Pumpenleistung (20, 40, 60, 80 und 100%) bei jeweils zehnminütiger Filtration. Da die verschiedenen Flüsse bei den verschiedenen Pumpenleistungen stark von dem gesamten Widerstand der Membran abhängig sind, können die Flüsse nicht direkt ausgerechnet und damit kein Verhältnis von Pumpenleistungen zu Flüssen dargestellt werden.

Bestimmung des kritischen Flusses

Zu Beginn jeder Bestimmung wurde die Membran durch eine Abfolge aus (30 min Pause, 5 min Rückspülung) auf vergleichbare Ausgangsbedingungen gebracht. Die Bestimmung des kritischen Flusses erfolgt durch eine schrittweise Steigerung des Flusses mit jedem Zyklus (Filtration - Pause - Rückspülung - Beschickung). Dabei wurde jeder Zyklus normal durchlaufen und sowohl der Volumenstrom online aufgezeichnet als auch an den zur Berechnung des TMD notwendigen Punkten der Druck gemessen. Die eigentliche „Bestimmung des kritischen Flusses nach der weichen Definition“ (Field et al., 1995, Le Cleh et al., 2003) erfolgte erst nach der Auswertung und graphischen Darstellung der aufgezeichneten Werte. Der Fluss wurde jeweils als Bruttofluss angegeben, um eine Vergleichbarkeit der verschiedenen Betriebseinstellungen herzustellen.

2.1.1.4 Simulation des Prozesses

Die Simulation der Prozesse im Reaktor wurde auf Grundlage des ADM1 durchgeführt. Die Lösung des so entstandenen Systems aus gewöhnlichen Differentialgleichungen erfordert eine numerische Integration mit einer geeigneten Software. AQUASIM (2001) ist die international am weitesten verbreitete Simulationssoftware für die Simulation aquatischer Systeme. Am Lehrstuhl liegen hierfür umfangreiche Erfahrungen vor (Horn und Hempel, 1997, Horn et al., 2002). Aus diesem Grunde wurde AQUASIM für die Lösung der Simulation eingesetzt.

Da die zu berücksichtigenden einzelnen Prozessschritte untereinander vernetzt sind, ergibt sich ein komplexes Gleichungssystem. Zur besseren Strukturierung wird, wie auch bei anderen Modellen in der Abwasserreinigung, die Peterson-Matrix verwendet, wie sie in Tabelle 5 und 6 zu sehen ist. Die stöchiometrische Matrix ist das Verbindungsglied zwischen Stoffgruppen, Prozessen und kinetischen Parametern. In der Matrix ist definiert, bei welchem Prozess welche Stoffe abgebaut bzw. produziert werden. Die Matrix setzt sich aus den stöchiometrischen Koeffizienten zusammen. Die stöchiometrischen Koeffizienten erfüllen dabei Kontinuitätsbeziehungen von CSB, Stickstoff, Biomasse und der elektrischen Ladung in die Matrix integriert.

Tabelle 5 ADM1-Prozessmatrix für gelöste Stofffraktionen (i = 1-12; j = 1-19)

j	Komponente	Rate (ρ_i , $\text{kg}_{\text{CS}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$)																		
		13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24							
1	Desintegration	X_c	X_{ch}	X_{pr}	X_i	X_{bu}	X_{ab}	X_{fb}	X_{cd}	X_{pro}	X_{ac}	X_{i2}	X_i	$k_{dis} X_c$						
2	Hydrolyse der Kohlenhydrate	-1	$f_{p,xc}$	$f_{pr,xc}$	$f_{i,xc}$									$k_{hyd,chl} X_{ch}$						
3	Hydrolyse der Proteine			-1										$k_{hyd,pr} X_{pr}$						
4	Hydrolyse der Fette				-1									$k_{hyd,l} X_l$						
5	Aufnahme von Zucker					Y_{bu}								$k_{m,sh} \frac{S_{su}}{K_S + S_{su}} X_{su} I_1$						
6	Aufnahme von Aminosäuren						Y_{ab}							$k_{m,aa} \frac{S_{am}}{K_S + S_{aa}} X_{aa} I_1$						
7	Aufnahme von langk. Fettsäuren (LCFA)							Y_{fb}						$k_{m,fa} \frac{S_{fa}}{K_S + S_{fa}} X_{fa} I_2$						
8	Aufnahme von Valeriansäure								Y_{cd}					$k_{m,c4} \frac{S_{c4}}{K_S + S_{c4}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{bu}/S_{bu}} I_2$						
9	Aufnahme von Buttersäure								Y_{cd}					$k_{m,c4} \frac{S_{bu}}{K_S + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{bu}/S_{bu}} I_2$						
10	Aufnahme von Propionsäure									Y_{pro}				$k_{m,pro} \frac{S_{pro}}{K_S + S_{pro}} X_{pro} I_2$						
11	Aufnahme von Essigsäure										Y_{ac}			$k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_S + S_{ac}} X_{ac} I_3$						
12	Aufnahme von Wasserstoff											Y_{i2}		$k_{m,i2} \frac{S_{i2}}{K_S + S_{i2}} X_{i2} I_1$						
13	Zerfall von X_{bu}	1				-1								$k_{dec,sh} X_{bu}$						
14	Zerfall von X_{ab}	1					-1							$k_{dec,aa} X_{ab}$						
15	Zerfall von X_{fb}	1						-1						$k_{dec,fa} X_{fb}$						
16	Zerfall von X_{cd}	1							-1					$k_{dec,c4} X_{cd}$						
17	Zerfall von X_{pro}	1								-1				$k_{dec,pro} X_{pro}$						
18	Zerfall von X_{ac}	1									-1			$k_{dec,ac} X_{ac}$						
19	Zerfall von X_{i2}	1										-1		$k_{dec,i2} X_{i2}$						

Tabelle 6 ADM1-Prozessmatrix für partikuläre Stofffraktionen (i = 13-24; j = 1-19)

Komponente	i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Rate (p, kg-cas m ⁻³ d ⁻¹)
j	Prozess	S _{su}	S _{sa}	S _{sg}	S _{va}	S _{su}	S _{pro}	S _{bc}	S _{bz}	S _{bst}	S _c	S _{in}	S _i	
1	Desintegration													$k_{des} X_c$
2	Hydrolyse der Kohlenhydrate	1												$k_{hydrolyse} X_{ch}$
3	Hydrolyse der Proteine		1											$k_{hydrolyse} X_{pr}$
4	Hydrolyse der Fette	$1-f_{fa,li}$		$f_{fa,li}$										$k_{hydrolyse} X_{li}$
5	Aufnahme von Zucker	-1				$(1-Y_{su}) f_{bc, su}$	$(1-Y_{su}) f_{pro, su}$	$(1-Y_{su}) f_{bc, su}$	$(1-Y_{su}) f_{bz, su}$		$- \sum_{i=1-5,11-24} C_i V_{i,5}$	$-(Y_{su}) N_{bac}$		$k_{m, su} \frac{S_{su}}{K_S + S_{su}} X_{su} I_1$
6	Aufnahme von Aminosäuren		-1		$(1-Y_{sa}) f_{va, sa}$	$(1-Y_{sa}) f_{bc, sa}$	$(1-Y_{sa}) f_{pro, sa}$	$(1-Y_{sa}) f_{bc, sa}$	$(1-Y_{sa}) f_{bz, sa}$		$- \sum_{i=1-5,11-24} C_i V_{i,6}$	$N_{sa} - (Y_{sa}) N_{bac}$		$k_{m, sa} \frac{S_{sa}}{K_S + S_{sa}} X_{sa} I_1$
7	Aufnahme von langk. Fettsäuren (LCFA)			-1				$(1-Y_{fb}) 0,7$	$(1-Y_{fb}) 0,3$			$-(Y_{fb}) N_{bac}$		$k_{m, fa} \frac{S_{fa}}{K_S + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Aufnahme von Valeriansäure				-1		$(1-Y_{ca}) 0,54$	$(1-Y_{ca}) 0,31$	$(1-Y_{ca}) 0,15$			$-(Y_{ca}) N_{bac}$		$k_{m, ca} \frac{S_{ca}}{K_S + S_{ca}} X_{ca} I_2$
9	Aufnahme von Buttersäure					-1		$(1-Y_{ca}) 0,8$	$(1-Y_{ca}) 0,2$			$-(Y_{ca}) N_{bac}$		$k_{m, ca} \frac{S_{ca}}{K_S + S_{ca}} X_{ca} I_2$
10	Aufnahme von Propionsäure						-1	$(1-Y_{pro}) 0,57$	$(1-Y_{pro}) 0,43$		$- \sum_{i=1-5,11-24} C_i V_{i,10}$	$-(Y_{pro}) N_{bac}$		$k_{m, pro} \frac{S_{pro}}{K_S + S_{pro}} X_{pro} I_2$
11	Aufnahme von Essigsäure							-1		$(1-Y_{ac})$	$- \sum_{i=1-5,11-24} C_i V_{i,11}$	$-(Y_{ac}) N_{bac}$		$k_{m, ac} \frac{S_{ac}}{K_S + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Aufnahme von Wasserstoff								-1	$(1-Y_{bz})$	$- \sum_{i=1-5,11-24} C_i V_{i,12}$	$-(Y_{bz}) N_{bac}$		$k_{m, bz} \frac{S_{bz}}{K_S + S_{bz}} X_{bz} I_1$
13	Zerfall von X _{su}													$k_{dec, su} X_{su}$
14	Zerfall von X _{sa}													$k_{dec, sa} X_{sa}$
15	Zerfall von X _{fa}													$k_{dec, fa} X_{fa}$
16	Zerfall von X _{c4}													$k_{dec, c4} X_{c4}$
17	Zerfall von X _{pro}													$k_{dec, pro} X_{pro}$
18	Zerfall von X _{bc}													$k_{dec, bc} X_{bc}$
19	Zerfall von X _{bz}													$k_{dec, bz} X_{bz}$

Als Grundlage wurde in der vorliegenden Simulation sowohl für die kinetischen und stöchiometrischen Parameter der Standardparametersatz verwendet, der von Batstone et al. (2002) für Klärschlamm erstellt wurde (Tabelle 7 und 8).

Tabelle 7 Standardparametersatz des ADM1 (kinetische Parameter), nach Batstone et al., 2002

Parameter	Einheit	Mesophil „high rate“ (35 °C)	Prozess
Hydrolyse & Desintegration			
k_{dis}	d^{-1}	0,4	Desintegration
k_{hyd_ch}	d^{-1}	0,25	Hydrolyse Kohlenhydrate
k_{hyd_pr}	d^{-1}	0,2	Hydrolyse Proteine
k_{hyd_li}	d^{-1}	0,1	Hydrolyse Fette
Sonstiges			
k_{dec}	d^{-1}	0,02	Zerfallsrate der Biomassen
K_{S_IN}	$kmol/m^3$	$1 \cdot 10^{-4}$	Halbsättigungskonzentration NH_3
pH_{UL_a}	-	5,5	obere pH-Grenze für Prozesse 5-10
pH_{LL_a}	-	4	untere pH-Grenze für Prozesse 5-10
Zuckerfermentation			
k_{m_su}	$kg_{CSB}/(kg_{CSB} \cdot d)$	30	Aufnahmerate
K_{S_su}	kg_{CSB}/m^3	0,5	Halbsättigungskonzentration
Y_{su}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,10	Ertragskoeffizient
Aminosäurefermentation			
k_{m_aa}	$kg_{CSB}/(kg_{CSB} \cdot d)$	50	Aufnahmerate
K_{S_aa}	kg_{CSB}/m^3	0,3	Halbsättigungskonzentration
Y_{aa}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,08	Ertragskoeffizient
Fettsäureoxidation			
k_{m_fa}	$kg_{CSB}/(kg_{CSB} \cdot d)$	6	Aufnahmerate
K_{S_fa}	kg_{CSB}/m^3	0,4	Halbsättigungskonzentration
Y_{fa}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,06	Ertragskoeffizient
$K_{I_H2_fa}$	kg_{CSB}/m^3	$5 \cdot 10^{-6}$	Inhibitionskonstante H_2
Butter-/Valeriansäurefermentation			
k_{m_c4}	$kg_{CSB}/(kg_{CSB} \cdot d)$	20	Aufnahmerate
K_{S_c4}	kg_{CSB}/m^3	0,3	Halbsättigungskonzentration
Y_{c4}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,06	Ertragskoeffizient
$K_{I_H2_c4}$	kg_{CSB}/m^3	$1 \cdot 10^{-5}$	Inhibitionskonstante H_2
Propionsäurefermentation			
k_{m_pro}	$kg_{CSB}/(kg_{CSB} \cdot d)$	13	Aufnahmerate
K_{S_pro}	kg_{CSB}/m^3	0,3	Halbsättigungskonzentration
Y_{pro}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,04	Ertragskoeffizient
$K_{I_H2_pro}$	kg_{CSB}/m^3	$3,5 \cdot 10^{-6}$	Inhibitionskonstante H_2
Acetoclastische Methanogenese			
k_{m_ac}	$kg_{CSB}/(kg_{CSB} \cdot d)$	8	Aufnahmerate
K_{S_ac}	kg_{CSB}/m^3	0,15	Halbsättigungskonzentration
Y_{ac}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,05	Ertragskoeffizient
pH_{UL_ac}	-	7	obere pH-Grenze für Prozess 11
pH_{LL_ac}	-	6	untere pH-Grenze für Prozess 11
K_{I_NH3}	$kmol/m^3$	0,0018	Inhibitionskonstante NH_3
Hydrogenotrophe Methanogenese			
k_{m_h2}	$kg_{CSB}/(kg_{CSB} \cdot d)$	35	Aufnahmerate
K_{S_h2}	kg_{CSB}/m^3	$2,5 \cdot 10^{-5}$	Halbsättigungskonzentration
Y_{h2}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,06	Ertragskoeffizient
pH_{UL_h2}	-	6	obere pH-Grenze für Prozess 12
pH_{LL_h2}	-	5	untere pH-Grenze für Prozess 12

Während einige kinetische Parameter (Tabelle 7) von einer Temperaturänderung beeinflusst werden, ist das bei den stöchiometrischen Parametern (Tabelle 8) nicht der Fall. Eine Kalibrierung der Modellparameter erfolgte dabei nicht.

Tabelle 8 Standardparametersatz des ADM1 (stöchiometrische Parameter), nach Batstone et al., 2002

Parameter	Einheit	ADM1	Beschreibung
Stöchiometrische Faktoren			
f_{SI_Xc}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,1	gelöst inertes Kompositmaterial
f_{XI_Xc}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,25	partikulär inertes Kompositmaterial
f_{ch_Xc}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,20	Kohlenhydrate aus Komposit material
f_{pr_Xc}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,20	Proteine aus Kompositmaterial
f_{li_Xc}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,25	Fette aus Kompositmaterial
f_{fa_li}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,95	Fettsäuren aus Fetten
f_{h2_su}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,19	Wasserstoff aus Zucker
f_{bu_su}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,13	Buttersäure aus Zucker
f_{pro_su}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,27	Propionsäure aus Zucker
f_{ac_su}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,41	Essigsäure aus Zucker
f_{h2_aa}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,06	Wasserstoff aus Aminosäuren
f_{va_aa}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,23	Valeriansäure aus Aminosäuren
f_{bu_aa}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,26	Buttersäure aus Aminosäuren
f_{pro_aa}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,05	Propionsäure aus Aminosäuren
f_{ac_aa}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,40	Essigsäure aus Aminosäuren
f_{h2_fa}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,30	Wasserstoff aus Fettsäuren
f_{ac_fa}	kg_{CSB}/kg_{CSB}	0,70	Essigsäure aus Fettsäuren
Stickstoffgehalte			
N_{Xc}	$kmol_N/kg_{CSB}$	0,002	Kompositmaterial
N_{XI}, N_{SI}	$kmol_N/kg_{CSB}$	0	partikuläres und gelöstes Inertmaterial
N_{Xpr}, N_{aa}	$kmol_N/kg_{CSB}$	0,007	Proteine und Aminosäuren
N_{Xch}, N_{Xli}	$kmol_N/kg_{CSB}$	0	Kohlenhydrate und Fette
N_{XB}	$kmol_N/kg_{CSB}$	0,00625	Biomasse
Kohlenstoffgehalte			
C_{Xc}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,03	Kompositmaterial
C_{XI}, C_{SI}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,03	partikuläres und gelöstes Inertmaterial
C_{Xpr}, C_{aa}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,03	Proteine und Aminosäuren
C_{Xch}, C_{su}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,0313	Kohlenhydrate und Zucker
C_{Xli}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,022	Fette
C_{fa}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,0217	Fettsäuren
C_{pro}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,0268	Propionsäure
C_{va}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,024	Valeriansäure
C_{bu}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,025	Buttersäure
C_{ac}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,0313	Acetat
C_{me}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,0156	Methan
C_{XB}	$kmol_C/kg_{CSB}$	0,0313	Biomasse

Als Simulationszeitraum für den Betrieb des AnMBR-2 wurde eine Phase mit stabilem Betrieb bei 35 °C (69 Tage) gewählt. Die simulierte n und tatsächlich ermittelten Ergebnisse des stabilen, mesophilen Zustands wurden miteinander verglichen. Die Beschickung des Reaktors lag in dem simulierten Zeitabschnitt bei 66 s, die Filtrationsphase bei 600 s, gefolgt von einer Pause von 30 s und 60 s Rückspülung. Der Fluss und die GSG wurden bei 7 L/(m²h) und bzw. 62 m/h konstant gehalten. Zu Beginn lag der TS-Gehalt bei 14 g TS/L.

Tabelle 9 Dynamische Zustandsvariablen des ADM1

Name	Prozess i	Einheit	Beschreibung
S_{su}	1	kg _{CSB} /m ³	Monosaccharide
S_{aa}	2	kg _{CSB} /m ³	Aminosäuren
S_{fa}	3	kg _{CSB} /m ³	langkettige Fettsäuren
S_{va}	4	kg _{CSB} /m ³	Valeriansäure
S_{bu}	5	kg _{CSB} /m ³	Buttersäure
S_{pro}	6	kg _{CSB} /m ³	Propionsäure
S_{ac}	7	kg _{CSB} /m ³	Essigsäure
S_{h2}	8	kg _{CSB} /m ³	Wasserstoff
S_{ch4}	9	kg _{CSB} /m ³	Methan
S_{IC}	10	kmol/m ³	Anorganischer Kohlenstoff
S_{IN}	11	kmol/m ³	Anorganischer Stickstoff
S_I	12	kg _{CSB} /m ³	Gelöstes Intermaterial
X_C	13	kg _{CSB} /m ³	Kompositmaterial
X_{ch}	14	kg _{CSB} /m ³	Kohlenhydrate
X_{pr}	15	kg _{CSB} /m ³	Proteine
X_{li}	16	kg _{CSB} /m ³	Fette
X_{su-h2}	17-23	kg _{CSB} /m ³	Biomasse
X_I	24	kg _{CSB} /m ³	Partikuläres Intermaterial
S_{cat}		kmol/m ³	Kationen
S_{an}		kmol/m ³	Anionen

Das ADM1 wurde mit einigen wenigen Änderungen für die vorliegende Simulation der biochemischen Umsatzprozesse übernommen. Der „Mesophilic high-rate“-Satz (siehe Tabelle 9) wurde für die kinetischen Parameter verwendet. Wenn die Temperatur nicht bei 35 °C lag, wurden einige physikalische Parameter (wie z.B. die Henry-Konstante) an jedem Simulationstag unter Berücksichtigung der aktuell gemessenen Temperatur im Inneren des Reaktors neu berechnet (siehe Tabelle 10).

Die Membran wurde über einen Abfluss aus dem Reaktor simuliert, der über eine hundertprozentige Feststoffzurückhaltung (Rezirkulation) verfügte. Das heißt, aus dem Reaktor durften ausschließlich gelöste Stoffe abfließen und Feststoffe wurden zurückgepumpt, was formal nur der Definition eines idealen Nachklärbeckens entspricht.

2.1.2 Wissenschaftliche Ergebnisse

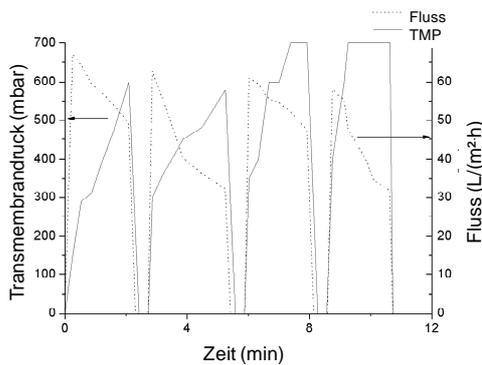
2.1.2.1 Einstufiger Betrieb (AnMBR-0)

Ziel des einstufigen Betriebs war, die reine Filtrationsleistung der Membran zu untersuchen und zu optimieren. Zu untersuchen war:

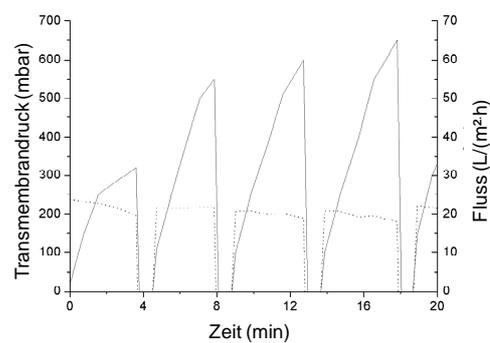
- Ermittlung des optimalen Rezirkulationsvolumenstroms, mit dem eine ausreichende Überströmgeschwindigkeit zur Abreinigung der Membran erreicht wird.
- Untersuchung der weiteren Membranabreinigungsverfahren Permeatrückspülung und Gaseinpressung (Stickstoffgas).
- Ermittlung der maximalen Biomassekonzentration, mit der eine problemlose Filtration und somit eine stabile Betriebsweise des Reaktors gerade noch möglich ist. Rezirkulationsdauer, Rezirkulationsintervalle sowie Rezirkulationsvolumenstrom sind, falls nötig, an die steigenden Biomassekonzentrationen anzupassen, ebenso wie die Intervalle und Laufzeiten der Rückspülung und Gaseinpressung. Zielgröße war $TS \leq 70 \text{ g/L}$.

Hierzu wurden verschiedene Versuchsreihen durchgeführt. In der ersten Versuchsreihe wurde zunächst nur die Rezirkulations- und die Permeatabzugspumpe betrieben, um den Einfluss der Schlammrezirkulation zu testen. Außerdem wurde die Feststoffkonzentration im Reaktor konstant gehalten, indem das abgezogene Permeat im Kreislauf geführt wurde. Durch Variieren der Pumpenlaufzeiten sowie der Durchsatzleistung der Rezirkulationspumpe sollten die optimalen Betriebseinstellungen für einen stationären Filtrationszustand ermittelt werden. Es wurden zwei Flüsse (60 und 22 $\text{L}/(\text{m}^2\text{h})$) bei zwei verschiedenen TS-Konzentrationen (4,5 und 17 g/L) zunächst mit der maximalen Cross Flow Velocity CFV von 144 m/h getestet. Im Rahmen der ersten Versuchsreihe zeigte sich relativ schnell, dass sich auch bei einer maximalen CFV von 144 m/h und trotz niedriger TS-Gehalte von 4,5 bzw. 17 g/L bei Flüssen von 60 und 22 $\text{L}/(\text{m}^2\text{h})$, kein stationärer Filtrationszustand erreichen ließ. Es kam zur Verblockung der Membran.

Daher wurde im nächsten Schritt die Permeatrückspülung als zusätzliches Abreinigungsverfahren eingesetzt. Die dafür notwendige Anzahl und Dauer der Rückspülintervalle wurde ermittelt. Eine Dauer von 60s stellte sich als am praktikabelsten heraus. Mit einer Permeatrückspülzeit von 60 s wurden Versuche zum optimalen Fluss mit den TS-Gehalten 4,5 und 17 g/L und einer CFV von 144 m/h durchgeführt. Abbildung 18 und Abbildung 19 zeigen exemplarisch, dass der Transmembrandruck (TMD) während der Filtration mit jedem Zyklus bei einem Fluss von 60 bzw. 22 L/(m²h) bei beiden TS-Gehalten anstieg. Jedoch konnte bei einem Fluss von 8 L/(m²h) (Abbildung 20), dem Einsatz der Rückspülung von 60 s und einer CFV von 144 m/h der TMD bei 100 mbar gehalten werden.



**Abbildung 18 Versuch mit Fluss 60 L/(m²h),
TS =4,5 g/L**



**Abbildung 19 Versuch mit Fluss 22 L/(m²h),
TS =17 g/L**

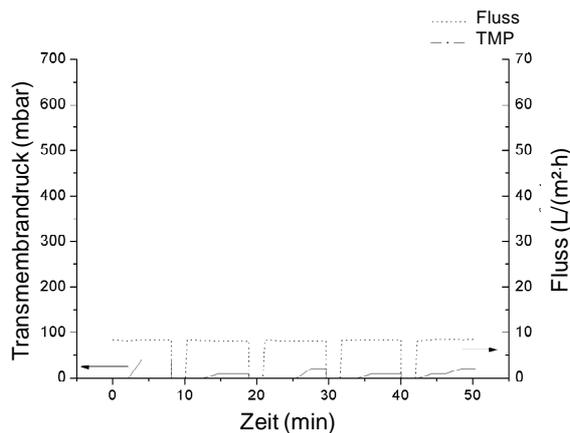
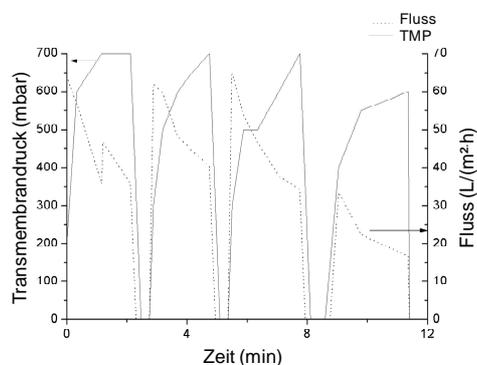
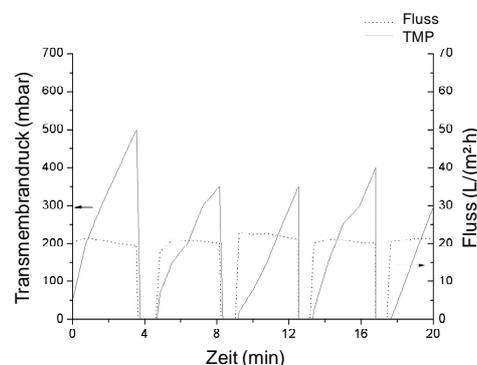


Abbildung 20 Versuch mit Fluss 8 L/(m²h). TS = 17 g/L

Aufgrund des geringen möglichen Flusses von $8 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$ wurde die Stickstoffgaseinpressung als zusätzliche Methode zur Abreinigung der Membran getestet, die CFV und die Permeatrückspülung wurden dabei mit 144 m/h bzw. 60 s konstant gehalten. Drei verschiedene Gasspülgeschwindigkeiten (GSG) wurden getestet: 26 , 44 und 56 m/h . Die GSG-Einstellungen wurden nach bekannten Studien ausgewählt (Jeison et al., 2007). In Abbildung 21 und Abbildung 22 ist die Auswirkung der Gaseinpressung bei einer Gasstromgeschwindigkeit (GSG) von 56 m/h dargestellt. Bei einem Fluss von $60 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$ konnte durch die Stickstoffeinpressung keine Verbesserung gegen den Anstieg des TMD erzielt werden, es kam zur Verblockung der Membran. Allerdings ist der Einfluss der Gaseinpressung bei einem Fluss von $22 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$ signifikant und der TMD wurde im Vergleich zu den Versuchen ohne Gaseinpressung reduziert.



**Abbildung 21 Versuch mit Fluss $60 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$,
TS = $4,5 \text{ g/L}$, GSG = 56 m/h**



**Abbildung 22 Versuch mit Fluss $22 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$,
TS = 17 g/L , GSG = 56 m/h**

Die Versuche mit einer GSG von 26 und 44 m/h wurden abgebrochen, da der TMD bei allen Flüssen zu hoch wurde.

Fazit der Versuche mit AnMBR-0 war ein Reaktorbetrieb mit einer CFV von 144 m/h , einer GSG von 56 m/h , einer Filtrationsphase von 300 s und einer Permeat-Rückspülphase von 60 s . Es wurden ein maximaler TS-Gehalt von 17 g/L und ein Brutto-Fluss von $8 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$ eingestellt, bei dem das Fouling der Membran kontrolliert werden konnte. Aus den verschiedenen Experimenten der Versuchsreihen ließ sich ableiten, dass weder der Rezirkulationsvolumenstrom noch die Rückspülung Techniken darstellen, die ausreichend für eine vollständige Abreinigung der Membran sind. Erst die Gaseinpressung während des Rückspülens und während des Permeatabzugs führte zu einem konstanten TMD und stellt somit eine Möglichkeit dar, die untersuchte anaerobe Membrananlage ohne Verblockung

und mit hohen TS-Gehalten betriebsstabil zu betreiben. Die gewonnenen Erfahrungen wurden auf den zweistufigen Betrieb übertragen und dort ergänzt.

2.1.2.2 Zweistufiger mesophiler Betrieb (AnMBR-1 und AnMBR-2)

2.1.2.2.1 Ermittlung stabiler Betriebsparameter mit AnMBR-1

Im Februar 2008 wurde AnMBR-0 durch den zweiten Behälter erweitert und zweistufig als AnMBR-1 mesophil (35 °C) bis Februar 2010 betrieben. Im ersten Schritt wurde die Ergebnisse der Versuche des einstufigen Betriebes übertragen und weiter optimiert. Folgende Einstellungen wurden untersucht:

- Ermittlung des maximal möglichen Flusses, bei dem bei maximaler Biomassekonzentration gerade noch ein stabiler Filtrationsprozess stattfindet
- Ermittlung der dabei möglichen CSB- und Raumbelastung B_R , der Biogausausbeute sowie der CSB-Abbauleistung bei unterschiedlichen Temperaturen im psychrophilen und mesophilen Temperaturbereich. Zielgröße: $B_R \leq 2 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3\text{d})$
- Untersuchung eines neuen Membranreinigungsverfahrens, bei dem im Kreislauf geführtes Biogas als Spülgas eingesetzt wird, in Kombination mit der im Aufstrom betriebenen Substratzirkulation

Ermittlung stabiler Betriebsbedingungen und des maximalen Flusses

Aufgrund der Ergebnisse die mit dem AnMBR-0 erhalten wurden, wurde der Durchsatz der Permeatpumpe zwischen 8 und 22 L/(m²h) variiert. Die Fördermenge der Rezirkulationspumpe wurde so verändert, dass eine CFV zwischen 14 bis 94 m/h erreicht wurde. Eine CFV von 94 m/h war die maximal einstellbare CFV in AnMBR-1. Jeder Versuch wurde bis zu einem TMD von 400 mbar durchgeführt, da es ab einem Druck von etwa 500 mbar zu einer Beschädigung des Polymermaterials der Membran kommen kann.

Abbildung 23 zeigt die Ergebnisse der Filtrationsversuche mit unterschiedlichen Flüssen (8, 10, 12, 14, 16, 18, 20 und 22 L/(m²h), bei einer konstanten CFV von 94 m/h während der Filtration und einer konstanten TS-Konzentration im Reaktor von 12 g/L ohne Rückspülen und Abreinigen der Membran durch Gaseinpressung. Der Anstieg des TMD war bei höherem Permeatabzug größer. Es wurde deutlich, dass für einen Fluss von 8 L/(m²h) nach etwa 40 min ein TMD von 400 mbar erreicht wurde. Bei höheren Flüssen, insbesondere über 12 L/(m²h) konnte nur wenige Minuten filtriert werden, bevor der TMD auf 400 mbar steig. Dies bestätigte die Ergebnisse aus den Versuchen mit AnMBR-0. Die durch den Betrieb der Rezirkulationspumpe an der Membranoberfläche verursachten Scherkräfte reichen nicht aus, um einen stationären Filtrationszustand zu erreichen.

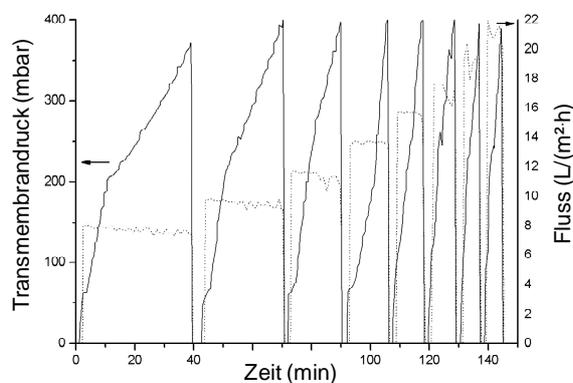


Abbildung 23 Versuche zur Filtrationsdauer mit verschiedenen Flüssen unter Auswirkung einer CFV von 94 m/h während des Permeatabzugs, TS=12 g/L.

Aus diesem Grund wurde in einer zweiten Versuchsreihe untersucht, inwieweit durch die Rückspülung und mit welchen Intervallen eine bessere Abreinigung der Membran erzielt werden kann. Um die notwendige Anzahl und Dauer der Rückspülintervalle zu ermitteln,

wurden verschiedene Laufzeiten und Durchsatzleistungen der Permeat-/Rückspülpumpe getestet. Hierbei wurden der Fluss im Bereich von 6 bis 14 L/(m²·h) sowie die Permeatabzugsintervalle zwischen 180 und 300 Sekunden variiert. Der Durchsatz und die Zeit der Rückspülung wurden aus Gründen der hydraulischen Kapazität so eingestellt, dass die Menge an rückgespültem Permeat höchstens 25 % der vorher abgezogenen Permeatmenge entsprach.

In Abbildung 24, Abbildung 25 und Abbildung 26 werden für die Durchflussmengen 8, 12 und 14 L/(m²·h) verschiedene Zeitintervalle für die Rückspülung dargestellt. In der Legende der Diagramme sind die Permeatabzugszeit und die Rückspülzeit aufgeführt. Die Feststoffkonzentration im Reaktor betrug während dieser Versuche immer 12 g/L. Die Abbildungen verdeutlichen, dass die Nutzung der Rückspülung als Abreinigungsmethode der Membran es nur partiell erlaubt, die Permeabilität der Membran wieder zu erlangen. Weiterhin zeigt sich, dass unabhängig vom Fluss und der Permeatabzugszeit der Anstieg des TMD dann mit der Zeit geringer wird, wenn längere Rückspülzeiten gewählt wurden. Letztendlich kann auch hier geschlussfolgert werden, dass die Rückspülung zusammen mit der Rezirkulation keine ausreichende Maßnahme zur Abreinigung der Membran darstellt, um eine stationäre Filtrationsleistung der Membran sicherzustellen.

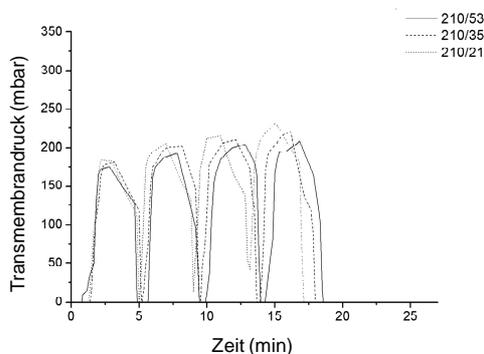


Abbildung 24 Auswirkung der Permeatabzug- und Rückspülzeit. Permeatabzug 210 s, Fluss 8 L/(m²·h), Rückspülung zwischen 21-53 s, TS = 12 g/L

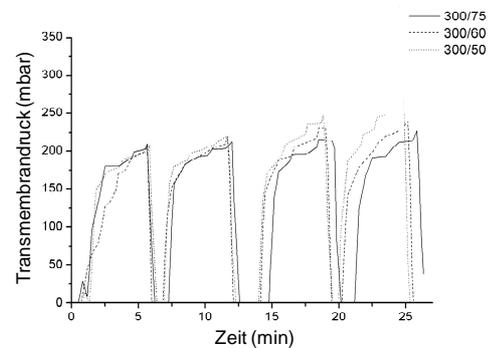


Abbildung 25 Auswirkung der Permeatabzug- und Rückspülzeit. Permeatabzug 300 s, Fluss 12 L/(m²·h), Rückspülung zwischen 50-75 s, TS = 12 g/L

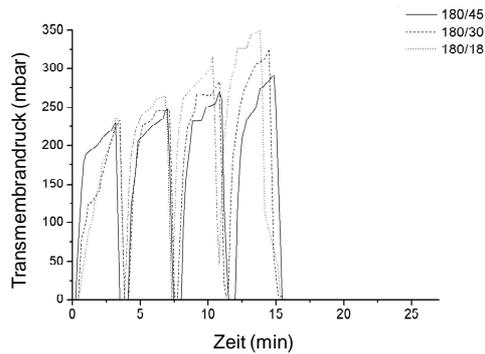


Abbildung 26 Auswirkung der Permeatabzugs- und Rückspülzeit, Permeatabzug 180 s, Fluss 14 L(m²·h), Rückspülung zwischen 18-45 s, TS = 12 g/L

Des Weiteren wurde die Auswirkung verschiedener CFV an der Membran (14 m/h, 47 m/h und 94 m/h) während des Permeatabzugs und der Rückspülung untersucht. Diese wurde über unterschiedliche Förderleistungen der Rezirkulationspumpe während des Permeatabzugs eingestellt. Der Permeatabzug wurde dabei mit 300 s und die Rückspülung mit 60 s konstant gehalten. Der Fluss betrug 10 L/(m²·h). In Abbildung 27 sieht man, dass der TMD-Anstieg bei höherer CFV geringer ausfällt. Dennoch war diese Maßnahme nicht ausreichend, um die Permeabilität der Membran auf Dauer wieder zu erlangen.

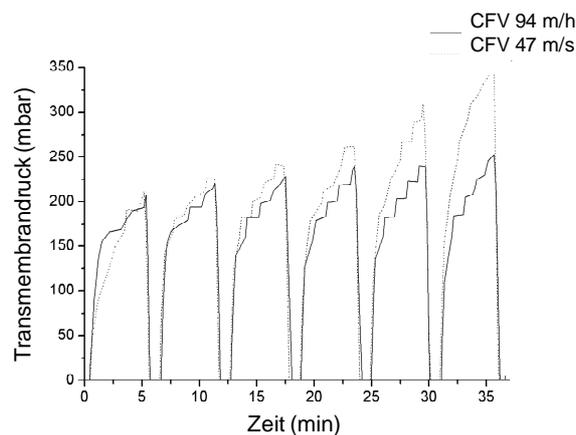


Abbildung 27 Auswirkung der Rezirkulation während des Permeatabzugs und bei der Rückspülung. Permeatabzug 300 s, Fluss 10 L·m⁻²·h⁻¹. Rückspülung 60 s. TS = 12 g·L⁻¹.

In der Literatur (Judd, 2006) wird vielfach beschrieben, dass der Durchsatz der Rückspülung in aeroben Membranreaktoren zwei bis drei Mal höher ist als der Durchsatz des Permeats. Aus diesem Grund wurden ebenfalls Untersuchungen durchgeführt, bei denen die Rückspülung mit doppeltem Durchsatz erprobt wurde. Die nachfolgenden Abbildung 28 und Abbildung 29 verdeutlichen, dass diese Methode zumindest für die untersuchten Rückspülzeiten keinen stationären Filtrationszustand herbeiführen konnte.

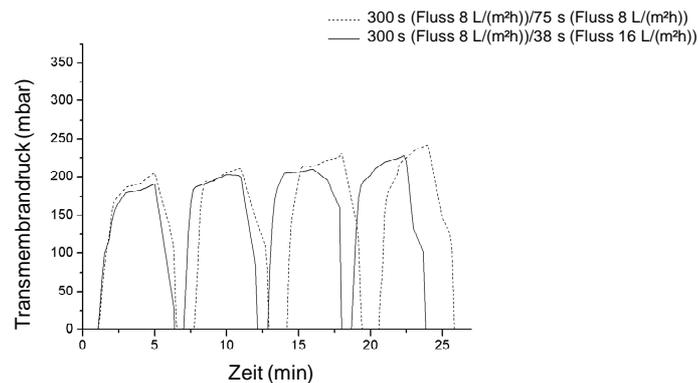


Abbildung 28 Wirkung einer Rückspülung mit höherem Fluss, Permeatabzug 300 s, Fluss 8 L(m²·h), Rückspülung mit verschiedenen Zeiten bei Flüssen von 8 und 16 L(m²·h), TS= 12 g/L

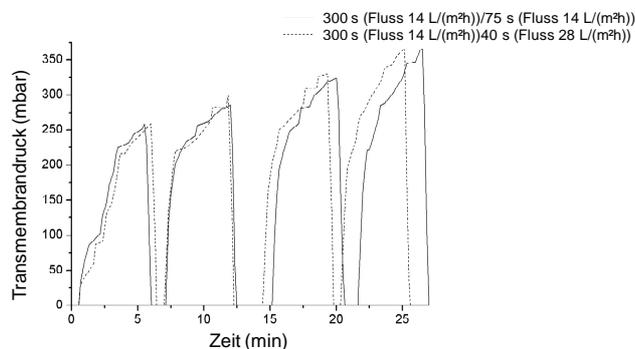


Abbildung 29 Wirkung der Rückspülung bei höherem Fluss, Permeatabzug 300 s, Fluss 14 L(m²·h), Rückspülung mit verschiedenen Zeiten bei Flüssen von 14 und 28 L(m²·h), TS=12 g/L

Nachdem in den ersten Versuchsreihen kein stationärer Filtrationszustand erreicht werden konnte, wurde wiederum die Gaseinpressung als zusätzliches Abreinigungsverfahren eingesetzt, um den stationären Betrieb der Filterleistung sicherzustellen. Hierzu wurde

sowohl die GSG als auch der Zeitpunkt der Gaseinpressung näher untersucht. Für die Gaseinpressung wurde auf Biogasrezirkulation als neues Verfahren umgestellt.

Abbildung 30 und Abbildung 31 ist die Wirkung der Gaseinpressung mit Biogas als Spülgas auf den TMD zu sehen. Zwei Versuchsreihen jeweils mit und ohne Spülgas wurden durchgeführt. Die Geschwindigkeit des Gasstroms betrug entsprechend 0 m/h oder 56 m/h. Die Versuche mit und ohne Spülgas wurden bei zwei verschiedenen Biomassekonzentrationen (22 und 28 g/L) getestet.

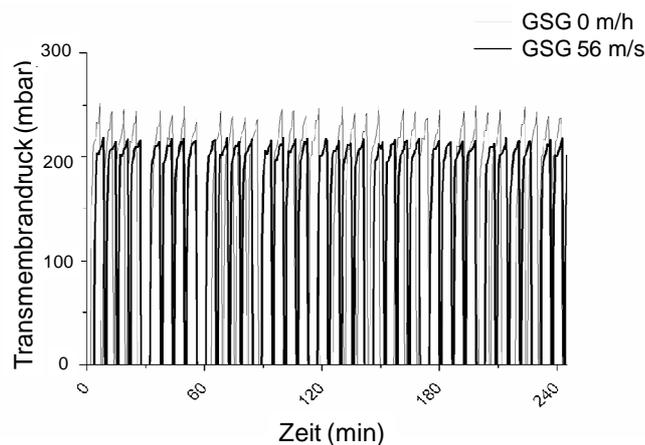


Abbildung 30 Wirkung des Spülgesetzes auf den TMD, TS: 22 g/L, Fluss: 10 L/(m²·h)

Der TMD war in dem Versuch ohne Spülgas deutlich höher als der bei Verwendung von Biogas erreichte TDM für beide Biomasse-Konzentrationen. Darin wurde nochmals die Bedeutung des Einsatzes von Spülgas verifiziert, um Scherkräfte zur Abreinigung der Membran aufzubauen. Die TMD-Werte bei Verwendung von Spülgas waren um bis zu 15 % niedriger als ohne Spülgas.

Auch der Biomasse-Konzentration kommt eine große Bedeutung zu. Bei einer Spülgas-Geschwindigkeit von 56 m/h waren die maximalen TMD-Werte bei der höheren Biomasse-Konzentration von 28 g/L dementsprechend verglichen mit 22 g/L höher (Abbildung 31). Lesjean et al. (2005) konnten hingegen keinen Einfluss der Biomassekonzentration auf das Fouling der Membran feststellen.

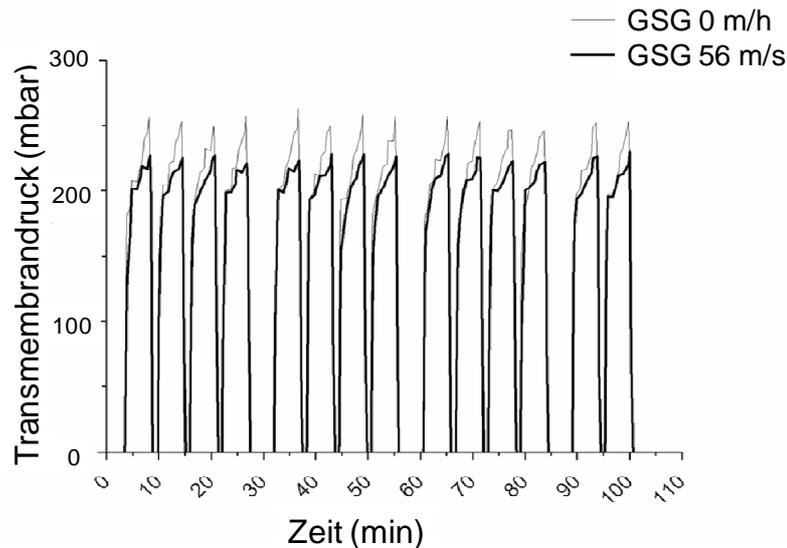


Abbildung 31 Wirkung des Spülgases auf den TMD. TS: 28 g/L, Fluss: 10 L/(m²·h)

Ein Problem während der Versuche zur Ermittlung stabiler Betriebsbedingungen und des maximalen Flusses war, dass die Membran wiederholt brach (siehe Kapitel 2.1.2.7).

Nachdem das Problem durch den Einbau eines Diffusors beseitigt werden konnte, wurde AnMBR-1 am 1. Juli 2009 mit anaeroben Schlamm neu angefahren. Nach der Einstellung stabiler Bedingungen wurden die Versuche zur Optimierung der Betriebsbedingungen und des maximalen Flusses fortgesetzt. Um die Raumbelastung zu erhöhen wurde die Permeatabzugszeit für alle folgenden Versuche auf 600 s erhöht. Die Rückspülung wurde aufgrund der vorangegangenen Versuche auf 60 s und die CFV auf 94 m/h gehalten. Es wurden Versuche zur Erhöhung des Flusses und der Biomassekonzentration unter verschiedenen Betriebseinstellungen durchgeführt. Drei verschiedene Gasspülgeschwindigkeiten (GSG; 26, 44 und 62 m/h), drei Flüsse (7, 10 und 12 L/(m²·h)), sowie drei Biomassekonzentrationen (10,7, 14 und 21,4 gTS/L) wurden getestet, um die Betriebsbedingungen zu optimieren.

Die weiche Definition des kritischen Fluss-Konzept (Field et al., 1995; Wu et al., 1999; Le Clech et al., 2003) wurde verwendet, um einen operationalen Fluss auszuwählen. Die Stabilität der jeweiligen Betriebseinstellungen wurde über die Fouling-Rate, d.h. das Steigen des Transmembrandrucks (TMD) über die Zeit, bewertet. Vor Beginn eines neuen Versuchs wurde die Membran jeweils 5 min rückgespült, um vergleichbare Ausgangsbedingungen darzustellen. Im ersten Schritt wurden die drei GSV (26, 44 und 62 m/h) bei drei

verschiedenen Flüssen (7, 10 und 12 L/(m²·h)) getestet. Die Konzentration der Biomasse wurde für alle Versuche bei 14 g TS/L konstant gehalten. Abbildung 32 zeigt exemplarisch die TMD-Profile bei unterschiedlichem Fluss bei einer GSV von 62 m/h.

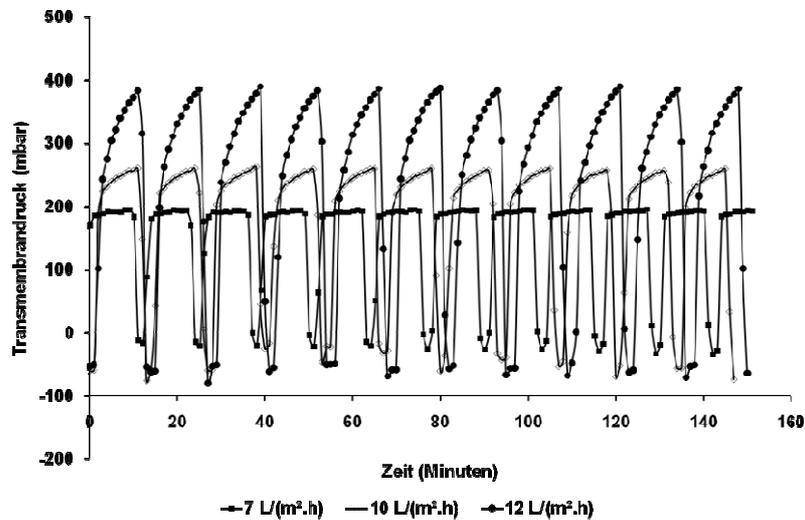


Abbildung 32 TMD-Profile bei unterschiedlichen Flüssen. GSG: 62 m/h, TS-Gehalt: 14 g/L

Es ist zu sehen, dass der TMD in den ersten Sekunden der Filtrationsphase zunächst steigt, danach aber bei einem Fluss von 7 L/(m²·h) konstant bis zum Ende der Filtrationsphase blieb. Bei einem Fluss von 10 bzw. 12 L/(m²·h) hingegen steigt der TMD deutlich an.

Gemäß der Anzahl der Variablen zur Bestimmung der optimalen GSG und des optimalen Flusses sollten 9 Versuche durchgeführt werden. Drei davon (26 m/h bei 10 L/(m²·h), 26 bei 12 L/(m²·h) und 44 bei 12 L/(m²·h) wurden jedoch aufgrund des hohen TMD abgebrochen (Abbildung 33).

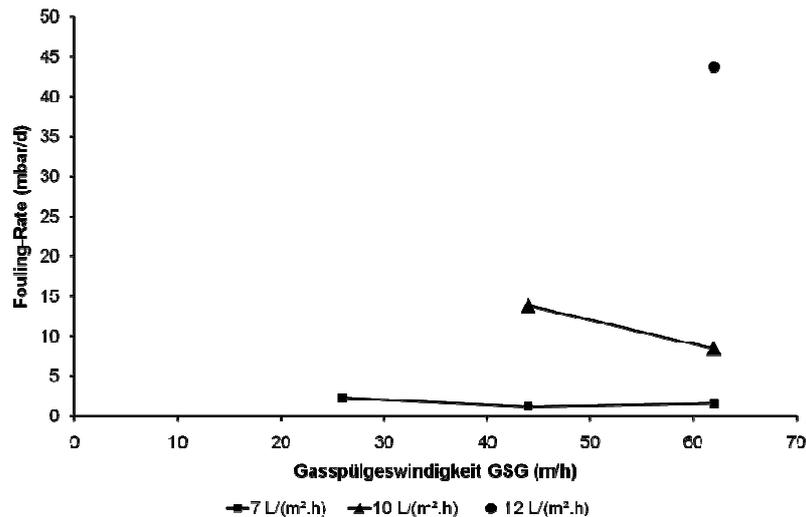


Abbildung 33 Wirkung der GSG auf die Fouling-Rate bei 14 g TS/L

Abbildung 33 zeigt, dass die Fouling-Rate bei dem kritischen Fluss (7 L/(m²·h)) kontrolliert werden konnte. Bei einem Fluss von 10 L/(m²·h) war die Fouling-Rate, auch bei der maximalen GSG (62 m/h), deutlich gestiegen. Dennoch konnte der Reaktor bei diesem Fluss und bei der maximalen GSG ungefähr 5 Tage betrieben werden. Eine besonders hohe Fouling-Rate (ca. 45 mbar/d) wurde bei einem Fluss von 12 L/(m²·h) erreicht. Diese Versuchseinstellung wurde deshalb nach 2 Tagen beendet.

Die Versuche haben bestätigt, dass der kritische Fluss von 7 L/(m²·h) nicht weiter erhöht werden konnte. Erhöht man jedoch die GSG auf 62 m/h, so kann die Fouling-Rate zumindest bei einem etwas höheren Fluss noch niedrig gehalten werden. Der Reaktor kann deshalb eventuell für einige Tage bei einem Fluss, der größer als der kritische ist, betrieben werden, beispielweise bei einer kurzzeitigen Überlastung der Kläranlage. Abbildung 33 zeigt außerdem, dass die GSG zwischen 26 und 62 m/h keine essentielle Rolle für das Fouling spielt, wenn der kritische Fluss nicht überschritten wird.

Nach der Bestimmung des Effekts der GSG auf die Fouling-Rate wurde der Einfluss der Biomassekonzentration untersucht (Abbildung 34). Die GSG wurde dabei mit 62 m/h konstant gehalten. Drei verschiedene Biomassekonzentrationen (10,7, 14 und 21,7 gTS/L) drei verschiedene Flüsse (7, 10 und 12 L/(m²·h)) wurden getestet. Die Biomassekonzentration wurde durch Reduktion oder Erhöhung des aktiven Volumens des Reaktors eingestellt. Zwei Versuche (21,7 g/L bei 10 L/(m²·h) und 21,7 g/L bei 12 L/(m²·h)) konnten nicht durchgeführt werden, da der TMD einen sehr hohen Wert erreichte. Versuche

mit höheren Biomassekonzentrationen konnten aufgrund der Reaktordimension nicht untersucht werden, da durch eine Reduktion des aktiven Volumens es zu keinem Eintauchen des Ruhrwerkes mehr gekommen wäre.

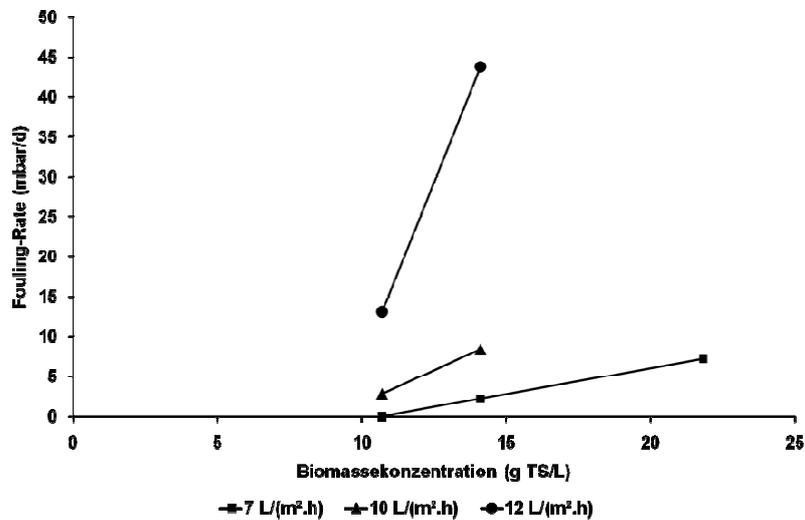


Abbildung 34 Wirkung der Biomassekonzentration auf die Foulung-Rate, GSG: 62 m/h

Wie in Abbildung 34 dargestellt, war die Foulung-Rate deutlich von der Biomassekonzentration abhängig. Dies wurde ebenso von Jeison et al., (2006) berichtet. Es ist dadurch zu erklären, dass eine hohe Biomassekonzentration die Wahrscheinlichkeit erhöht, dass die Partikel die Membran verstopfen. Je höher die TS-Konzentration, desto höher ist die Foulung-Rate. Deshalb ist die Biomassekonzentration einer der wichtigsten Parameter, der die Foulung-Rate und damit die Stabilität des Verfahrens bestimmen kann.

Die Foulung-Rate stieg bei 21,7 gTS/L auch bei dem kritischen Fluss von 7 L/(m².h), obwohl diese Konzentration eine übliche Biomassekonzentration in anaeroben Reaktoren ist. Daher ist zu vermuten, dass bei einer Biomassekonzentration von 21,7 gTS/L der kritische Fluss niedriger als 7 L/(m².h) liegt. Die Anlage konnte entsprechend bei 7 L/(m².h) und 21,7 gTS/L nur für einige Tage betrieben werden, da die Foulung-Rate bei 7,2 mbar/d lag.

Wenn der kritische Fluss überschritten wurde, stieg die Foulung-Rate bei höheren Biomassekonzentrationen. Bei einem Fluss von 12 L/(m².h) und einer Biomassekonzentration von 14 gTS/L betrug die Foulung Rate z.B. 44 mbar/d, bei dem gleichen Fluss aber mit einer niedrigeren Biomassekonzentration (10,7 gTS/L) 13,1 mbar/d.

Die Fouling-Rate, die bei einem Fluss von 10 L/(m²h) und einer Biomassekonzentration von 10,7 g TS/L gemessen wurde, war hingegen nicht zu hoch und hatte einen Wert sehr ähnlich dem bei 7 L/(m²h) und 14 g TS/L. Da bei einer geringen Biomassekonzentration getestet wurde, wurde wahrscheinlich der kritische Fluss bei diesen Bedingungen nicht überschritten. Deshalb konnte die Fouling-Rate niedrig gehalten werden.

Obwohl die Fouling-Rate bei der niedrigsten Biomassekonzentration und bei einem Fluss von 10 L/(m²h) am niedrigsten war, wurde die Anlage für die Versuchsphase der Betriebsstabilität mit einer Biomassekonzentration von 14 g TS/L weiter betrieben, da eine höhere Biomassekonzentration eine höhere Raumbelastung des Reaktors mit sich bringt.

Veränderung des Widerstandes der Membran durch Fouling

Nach längerem mesophilen Betrieb (101 d) wurde die Membran zu Reinigungszwecken entnommen, da der TMD sehr hoch lag. Es hatte sich ein sichtbarer Belag auf der Membranoberfläche ausgebildet. Ein Widerstand der Membran von $2,82 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ wurde gemessen (Abbildung 35). Danach wurde die Membran mechanisch und durch Spülen mit Wasser gereinigt. Nach der Reinigung lag der Widerstand der Membran bei $9,71 \cdot 10^{11} \text{ m}^{-1}$. Dies entspricht exakt dem Wert, den die Membran vor ihren ersten Einsatz aufwies. Die Werte zeigen, dass die Deckschicht, die während des Betriebes des Reaktors auf der Membranoberfläche entstanden ist, reversibel war. Es wird angenommen, dass die Decksichtbildung als eine sekundäre Membran fungiert. Somit wird einer Verstopfung der Membran durch kleinere Partikel entgegen gewirkt. Wenn diese Decksichtbildung aufgrund eines Reinigungsvorganges abgelöst wird, gewinnt die Membran ihren ursprünglichen Widerstand wieder und ist erneut einsetzbar. Die Membran wurde wieder in den Reaktor eingebaut und weiter betrieben.

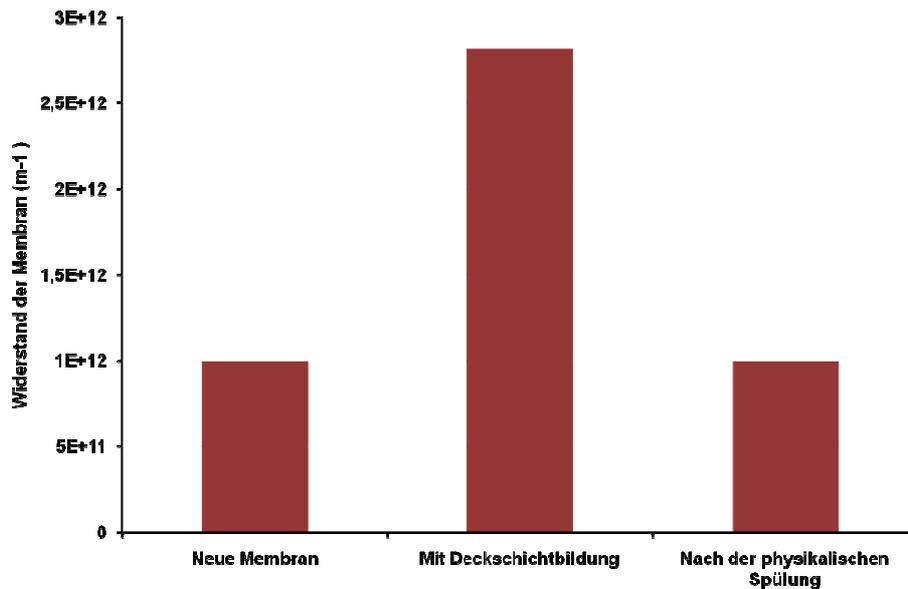


Abbildung 35 Widerstände der Membran bei mesophilem Betrieb

Ermittlung der Raumbelastung, der Biogasausbeute, der hydraulischen Verweilzeit und der Abbauleistung

Abbildung 36 gibt einen Überblick über CSB-Abbaugrad und Raumbelastung (B_R) ab dem Neustart am 1. Juli 2009. Auf die Darstellung der Ergebnisse vor dem Neustart wurde aufgrund der vielen Betriebsstörungen verzichtet. Die unterschiedlichen dargestellten Raumbelastungen ergeben sich durch den Test von drei verschiedenen Biomassekonzentrationen. Die Biomassekonzentration wurde durch Reduktion oder Erhöhung des aktiven Volumens des Reaktors variiert. Die Biogasrezirkulationspumpe des AnMBR-1 war während des Zeitraums zwei Mal beschädigt, von Tag 43 bis Tag 62 und von Tag 106 bis Tag 126. Während des Problems konnte der AnMBR-1 nur manuell betrieben werden.

Die Raumbelastung lag zu Beginn bei ca. 0,4 kg CSB/(m³d). Durch eine Reduzierung des aktiven Volumens des Reaktors konnte die Raumbelastung des Reaktors von ca. 0,4 kg CSB/(m³d) auf ungefähr 0,8 kg CSB/(m³d) erhöht werden, jedoch nicht wie erhofft auf 2 kg CSB/(m³d). Der CSB-Abbaugrad lag während der Volumenreduzierung i.d.R. höher als 90 % und war unabhängig von der Raumbelastung.

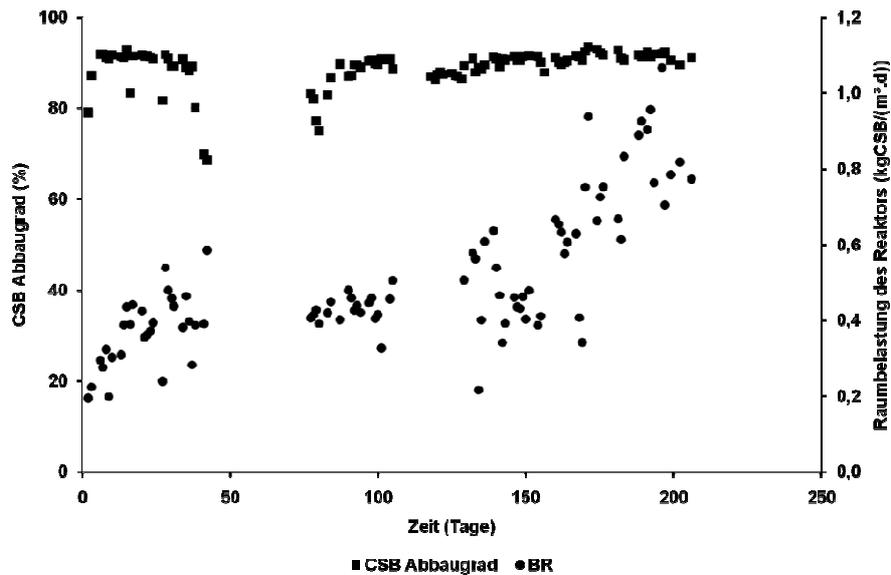


Abbildung 36 CSB Abbaugrad und Raumbelastung des Reaktors bei mesophilem Betrieb

Der CSB im Zulauf sowie der CSB im Permeat (Ablauf) sind in Abbildung 37 dargestellt. Die gemessenen Werte während des technischen Problems der Biogasrezirkulationspumpe sind hier nicht dargestellt (von Tag 43 bis Tag 62 und von Tag 106 bis Tag 126). In dem Reaktor wurde in den Vorversuchen kommunales Abwasser der Kläranlage Garching mit einer durchschnittlichen CSB-Konzentration von 350 mg/L behandelt. Aufgrund der niedrigen CSB-Konzentration im Zulauf war die für weitere Untersuchungen notwendige Erhöhung der Raumbelastung nicht möglich. Daher wurde der Reaktor zusätzlich zu den 330 L kommunalem Abwasser pro Tag mit 5 L einer Glucoselösung (Konzentration der Glucoselösung: 12 g CSB/L) beschickt (ungefähr 24 mL pro Zyklus). Dies entspricht in Summe einer durchschnittlichen zusätzlichen CSB-Zulaufkonzentration von 520 mg/L. Der CSB im Zulauf lag daher zwischen 600 und 900 mg/L (Abbildung 37).

Die gesamte CSB-Konzentration im Permeat war i.d.R. niedriger als 80 mg/L. Lediglich in den Zeiträumen zwischen Tag 43 und Tag 62 und zwischen Tag 106 und Tag 126 waren die Werte aufgrund der Beschädigung der Membran (Diaphragma) der Biogasrezirkulationspumpe höher.

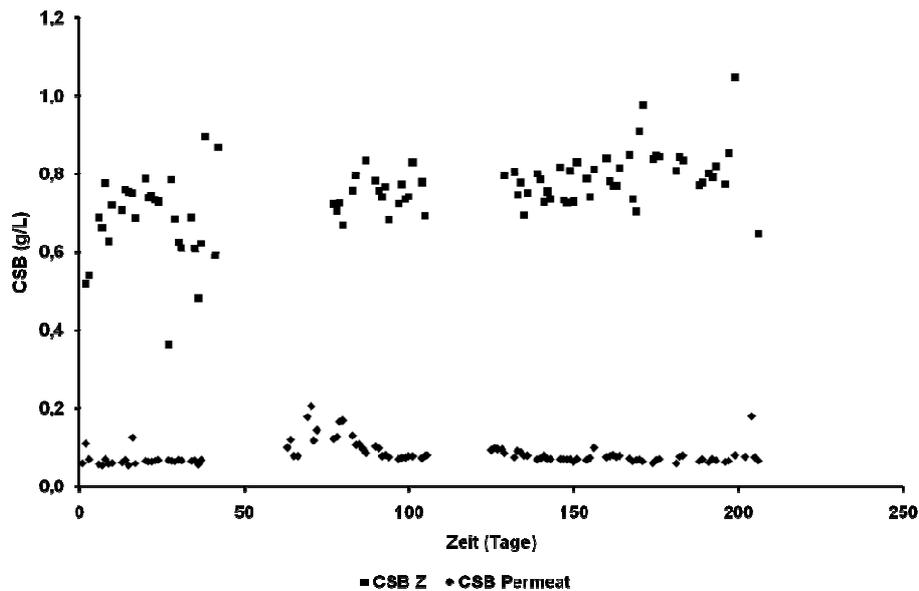


Abbildung 37 CSB im Zulauf und im Permeat beim mesophilem Betrieb

Da der Sauerstoff in den Reaktor hineinströmen konnte, als die Membran der Biogasrezirkulationspumpe beschädigt war, stieg der CSB im Permeat aufgrund Hemmung der mikrobiellen Aktivität, die durch den Sauerstoff herbeigeführt wurde. Nach dem Austausch einer neuen Membran der Biogasrezirkulationspumpe wurde der Reaktor wieder in Betrieb genommen. Stickstoff wurde hier stets verwendet, um den Gasraum des Reaktors zu spülen.

In Abbildung 38 ist zu sehen, dass die spezifische Biogasproduktion, d. h. das Verhältnis von produziertem Methan zu abgebautem CSB bei stabilem Betrieb des Reaktors, (zwischen Tag 26 und Tag 36; Tag 89 und Tag 105 und zwischen Tag 140 und Tag 200) zwischen 0,2 und 0,4 L CH₄/g CSB_{abgebaut} lag. Dieses Verhältnis entspricht dem theoretischen Wert von 0,35 L CH₄/g CSB_{abgebaut} (Metcalf and Eddy, 2004). Wie oben erwähnt, war die Biogasrezirkulationspumpe des AnMBR-1 zwei Mal beschädigt, von Tag 43 bis Tag 62 und von Tag 106 bis Tag 126. Das hatte zur Folge, dass der Sauerstoff in den Reaktor hineinströmen konnte. Aufgrund der Hemmung der Biozönose sank auch die Biogasproduktion. Da Stickstoff verwendet wurde, um den Gasraum zu spülen, musste zuerst das produzierte Biogas den Gasraum des Reaktors befüllen. Nachdem der Gasraum befüllt war, konnte das produzierte Biogas zum Biogasanalysator hinausströmen und gemessen und analysiert werden.

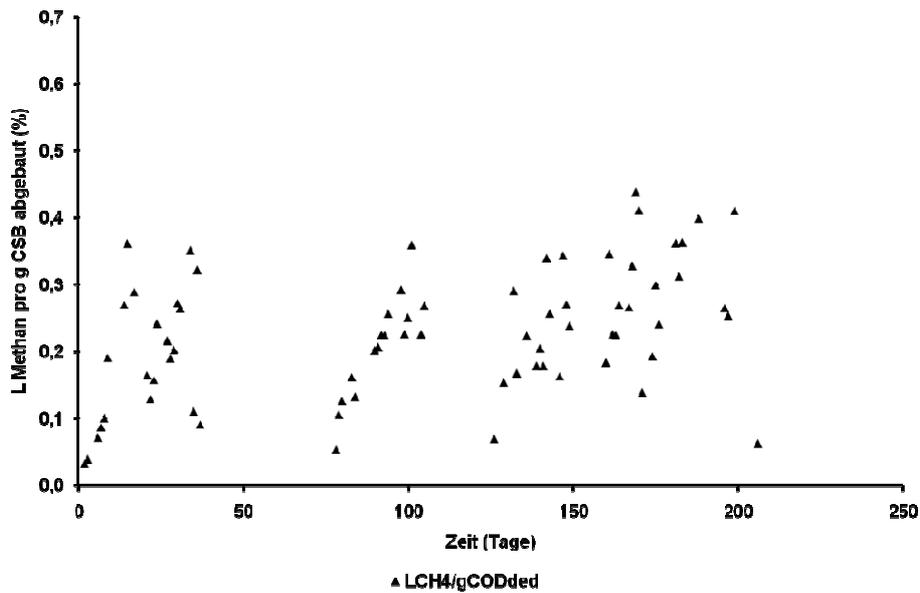


Abbildung 38 Spezifische Methanausbeute bei Versuchen zu stabilen Betrieb unter mesophilen Bedingungen

Die hydraulische Verweilzeit konnte mit der Verkleinerung des aktiven Volumens des Reaktors AnMBR-1 von 1,5 auf unter 1 d gesenkt werden. Leider war das Rührwerk des AnMBR-1 unterhalb von 600 L aktivem Volumen Mitte Dezember 2009 nicht mehr eingetaucht und der Reaktor wurde nicht mehr voll durchmischt. Daher wurde von Seite der Firma HUBER SE im Februar 2010 ein neuer Prozesskessel (AnMBR-2) aufgebaut.

2.1.2.2.2 Stabilität des Verfahrens im Langzeitbetrieb bei mesophilem Betrieb und Umstellung auf psychrophilen Betrieb mit AnMBR-2

AnMBR-2 mit dem verkleinerten Reaktorvolumen wurde am 1. März 2010 im Betrieb genommen. In diesem Zuge wurde auch eine neue Membran eingebaut. Es wurde die Stabilität der als optimal herausgestellten Betriebsbedingungen für den mesophilen Betrieb bewertet. Die ermittelten optimierten Betriebsbedingungen lagen bei 35 °C bei einem Fluss von 7 L/(m²h), einer GSG von 62 m/h, einer CFV von 94 m/h und einer Biomassekonzentration von ca. 14 g TS/L. Wie bereits berichtet, wurde der Reaktor in intermittierender Betriebsweise betrieben. Die Beschickung des Reaktors lag bei 66 s, die,

Filtrationsphase bei 600 s, gefolgt von einer Relax-Pause von 30 s und 60 s Permeatrückspülung.

Der stabile Betrieb war Basis, um belastbare Ergebnisse für die Simulation zu erhalten. Der Reaktor wurde bei mesophilem Betrieb 69 Tage betrieben. Nach Abschluss der Untersuchung zur Betriebsstabilität im mesophilen Betrieb wurde Anfang Mai 2010 die Temperatur des Reaktors von 35 °C (mesophiler Betrieb) schrittweise reduziert. Ab 22. Mai 2010 wurde der Reaktor psychrophil bei 20 °C betrieben.

Für die Umstellung wurde die Raumbelastung des Reaktors bei ca. 0,6 bis 0,9 kg CSB/(m³.d), der Fluss bei 7 L/(m².h) sowie die hydraulische Verweilzeit im Reaktor bei 0,8 Tagen konstant gehalten.

Fouling-Rate während des mesophilen Langzeitbetriebs und während der Umstellung

Die Betriebsstabilität des Verfahrens wurde über die Fouling-Rate bzw. dem Anstieg des TMD über die Zeit, bewertet. Es wurde eine sehr gute Betriebsstabilität im mesophilen Betrieb erreicht. Wie in Abbildung 39 zu sehen ist, lag der TMD während der gesamten Versuchszeit bei mesophilem Betrieb (69 Tage) bei einem Mittelwert von 177 mbar, die Permeabilität bei 36 L/(m².h.bar) und die Fouling-Rate bei 0,25 mbar/d. Diese sehr gute Stabilität des Verfahrens konnte erreicht werden, da der Reaktor bei dem ermittelten kritischen Fluss betrieben wurde.

Erwähnenswert ist, dass der TMD am Ende jeder Rückspülungsphase immer einen Wert von ca. -90 mbar erreicht hat. Daher kann die Aussage getroffen werden, dass der TMD aufgrund eines reversiblen Prozesses gestiegen ist. Im Zeitraum zwischen Tag 47 und Tag 57 gingen die TMD-Werte verloren, da die Kapazität des Datenspeichers überschritten wurde. Jedoch zeigen die Werte vor und nach dem Kapazitätsproblem die gleiche Tendenz auf.

Die Fouling-Rate ist mit der Reduktion der Temperatur von 36 auf 28 °C von 0,25 mbar/d auf 1,68 mbar/d gestiegen, vermutlich aufgrund des Anstiegs der Biomassekonzentration (Abbildung 40).

Bei 20 °C stieg die Fouling-Rate noch weiter. Die Fouling-Rate lag bei ca. 2,61 mbar/d. Dies wurde zweifellos von der erhöhten Biomassekonzentration getrieben, die durch eine

Akkumulation der partikulären Stoffe aus dem Zulauf verursacht war. Diese wurde während der Temperaturumstellung beobachtet.

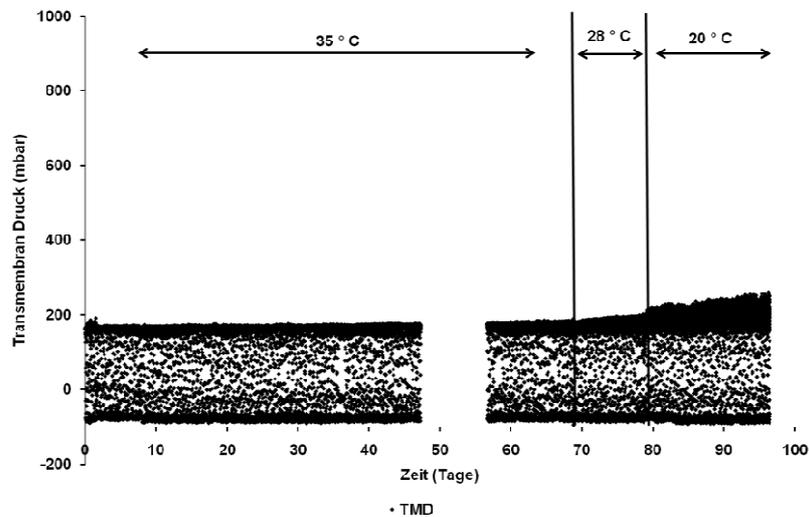


Abbildung 39 TMD im Langzeitbetrieb sowie während der Umstellung auf psychrophilen Betrieb, Fluss 7 L/(m²h)

Die Biomassekonzentration im Reaktor sowie der gelöste CSB im Reaktor zeigten die gleiche Tendenz (Abbildung 40). Beim mesophilen Langzeitbetrieb bis Tag 69 war die Biomassekonzentration mit einem Mittelwert von 16,4 gTS/L bzw. 10,4 goTS/L konstant, jedoch wurde eine Erhöhung der Biomassekonzentration von 17 gTS/L auf 20 gTS/L sowie eine Erhöhung des gelösten CSB (membranfiltriert mit 0,45 µm) im Reaktor von 700 mg/L auf 1700 mg/L beobachtet, als die Temperatur von 35 °C auf ca. 20 °C reduziert wurde. Wenige Tage später hat sich jedoch der TS-Gehalt bei ca. 18 g/L stabilisiert.

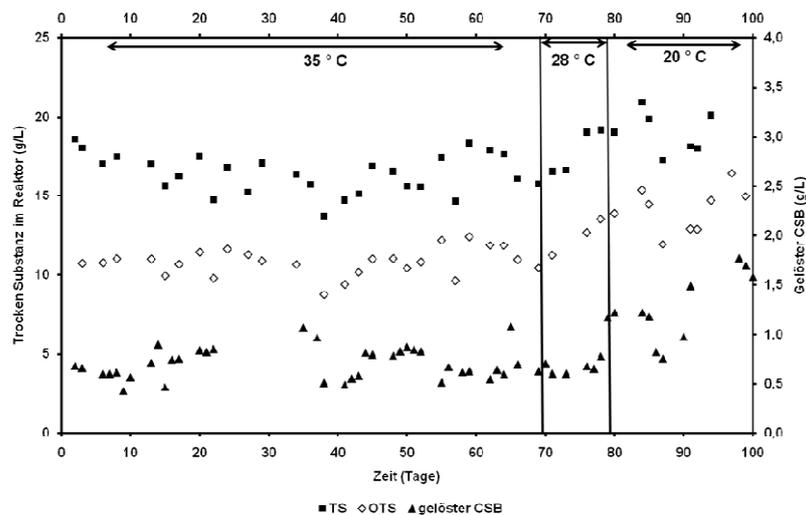


Abbildung 40 TS und oTS sowie gelöster CSB im Reaktor im Langzeitbetrieb sowie während der Umstellung auf psychrophilen Betrieb

Es ist bekannt, dass die Hydrolyse, der erste Schritt des anaeroben Abbaus, in dem komplexe Verbindungen des Ausgangsmaterials, zumeist Fette, Kohlenhydrate und Eiweiße durch bakterielle Enzyme in organische, kurzkettige Mono- bzw. Dimere zerlegt werden, bei niedrigen Temperaturen langsamer wird (van Lier et al., 1997; Seghezzeo et al., 1998; Lettinga et al., 2001). Kommunales Abwasser zeichnet sich durch einen maßgeblichen Anteil an nicht gelösten Stoffen aus. Partikuläre Stoffe des Zulaufs werden aufgrund der niedrigen Temperaturen nicht komplett abgebaut. Daher ist die Biomassekonzentration gestiegen.

Der operationale Fluss ($7 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$), die Membranoberfläche und das sehr niedrig konzentrierte Abwasser haben die Raumbelastung des Reaktors begrenzt. Dies hatte zur Folge, dass das Verhältnis von Substrat zu Mikroorganismus (S/M) sehr niedrig war. Im Langzeitbetrieb lag dieses Verhältnis von 0,06 bis 0,09 $\text{kgCSB}/(\text{kg oTS}\cdot\text{d})$ bei mesophilem Betrieb. Das Verhältnis (S/M) ist bei psychrophilem Betrieb wegen der niedrigen CSB-Konzentration im Zulauf sowie einer Akkumulation des TS-Gehalts im Reaktor (Abbildung 40) bis 0,03 $\text{kgCSB}/(\text{kg oTS}\cdot\text{d})$ gesunken (Abbildung 41).

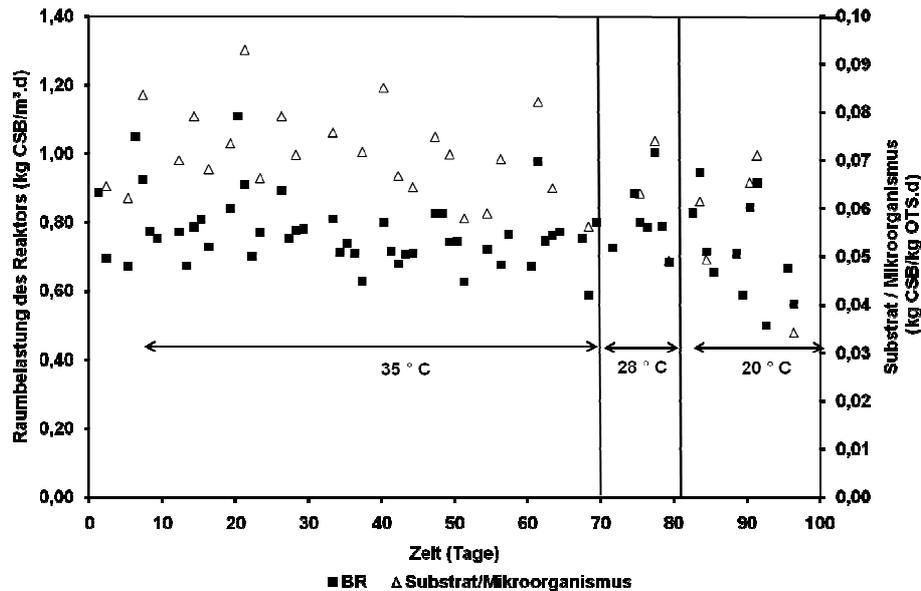


Abbildung 41 Raumbelastung des Reaktors und Substrat-Mikroorganismusverhältnis im Langzeitbetrieb sowie während der Umstellung auf psychrophilen Betrieb

Lee et al., (2003) haben berichtet, dass das Verhältnis von Proteinen zu Polysacchariden (PN/PS), die an EPS gebunden sind, ein sehr wichtiger Einflussfaktor für den Widerstand des Fouling ist.

Ermittlung der Raumbelastung, der hydraulischen Verweilzeit und der Abbauleistung im mesophilen Langzeitbetrieb und bei der Umstellung auf psychrophilen Betrieb

Im mesophilen Langzeitbetrieb lag die Raumbelastung des Reaktors zwischen 0,6 bis 0,9 kg CSB/(m³·d) (Abbildung 41). Am Ende des Versuchszeitraums wurde die Raumbelastung bis zu 0,5 kg CSB/(m³·d) gesenkt. Dies ist dadurch zu erklären, dass die Konzentration an CSB im Zulauf am Ende des Versuchszeitraumes sehr niedrig war (Abbildung 42) Die hydraulische Verweilzeit wurde bei 0,8 Tagen im Versuchszeitraum konstant gehalten.

In Abbildung 42 wird deutlich, dass der Gesamt-CSB sowie der partikuläre (nicht gelöste) CSB des Zulaufs des Reaktors, wie für kommunale Abwässer üblich, relativ starken Schwankungen unterlagen. Der CSB des Zulaufs wurde unter Berücksichtigung der Glucose, die zur Erhöhung der CSB-Konzentration zugegeben wurde, ausgerechnet. Die CSB-Konzentration im Zulauf lag zwischen 500 bis 850 mg/L. Der partikuläre CSB hatte einen

Mittelwert von 220 mg/L bei mesophilem Betrieb, bei psychrophilem Betrieb lag der Mittelwert bei 190 mg/L.

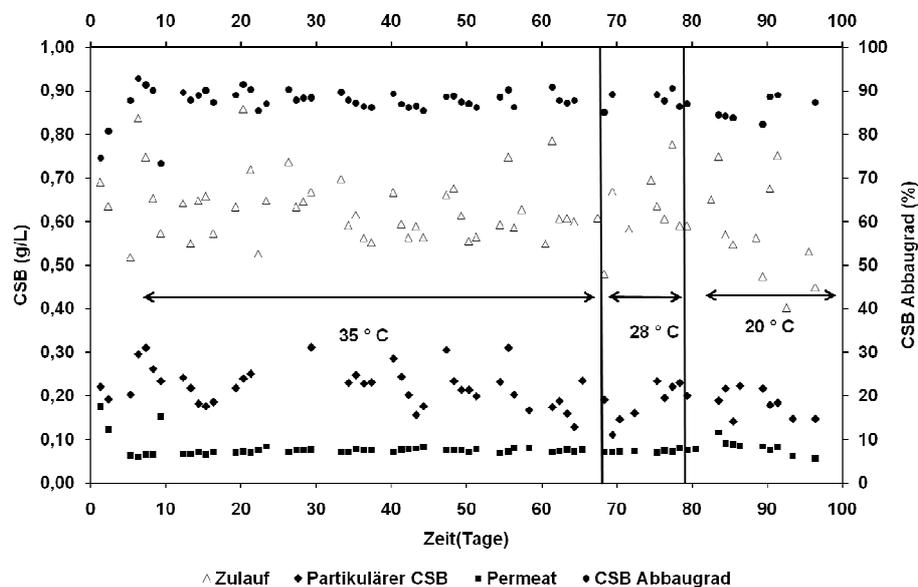


Abbildung 42 Partikulärer CSB im Zulauf, CSB-Abbaugrad im Langzeitbetrieb sowie während der Umstellung auf psychrophilen Betrieb

Der CSB des Ablaufs (Permeat) lag i.d.R. unter 80 mg/L bei mesophilem Betrieb. Dies entspricht einer CSB-Abbaugrad von ca. 90%. Während der Temperaturabsenkung von 28 auf 20 °C lag der CSB im Permeat in den ersten vier bis fünf Tagen eines Temperaturschritts jeweils höher als im mesophilen Betrieb. Der CSB im Permeat stieg dabei von ca. 80 mg/L auf 120 mg/L, sank danach jedoch wieder auf ca. 80 mg/L ab. Entsprechend sank der CSB-Abbaugrad zunächst von 87 auf 83 %, stieg jedoch nach einigen Tagen wieder auf 88 % an.

Partikelgrößenverteilung

Die Partikelgrößenverteilung spielt eine wichtige Rolle für die Betriebsstabilität des Reaktors. Je kleiner die Partikel sind, desto größer ist die Wahrscheinlichkeit, dass die Poren verstopfen (Choo und Lee, 1998). Daher wurde die Partikelgrößenverteilung drei Mal innerhalb der 100 Tage (mesophil/psychrophil) bestimmt. Abbildung 43 zeigt zwar, dass die durchschnittliche Partikelgröße mit der Zeit abnimmt. Jedoch ist der Unterschied nicht so groß, dass die verschiedenen Fouling-Raten durch eine Veränderung der

Partikelgrößenverteilung erklärt werden könnten. Die durchschnittliche Partikelgröße lag bei 9,6 µm am Anfang, bei 7,6 µm nach 22 Tagen und bei 7,2 µm nach 79 Tagen.

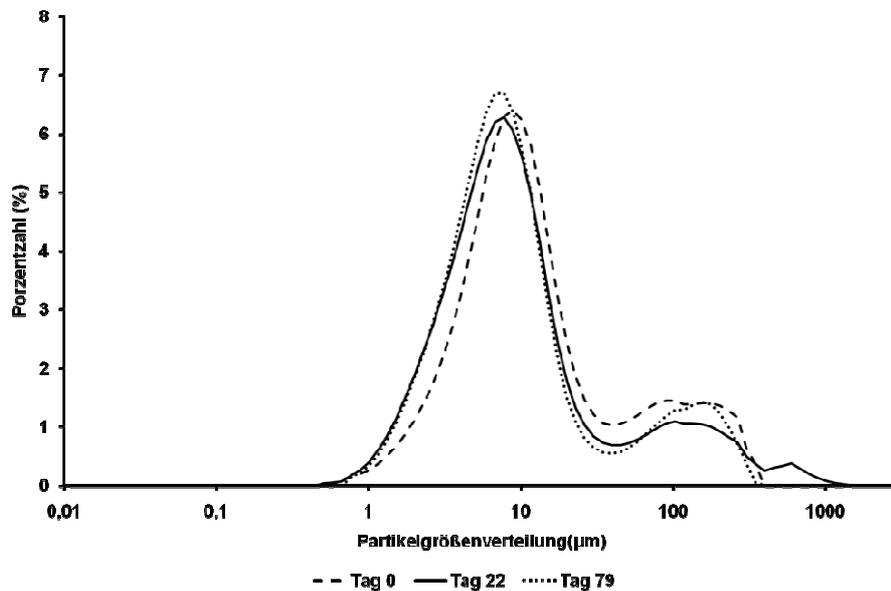


Abbildung 43 Partikelgrößenverteilung der Flüssigkeit des Reaktors beim mesophilem Betrieb

Um die Deckschichtbildung zu kontrollieren, wurden zwei Fluidströme zur Abreinigung der Membran verwendet. Die GSG hatte einen Wert von 62 m/h und die CFV lag bei ca. 94 m/h. Es ist vorstellbar, dass die Scherrate, die beide Ströme erzeugt haben, zu hoch war und Flocken, die die Bakterien bilden, zerstört hat. Die Partikelgrößenverteilung war im Vergleich zu einigen anderen Studien (Jeison et al., 2007; Lin et al., 2009) eine Größenordnung kleiner. Jedoch konnten Choo und Lee (1998) beim Cross-Flow-Betrieb eines anaeroben Membranbioreaktor eine Partikelgrößenverteilung in der gleichen Größenordnung finden.

Biogasausbeute

Wie in Abbildung 44 zu sehen ist, lag die Methan-(CH₄)-Produktion zu Beginn bei 0 %. Dies ist dadurch zu erklären, dass mit dem Umbau des Reaktors auf AnMBR-2 der Reaktor heruntergefahren und geöffnet wurde. Während der Zeit wurde er mit Stickstoff geflutet, um Sauerstoff aus dem System zu halten und um den Ausfall der anaeroben Aktivität der Mikroorganismen zu vermeiden. Dies bedeutet aber andererseits, dass nach dem Neustart der Stickstoff durch Methan verdrängt werden musste. Bis Tag 13 stieg der Methangehalt im Biogas auf einen Wert von 77 %. Danach blieb sie relativ konstant bei einem Mittelwert von

ca. 84 % bis zum Tag 69. Die Kohlendioxid-(CO₂)-Konzentration ist ebenso von 0 % auf ca. 20 % gestiegen.

Der Biogasanalysator war zwischen Tag 6 bis Tag 13 aufgrund eines technischen Defekts außer Betrieb.

Als der Reaktor einen stabilen Betrieb bei 35 °C erreicht hatte, lag die spezifische Biogasproduktion, d.h. das Verhältnis von produzierten CH₄ zu abgebaute CSB, zwischen 0,25 und 0,32 L CH₄/g CSB_{abgebaut}.

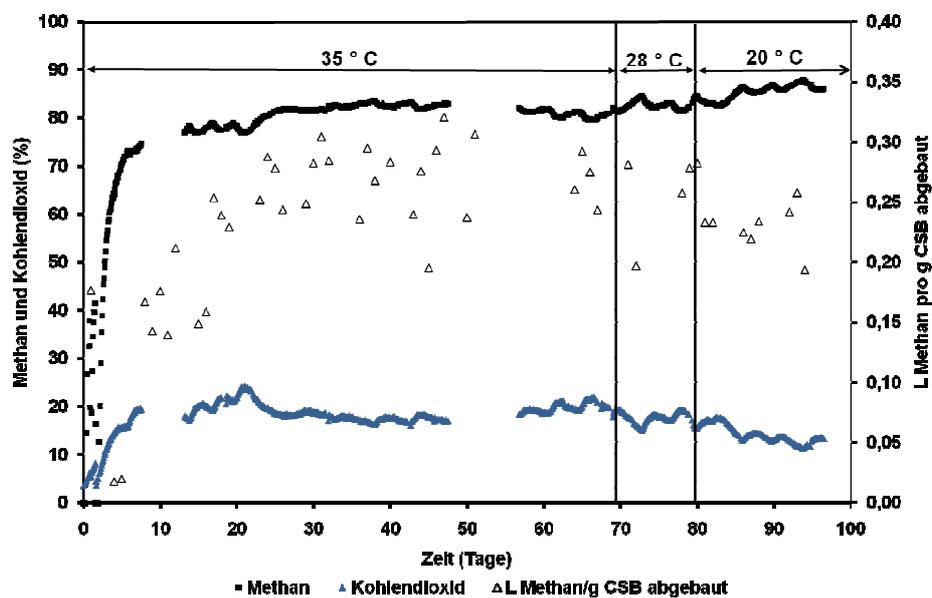


Abbildung 44 Methan- und Kohlendioxid Konzentrationen im Biogas im Langzeitbetrieb sowie während der Umstellung auf psychrophilen Betrieb.

Die gemessene spezifische Biogasproduktion ist durch die Umstellung auf den psychrophilen Betrieb von 0,30 L CH₄/ g CSB_{abgebaut} auf 0,22 L CH₄/ g CSB_{abgebaut} gesunken. Dies war zu erwarten. Die Biogasproduktionsrate nimmt mit sinkender Temperatur ab. Dies liegt hauptsächlich daran, dass die Hydrolyse der langkettigen Polymere bei niedrigen Temperaturen langsamer läuft und somit einen Engpass der Folgereaktionen beim anaeroben Abbauweg darstellt.

Ebenso ist auch zu beachten, dass die Löslichkeit von Methan in Wasser mit abnehmender Temperatur zunimmt, d.h. mehr Methan mit abnehmender Temperatur in der Flüssigphase gelöst und bei der Gasmessung nicht erfasst wird. Tabelle 10 gibt einen Überblick über die Henry-Konstanten K_H von CH_4 und CO_2 . K_H ist temperaturabhängig und steht mit der Konzentration von Gasen in folgendem Zusammenhang:

$$P_g = \frac{H}{P_T} X_g$$

p_g = Partialdruck des Gases (atm)

K_H = (atm)

x_g = Molfraktion von des gelösten Gases in Wasser
(mol/L)

Temperatur (°C)	$K_H \text{ CH}_4$ (atm)	$K_H \text{ CO}_2$ (atm)	Löslichkeitsverhältnis CO_2/CH_4
35	48653	2092	9,98
20	37600	1500	11,34
10	31062	1073	12,46

Tabelle 10 Henry-Konstanten (K_H) von Methan und Kohlendioxid bei verschiedenen Temperaturen (nach Metcalf and Eddy, 2004)

Der prozentuale Methangehalt am Biogas ist dagegen gestiegen, da Methan eine höhere Henry-Konstante (K_H) bei 20 °C hat als CO_2 , deshalb wird weniger CH_4 im Vergleich zum CO_2 in der Flüssigkeit gelöst. Dies ist auch am Löslichkeitsverhältnis von CO_2 zu CH_4 (Tabelle 10) zu sehen. Der Anteil an CH_4 am Biogas lag im mesophilen Betrieb bei ca. 80%, im psychrophilen Betrieb bei ca. 86% (Abbildung 44). Daher wurde eine Biogasbilanz erstellt, um zu bewerten, wie viel Biogas sich theoretisch in der Flüssigphase rückgelöst hat.

Metcalf und Eddy (2004) berechneten mit Hilfe des universellen Gasgesetzes die maximale zu produzierende Gasmenge pro abgebautem g CSB bei 35°C mit 0,35 L CH_4 /g CSB abgebaut. Die von ihnen verwendeten Gesetze und Formeln können genutzt werden, um allgemein die produzierte Gasmenge pro g abgebautem CSB in Abhängigkeit von der Temperatur zu bestimmen.

$$V = \frac{nRT}{p}$$

V = Gasvolumen, in L
 n = Mol an Gas, in mol
 R = Universelle Gaskonstante, in (J)/(mol·K)
 T = Temperatur, in K
 p = absoluter Druck, in Pascal

Da der CSB von CH_4 64 g/mol ist, kann die produzierte Gasvolumen des CH_4 pro abgebautem g CSB ganz allgemein angegeben werden als:

$$V = \frac{nRT}{p} \bigg/ 64 \left[\frac{\text{L CH}_4}{\text{g CSB}_{\text{abgebaut}}} \right]$$

V = Gasvolumen, in L
 n = Mol an Gas, in mol
 R = Universelle Gaskonstante, in (J)/(mol·K)
 T = Temperatur, in K
 p = absoluter Druck, in Pa

Daraus ergibt sich etwa für die verwendete Temperatur von 20°C eine maximale CH_4 -Produktion von 0,33 L $\text{CH}_4/\text{gCSB}_{\text{abgebaut}}$ unter der Voraussetzung, dass aller $\text{CSB}_{\text{abgebaut}}$ in Biogas umgewandelt wird. Jedoch ist dies nicht zu erwarten, da ein Teil des $\text{CSB}_{\text{abgebaut}}$ auch als Energie für das Wachstum der Bakterien verbraucht wird.

Vergleicht man dies mit den produzierten und in der Gasphase gemessenen Werten in Abbildung 44, so kann festgestellt werden, dass bei psychrophilem Betrieb bei 20 °C im Durchschnitt ungefähr 0,23 L $\text{CH}_4/\text{g CSB}_{\text{abgebaut}}$ produziert wurden, was nur 69% der theoretischen Maximalmenge entspricht. Ein maximal gemessener Wert lag bei 85% des theoretischen Maximalwerts von 0,33 L $\text{CH}_4/\text{gCSB}_{\text{abgebaut}}$. Diese Werte entsprechen denen von Fuchs et al. (2003), die einen Bereich von 0,20 bis 0,30 L $\text{CH}_4/\text{g CSB}_{\text{abgebaut}}$ ermittelten. Allerdings muss man hierbei beachten, dass Fuchs et al. bei mesophilen bzw. sogar thermophilen Bedingungen arbeiteten.

Das in der Flüssigphase gelöste Methan kann mit Hilfe der Henry-Konstante bestimmt werden (Metcalf und Eddy, 2004). Aus diesen theoretischen Berechnungen ergeben sich für den AnMBR-2, dass theoretisch zwischen 10 bis 30 % des gebildeten Methans im Permeat gelöst waren und somit mit dem Permeatabzug ohne Beitrag zur Energiegewinnung den Reaktor verlassen. Es konnte, anders als vermutet, kein besonders großer Unterschied des

theoretisch rückgelösten Methans im Vergleich zwischen mesophilen und psychrophilen Betrieb beobachtet werden. Bei einer Temperatur von 20 °C und einem Methananteil in der Gasphase von 80 % beträgt die Löslichkeit von Methan $1,2 \cdot 10^{-3}$ mol/L, ca. 30 % höher als bei 35 °C.

Bei einem Fluss von 7 L/(m²h) war die hydraulische Belastung des AnMBR-2 410 L/d, bei dieser Belastung und einer Temperatur von 20 °C, sind es ca. 11,7 L CH₄/d, die aus dem Permeat in die Atmosphäre gelangen können, falls keine Nachbehandlung stattfindet. Bei der gleichen hydraulischen Belastung bei einer Temperatur von 35 °C sind dies 9,5 L CH₄/d.

Urban (2009) hat ebenso die rückgelösten Methanmengen bezogen auf die CSB-Konzentration bestimmt. Auch in dieser Studie betrug die prozentuale Rücklösung bis zu 29% bezogen auf die CSB-Zulauf-Konzentration, bzw. sogar bis zu 38,2% bezogen auf den tatsächlichen CSB-Abbau.

Mit einer Vakuumentgasung könnte das Methan dem Wasser entzogen werden. Die erforderliche Energie für die Vakuumanlage verschlechtert den energetischen Wirkungsgrad der anaeroben Abwasserbehandlung jedoch erheblich. Vakuum kann z.B. im Permeatspeicher mittels einer Vakuumpumpe erzeugt werden, bevor das Permeat den Behälter verlässt. Somit kann der Energiebedarf reduziert werden, weil der Permeatspeicher kleiner als die Reaktoren (AnMBR-0, -1 oder -2) war. Im Rahmen des Projektes war eine Vakuumentgasung geplant, jedoch war die Membran der Biogaspumpe nicht für Vakuumbetrieb geeignet, daher wurde auf diese Versuche verzichtet.

2.1.2.3 Zweistufiger psychrophiler Betrieb (AnMBR-2)

Nach Einsetzen einer Betriebsstabilität bei 20 °C in AnMBR-2, d.h. nachdem die Biomassekonzentration im Reaktor und der CSB-Abbaugrad stabile Werte aufwiesen, wurde damit begonnen, die Betriebsbedingungen der eingesetzten Membran u.a. über die Fouling-Rate, den TMD und die Permeabilität bei unterschiedlichen Flüssen zu bewerten. Die Versuche wurden bis Mitte Oktober 2010 fortgeführt.

Die optimalen Flüsse, Biomassekonzentrationen und Gasspülgeschwindigkeiten wurden analog der Versuchsreihen des mesophilen Betriebs variiert und getestet. Das Fouling der Membran wurde untersucht. Der Gesamtwiderstand der Membran sowie die Effektivität der physikalischen Spülung wurden bei psychrophilem Betrieb gemessen, um die Fouling-

Mechanismen zu verstehen. Es wurde die dabei mögliche CSB-Raubelastung, Biogasausbeute sowie die CSB- Abbauleistung bei psychrophilen Betrieb ermittelt.

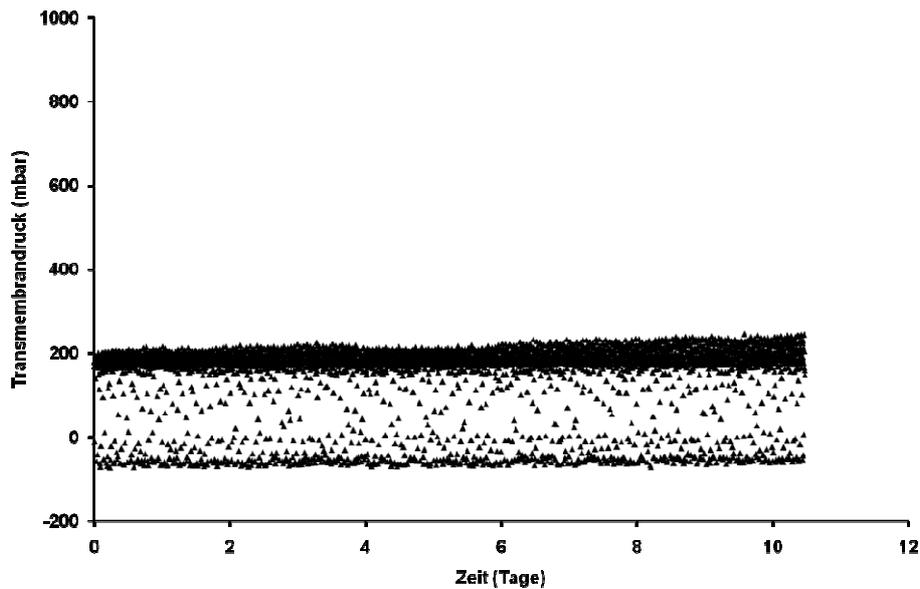
Die psychrophile Behandlung des kommunalen Abwassers ist aufgrund des niedrigen Energieverbrauches sehr attraktiv. Anaerobe Verfahren, wie z.B. die UASB-Reaktoren sind aber durch die Temperatur limitiert, weil die Reaktionsgeschwindigkeiten aufgrund der Gesetze der Thermodynamik stark temperaturabhängig sind. Kommunales Abwasser ist durch einen maßgeblichen Anteil an partikulären Stoffen gekennzeichnet, die zuerst hydrolysiert werden müssen. In diesem Fall werden die herkömmlichen anaeroben Verfahren in zwei Schritten durchgeführt, wobei der erste Schritt darin besteht, die partikulären Stoffe zu hydrolysieren (Lettinga et al., 2001, Segezoo et al., 2002). Daher wurde in dem Versuchsprogramm ebenso der anaerobe Abbau der organischen und partikulären Stoffe des Abwassers beurteilt.

Da das Verhältnis von Proteinen zu Polysacchariden, die an die EPS gebunden sind (PN/PS), den Widerstand des gesamten Fouling bestimmen kann (Lee et al., 2003), wurde durch eine Reduzierung der Temperatur in den psychrophilen Bereich eine Flussteigerung angestrebt. Bei niedrigeren Temperaturen ist eine geringere Lyse, d.h. der Zerfall der Zellen durch Schädigung oder Auflösung der äußeren Zellmembran, zu erwarten. So kann das Verhältnis PN/PS heruntersetzt und damit eine niedrigere Fouling-Rate erwartet werden.

Das zweite Ziel der anaeroben Behandlung des kommunalen Abwassers bei psychrophilem Betrieb war deshalb eine Flussteigerung aufgrund eines kleineres PN/PS Verhältnis in der Flüssigkeit zu erreichen.

Ermittlung stabiler Betriebsparameter mit AnMBR-2

Bei Inbetriebnahme des Reaktors bei psychrophilem Bereich wurde ein Fluss von 7 L/(m².h) bei einer Biomassekonzentration von 15 g TS/L und einer Gasspülgeschwindigkeit (GSG) von 62 m/h getestet. Der Fluss wurde entsprechend der weichen Definition des kritischen Flusses ausgewählt (Le Clech et al., 2003, Wu et al., 1999).



**Abbildung 45 TMD bei psychrophilem Betrieb bei dem kritischen Fluss von $7 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$,
GSG: 62 m/h**

In Abbildung 45 ist zu sehen, dass der TMD bei ca. 200 mbar lag, als der operationale Fluss dem kritischen Fluss entsprach. Außerdem ist der TMD sehr konstant geblieben. Die Fouling-Rate lag bei $4,4 \text{ mbar}/\text{d}$. Diese Betriebseinstellung gewährleistete eine sehr gute Stabilität des Verfahrens.

Jedoch wurde eine Flussteigerung angestrebt, um den Umsatz zu steigern und damit die Betriebskosten zu reduzieren. Es wurde von Jeison (2006) berichtet, dass die Biomassekonzentration einer der wichtigsten Parameter zur Beeinflussung der Filtrationsleistung ist. Aus diesem Grund wurde eine niedrigere Biomassekonzentration im Reaktor angestrebt. Um dies zu erreichen, wurde 21 Tage nach der Inbetriebnahme des Reaktors im psychrophilen Bereich das aktive Volumen des Reaktors von 340 L auf 470 L erhöht. Die Biomassekonzentration konnte dadurch von $18,4 \text{ gTS}/\text{L}$ auf $10,4 \text{ gTS}/\text{L}$ reduziert werden. Zwei Flüsse (10 und $12 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$) wurden getestet. Beide Flüsse waren höher als der kritische Fluss.

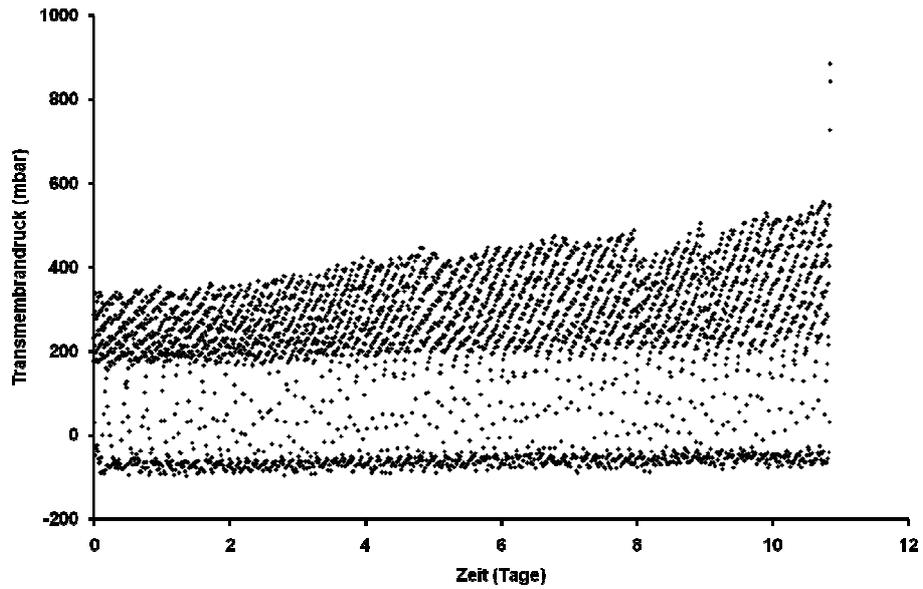


Abbildung 46 TMD bei psychophilem Betrieb bei einen Fluss vom 12 L/(m²·h)

Abbildung 46 stellt den TMD bei einer Überschreitung des kritischen Flusses dar. Es ist zu sehen, dass der TMD zu Anfang des Versuches zunächst linear und nach einer gewissen Zeit nicht mehr linear ansteigt. Da der TMD am Tag 11 einen sehr hohen Wert nahe 600 mbar erreicht hat, musste der Versuch abgebrochen werden, damit die Membran nicht beschädigt wurde.

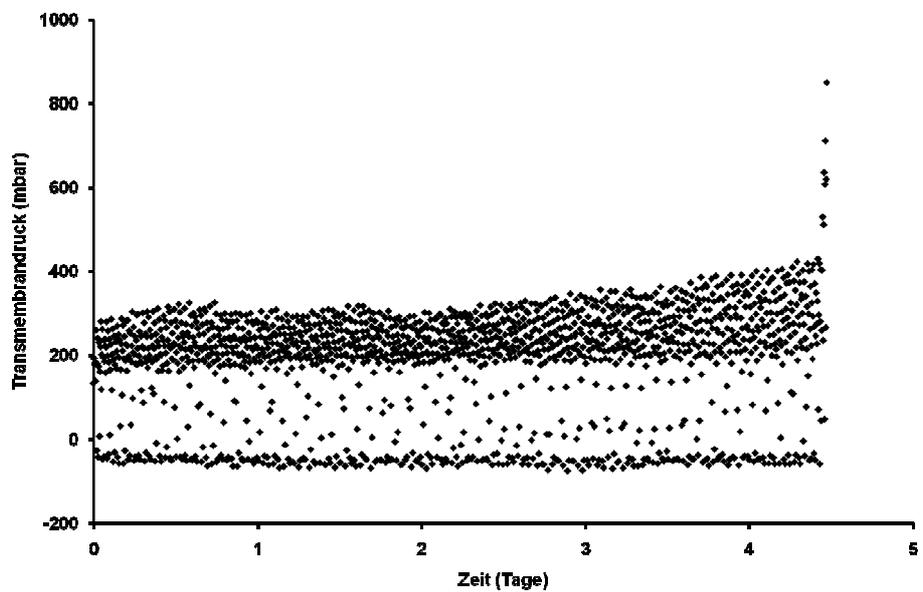


Abbildung 47 TMD bei psychophilem Betrieb bei einem Fluss 10 L/(m²·h)

Da der Reaktor nicht bei 12 L/(m²h) im Langzeitbetrieb betrieben werden konnte, wurde der operationale Fluss von 12 auf 10 L/(m²h) gesenkt. Abbildung 47 zeigt, dass der TMD auch bei einem Fluss von 10 L/(m²h) nicht kontrolliert werden konnte. Die Zeit, bis der TMD nicht mehr linear war, war kürzer als bei 12 L/(m²h). Der Versuch bei 10 L/(m²h) hat 5 Tage gedauert und der bei 12 L/(m²h) dagegen 11 Tage (Abbildung 46). Dies ist damit zu erklären, dass die Biomassekonzentration, aufgrund der Akkumulation der nicht komplett abbaubaren partikulären Stoffe aus den Vorversuchen bei dem Versuch mit 10 L/(m²h) höher war. Die Biomassekonzentration beim Versuch mit 12 L/(m²h) lag zwischen 10,4 und 12,7 gTS/L. Bei 10 L/(m²h) lag sie dagegen zwischen 12,7 und 15,1 gTS/L (siehe Tabelle 11).

Tabelle 11 Verschiede Betriebsbedingungen bei psychrophilen Betrieb

Zeitraum	Tage	Fluss (L/m ² .h)	Biomasse-Konzentration (g TS/L)	Reaktorvolumen(L)
14.06.10 bis 25.06.10	10	7	15,3 bis 18,4	340
09.07.10 bis 20.07.10	11	12	10,4 bis 12,7	470
20.07.10 bis 25.07.10	5	10	12,7 bis 15,1	470
26.07.10 bis 16.08.10	21	7	14,4	470
20.08.10 bis 28.08.10	8	7	9,5	340
02.09.10 bis 06.09.10	5	7	10	340

Von Jeison et al. (2006) wurde ebenso berichtet, dass die Biomassekonzentration ein sehr wichtiger Einflussparameter auf den TMD und somit auf die Fouling-Rate ist. I.d.R. gilt je höher die Biomassekonzentration, desto höher die Wahrscheinlichkeit, dass die Partikel zur Deckschichtbildung auf der Membranoberfläche führen. Diese Deckschichtbildung erhöht den Widerstand der Membran und somit den TMD.

Da der Fluss aufgrund der Versuchsreihe nicht erhöht werden konnte, wurde der Reaktor wieder bei dem kritischen Fluss (7 L/(m²h)) in Betrieb genommen und 20 Tage betrieben, um die Betriebsstabilität zu überprüfen. Es konnte eine sehr gute Betriebsstabilität erreicht werden (Abbildung 48). Eine Fouling-Rate von ca. 2 mbar/d wurde berechnet. Als der kritische Fluss getestet wurde, lag die Biomassekonzentration konstant bei 14,4 g TS/L. Da die Raumbelastung des Reaktors ebenso niedriger als bei 10 und 12 L/(m²h) war, wurden auch weniger partikuläre Stoffe eingetragen.

Am Tag 70 des psychrophilen Betriebs wurde das aktive Volumen des Reaktors wieder von 470 auf 340 L reduziert. 70 Liter Schlamm wurden außerdem aus dem Reaktor heraus genommen. Ziel der Volumenreduktion und der Verdünnung der Flüssigkeit war, die Raumbelastung und somit das Verhältnis von Substrat zu Mikroorganismus zu erhöhen.

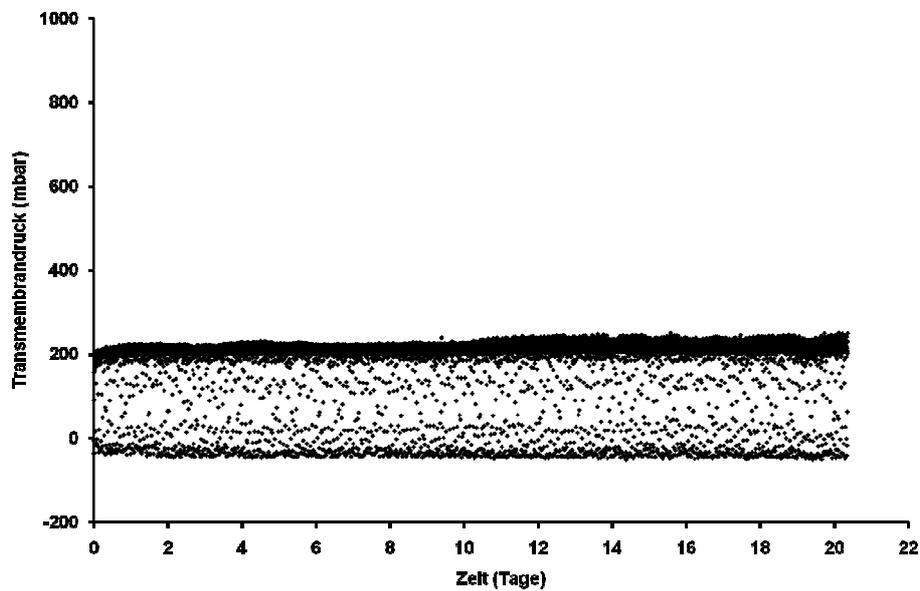


Abbildung 48 TMD bei psychrophilem Betrieb bei dem kritischen Fluss von 7 L/(m²h)

Ein Fluss von 7 L/(m²h) wurde am Tag 72 eingestellt. Die Biomassekonzentration lag bei ca. 9,5 g TS/L. Abbildung 49 zeigt, dass der TMD sehr stabil bei einem Mittelwert von 180 mbar lag. Die Fouling-Rate wurde ausgerechnet. Sie hatte einen Wert von 3,4 mbar/d.

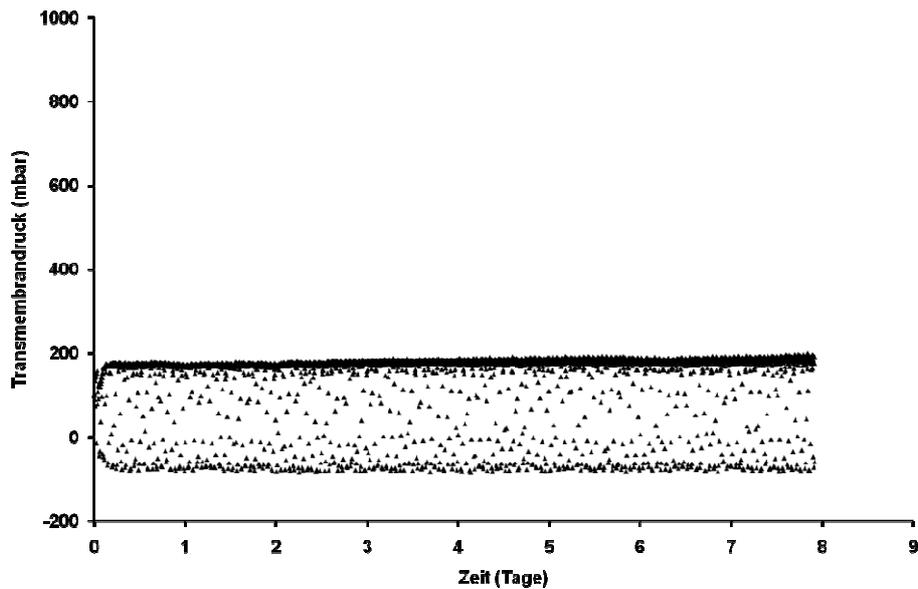


Abbildung 49 TMD beim psychrophilen Betrieb Fluss 7 L/(m².h), TS 9,5 g/L, GSG: 62 m/h.

Nach Einstellen neuer Betriebsbedingungen, d.h. einer höheren Raumbelastung und einem höheren Verhältnis von Substrat zu Mikroorganismen, wurde an Tag 80 noch ein Mal versucht, den Fluss zu erhöhen. Der Reaktor wurde deshalb bei einem Fluss von 10 L/(m².h) in Betrieb genommen. Leider schlug der Versuch nach 2 Tagen fehl, da der TMD schnell einen hohen TMD von 900 mbar erreichte.

Wie bereits erwähnt, ist das Fouling und somit die Absenkung des Volumenstroms ohne Zweifel das größte Hindernis beim Einsatz der Membrantechnologie. Aus diesem Grund muss die Frequenz der Permeatpumpe reguliert werden, wenn ein Reaktor nach dem Prinzip des konstanten Flusses betrieben werden soll. Deshalb wurde die Steuerungseinheit der Versuchsanlage im Laufe des Projektes verbessert. Der Fluss kann aber nicht mehr reguliert werden, wenn der maximale TMD schon erreicht wurde. In diesem Fall kann die Permeatpumpe kein Permeat mehr abziehen. Da die Steuerungseinheit nicht den Reaktor anhält, wenn der TMD zu hoch ist, läuft die Beschickung weiter. Das hat zur Folge, dass das aktive Volumen des Reaktors steigt.

Um das aktive Volumen des Reaktors wieder zu reduzieren, muss die Beschickung gestoppt und die Permeatpumpe im Betrieb genommen werden. Das hat aber zu Folge, dass Vakuum im Reaktor entsteht. Vakuum im Reaktor ist ein Problem, da beim Betrieb im Vakuum die Membran der Biogasrezirkulationspumpe am Tag 83 beschädigt wurde. Der TMD hatte den

maximal möglichen Wert erreicht und es entstand Vakuum im Reaktor. In die Biogasrezirkulationspumpe wurde eine neue Membran eingebaut und der Reaktor wurde am Tag 86 noch ein Mal bei 7 L/(m²·h) in Betrieb genommen. Die Anlage wurde nur 4 Tage betrieben. TMD lag bei ca. 200 mbar und im Reaktor wurde keine Akkumulation des TS-Gehaltes beobachtet.

Fouling der Membran

Am Tag 91 wurde die Membran aus dem Reaktor genommen, um die Widerstände der Membran bei verschiedenen Bedingungen zu messen. Somit konnte die Intensität des Foulings bewertet werden. Zunächst wurde die Membran mit der Deckschicht und mit den eventuell verstopften Poren gemessen (gesamter Widerstand). Dann wurde die Membran rückgespült und der Widerstand der Membran nach der Rückspülung gemessen. Am Ende wurde die Membran physikalisch gereinigt und der Widerstand der gereinigten Membran erneut gemessen.

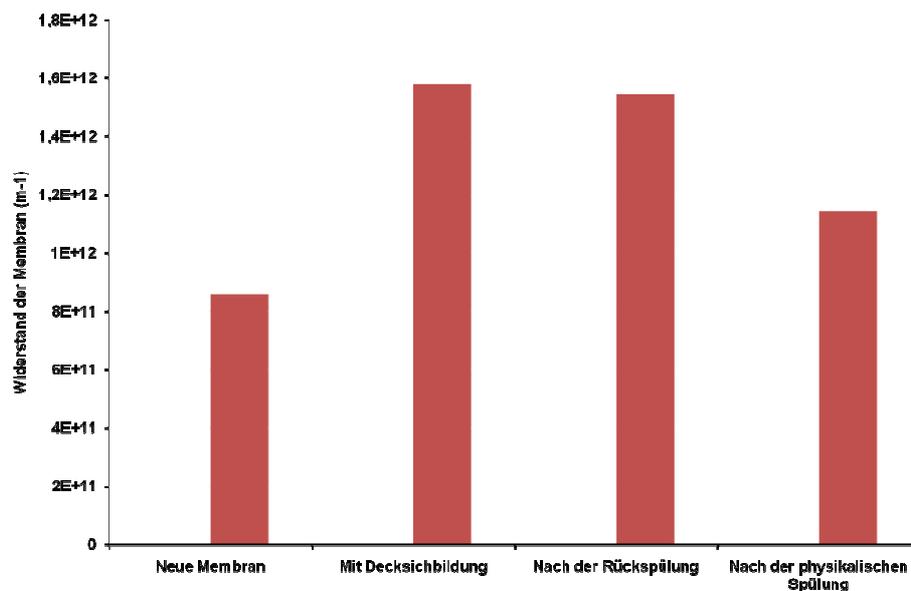


Abbildung 50 Widerstände der Membran bei verschiedenen Bedingungen

Abbildung 50 stellt die Widerstände der Membran bei verschiedenen Bedingungen dar. Zu sehen ist, dass die Rückspülung nicht das gesamte Fouling entfernen konnte, da kein großer Unterschied zwischen dem Widerstand der Membran mit Deckschicht und nach der Rückspülung feststellbar war.

Die physikalische Reinigung war nicht 100% effektiv. Der Widerstand der Membran nach der physikalischen Reinigung hat nicht den ursprünglichen Wert der neuen Membran erreicht. Das bedeutet, dass eine Verstopfung der Poren durch internes Fouling stattgefunden hat. Dies ist dadurch zu erklären, dass die Deckschichtbildung, die auf der Membranoberfläche bei psychrophilem Betrieb entstanden ist, nicht so stark war und die Membran nicht vor der Verstopfung der internen Poren schützen konnte wie bei mesophilem Betrieb.

Das Fouling spielt zwei unterschiedliche Rollen in der Membranfiltration, auf der einen Seite erhöht das Fouling den Widerstand der Membran und senkt damit die Filtrationsleistung. Auf der anderen Seite verbessert das Fouling die Qualität des Permeats, da die Flüssigkeit zuerst durch die Deckschicht, die wegen des Foulings auf der Membranoberfläche entsteht, fließt. Die Mikroorganismen, die sich in der Deckschicht befinden, bauen vermutlich die organischen Stoffe, die in der Flüssigkeit sind, ab. Außerdem kann die Deckschicht die Membran vor interner Verstopfung schützen.

Die gemessenen organischen Säuren können als Anhaltspunkt verwendet werden, da die Molekulargrößen dieser Säuren sehr niedrig sind und deshalb die Membran passieren können. Daher müssen sich die Konzentrationen an Säuren im Reaktor und im Permeat (nach der Membran) entsprechen.

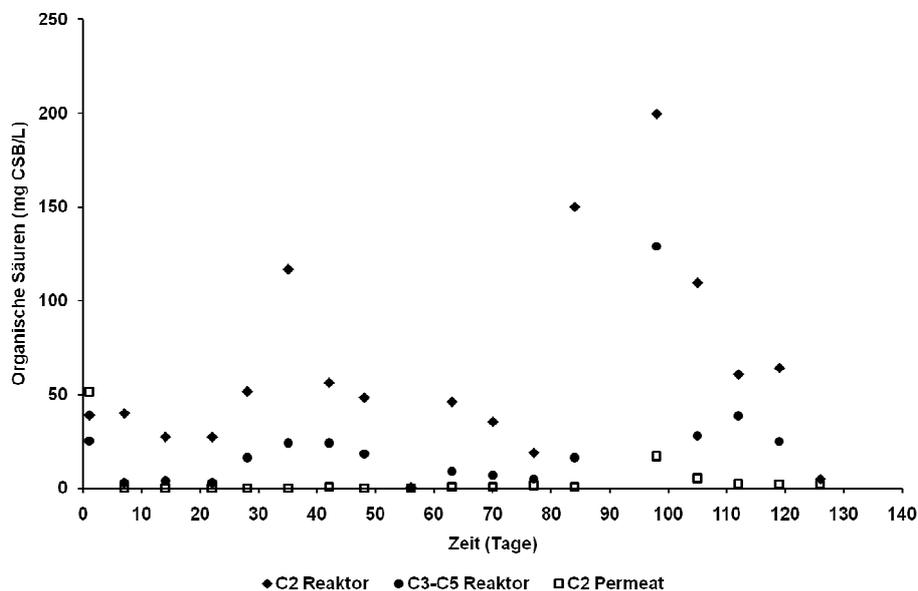


Abbildung 51 Organische Säuren im Permeat und Reaktor beim psychrophilem Betrieb

Essigsäure (C2), Propionsäure (C3), Buttersäure (C4) und Valeriansäure (C5) wurden gemessen. Abbildung 51 stellt die Konzentration der gemessenen organischen Säuren im Permeat und im gelösten Anteil im Reaktor dar. C3, C4 und C5 wurden für die Darstellung zusammengefasst, da sie nur im Reaktor und dort nur in niedrigen Konzentrationen zu finden waren. Da die Konzentrationen für C3-C5 im Permeat unterhalb der Nachweisgrenze (für jede organische Säure (0,1 mg/L)) lagen, ist für das Permeat nur C2 dargestellt. Es ist zu sehen, dass die Konzentration an C2 im Permeat i.d.R. unterhalb der Nachweisgrenze (0,1 mg/L) lag. Die Konzentrationen im Reaktor lagen dagegen deutlich darüber, wobei die Konzentration an C2 am höchsten lag. Die Ergebnisse der Bestimmung der organischen Säuren lassen den Schluss zu, dass die organischen Säuren durch die Mikroorganismen in der Deckschicht abgebaut wurden.

Ermittlung der Raumbelastung, der hydraulischen Verweilzeit und der Abbauleistung im psychrophilen Betrieb

Der Reaktor wurde 126 Tage bei einer Temperatur zwischen 22 und 18 °C betrieben. Während dieser Zeit wurde der Reaktor mit kommunalem Abwasser beschickt, das mit Glukose analog der vorangehenden Versuche aufgestockt wurde, um den CSB im Zulauf zu erhöhen. Der Reaktor wurde von Anfang Juni bis Mitte Oktober 2010 stabil psychrophil bei 20 °C betrieben. Am Tag 90 wurde die Membran aus dem Reaktor genommen, um das Fouling zu bewerten. Die Membran wurde physikalisch gereinigt und dann nochmals eingebaut.

Abbildung 52 stellt den gesamten CSB im Zulauf und im Permeat sowie den partikulären CSB im Zulauf und den CSB-Abbaugrad dar. Es wird ersichtlich, dass der CSB-Abbaugrad i.d.R. höher als 80 % war und dass er sich zwischen Tag 47 und 78 auf einen Wert von ca. 92 % stabilisierte. Der relativ hohe CSB-Abbaugrad war aufgrund der kompletten Rückhaltung der partikulären Stoffe durch die Membran bedingt. Wie bereits erwähnt, verläuft die Hydrolyse der langkettigen Polymere bei niedrigen Temperaturen langsamer. Partikuläre Stoffe des Zulaufs können schlechter abgebaut, werden jedoch durch die Membran zurückgehalten.

Am Tag 90, als die Membran herausgenommen wurde, sank der CSB-Abbaugrad zunächst, stieg aber nach erneutem Betrieb wieder auf ca. 90 % an. Beim Öffnen des Reaktors wurde zwar der gesamte Reaktorraum mit Stickstoffgas gespült, um den Eintrag von Sauerstoff zu

vermeiden, es kann jedoch nicht ganz ausgeschlossen werden, dass Sauerstoff in den Reaktorraum gelangt und die anaerobe Biozönose schädigt.

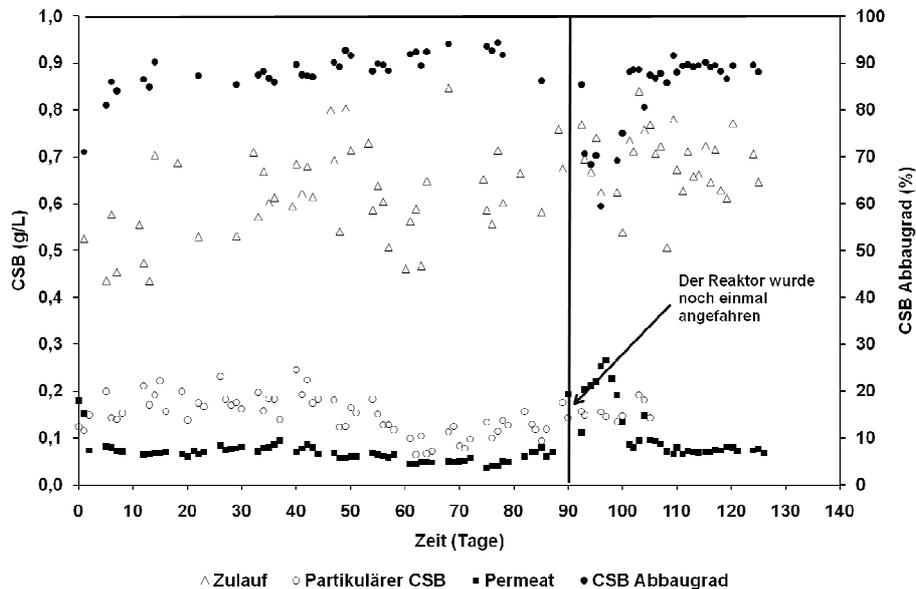


Abbildung 52 CSB im Zulauf, Permeat und CSB-Abbaugrad beim psychophilen Betrieb

Der Gesamt-CSB im Zulauf war sehr niedrig und lag bei 400 bis 800 mg/L (Abbildung 52), der partikuläre CSB im Zulauf lag zwischen 60 und 250 mg/L. Die CSB-Konzentration im Permeat lag i.d.R. niedriger als 80 mg/L. Die zwei Ausnahmen zu Beginn des Versuches und in den ersten Tagen nach Einbau der Membran nach der physikalischen Reinigung sind wahrscheinlich auf den Sauerstoffeintrag beim Öffnen des Reaktors zurückzuführen.

Wie oben erwähnt, wurden im psychophilen Betrieb verschiedene Flüsse, Biomassekonzentrationen Gaspülgeschwindigkeiten analog der Versuchsreihen des mesophilen Betriebs getestet. Die Flüsse und Gaspülgeschwindigkeiten wurden direkt verändert und die Biomassekonzentration wurde durch Erhöhung oder Reduktion des aktiven Volumens des Reaktors variiert.

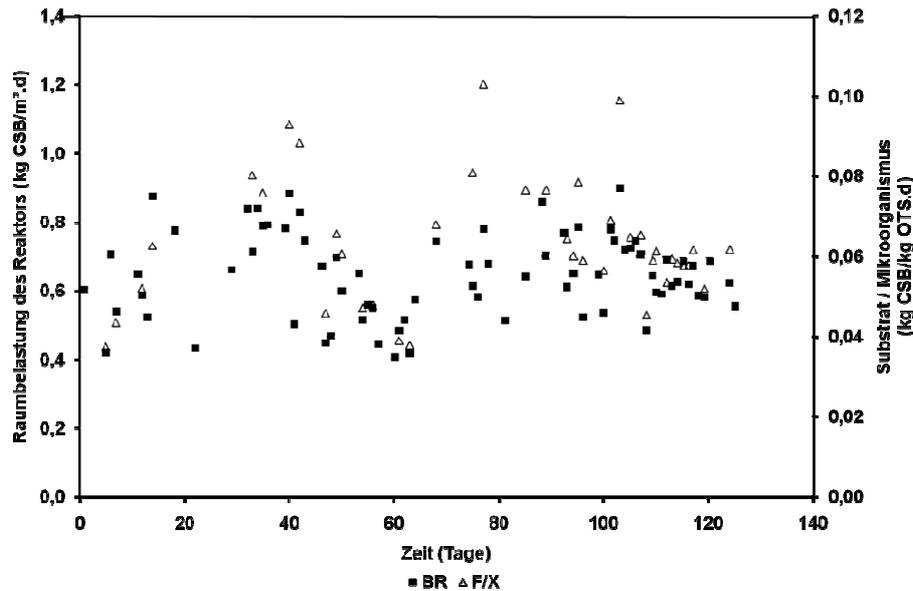


Abbildung 53 Raumbelastung des Reaktors und Substrat-Mikroorganismenverhältnis bei psychrophilem Betrieb

Abbildung 53 stellt die Raumbelastung und das Verhältnis von Substrat zu Mikroorganismen dar. Darin wird deutlich, dass die Raumbelastung des Reaktors von 0,4 bis ca. 0,9 kg CSB/(m³d) variierte, also auch hier keine 2 kgCSB/(m³d) erreicht werden konnte. Die erzielten Raumbelastungen basieren auf der stark streuenden CSB-Konzentration im Zulauf und einem größeren bzw. kleineren aktiven Volumen des Reaktors während der Versuche.

Das Verhältnis von Substrat zu Mikroorganismen lag i.d.R. sehr niedrig zwischen 0,04 und 0,08 kg CSB/(g OTS·d). Bei einem solch niedrigen Verhältnis könnte die Menge an Polysacchariden und Proteinen, die an EPS gebunden sind, steigen und somit das Fouling fördern (Ling et al., 2009).

2.1.2.4 In situ Charakterisierung der Schlammbiozönosen mit Fluoreszenz in situ Hybridisierung (FISH) des mesophilen und psychrophilen Betriebs

Um die Bakterienpopulationen während des mesophilen und psychrophilen Betriebs zu charakterisieren wurden Gensonden und Fluoreszenz in situ Hybridisierung (FISH) eingesetzt. Die Domänen *Bacteria* und *Archaea* waren in den untersuchten Schlammbiozönosen in hoher Anzahl gleichstark vertreten (Abbildung 54). Die verschiedenen Reaktorbedingungen zeigten keinen Einfluss auf das Vorkommen dieser

beiden Gruppen. Innerhalb der *Bacteria* dominierten die *Alphaproteobacteria* mit Kategorien von 3,0 bis 4,0 sowohl im mesophilen als auch im psychophilen Reaktorbetrieb. Im Gegensatz dazu waren die *Beta-* und *Gammaproteobacteria* durch signifikant geringere Bakterienpopulationen repräsentiert (Kategorie 0,5 bis 1,0). Auch die Gruppen der *Bacteroidetes* (Kategorie 0,5) und der *Actinobacteria* (Kategorie < 0,1, siehe Tabelle 12) wurde in allen untersuchten Schlämmen nur in sehr geringer Anzahl detektiert. Eine Zunahme der *Firmicutes* wurde vom Start (Kategorie 0,5) zum stabilen mesophilen Reaktorbetrieb (Kategorie 1) beobachtet. Während den psychophilen Bedingungen stieg die Zahl dieser Gruppe weiter an (Kategorie 2). Im Gegensatz zu Literaturdaten, welche innerhalb der Gruppe der *Firmicutes* die *Clostridium* spp. Cluster I als relevante anaerobe fermentierende Bakterien beschreiben (Küsel et al., 1999), wurde diese Gruppe in den untersuchten Schlamm-Biozönosen gar nicht oder nur in sehr geringer Anzahl (Kategorie < 0,1, siehe Tabelle 12) gefunden. Die FISH-Ergebnisse zeigen, dass die hydrolytischen, fermentierenden und acetogenen Bakterien, welche im anaeroben biologischen Abbau eine Rolle spielen, in den Schlamm-Biozönosen des mesophilen und psychophilen Reaktor vor allem durch die *Alphaproteobacteria* und im psychophilen Betrieb vermehrt auch von den *Firmicutes* repräsentiert werden.

Das geringe Vorkommen der sulfatreduzierenden Bakterien (SRB, Kategorie 0,5 – 1,0) in allen untersuchten Schlämmen weist daraufhin, dass die Sulfatreduktion sowohl unter mesophilen als auch unter psychophilen anaeroben Bedingungen nur eine untergeordnete Rolle spielt. SRB und Methanbakterien konkurrieren um das gleiche Substrat, deswegen würde ein starkes Vorkommen der SRB das Wachstum der Methanbakterien beeinflussen und folglich die Methanogenese hemmen. Die FISH-Ergebnisse zeigen, dass die Methanbakterien der Ordnung *Methanosarcinales* in hoher Anzahl vorkamen und die Hauptgruppe der Domäne *Archaea* repräsentierten. *Methanosarcinales* dominierten mit Kategorien von 3,5 bis 4,0 in alle untersuchten Biozönosen sowohl unter mesophilen als auch psychophilen Reaktorbedingungen. Eine Temperaturreduzierung auf 20°C hatte folglich keinen Einfluss auf das Wachstum dieser Methanbakterien, obwohl das Wachstumsoptimum für diese Organismen zwischen 30 bis 40°C liegt. Andere in der Literatur beschriebene Methanbakterien (Crocetti et al., 2006) wurden nicht detektiert oder kommen in sehr geringer Anzahl vor (Kategorie < 0,2, siehe Tabelle 12). Diese Methanbakterien besitzen folglich für den Prozess der Methanogenese sowohl in dem mesophilen als auch in dem psychophilen betriebenen Reaktor eine geringe Bedeutung.

Methanbakterien der Gruppe *Methanosarcinales* besitzen ein breites Substratspektrum und können zusätzlich zu H_2 und CO_2 auch Acetat verwerten. In Anwesenheit von Acetat können diese Bakterien einen Konkurrenzvorteil gegenüber anderen Methanbakterien in den Reaktoren haben.

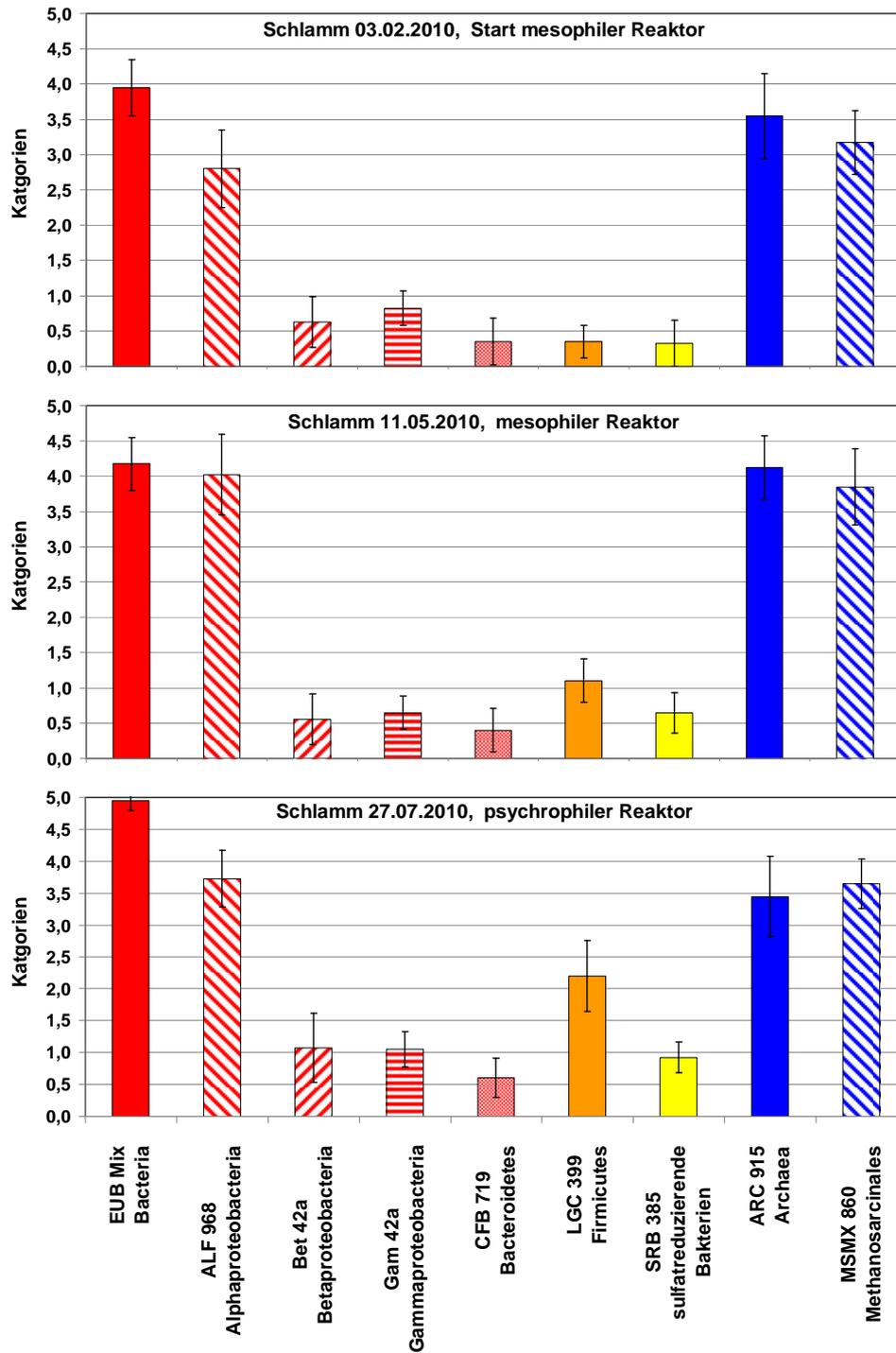


Abbildung 54 In situ Nachweis verschiedener Bakteriengruppen in den Schlammbiozöosen des mesophilen und psychrophilen Reaktors mit FISH

Tabelle 12 FISH-Ergebnisse der Bakteriengruppen, die in sehr geringer Anzahl (Kategorie < 0,2) in den untersuchten Schlammbiozönosen detektiert wurden

Gensonde	Spezifität	Schlamm 03.02.2010 Start mesophiler Reaktor	Schlamm 11.05.2010 mesophiler Reaktor	Schlamm 27.07.2010 psychrophiler Reaktor
HGC1156	Phylum <i>Actinobacteria</i>	0,03	0,08	0,15
ClostI	<i>Clostridium</i> spp. Cluster I	0,00	0,03	0,13
MG1200b	Ordnung <i>Methanomicrobiales</i>	0,00	0,10	0,18
MB311	Ordnung <i>Methanobacteriales</i>	0,05	0,13	0,15
MB1175	Ordnung <i>Methanobacteriales</i>	0,00	0,00	0,20
MC1109	Familie <i>Methanococcaceae</i>	0,00	0,03	0,08
MC504	Familie <i>Methanocaldococcaceae</i>	0,05	0,05	0,08

2.1.2.5 Beurteilung der Qualität des Permeats für Bewässerungszwecke

Ein weiteres Ziel des Projektes war die Evaluierung der Verwertbarkeit des Permeats für Bewässerungszwecke. Dafür können pflanzenverfügbare Nährstoffe wie Stickstoff und Phosphor erhalten, organische Inhaltsstoffe abgebaut und die Anzahl an Keimen wesentlich verringert werden. Zur Beurteilung wurden die Grenzwerte der U.S. Environmental Protection Agency (EPA, 2004) zur Wiederverwendung von gereinigtem Abwasser zur Bewässerung herangezogen (Tabelle 13).

Seit 1971 beschäftigt sich ebenso die Weltgesundheitsorganisation (WHO) mit der Abwasserverwendung in der Landwirtschaft. Dabei entstanden Richtlinien zur mikrobiellen Wasserqualität, die, basierend auf epidemiologischen Studien (Pedrero et al., 2010), eine fäkalcoliforme Bakterienbelastung von bis zu 1000 Keimen pro 100 ml erlauben (siehe Tabelle 14).

Tabelle 13 Beurteilung des Recyclingwassers zur landwirtschaftlichen Nutzung, nach EPA, 2004 und Cornel et al., 2004

Parameter	Bedeutung für die Wiederverwendung	Übliche Ablaufwerte von biologischen Abwasserreinigungsanlagen (ohne Nährstoffelimination)	Reinigungsziel für Wasser zur Wiederverwendung
BSB5	Organische Substrate können zu Zuwachs und Aufbau von Mikroben und zu biologischem Fouling führen	10-30 mg/l	<10-45 mg BSB/l
CSB		50-150 mg/l	<20-90 mg CSB/l
Fäkalkoliforme Bakterien	Das Maß des Infektionsrisikos basiert auf dem Vorkommen von pathogenen Bakterien; kann zu Biofouling in Düsen und Sprinklern der Bewässerungssysteme führen	1 – 10 ⁶ cfu/100ml	<1 – 10 ³ cfu/100ml
Stickstoff (N)	Düngemittel; kann zu Algenwachstum und Eutrophierung in den Speicherbehältern führen, ebenso zu Korrosion (N-NH ₄) oder Kesselsteinbildung (P)	10-30 mg N/l	<1-30 mg N/l
Phosphor (P)		0.1-30 mg P/l	<1-20 mg P/l

Tabelle 14 Empfohlene mikrobiologische Qualitätsrichtlinien für die Verwendung von gereinigtem Abwasser zur Bewässerung in der Landwirtschaft. Nach WHO, 1998

Kategorie	Bedingungen der Wiederverwertung	Betroffene	Fäkalkolibakterien (/100ml)	Empfohlene Abwasserbehandlung
A	Bewässerung von roh genießbaren Feldfrüchten, von Sportplätzen und von öffentlichen Parks	Arbeiter, Verbraucher, Öffentlichkeit	≤1000	Reihe von Stabilisierungsteichen zur Erreichung der angegebenen mikrobiologischen Qualitätsvorgaben oder gleichwertige Behandlung
B	Bewässerung von Getreide, industriell verwerteten Feldfrüchten, Tierfutter, Weideland und Bäumen	Arbeiter	Keine Angabe	8 -10 Tage Speicherung in Stabilisierungsteichen oder gleichwertige Beseitigung von parasitischen Würmern und Fäkalkolibakterien
C	Örtliche beschränkte Bewässerung von Feldfrüchten der Kategorie B, wenn ihr weder Arbeiter noch die Öffentlichkeit ausgesetzt sind	Keine	Keine Angabe	Vorbehandlung gemäß den Erfordernissen der Bewässerungstechnik, aber mindestens Primärsedimentation

Die Membranfiltration ist zur Entfernung von Keimen bekannt. Die Protozoen und Bakterien können durch Mikrofiltration um bis zu 3 bis 6 log-Stufen vermindert werden und Viren um 0,5 bis 1 log-Stufen (Wilf et al., 2010). Der Erfolg hängt dabei von der Porengröße der Membran ab. Nach Wilf, et al. (2010) können Bakterien durch Ultrafiltrationsmembranen fast vollständig filtriert werden.

Wie in der Tabelle 13 und 14 zu entnehmen ist, forderten sowohl die Weltgesundheitsorganisation (WHO) als auch die U.S. Environmental Protection Agency (EPA) für Bewässerungswasser eine Fäkalcoliformen-Belastung von $\leq 1000/100$ mL. Abbildung 55, Abbildung 56 und Abbildung 57 zeigen, dass im Forschungsvorhaben während der Betriebsoptimierungen und im stabilen Betrieb sowohl im mesophilen wie auch psychrophilen Temperaturbereich wie auch in der Temperaturumstellphase eine Reduktion der fäkalcoliformen Keime bis zu Log 6 erreicht werden konnte. Nur drei Proben waren nicht im Bereich dieser Keimreduktion. Es wird vermutet, dass eine Verunreinigung bei der Probenahme oder Weiterverarbeitung vorlag, da anschließend die Keimreduktion wieder im Bereich von Log 6 lag, ohne dass am Reaktor oder der Membran Veränderungen vorgenommen wurden. Es wurden alle möglichen Quellen ausgeschaltet.

Die maximale Belastung war daher, abgesehen von 3 Proben, kleiner als 1000 MPN/100 mL. Zumindest hinsichtlich dieses Kriteriums könnte das gewonnene Permeat auf die Felder ausgebracht werden.

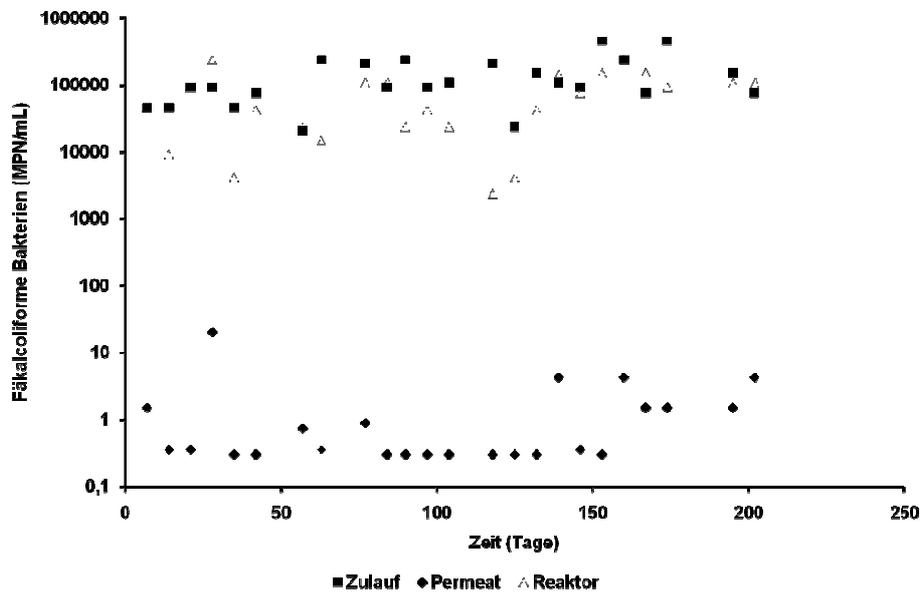


Abbildung 55 Fäkalcoliforme Bakterien bei mesophiler Betriebsoptimierung (AnMBR-1)

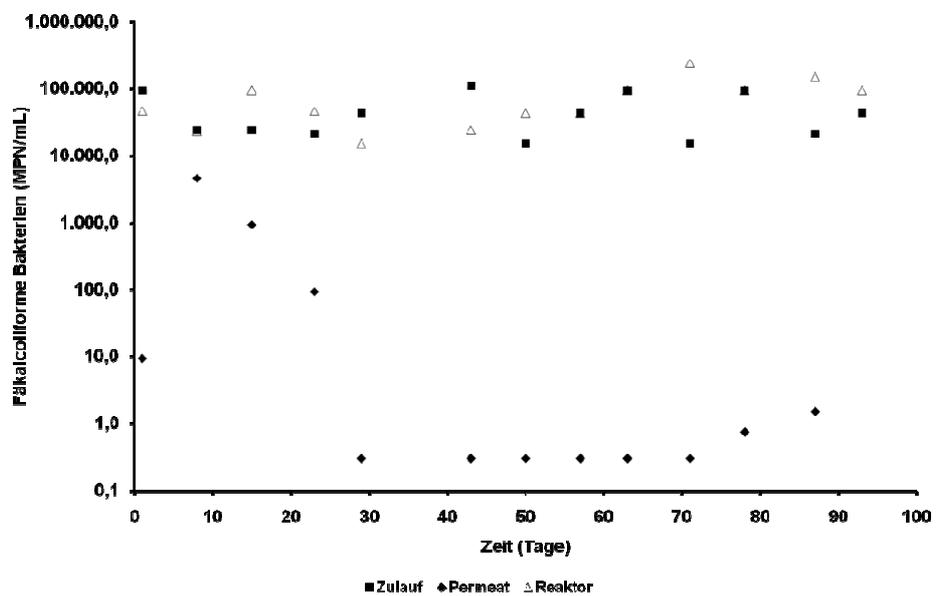


Abbildung 56 Fäkalcoliforme Bakterien bei stabilem mesophilen Betrieb und während der Umstellung auf psychrophilen Betrieb (AnMBR-2)

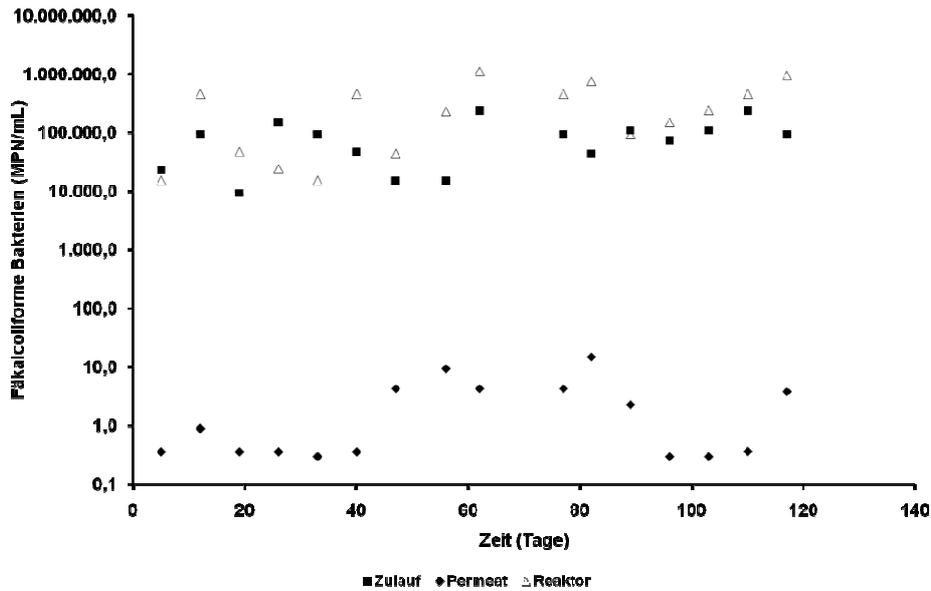


Abbildung 57 Fäkalcoliforme Bakterien bei psychrophilem Betrieb (AnMBR-2)

Ergänzend wurde der Gehalt an intestinalen Enterokokken untersucht. Abbildung 58, Abbildung 59 und Abbildung 60 stellen die Konzentration an intestinalen Enterokokken bei mesophilem bzw. psychrophilem Betrieb dar. Die Ergebnisse zeigen, dass i.d.R eine Keimreduktion von Log 4 bis Log 6 erreicht wurde.

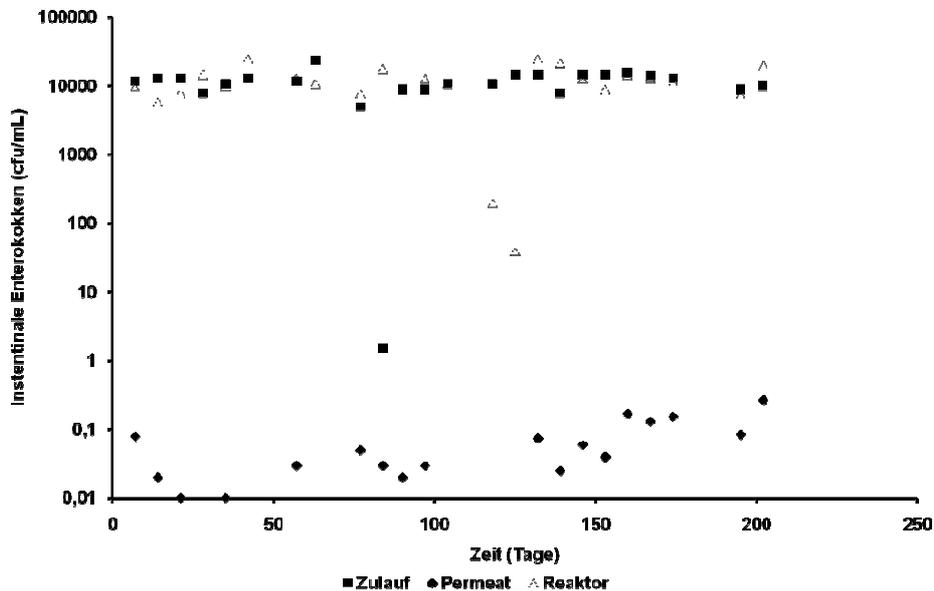


Abbildung 58 Inntestinale Enterokokken bei mesophiler Betriebsoptimierung (AnMBR-1)

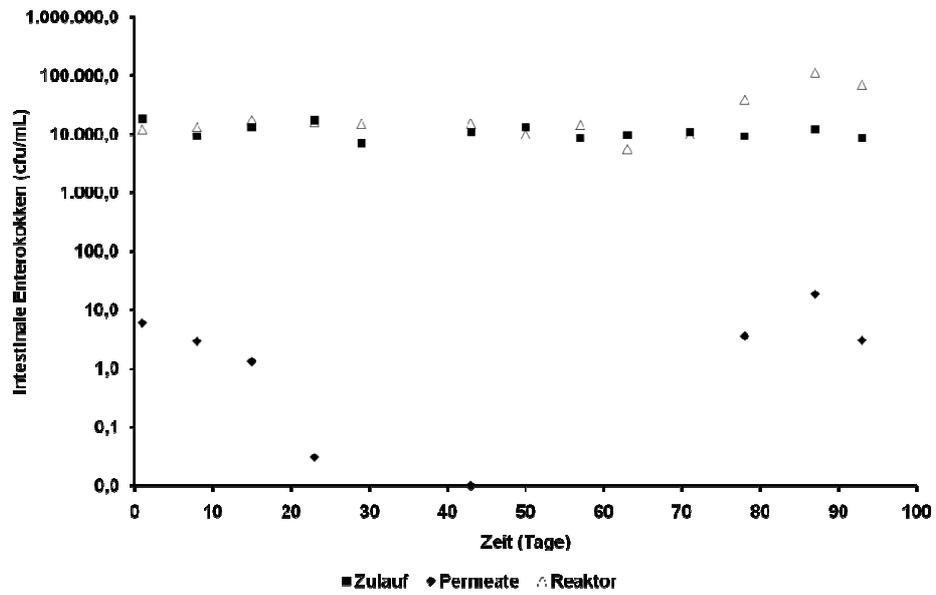


Abbildung 59 Intestinale Enterokokken bei stabilem mesophilen Betrieb und während der Umstellung auf psychrophilen Betrieb (AnMBR-2)

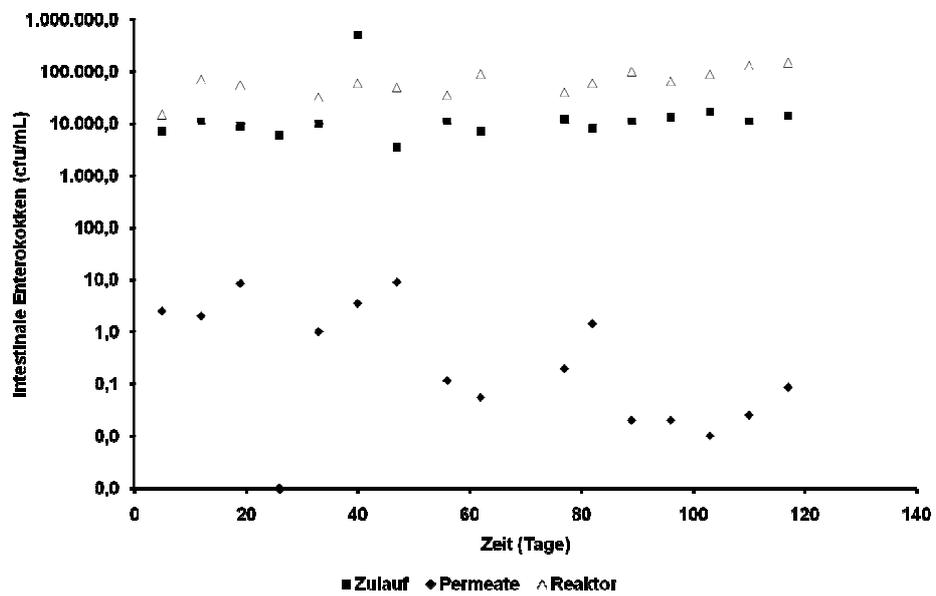


Abbildung 60 Intestinale Enterokokken bei psychrophilem Betrieb (AnMBR-2)

Ein Ziel war ebenso der Nährstoffgehalt im Prozess. Um den Einsatz von Kunstdünger zu vermindern bzw. zu ersetzen, bietet es sich an, die Nährstoffe im Abwasser, hier vor allem Stickstoff und Phosphor, nicht zu eliminieren, sondern zu erhalten und als Düngemittel einzusetzen. Teilweise wird in diesem Zusammenhang sogar auf Grund seiner humusbildenden Eigenschaften auf die Eliminierung von organischen Belastungen verzichtet. Dies hat aber meist zur Folge, dass Bewässerungsanlagen verstopfen können, weshalb normalerweise gewisse Grenzwerte an organischen Inhaltsstoffen eingehalten werden müssen (Cornel und Weber, 2004). Bezüglich der Nährstoffe sollten die Grenzwerte laut Tabelle 13 nach EPA im Permeat eingehalten werden.

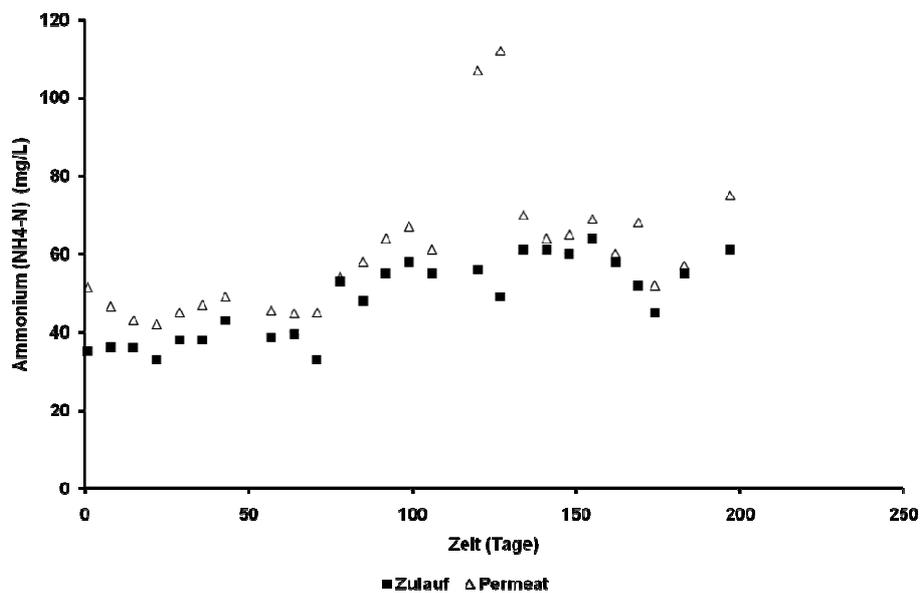


Abbildung 61 Ammonium-Stickstoff im Zulauf und Permeat bei der mesophilen Betriebsoptimierung

Abbildung 61, Abbildung 62 und Abbildung 63 geben die Ammonium-Stickstoff-Konzentrationen der Versuche in beiden Temperaturbereichen wieder.

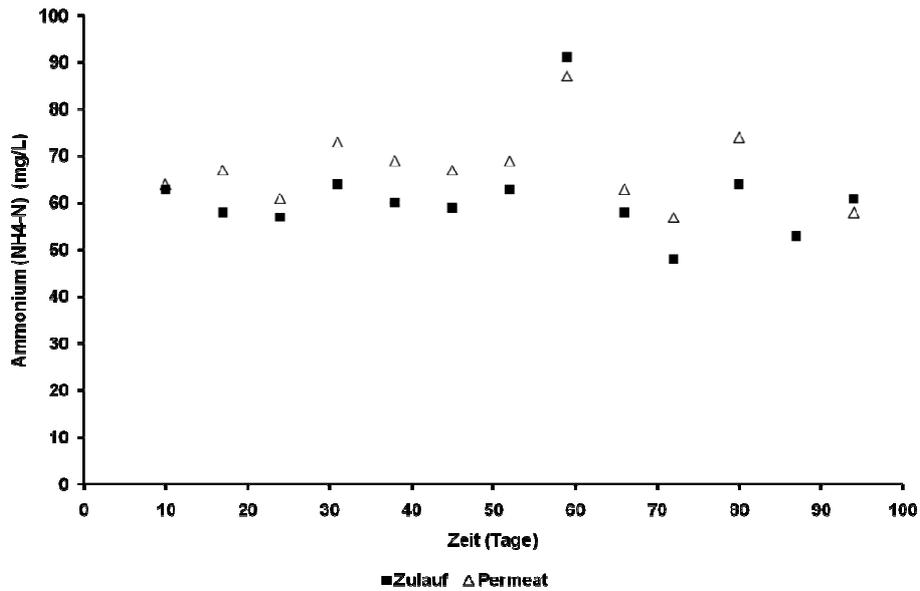


Abbildung 62 Ammonium-Stickstoff im Zulauf und Permeat beim stabilen mesophilen Betrieb und während der Umstellung auf psychrophilen Betrieb

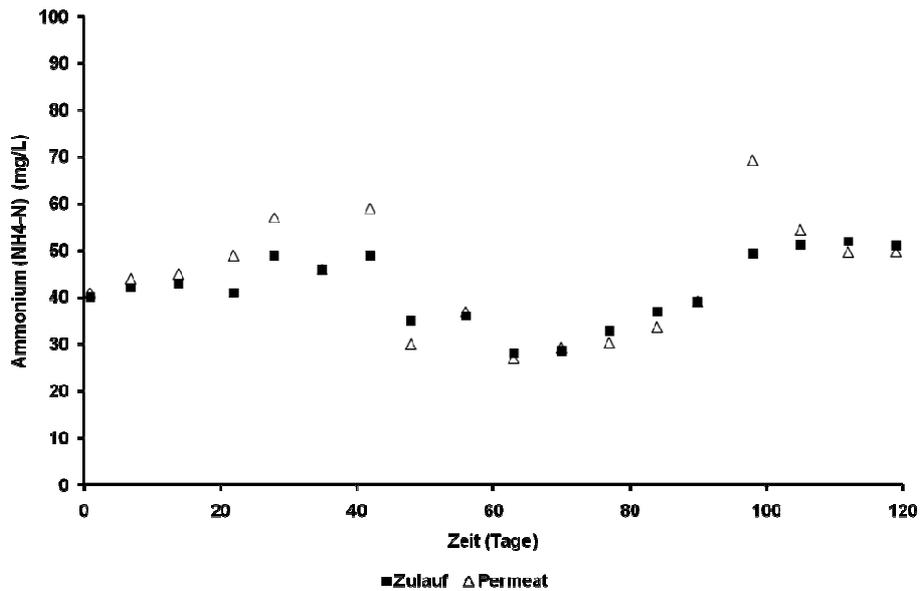


Abbildung 63 Ammonium-Stickstoff im Zulauf und Permeat bei psychrophilem Betrieb

Der Ammonium-Stickstoff im Permeat variierte von 42 bis 75 mg/L beim Betrieb des AnMBR-1 bei mesophilem Betrieb. Beim Betrieb des AnMBR-2 im mesophilen Bereich und während der Umstellungsphase auf psychrophilen Betrieb wurde eine durchschnittliche Ammonium-Stickstoffkonzentration von 68 mg/L erhalten und variierte von 57 bis 87 mg/L. Bei

psychrophilem Betrieb des AnMBR-2 hatte der Ammonium-Stickstoff im Permeat eine durchschnittliche Konzentration von 42 mg/L. Die maximal und minimal gemessenen Werte lagen bei 59 bzw. 27 mg/L.

Die Stickstoffkonzentrationen lagen im Permeat immer über dem Grenzwert nach EPA von 30 mg/L (Tabelle 13). Zusätzliche Stickstoffwerte aus organischem Stickstoff sind zu erwarten. Die gemessenen TKN-Werte lagen durchschnittlich um 3 % höher, als die Ammonium-Stickstoff-Werte. Insgesamt bedeutet dies, dass die Stickstoffkonzentration über dem Grenzwert liegt und es zu stärkerem Algenwachstum in Speicherbehältern kommen könnte.

Analog dem Ammonium wurde das Gesamtphosphat fast vollständig erhalten (Abbildung 64, Abbildung 65 und Abbildung 66). Kein großer Unterschied zwischen den Gesamtphosphorkonzentrationen im Zulauf und im Permeat ist beim Betrieb des AnMBR-1 im mesophilen Bereich zu sehen. Abgesehen von den, an den Tagen 174 und 183 gemessenen Werten, variierte die Gesamtphosphor-Konzentration im Permeat von 4,9 bis 9,3 mg/L.

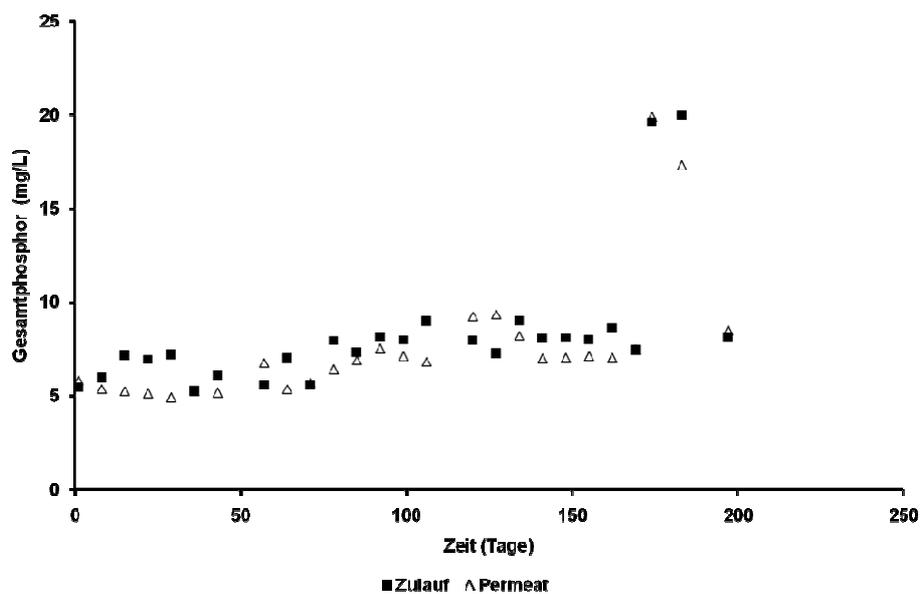


Abbildung 64 Gesamtphosphor beim mesophiler Betriebsoptimierung

Beim Betrieb des AnMBR-2 im mesophilem Bereich und während der Umstellung auf psychrophilem Betrieb lag die Gesamtphosphor-Konzentration zwischen 6,3 und 8,1 mg/L und hatte einen durchschnittlichen Wert von 7,1 mg/L. Bei psychrophilem Betrieb war die

durchschnittliche Konzentration im Zulauf niedriger. Daher lag die durchschnittliche Gesamtphosphor-Konzentration im Permeat lag bei 4,6 mg/L und variierte von 2,8 bis 6,8 mg/L. Bezüglich Gesamtphosphor konnten die EPA-Grenzwerte der Tabelle 13 eingehalten werden.

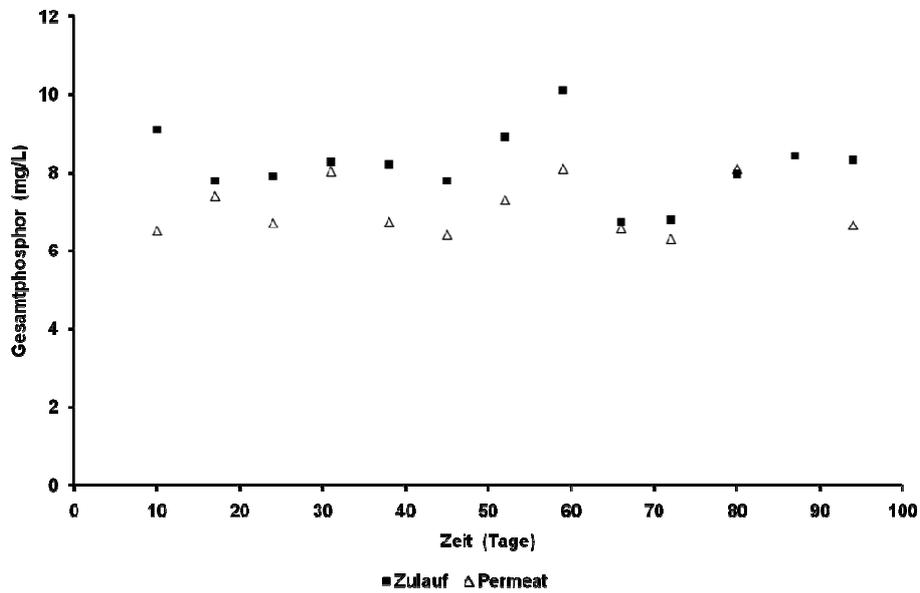


Abbildung 65 Gesamtphosphor im Zulauf und Permeat bei stabilem mesophilen Betrieb und während der Umstellung auf psychrophilen Betrieb

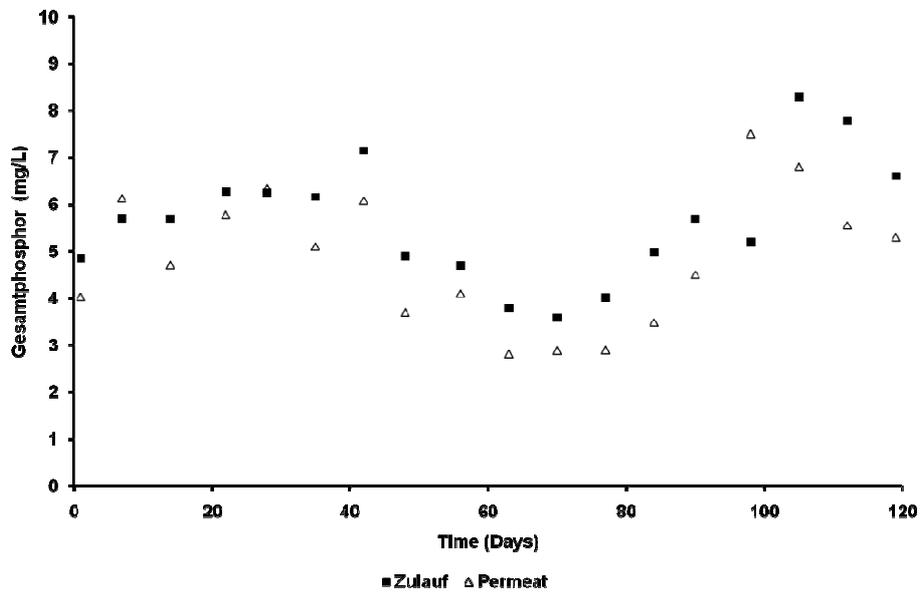


Abbildung 66 Gesamtphosphor im Zulauf und Permeat bei psychrophilem Betrieb

Der Gehalt an organischen Stoffen im Permeat lag als CSB unter 80 mg/L. Die BSB₅-Konzentrationen immer unter 25 mg/L im mesophilen sowie in psychrophilen Bereich.

Die, nach EPA empfohlenen Grenzwerte für die Wiederverwendung des Abwassers, max. 90 für den CSB und 45 für den BSB₅ konnten daher unterschritten werden.

Fazit ist, dass sich das Permeat hinsichtlich der hygienischen Qualität sowie dem Gesamtposphor-, CSB- und BSB₅-Wert für Bewässerungszwecke eignet, der geforderte Stickstoffgehalt wird jedoch überschritten.

2.1.2.6 Simulation mit Hilfe der Aquasim-Software

Einführung

Dynamische Prozessmodelle können wichtige Informationen zum Grundverständnis der biochemischen Wechselwirkungen und der Dynamik komplexer Systeme liefern. Daraus können sich z. B. Anhaltspunkte zur Betriebsoptimierung eines Reaktors ergeben. Aus diesem Grunde wurde gemäß dem Zeitplan des Forschungsvorhabens eine mathematische Simulation der biochemischen Umsatzprozesse des anaeroben Abbaus kommunalen Abwasser auf Grundlage des ADM1 (*Anaerobic Digestion Model No. 1*) durchgeführt.

Das ADM1 (Batstone et al., 2002) ist aus der gegründeten „IWA-Task-Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes“ hervorgegangen. Ziel der Arbeit dieser Gruppe war die Erarbeitung eines einheitlich strukturierten Modells für unterschiedliche Substrate und Reaktortypen, das u. a. auch für die Prozesssteuerung von anaeroben Bioreaktoren eingesetzt werden kann.

Grundlage des ADM 1 sind u. a. verschiedene Modelle von Siegrist (Siegrist et al., 1993 und 2002), die sich als Standard durchgesetzt haben. Da der Ansatz des ADM1 dem des ASM1 (*Activated Sludge Model No. 1*) und dessen Weiterentwicklungen folgt, ist das ADM1 auch ein CSB-basiertes Modell. In Anlehnung daran werden CSB-, Stickstoff- und Kohlenstofffrachten bilanziert, welche u. a. maßgebend für die Berechnung der ausgestriipten Mengen an Gasen sind.

Die Modelle sollen das komplexe anaerobe System möglichst mechanistisch abbilden. Zur Abstraktion der technischen Systeme werden in den Modellen mathematische Gleichungen

verwendet. Grundsätzlich kann das Modell dabei in Zustandsvariablen, Prozesse und Parameter strukturiert werden.

Zu den Zustandsvariablen gehören die Stoff- und Biomassekonzentrationen im Reaktor bzw. im Reaktorablauf, sowie die Biogaszusammensetzung. Mathematische Gleichungen repräsentieren die Transport- und biochemischen Prozesse. Die Gleichungen verkoppeln die Transportvorgänge (im einfachsten Fall ein Term für den Zulauf und ein Term für den Ablauf) und die biochemischen Reaktionen.

Darüber hinaus erfolgt die Darstellung eines biochemischen oder chemischen Prozesses innerhalb einer Gleichung neben der Prozessgeschwindigkeit auch durch die stöchiometrischen Koeffizienten. Dazu werden entsprechende kinetische und stöchiometrische Ausdrücke und Parameter verwendet. Kinetische Parameter sind im Falle des ADM1 z. B. die maximalen Wachstums- und Sterberaten, sowie die Halbwertskonstanten aus den Monodkinetiken. Zusammen mit dem kinetischen Ausdruck beschreiben sie wie schnell ein Prozess im System tatsächlich abläuft. Der typische Ansatz, um das Wachstum von Mikroorganismen in Abhängigkeit von der Nährstoffkonzentration darzustellen, ist die Monod-Kinetik.

Die stöchiometrischen Koeffizienten beschreiben, wie viele Einheiten eines Eduktes zur Produktion einer Einheit eines Produktes erforderlich sind. Damit sind zur Darstellung eines Prozesses sowohl der kinetische Ausdruck (z. B. über die Monod Kinetik), als auch die stöchiometrischen Koeffizienten und kinetischen Parameter erforderlich.

Da die tatsächlichen biochemischen Abläufe im realen Reaktor in der Abwasserreinigung und die Diversität der Mikroorganismen zu komplex sind, um sie detailliert abbilden zu können, stellt das Modell zwangsläufig eine Vereinfachung der Realität dar. Einzelne Parameter sind oft Summenparameter. Deshalb werden bei der Simulation eines bestimmten Anwendungsfalles meist Anpassungen des Modells nötig. Dies kann z. B. durch eine geeignete Kalibrierung der Modellparameter, Fraktionierungen und/oder Anpassung und Integration neuer Gleichungen und Prozesse erfolgen.

Im ADM1 werden 32 Stoffgruppen und 19 biochemische Stoffumwandlungsprozesse für eine detaillierte Beschreibung der physikalischen Prozesse, wie z. B. dem Gasaustausch zwischen flüssiger und gasförmiger Phase, der chemischen Prozesse, wie z. B. dem Dissoziationsgleichgewicht zwischen organischen Säuren und deren korrespondierenden

Salzen, und der biochemischen Prozesse definiert. Dies resultiert in einem Gleichungssystem von gewöhnlichen Differentialgleichungen, die durch eine geeignete Software numerisch gelöst werden und dann den zeitlichen Verlauf der Stoffgruppen ergeben. Der anaerobe Abbau teilt sich, wie schon beschrieben, in vier Prozessstufen: Hydrolyse, Acidogenese, Acetogenese und Methanogenese. Diese komplexen Umsatzvorgänge finden nur dann statt, wenn alle beteiligten Bakteriengruppen störungsfrei zusammenwirken.

Aufgrund seiner offenen Struktur ist das ADM1 für die Abbildung verschiedenster Substrate, Reaktortypen und Verfahrensweisen geeignet und weist daher auch gegenüber einfacheren Modellen eine höhere Komplexität auf. Ferner ist es möglich, definierte Prozesse zu deaktivieren und neue zu integrieren. Bezüglich der Beschreibung der Umsatzprozesse zu organischen Säuren (C2-C5) zeichnet das ADM1 sich durch eine hohe Detailgenauigkeit aus, wie Simulationsstudien in der Vergangenheit zeigen (z. B. Lübken, 2009). Zur Kalibrierung reichen dann oft die erhobenen Daten nicht wirklich aus.

Es besteht heute Übereinkunft darüber, dass die Hydrolyse von Proteinen, Kohlenhydraten und Fetten der geschwindigkeitslimitierende Schritt des anaeroben Abbaus ist. Gelegentlich, wie im ADM1, kann vor der Hydrolyse außerdem noch eine Aufspaltung schwer abbaubarer Substrate beschrieben werden. Die Acidogenese von Kohlenhydraten und Proteinen sowie die anaerobe Oxidation von Fettsäuren werden in jedem Fall über die Monod-Kinetik modelliert. Neben der Acetogenese zu Acetat und Wasserstoff liegt ein Schwerpunkt auf der mathematischen Beschreibung von acetogener und hydrogenotropher Methanogenese. Vielfach wird die acetatspaltende Methanogenese neben der Hydrolyse als weiterer geschwindigkeitslimitierender Schritt identifiziert.

Eine Frage, die in der Modellierung anaerober Prozesse noch immer mit Unsicherheiten behaftet ist, ist die Beschreibung des Austrages des Gases aus der Flüssig- in die Gasphase. Üblicherweise werden zahlreiche unterschiedliche Ansätze verwendet (u. a. Siegrist et al., 1993, 2002; Batstone et al., 2002). Unterschieden wird zwischen Labor- und Großanlagen. Abweichungen in den Ergebnissen sind durch die starke Sensitivität der Henry-Konstanten auf die Prozessergebnisse keine Seltenheit.

Da das ADM1 nur die biologischen Prozesse anaerober Systeme abbildet, müssen technische Rahmenbedingungen gegebenenfalls gesondert betrachtet und mit dem

biologischen Modell ADM1 auf geeignete Weise verknüpft werden. Im vorliegenden Fall liegt ein anaerober Membranreaktor vor, was ein Modell für die Abbildung der Membran erfordert.

In der anaeroben Abwasserbehandlung ist die Modellierung von Membranverfahren und –reaktoren noch selten. Zu diesem Themengebiet gibt es in der Literatur nur wenige Veröffentlichungen. In der aeroben Abwasserbehandlung haben Wintgens et al., (2003) das Membranbelebungsverfahren mit Mikrofiltrationsmembranen modelltechnisch neu beschrieben. Simuliert wurden dabei sowohl die Filtrationswirkung der Membran als auch die biologischen Umsatzprozesse im Belebungsbecken.

Lee et al. (2002) dokumentieren ihre Forschung, bei der das Foulingverhalten der Membran durch die Koppelung Integration eines zusätzlichen Differenzialgleichungssystem mit dem ASM1 realisiert wurde. Dadurch könnte die Bildung der SMP (Soluble Microbial Products) und deren Effekt auf das Fouling beschrieben werden konnte. Die Arbeit von Broeckmann et al. (2006) fokussiert auf die detaillierte Modellierung der adhäsiven Kräfte zwischen der Membranoberfläche und den Schlammpartikeln sowie der Porengrößenverteilung der Membranen.

Im vorliegenden Forschungsvorhaben war es das Ziel der Simulation, ein Modell zu entwickeln, mit dem sowohl eine Kontrolle und Auswertung der erhobenen Messdaten, als auch die Simulation des Anlagenbetriebes der Anaerobreaktoren erfolgen kann.

Ergebnisse

Folgende Betriebsparameter wurden simuliert: Gesamt- und gelöster CSB im Reaktor, gelöster CSB im Permeat, Biomasse im Reaktor, Biogasausbeute, Biogaszusammensetzung, organische Säuren und pH-Wert.

Abbildung 67 stellt sowohl den CSB im Reaktor als auch den CSB im Permeat dar. Wie auch in Abbildung 68, Abbildung 69, Abbildung 70, Abbildung 71 und Abbildung 72 stellen die Linien die simulierte Ergebnisse dar, die Punkte die gemessenen. Die simulierte Gesamt-CSB-Konzentration nimmt mit der Zeit zu, so wie auch die gemessene CSB-Konzentration. Dies ist zu erwarten, weil die Membran Feststoffe zurückhält und somit eine Anreicherung erreicht wird. In der Simulation wurde von einem Schlammalter von 680 Tagen ausgegangen. Der Anstieg des CSB geht mit einer durch die Membran hervorgerufenen TS-Akkumulation im Reaktor einher.

Bezüglich des CSB im Permeat wurde festgestellt, dass die Simulation größere Konzentrationen produziert als die Messwerte. Durchschnittlich produzierte die Simulation Werte um $0,17 \text{ kgCSB/m}^3$, hingegen lagen die Messwerte bei $0,07 \text{ kgCSB/m}^3$. Das beschriebene Phänomen des Abbaus von organischen Stoffen beim Durchfließen der Deckschicht spielt hier wieder eine Rolle, die in die Simulation nicht eingebaut werden konnte. Zurzeit unterliegen die Prozesse direkt auf der Membran noch einer erheblichen Spekulation, sodass auf eine Modellierung an dieser Stelle verzichtet wurde.

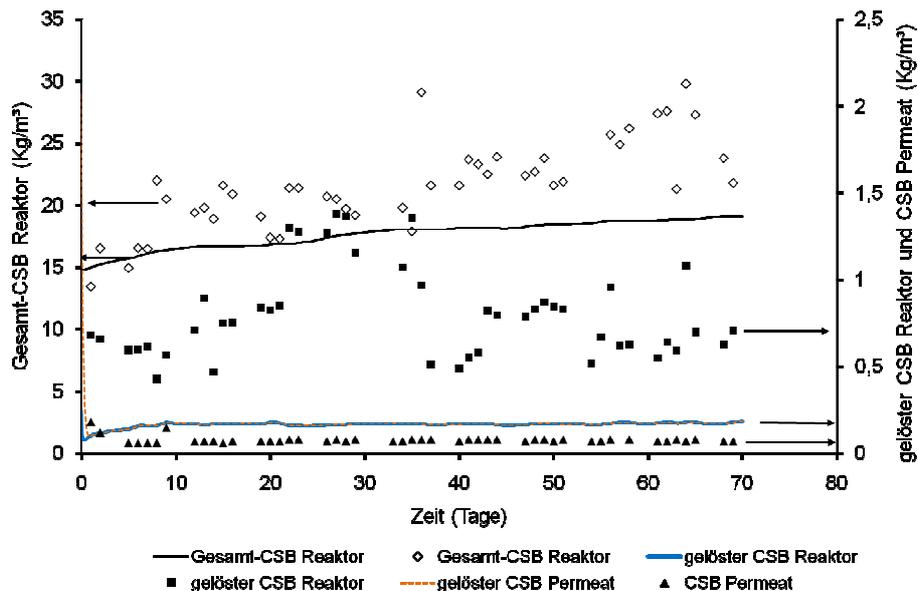


Abbildung 67 CSB im Reaktor und im Permeat.

Linien: simulierte Ergebnisse, Punkte: gemessene Werte

(Werte des gelösten CSB Permeat liegen Großteils unter der Linie für den gelösten CSB im Reaktor)

Eine Übereinstimmung der simulierten und gemessenen gelösten CSB-Werte im Reaktor ist nicht gegeben. Das ist zum Teil auch der unterschiedlichen Porengröße bei der Bestimmung des gelösten CSB ($0,45 \mu\text{m}$) und der Membran (30 nm) geschuldet. Die Abweichung ist akzeptabel, weil beide Werte sich parallel bewegen und sich im gleichen Konzentrationsbereich befinden.

Da die Biomasse im Reaktor nur indirekt mittels der Trockensubstanz messbar ist, kann man nicht zwischen Biomasse und Trockensubstanz unterscheiden. In der Abbildung 68 ist zu sehen, dass der Verlauf der simulierten Gesamtfestkonzentration und die gemessenen

Werte organische Trockensubstanz (umgerechnet auf CSB = 1,3 x oTS, Lübken, 2009) weitestgehend parallel verlaufen. Da der Verlauf grundsätzlich richtig angezeigt wird, wurde auf eine Anpassung verzichtet. Die Simulation zeigt eine Anreicherung des inerten Materials und eine zeitgleiche Abnahme der Biomassekonzentration. Zweites ist auf das geringe Substrat zu Mikroorganismen-Verhältnis zurückzuführen. Das größte Problem beim Einsatz der Membrantechnologie ist, wie erwähnt, das Fouling. Wegen dieses Problems konnte der Fluss nicht erhöht werden. Außerdem ist die Konzentration des Zulaufs relativ niedrig. Das hat zur Folge, dass die spezifische Raumbelastung gering war. Aus diesem Grund war die tatsächliche Wachstumsrate der Mikroorganismen niedriger als deren Zerfallsrate, was im Modell zum allmählichen Absinken der Biomassekonzentration führt.

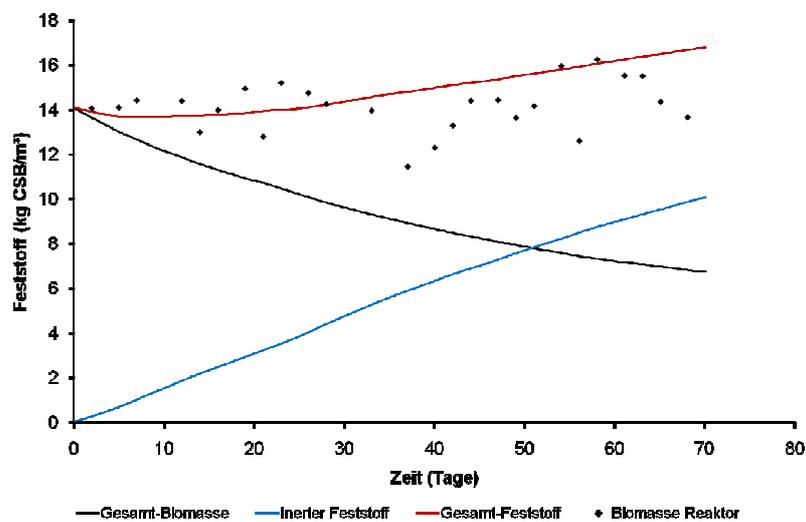


Abbildung 68 Biomassekonzentration im Reaktor

Linien: simulierte Ergebnisse, Punkte: Biomasse Reaktor ist aus der organische Trockenmasse berechnet

Die simulierte und gemessene Biogasausbeute stimmen gut mit einander überein (Abbildung 69). Die Dynamik der Biogasausbeute wird in weiten Teilen gut wiedergegeben. Wie oben erwähnt, muss das produzierte Biogas zunächst den Gasraum des Reaktors ausfüllen, da der Gasraum vor dem Anfahren mit Stickstoff geflutet worden war. Erst danach kann das Biogas in die Leitung zum Gasanalysator strömen. Aus diesem Grund steigt die Biogasausbeute zu Beginn an, bevor sie ein gleichbleibendes Niveau erreicht.

In der Darstellung sind Stickstoff und Wasserdampf nicht berücksichtigt. Aus diesem Grund war der zum Gasanalysator strömende Brutto-Gasstrom immer höher als der dargestellte Netto-Gasstrom.

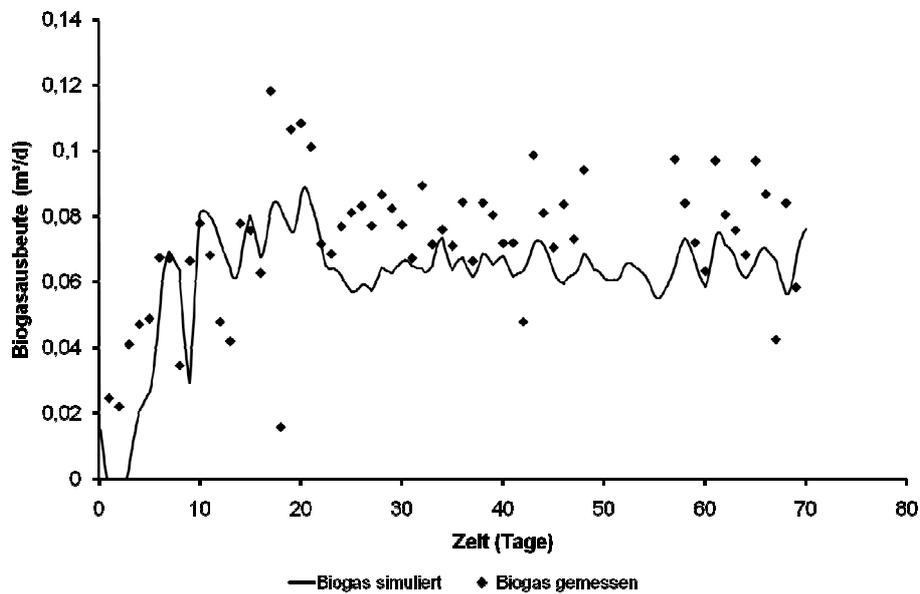


Abbildung 69 Simulierte und gemessene Biogasausbeute
Linien: simulierte Ergebnisse, Punkte: gemessene Werte

Am Tag 19 konnte das produzierte Biogas nicht dem Reaktor ausströmen, da das Biogas Ventil (V1) geschlossen war. Deswegen war die Biogasausbeute an diesem Tag sehr gering. Am Tag 20 war die Biogasausbeute dagegen höher, weil das, am Tag 19 das produzierte Biogas erst am Tag 20 aus dem Reaktor strömen konnte und gezählt wurde.

Aufgrund eines technischen Problems liegen für den Zeitraum von Tag 45 bis 56 keine Messwerte vor. Das bedeutet nicht, dass zu dieser Zeit kein Biogas produziert wurde, sondern nur dass es nicht aufgezeichnet werden konnte.

Bezüglich der Zusammensetzung des produzierten Biogases, ist die Übereinstimmung zwischen den simulierten und den gemessenen Werten sehr gut (Abbildung 70). Auch hier liegen wegen eines technischen Problems mit dem Gasanalysator für den Zeitraum von Tag 45 bis 56 keine Messwerte vor. Außerdem war der Gasanalysator von Tag 6 bis 13 außer Betrieb. Wie zuvor beschrieben muss das produzierte Biogas zunächst den Stickstoff aus dem Gasraum verdrängen. Deswegen liegt der Methananteil zu Beginn bei 8 %. Da in der

Simulationssoftware die Summe von Methan und Kohlendioxid 100 % ergeben muss, gibt die Simulation einen Startwert von ca. 92 % Kohlendioxid zurück. Am Tag 12 erreicht der Methananteil ca. 80 % und bleibt dann konstant bis zum Ende der Versuche. Im gleichen Maß erreichte der Kohlendioxidgehalt ca. 20 %.

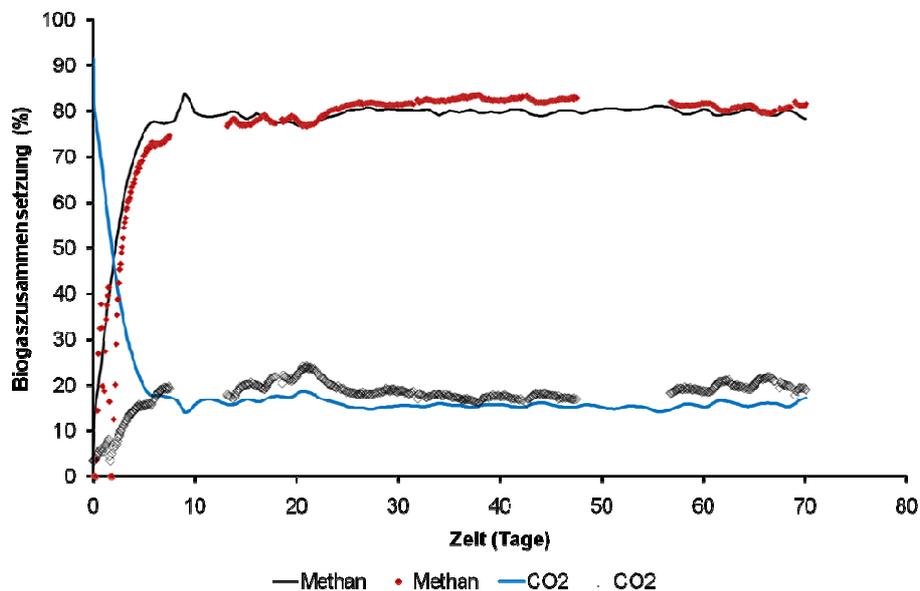


Abbildung 70 Simulierte und gemessene Zusammensetzung des produzierten Biogases
Linien: simulierte Ergebnisse, Punkte: gemessene Werte

Abbildung 71 stellt die Konzentrationen an simulierten und gemessenen organischen Säuren dar. Außer vier Abweichungen stimmen die simulierten und gemessenen Essigsäurekonzentrationen überein. Entsprechend der Simulation und Messung macht die Essigsäure den größten Teil der organischen Säuren aus. Die gemessenen und simulierten Konzentrationen an Propion- und Buttersäure waren sehr gering; sie lagen unterhalb 0,01 kg CSB/m³, was eine besondere niedrige Konzentration bedeutet.

Aufgrund der sehr niedrigen Raumbelastung des Reaktors wurde keine Akkumulation an flüchtigen organischen Säuren beobachtet. Eine höhere Raumbelastung des Reaktors würde mit einer vermehrten Produktion an flüchtigen organischen Säuren einhergehen, da diese als Zwischenprodukt bei der Versäuerung entstehen. Da die Konzentrationen an flüchtigen organischen Säuren so gering sind, wäre eine höhere Raumbelastung möglich gewesen. Aufgrund des Foulings und der niedrigen Konzentration des kommunalen Abwassers war

eine höhere Raumbelastung allerdings nicht möglich, auch wenn die Biozönose dies zugelassen hätte.

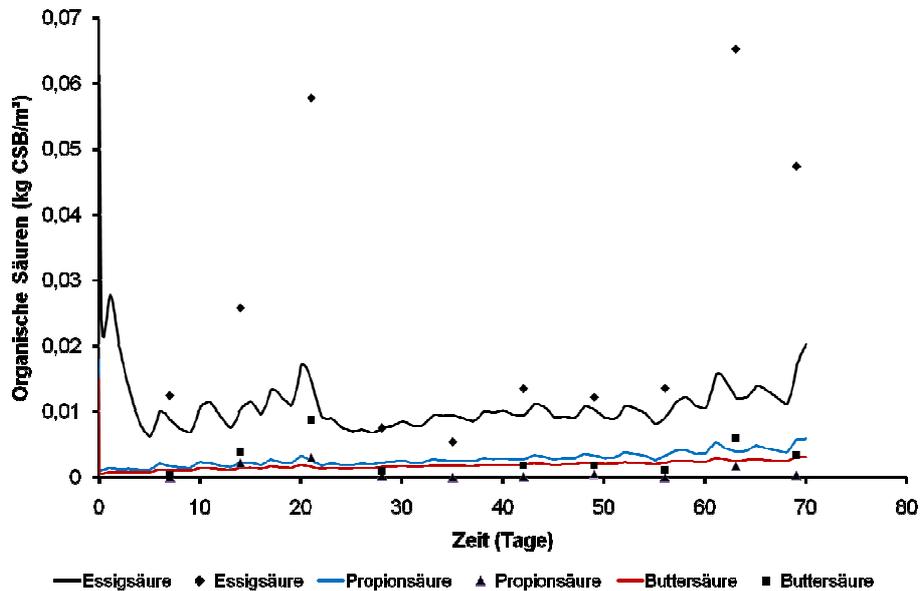


Abbildung 71 Konzentrationen an simulierten und gemessenen organischen Säuren
Linien: simulierte Ergebnisse, Punkte: gemessene Werte

Der pH-Wert wurde ebenfalls simuliert, was zusammen mit dem gemessenen pH-Wert in Abbildung 72 dargestellt ist. Es ist zu sehen, dass der Verlauf der simulierten und gemessenen Werte nicht voneinander abweicht, auch wenn die simulierten Werte etwas niedriger sind. Der simulierten pH-Werte lagen bei ca. 6,6 und gemessenen pH-Werte bei ca. 6,8 im Mittel.

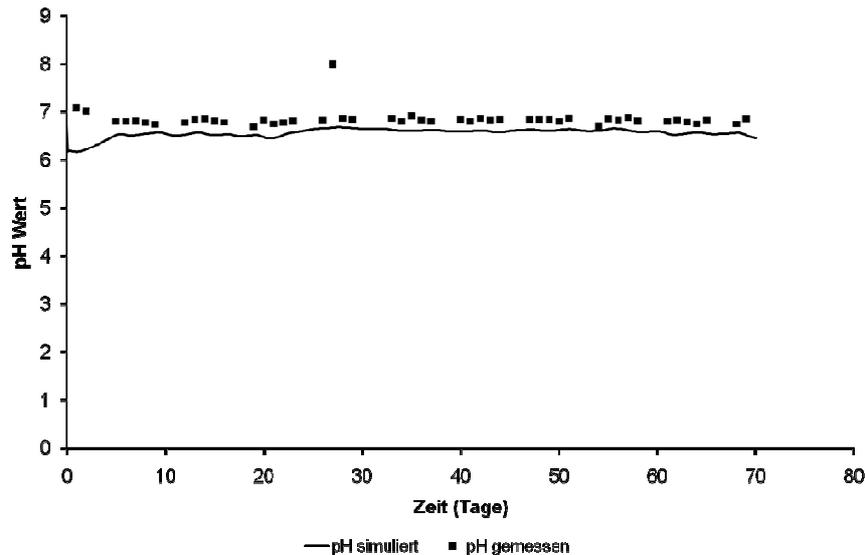


Abbildung 72 Berechneter und simulierter pH-Wert
Linien: simulierte Ergebnisse, Punkte: gemessene Werte

Fazit

Die entwickelte Simulation erwies sich für die Projektziele als zufriedenstellend. Das ADM1 mit den originalen kinetischen Parametern ist in der Lage die Anaerobprozesse bei der Behandlung von kommunalem Abwasser abzubilden. Die simulierten und die gemessenen Werte zeigen die gleiche Tendenz. Die Ergebnisse zeigen, dass auch unter Verwendung des Standardparametersatzes das Modell bereits in der Lage ist, grundsätzliche dynamische Phänomene wichtiger Größen wie der Biogasausbeute widerzugeben. Eine Kalibrierung der Modellparameter wurde nicht durchgeführt.

Der Einfluss der Deckschicht auf den anaeroben Abbau der organischen Stoffe wurde in der vorliegenden Simulation nicht berücksichtigt, so dass sich die simulierte CSB-Konzentration im Permeat und die simulierte gelöste CSB-Konzentration (Porengröße 30 nm) im Reaktor gleichen. In der Realität ist dies nicht der Fall; die gelöste CSB-Konzentration (porengröße 0,45 µm) im Reaktor war höher als im Permeat. Zweifellos gibt es gerade für aerobe und anaerobe Membranbioreaktoren einen Bedarf an höherem Detailwissen um diese Prozesse beim Durchlaufen von Deckschicht und Membran. Die Simulation bildet dort zweifellos ein Werkzeug, mögliche Prozesse abzubilden. Zur Verifikation wären aber detaillierte Untersuchungen in überschaubaren Reaktoren mit membrangebundenen Biofilmen bzw. Deckschichten (Lackner et al, 2010) notwendig.

Der größte Unterschied zwischen Simulation und Messung entstand für die Konzentration der Biomasse im Reaktor. Der Grund für diese Unterschiede ist, dass in der Realität die Biomasse nur indirekt als organische Trockensubstanz gemessen werden kann, sie umfasst aber auch organische Verbindungen, welche nicht zur Biomasse gehören.

Die Akkumulation inerten Materials im Reaktor kann durch das sehr hohe Schlammalter aufgrund des vollständigen Rückhaltes durch die Membran erklärt werden. Abgestorbene Biomasse wird zersetzt und steht zum Großteil wieder als Substrat zur Verfügung. Aber ein Teil wird mineralisiert und kann nicht weiter als Substrat verwendet werden, esreichert sich daher im Reaktor an.

Mit der entwickelten Simulation können jetzt konkret Szenarien für verschiedene Abwässer und Klimazonen berechnet werden. Für eine Anpassung auf andere Temperaturen der kinetischen Größen liegen zwar nicht für Abwasser, aber für Substrate aus der Landwirtschaft bereits Erfahrungen vor (Lübken, 2009, Koch 2010).

2.1.2.7 Probleme im Betrieb der Versuchsanlage

Verbesserung der Steuerungseinheit der Versuchsanlage

Im Laufe des Reaktorbetriebes wurde beobachtet, dass sich das Nettovolumen aufgrund einiger Ablagerungserscheinungen im Reaktor verändert hat. Über einen längeren Zeitraum betrachtet, führte dies zu einer relativ großen Veränderung des aktiven Reaktorvolumens. Um den Reaktor im stabilen Zustand zu betreiben, muss das Volumen des Permeats mit dem Zulaufvolumenstrom jedes Zyklus übereinstimmen. Das Nettovolumen des Permeats entspricht der Differenz des Volumens aus der Filtration und der Rückspülung.

Um die Durchflussmenge konstant zu halten, wurde im Juni 2006 eine Änderung an der Steuerungseinheit vorgenommen. Darüber hinaus wurde die Permeatpumpe mit einem Durchflussmessgerät gekoppelt. Durch diese Veränderung konnte über einen Frequenzumformer und der entsprechenden Information des Durchflussmessers die Leistung der Pumpe und damit der Permeatstrom gesteuert werden. Mit Hilfe der oben erwähnten Veränderungen der Steuerungseinheit konnte ein stabiler Zustand der Anlage erreicht werden. Im Juni 2009 wurde auch ein Defekt an der analogen Eingangskarte zur Weiterverarbeitung der Daten behoben.

Beschädigung der Membran

Das größte Problem während der Experimente im Berichtszeitraum bis Juli 2009 war das wiederholte Reißen der Membran. Die Messprogramm mussten daher oft unterbrochen werden. Es konnte festgestellt werden, dass der Membranbruch immer an der gleichen Stelle erfolgte. Nach zahlreichen Versuchen mit verschiedenen Anströmgeschwindigkeiten zeigte sich, dass die Membran während der Spülphase sehr ungleichmäßig mit Biogas angeströmt wurde. Ein Teil der Membran wurde schwallartig angeströmt, ein anderer Teil gar nicht. Die am stärksten hydraulisch belastete Stelle der Membran begann bei der Anströmung mit Spülgas zu flattern. Hierdurch wurden nach kurzer Zeit Risse am Rand der Membran verursacht. Der Einbau eines vom Hochschulpartner konstruierten Diffusors (Abbildung 73) unterhalb der Membran zur gleichmäßigen Verteilung des Spülgases löste das Problem nachhaltig. Anfang Juli 2009 wurde nach Beseitigung der Probleme der Reaktor neu angefahren.



Abbildung 73 Diffuser zur Verteilung der Biogas- und Schlammströme

Ende Februar 2010 wurde die Membran vor Beginn des stabilen mesophilen Betriebs aufgrund kleiner Risse erneut ausgetauscht. Der Diffusor wurde dabei gereinigt.

Problem mit der Membran der Biogasrezirkulationspumpe

Die Membran der Biogasrezirkulationspumpe war innerhalb mehrerer Wochen dreimal defekt (Im September und Oktober 2009). In der Zeit konnte die Anlage nur Halbbetrieb betrieben werden.

2.1.2.8 Bemessungshinweisen des Reaktors

Die Erkenntnisse aus den Untersuchungen gingen in die Bemessungshinweise ein. Wichtige Kennwerte für die Bemessung eines Anaerobreaktors zur Behandlung von kommunalem Abwasser sind u.a. die Raumbelastung, der CSB-Abbaugrad, die Biogasausbeute, die hydraulische Verweilzeit, und das Schlammalter. Durch den Einsatz der Membranen kommen u.a. Richtwerte für den Fluss und die Standzeit der Membranen hinzu. Da die Leistung des AnMBR-2 im Forschungsvorhaben am besten war, wurde die Bemessung anhand der Ergebnisse aus diesem Reaktor vorgenommen.

Wie in der Tabelle 15 zu sehen ist, wurde eine maximale Raumbelastung des Reaktors von 0,9 kgCSB/(m³·d) bei mesophilem und bei psychrophilem Betrieb erreicht. Die relativ geringe Raumbelastung wurde aufgrund der sehr niedrigen CSB-Konzentration im Zulauf sowie des niedrigen Flusses limitiert. Große Schwankungen der Raumbelastung wurden auf Grund der Variationen in der CSB-Konzentration im Zulauf beobachtet.

Die spezifische Raumbelastung bei mesophilem Betrieb variierte von 0,03 bis 0,09 kg CSB/(g oTS·d). Bei mesophilem Betrieb von 0,04 bis 0,1 kg CSB/(g oTS·d). Die unterschiedlichen Werte können aufgrund der typischen Schwankungen in der Konzentration des Abwassers erklärt werden.

Tabelle 15 Kennwerte der Bemessung des AnMBR-2 bei mesophilem und psychrophilem Bedingungen

Betriebsparameter	AnMBR-2	
	Mesophiler Betrieb (35 °C)	Psychrophiler Betrieb (20 °C)
Raumbelastung (kg CSB/m ³ ·d)	0,6 bis 0,9	0,4 bis 0,9
spezifische Raumbelastung (kg CSB/g oTS·d)	0,03 bis 0,09	0,04 bis 0,1
HVZ (d)	0,8	0,8
CSB Abbaugrad (%)	ca. 90 %	ca. 90 %
Durchschnittliche Biogasausbeute (L CH ₄ /m ³ ·d)	80	75
Schlammalter (d)	680	800

Die hydraulische Verweilzeit lag bei 0,8 Tage sowohl bei mesophilem als auch bei psychrophilem Betrieb. Das Schlammalter wurde bei 680 Tage bei mesophilem und bei 800 Tage bei psychrophilem Betrieb konstant gehalten.

Ein CSB-Abbau von ca. 90 % konnte bei mesophilem und auch bei psychrophilem erreicht werden. Die durchschnittliche Biogasausbeute pro behandeltem Abwasser lag bei 80 bzw. 75 L CH₄/(m³·d) bei mesophilem und psychrophilem Betrieb. Diese niedrige Biogasausbeute

kann unter Berücksichtigung der relativ niedrigen Raumbelastung des Reaktors erklärt werden.

Erwähnenswert hier ist, dass die HVZ, die Raumbelastung und somit die Biogasausbeute aufgrund der schwach belasteten Abwasser sowie des niedrigen Brutto-Flusses von nur 7 (L/(m²h)) (Tabelle 16) begrenzt wurden. In diesen Fall kann der Einsatz einer größeren Membranoberfläche die HVZ reduzieren und die Raumbelastung des Reaktors sowie die Biogasausbeute erhöhen.

Tabelle 16 Filtrationsbedingungen

Betriebsparameter	AnMBR-2	
	Mesophiler Betrieb (35 °C)	Psychrophiler Betrieb (20 °C)
Fluss (L/(m ² h))	7	7
Netto Fluss (L/(m ² h))	5	5
Max. netto Flux ¹ (L/(m ² h))	12	12
Filtrationszeit (min)	10	10
Pause (min)	0,5	0,5
Rückspülungszeit (min)	1	1
Durchschnittlich TMD (mbar) ²	ca. 200	ca. 200
CFV (m/h)	94	94
Gaspülgeschwindigkeit (m/h)	62	62

¹ nur kurzzeitig einstellbar (2 Tage maximal)

² bei 7 (L/(m²h)) und ca. 15 g TS/L

Wie oben erwähnt, hat der niedrige Fluss, die hydraulische Belastung des Reaktors und somit die Biogasausbeute limitiert. Bei beiden Bereichen (meso- und psychrophil) konnte jedoch ein stabiler Brutto-Fluss von 7 (L/(m²h)) gehalten werden, der TMD lag bei ca. 200 mbar (Tabelle 16). Der Reaktor wurde intermittierend betrieben. Der Betriebsmodus bestand aus 4-stufigen Zyklen bestehend aus: (1) Beschickung, (2) Filtration, (3) Pause (Relax-Phase) und (4) Rückspülung. Nach der Rückspülung begann ein neuer Zyklus. Die Filtrationsphase 600 s, die Pause bei 30 s und die Rückspülung bei 60 s konstant gehalten. Eine GSG von 62 m/h und eine CFV von 94 m/h wurden während der Filtrations- und Rückspülungsphasen verwendet.

2.1.2.9 Literatur

- Abdel-Halim, W. S. (2005) Anaerobic Municipal Wastewater Treatment, Veröffentlichungen des Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Heft 133.
- Alvarez, J.A., Armstrong, E., Gomez, M., Soto, M. (2008) Anaerobic treatment of low-strength municipal wastewater by a two-stage pilot plant under psychrophilic conditions. *Bioresource Technology* 99, 7051-7062.
- Alvarez, J.A., Ruiz, I., Gomez, M., Presas, J., Soto, M. (2006) Start-up alternatives and performance of an UASB pilot plant treating diluted municipal wastewater at low temperatures. *Bioresource Technology* 97, 1640-1649.
- Amann, R.I. (1995) In situ identification of micro-organisms by whole cell hybridization with rRNA-targeted nucleic acid probes, in: Akkerman, A.D.L., van Elsas, J.D., de Bruijn, F.J. (Eds.), *Molecular Microbial Ecology Manual*. Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, The Netherland, pp. 1-15.
- Amann, R.I., Binder, B.J., Olson, R.J., Chisholm, S.W., Devereux, R., Stahl, D.A. (1990) Combination of 16S ribosomal RNA-targeted oligonucleotide probes with flow cytometry for analyzing mixed microbial populations. *Appl. Environ. Microbiol.* 56, 1919-1925.
- Amt für Ernährung, Landwirtschaft und Forsten Landshut, (2008) Kostenvergleich Mineraldünger, Düngungssysteme.
- Akram, A., Stuckey, D.C. (2008) Fluss and performance improvement in a submerged anaerobic membrane bioreactor (SAMBR) using powdered activated carbon (PAC). *Process Biochemistry* 43 (1) 93-102.
- AQUASIM 2.1 (2001) Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems. Swiss Federal Institute of Aquatic Science and Technology (EAWAG), Zürich.
- Aquino, S., Hu, A., Akram, A. and Stuckey, D. (2006) Characterization of dissolved compounds in submerged anaerobic membrane bioreactors (SAMBRs). *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 81, 1894–1904.
- ATV 7.5 (1990) Anaerobe Verfahren zur Behandlung von Industrieabwässern, 1. Arbeitsbericht des ATV-Fachausschusses 7.5. KA Abwasser 37 (19), 1247-1251.
- ATV (1998). Desinfektion von biologisch gereinigtem Abwasser. Merkblatt M 205 Juli 1998.

- Austermann-Haun, U., Seyfried, C.F., Rosenwinkel, K.H. (1997) UASB-reactor in the fruit juice industry, *Water Science and Technology* 36 (6-7), 407-414.
- Batstone, D.J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S.V., Pavlovstathis, S.G., Rozzi, A., Sanders, W.T.M., Siegrist, H., Vavilin, V.A. (2002) *Anaerobic Digestion Model No. 1*, IWA Task Group on Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes, IWA Scientific and Technical Report No. 13.
- Bischofsberger, W., Dichtl, N., Rosenwinkel, K.H., Seyfried, C.F., Böhnke, B. (2005) *Anaerobtechnik 2., vollständig überarbeitete Auflage*. Springer Verlag.
- Bodik, I., Herdova, B., Drtil, M. (2002) The use of upflow anaerobic filter and AnSBR for wastewater treatment at ambient temperature. *Water Research* 36, 1084-1088.
- Botero, L., Montiel, M., Estrada, P., Villalobos-Herrera, L. (1997) Microorganism removal in wastewater stabilisation ponds in Maracaibo, Venezuela, *Water Science and Technology* 35 (11-12), 205-209.
- Bouhabila, E.H., Aïm, R.B., Buisson, H. (2001) Fouling characterisation in membrane bioreactors. *Separation and Purification Technology* 22-23, 123-132.
- Brockmann, M., Seyfried, C.F. (1996) Sludge activity and cross-flow Microfiltration a non beneficial relationship. *Water Science and Technology* 34 (9) 205-213.
- Choo, K.H. and Lee, C.H. (1998) Hydrodynamic behavior of anaerobic biosolids during crossflow filtration in the membrane anaerobic bioreactor. *Water Research* 32 (11) 3387-3397.
- Chu, L.B., Yang, F.L., Zahng, X.W. (2005) Anaerobic treatment of domestic wastewater in a membrane-coupled expanded granular sludge bed (EGSB) reactor under moderate to low temperature. *Process Biochemistry* 40, 1063-1070.
- Cloete, T.E., Rose, J., Nel, L.H., Ford, T. (2004) *Microbial Waterborne Pathogens*, IWA Publishing, London, U.K.
- Cornel, P., Weber, B., (2004) Erzeugung von Bewässerungswasser durch eine chemisch-physikalische Abwasserbehandlung. 73. Darmstädter Seminar, "Wasserwiederverwendung - Eine ökologische und ökonomische Notwendigkeit wasserwirtschaftlicher Planung weltweit?", Schriftenreihe WAR, TU Darmstadt, Band 159, 41-60.
- Crocetti, G., Murto, M., Björnsson, L. (2006) An update and optimisation of oligonucleotide probes targeting methanogenic Archaea for use in fluorescence in situ hybridisation (FISH). *J. Microbiol. Methods* 65, 194-201.

- Cui, Z.F., Chang, S. and Fane, A.G. (2003) The use of gas bubbling to enhance membrane processes. *Journal of Membrane Science* 221, 1-35.
- Daims, H., Brühl, A., Amann, R., Schleifer, K.H., Wagner, M. (1999) The domain-specific probe EUB338 is insufficient for the detection of all *Bacteria*: Development and evaluation of a more comprehensive probe set. *System. Appl. Microbiol.* 22, 438-448.
- DEV. Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung - Physikalische, chemische, biologische und bakteriologische Verfahren (German Standard Methods for the Examination of Water, Wastewater and Sludge – physical, chemical, biological and bacteriological methods). 2010. DIN Deutsches Institut für Normung e. V. Beuth.
- DWA IG-5.1 (2009): Anaerobe Reaktoren und ihre Einsatzbereiche. KA Abwasser, Abfall 56 (11), 1147-1152.
- DWA M 732 (Entwurf): Abwasser aus Brauereien, Hennef, 2009.
- Elmahle, S., Abdelmoumni, L. (1997) Cross-flow microfiltration of an anaerobic methanogenic suspension. *Journal of Membran Science.* 131, 261-274.
- Elmitwalli, T.A., van Dun, M., Bruning, H., Zeeman, G., Lettinga, G. (2000) The role of filter media in removing suspended and colloidal particles in an anaerobic reactor treating domestic sewage. *Bioresource Technology* 72, 235-242.
- EPA, (2004). Guidelines for Water Reuse, EPA/625/R-04/108.
- Flemming H.C., Schaule G., Griebe T., Schmitt J. and Tamachkiarowa (1997). Biofouling- the Achilles heel of membrane processes. *Desalination* 113, 215-225.
- Fuchs, W., Binder, H., Marisa, G. and Braun, R. (2003) Anaerobic treatment of wastewater with high organic content using a stirred tank reactor couple with a membrane filtration unit. *Water Research* 37, 902-908.
- Gander., M. Jefferson., B, Judd., S. (2000) Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: a review with costs considerations. *Separation and Purification Technology* 18, 119-130.
- Harada, H., Kiyoshi, M., Shinichi, Y. and Takizawa S. (1994) Application of Anaerobic-UF Membrane reactor for treatment of a wastewater containing high strength particulate organics. *Water Science and Technology* 30 (12), 307-319.
- Helmreich, B. (2010): Vorlesungsmanuskript Industrieabwasserbehandlung, TU München.

- Holler, S., Trösch, W. (2001) Treatment of urban wastewater in a membrane bioreactor at high organic loading rates. *Biotechnology* 92, 95-101.
- Horn H. und Hempel D.C. (1997): Growth and decay in an auto-/heterotrophic biofilm, *Water Research*, 31 (9), 2243 - 2252.
- Horn H., H. Reiff, E. Morgenroth (2003) Simulation of Growth and Detachment in Biofilm Systems Under Defined Hydrodynamic Conditions, *Biotechnol. Bioeng.* 81: 607–617
- Hu A. Y., Stuckey, D. (2006) Treatment of Dilute Wastewaters Using a Novel Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor. *J. Environ. Eng.* 132 (2), 190-198.
- Jacangelo, J.G., Trussell, R.R. (2001) International Report Water and Wastewater Disinfection: Trends, Issues and Practices. *Water Supply* 2 (3), 147-157.
- Jeison, D. and van Lier, J.B. (2006) Cake layer formation in anaerobic submerged membrane bioreactors (AnSMBR) for wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 284, 227-236.
- Jeison, D. and van Lier, J.B. (2007) Thermophilic treatment of acidified and partially acidified wastewater using an anaerobic submerged MBR: Factors affecting long-term operation. *Water Research* 41, 3868-3879.
- Kang, I.J., Yoon, S.H., Lee, C.H. (2002) Comparison of the filtration characteristics of organic and inorganic membranes in a membrane-coupled anaerobic bioreactor. *Water Research* 36, 1803-1813.
- Koch, K. (2010): Verfahrenstechnische Untersuchungen und mathematische Modellierung der Prozesse bei der Vergärung von Grassilage. *Berichte des Lehrstuhls für Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität München, München, Band 201*.ISSN: 0942-914X
- Küsel, K., Pinkart, H.C., Drake, H.L., Devereux, R. (1999) Acetogenic and sulfate-reducing bacteria inhabiting the rhizoplane and deep cortex cells of the sea grass *Halodule wrightii*. *Appl. Environ. Microbiol.* 65, 5117-5123.
- Lee, S.M., Jung, J.Y., Chung, Y.C. (2001) Novel Method for enhancing Permeate flux of submerged Membrane system in two phase anaerobic reactor. *Water Research* 35 (2), 471-447.
- Lackner S., Terada A., Horn H., Henze M., Smets B. F. (2010) Nitritation Performance in Membrane Aerated Biofilm Reactors differs from conventional Biofilm Systems, *Wat. Res.*, 44 (20), 6073 - 6084.

- Lebuhn, M., Wilderer, P. (2006) Biogastechnologie zur umweltverträglichen Flüssigmistverwertung und Energiegewinnung in Wasserschutzgebieten: wasserwirtschaftliche und hygienische Begleituntersuchung. Abschlussbericht des StMUGV-Projekts durchgeführt, Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität München.
- Lee, S.M., Jung, J.Y., Chung, Y.C. (2001) Novel Method for enhancing Permeate flux of submerged Membrane system in two phase anaerobic reactor. *Water Research* 35 (2), 471-447.
- Lee, Y., Cho, J., Seo, Y., Lee, J.W., Ahn, K.-H. (2002) Modeling of submerged membrane bioreactor process for wastewater treatment, *Desalination* 146 (2002), 451-457.
- Lee, W., Kang, S., Shin, H. (2003) Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science* 216 (1-2), 217-227.
- Le Clech, P., Jefferson, B., Chang, S. and Judd, S.J. (2003) Critical flux determination by the flux step method in a submerged membrane bioreactor. *Journal of Membrane science* 227, 81-93.
- Lesjean, B., Rosenberger, S., Laabs, C., Jekel, M., Gnirss, R., Amy, G. (2005): Correlation between membrane fouling and soluble/colloidal organic substances in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Wat. Sci. Technol.* 51, 6-7, 1-8.
- Lettinga, G., Rebac, S. and Grietje, Zeeman. (2001) Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. *Trends in Biotechnology.* 19, 363-370.
- Levy, G., Fine, P., Bart-Tal, A. (2010) *Wastewater Use in Agriculture.* Wiley & Sons; 1. Auflage, ISBN-13: 978-1405148627.
- Lew, B., Tarre, S., Beliavski, M., Dosoretz, C., Green, M. (2009) Anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) for domestic wastewater treatment. *Desalination* 243, 251-257.
- Lin, H.J., Xie, K., Mahendran, B., Bagley, D.M., Leung, K.T., Liss, S.N., Liao, B.Q. (2009) Sludge properties and their effects on membrane fouling in submerged anaerobic membrane bioreactors (SAnMBRs). *Water Research.* 43, 3827-3837.
- Lübken, M. (2009) Mathematical modeling of anaerobic digestion processes. *Berichte des Lehrstuhls für Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität München, München, Band 197.*

- Manz, W., Amann, R., Ludwig, W., Wagner, M., Schleifer, K.H. (1992) Phylogenetic oligodeoxynucleotide probes for the major subclasses of *Proteobacteria*: problems and solutions. *System. Appl. Microbiol.* 15, 593-600.
- Martinez-Sosa, D., Helmreich, B., Netter, T., Paris, S., Bischof, F., Horn H. (2010) Pilot scale Anaerobic Submerged Membrane Bioreactor (AnSMBR) treating municipal wastewater: The fouling phenomenon and long term operation. 12th World Congress on Anaerobic Digestion. Angenommen bei Water Science and Technology.
- Meyer, H. (2004): Leistungsfähigkeit anaerober Reaktoren zur Industrieabwasserbehandlung. Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Band 128.
- Metcalf and Eddy (2004): *Wastewater Engineering - Treatment and Reuse*. 4th international Edition, McGraw Hill Education.
- Meng, P., Chae, S.R., Drews, A., Kraume, M., Shin, H.S., Yang, F. (2009) Recent advances in membrane bioreactor (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Research* 43 1489-152.
- Monroy, O., Fama, G., Meraz, M., Montoya, L., Macarie, H. (2000) Anaerobic digestion for wastewater treatment in Mexico: State of the technology. *Water Research* 34 (6), 1803-1816.
- Müller, E., Schade, M., Lemmer, H. (2007). Filamentous scum bacteria in activated sludge plants: detection and identification quality by conventional sludge microscopy vs. fluorescence in situ hybridization. *Water Environ. Res.* 79, 2274-2286.
- Neef, A. (1997) Anwendung der in situ Einzelzell-Identifizierung von Bakterien zur Populationsanalyse in komplexen mikrobiellen Biozönosen, Department of Microbiology. Technical University Munich, Germany.
- Park, H., Choo, K.H., Lee, C.H. (1999) Flux enhancement with powdered activated carbon addition in the membrane anaerobic bioreactor. *Separation Science and Technology* 34, 3781-2792.
- Padmasiri, S., Zhang, J., Fitch, M., Norddahl, B., Morgenroth, E. and Raskin, L. (2007) Methanogenic population dynamics and performance of an anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) treating swine manure under high shear conditions. *Water Research* 41, 134–144.
- Pedrero, F., Kalavrouziotis, I., Alarcón, J.J., Koukoulakis, P., Asano, T. (2010) Use of treated municipal wastewater in irrigated agriculture—Review of some practices in Spain and Greece. *Agricultural Water Management* (in Druck)

- Pinnekamp, J., Friedrich, H., (2003) Membrantechnik für die Abwasserreinigung. Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen, Aachen.
- Raskin, L., Stromley, J.M., Rittmann, B.E., Stahl, D.A. (1994) Group-specific 16S rRNA hybridization probes to describe natural communities of methanogens. *Appl. Environ. Microbiol.* 60, 1232-1240.
- Rosenwinkel, K.H., Gigerl, T., Baumgarten, G. (1997) Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der Membrantechnik bei der Abwasserbehandlung, 1. Aachener Tagung, Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik
- Rosenwinkel, K.-H., Borchmann, A., Brinkmeyer, J., Gubanov, L. and Katraeva, A. (2007) Einbindung der Membrantechnik in der Abwasserreinigung mittels Anaerobtechnik. 10. Hannoversche Industrieabwasser-Tagung (HIT)-Wassermanagement in der Industrie Statusseminar Membrantechnik. Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz-Universität Hannover. Tagungsband 139.
- Seghezzi, L., Zeeman, G., van Lier, J.B., Hamelers, H.V.M. and Lettinga, G. (1998) A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB Reactors. *Bioresource Technology* 65, 175-190.
- Siegrist, H., Renggli, D., Gujer, W. (1993) Mathematical modelling of anaerobic mesophilic sewage sludge treatment, *Water Science and Technology.* 27 (2), 25-36.
- Siegrist, H., Vogt, D., Garcia-Heras, J.L., Gujer, W. (2002) Mathematical model for Meso- and Thermophilic Anaerobic Sewage Sludge Digestion, *Environ. Sci. Technol.* 2002, 36, 1113-1123, 2002
- SIMBA 4.2, 2005. Simulation der biologischen Abwasserreinigung Institut für Automation und Kommunikation (IFAK), Magdeburg.
- Singh, K.S., Viraraghavan, T. (1998) Start-up and operation of UASB reactors at 20 °C for municipal wastewater treatment. *J. of Fermentation and Bioengineering,* 85 (6), 609-614.
- Statistisches Bundesamt, (2001). *Wirtschaft und Statistik* 2/2001
- Statistisches Bundesamt, (2004). *Wirtschaft und Statistik* 5/2004
- Statistisches Bundesamt, (2009). *Statistisches Jahrbuch* 2009

- Stevik, T.K., Ausland, G., Jenssen, P.D. (1999) The influence of physical and chemical factors on the transport of *E. coli* through biological filters wastewater purification, *Water Res.*, 33, No 18, 3701-3706.
- Stevik, T.K., Kari, A., Ausland, G., Jenssen, P.D. (2004) Retention and removal of pathogenic bacteria in wastewater percolating through porous media: a review, *Water Research* 38, 1355-1367.
- Tawfik, A., El-Gohary, F., Ohashi, A., Harada, H. (2006) The influence of physical-chemical and biological factors on the removal of faecal coliform through down-flow hanging sponge (DHS) system treating UASB reactor effluent, *Water Research*, 40, 1877-1883.
- Trzcinski A.P. and Stuckey D.C. (2009) Treatment of municipal solid waste leachate using a submerged anaerobic membrane bioreactor at mesophilic and psychrophilic temperatures: Analysis of recalcitrants in the permeate using GC-MS. *Water Research* 44 (3), 671-680.
- Uemura, S., Harada, H. (2000) Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. *Bioresource Technology*. 72, 275-282
- Urban, I., (2009). Anaerobe Kommunalabwasserbehandlung: Einsatz und Bemessung von UASB-Reaktoren. Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover, Heft 143
- van Lier, J.B., Rebac, S. and Lettinga, G. (1997) High-rate anaerobic wastewater treatment under psychrophilic and thermophilic conditions. *Water Science and Technology*. 35 (10) 199-206.
- Valero, M.V.G., Lettinga, G. and Lens, P.N.L.(2005) High rate sulfate reduction in a submerged membrane bioreactor (SAMBaR) at high salinity. *Journal of Membrane Science*. 253, 217-232.
- Vorkas, C. (1999): Bacteriophage tracer in the identification of pathogen deficiencies in waste stabilisation ponds. Ph.D. Thesis, University of Surrey
- Weller, R., Glockner, F.O., Amann, R., 2000. 16S rRNA-targeted oligonucleotide probes for the in situ detection of members of the phylum Cytophaga-Flavobacterium-Bacteroides. *Syst. Appl. Microbiol.* 23, 107-114.

- Wen, C., Huang, H., Quian, Y. (1999) Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration. *Process Biochemistry* 35, 335-340.
- WHO. (1998). Health guidelines for safe use of wastewater in agriculture and aquaculture. Report of the WHO Scientific Group, World Health Organization Technical Report Series 778, WHO, Geneva
- Wilf, M., Aerts, P., Bartels, C., Bloxom, D., Christopher, J., Festger, A., Khoo, K., Frenkel, V., Hudkins, J., Muller, J., Pearce, G., Reardon, R., Royce, A., (2010). The Guidebook to Membrane Technology for Wastewater Reclamation.
- Wintgens, T., Rosen, J., Melin, T., Brepols, C., Drensla, K., Engelhardt, N. (2003) Modelling of a membrane bioreactor system for municipal wastewater treatment, *Journal of Membrane Science* 216 (2003), 55-65.
- Wu, D., Howell, J.A., Field, R.W. (1999) Critical Flux measurement for model colloids. *Journal of Membrane Science*. 152, 89-98
- Yang, W.B., Cicek, N. and Ilh, John. (2006) State-of-the-art of membrane bioreactors: Worldwide research and commercial applications in North America. *Journal of Membrane Science*. 270, 201-211.
- You, H.S., Tseng, C.C., Peng, M.J., Chang, S.H., Chen, Y.C., Peng, S.H. (2005) A novel application of an anaerobic membrane process in wastewater treatment, *Water Science and Technology*. 51(6-7), 45-50
- Zhang, D., Lu, P., Long, T., Verstraete, W. (2005) The integration of methano-genesis with simultaneous nitrification and denitrification in a membrane bioreactor, *Process Biochemistry* 40 (2005), 541-547

2.2 Die wichtigsten Positionen des zahlenmäßigen Nachweis

Die wichtigsten Positionen des zahlenmäßigen Nachweises sind dem Verwendungsnachweis zu entnehmen.

2.3 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit

Mit der Aufnahme des Projekts und den geplanten Untersuchungen wurde mit der anaeroben MBR-Technik sowohl technisches wie auch zum größten Teil wissenschaftliches Neuland betreten. Aus diesem Grund gestaltete sich eine Vielzahl von Arbeitsschritten und geplanten Untersuchungsabschnitten anders, als zu Beginn des Forschungsvorhabens angedacht. Eine enge Abstimmung zwischen den Projektpartnern, die sich in häufigen

Arbeitsbesprechungen und Besuchen des Industriepartners vor Ort und dem wissenschaftlichen Partner beim Industriepartner sowie in einer mehrmaligen Korrektur des Arbeitsprogramms auszeichnete, ermöglichte jedoch eine zielgerichtete Projektbearbeitung. Beim Industriepartner führte dies zu einem personellen Mehraufwand und damit zu höheren Kosten, die sich insbesondere in den nachfolgenden Punkten wieder finden:

- Konstruktive Umplanung der notwendigen Versuchsreaktoren gegenüber den ursprünglich geplanten, einfacheren Ausführungen
- Mehrfache Änderungen und Anpassungen der apparativen Gestaltung des Reaktors
- Überarbeitung der Steuerung und mehrfache Anpassung an die neuen Randbedingungen vor Ort
- Hoher Verbrauch an Membranmodulen aufgrund nicht vorhersehbarer strömungsmechanischer Probleme, die anfänglich zu wiederholten Beschädigungen am Modul führten

Diese Auflistung zeigt damit bereits einen großen Teil der geleisteten Arbeit, die wie folgt ergänzt werden kann:

- Auslegung und Dimensionierung des Verfahrens anhand einer typischen Abwassercharakteristik für kommunales Abwasser
- Konstruktion, Aufbau und Inbetriebnahme der Versuchsanlage
- Technische Unterstützung bei verfahrenstechnischen Fragestellungen und Hilfestellung bei der Behebung technischer Probleme
- Bewertung der erhaltenen Daten und Ergebnisse mit der Zielstellung, ein wirtschaftliches und marktakzeptables Verfahren zu entwickeln
- Ausarbeitung eines Pflichtenhefts und Überprüfung des Fortschritts bei dessen Bearbeitung sowie rechtzeitige Anpassung, um einen reibungslosen Projektablauf sicherzustellen

Eine wesentliche Ursache des Mehraufwands ist in der Abweichung der Zusammensetzung des kommunalen Abwassers vor Ort zu sehen. Entgegen den Erwartungen stand Abwasser mit nur relativ niedriger Konzentration zur Verfügung. Dieser Zustand führte dazu, dass der vom Industriepartner dimensionierte Reaktor in seinem Leistungsvermögen stark

unterbelastet war. Ein entsprechender Aufbau an Biomasse war somit nicht realisierbar. Frühzeitig wurde vom Hochschulpartner in enger Abstimmung mit dem Industriepartner als Maßnahme eine Volumenreduktion am Anaerobreaktor durchgeführt. Da die Volumenreduktion nicht ausreichte, trat der gewünschte Erfolg nicht ein. Daraufhin wurde im Verlaufe des Vorhabens ein völlig neuartiges Reaktorkonzept entwickelt. Die neue Konzeption zeichnete sich insbesondere durch ein stark reduziertes Volumen des Reaktors aus.

Auch konnte zu Anfang des Vorhabens nicht davon ausgegangen werden, dass bei der Übertragung des MBR-Verfahrens auf ein Anaerobverfahren der Fluss in einem Größenbereich lag, der eine wirtschaftliche Umsetzung des Verfahrens ausschließt. Dieser Punkt war ebenfalls Anlass, nach Lösungen zu suchen und Änderungen des Arbeitsplans herbeizuführen. Zusammenfassend lässt sich jedoch feststellen, dass die experimentellen Arbeiten stets angemessen, zielgerichtet und absolut notwendig waren.

2.4 Voraussichtlicher Nutzen und Verwertbarkeit der Ergebnisse

Ziel des Forschungsprojekts war die Entwicklung eines anaerob betriebenen Membran-Reaktorverfahrens, welches den Betrieb bei sehr hoher Biomassekonzentration im Bereich von ca. 50 kg/m³ bei gleichzeitig vorhandenem Fluss von ca. 20 L/(m²h) realisiert. Wie das Vorhaben gezeigt hat, ist der Betrieb einer organischen Flachmembran auch unter Anwendung verschiedenster Reinigungsmethoden nicht wirtschaftlich möglich; auch die Reduzierung der Temperatur des Verfahrens mit dem Ziel der Reduzierung des Foulings durch die Biozönose zeigte sich als nicht zielführend, obwohl Hinweise in der wissenschaftlichen Fachliteratur dies vermuten lassen konnten. Aus den genannten Gründen war daher auch die geplante Arbeit des Industriepartners bezüglich einer Konstruktionsstudie im Hinblick auf die Spülung eines rotierenden Membranverfahrens mit Hilfe von Biogas bei dem bei HUBER vorliegenden VRM-Verfahren nicht zielführend und wurde daher auch angesichts der Tatsache, dass die übrigen Arbeiten bereits zu einem erheblichen personellen und finanziellen Mehraufwand führten, nicht weiter verfolgt.

Zusammenfassend kann daher beurteilt werden, dass die Entwicklung eines anaeroben kommunalen Abwasserreinigungsverfahrens in Form eines Membranbioreaktors mithilfe einer Flachmembran unter Zugrundelegung wirtschaftlicher Aspekte als nicht erfolgreich angesehen werden muss. Dennoch ergibt sich mit den durchgeführten Untersuchungen und

aufgrund der erhaltenen Ergebnisse ein wesentlicher Erkenntnisgewinn, der über den wissenschaftlichen Nutzen hinaus auch beim Industriepartner als positiv vermerkt werden kann. Diese Aussage wird dokumentiert durch die nachfolgenden Punkte:

- Die intensiven Untersuchungen bezüglich der Erhöhung des Permeatflusses bei hoher Biomassekonzentration haben beim Industriepartner neue Erkenntnisse bezüglich Filtrationszeiten und Rückspülzeiten sowie deren Taktung ergeben.
- Es liegt nach Abschluss des Vorhabens die gesicherte Erkenntnis vor, dass kommunales Abwasser mithilfe eines anaeroben Hochleistungs-Reaktors innerhalb sehr kurzer Zeiträume mit einer hohen Reinigungseffizienz behandelt werden kann.
- Es liegt nach Abschluss des Vorhabens die gesicherte Erkenntnis vor, dass der Eintrag von Spülgas bzw. Biogas als Spülungsmedium nicht ausreichend ist, um eine optimale Membranreinigung zu gewährleisten.
- Die Untersuchungen ergeben den eindeutigen Hinweis, dass die anaerobe Behandlung von Abwasser in zwei Schritten erfolgen sollte, um die Vorteile einer schnellen Umsetzung zu erhalten: Separierung der Feststoffe und deren anaerobe Behandlung in einem relativ kleinen Reaktor sowie anaerobe Behandlung des von Feststoffen befreiten Abwassers in einem Hochleistungsreaktor.
- Die Untersuchungen zeigen deutlich, dass die Behandlung hoch konzentrierter Abwässer, zum Beispiel aus dem Bereich der Lebensmittelindustrie, im Mittelpunkt der weiteren Betrachtungen stehen sollte. Möglicherweise überwiegen die bei dieser Anwendung überdurchschnittlichen Biogaserträge die Nachteile des auf die Fläche der Membran bezogenen geringen Permeatstroms.

2.5 Während der Durchführung bekannter Fortschritt dem ZE bekannt gewordenen Fortschritts auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen

In anderen Arbeiten mit anaeroben Reaktoren wurden ebenso von niedrige Flüsse berichtet. Akram und Stuckey (2008) erhielten beispielsweise einen kritischen Fluss von 2 bis 5 L/(m²·h). Bei thermophilen Bedingungen fanden Jeison und van Lier (2007) einen Fluss von 3 bis 7 L/(m²·h). Im letzten Fall war der Fluss stark abhängig von der Art und Zusammensetzung des Abwassers. Im Gegensatz dazu berichteten Valero et al. (2005) von einem Fluss von bis zu 17 L/(m²·h), jedoch bei einer sehr niedrigen Biomassekonzentration

im Reaktor von 1,75 g TS/L. Der in dieser Studie ermittelte kritische Fluss von 7 L/(m²·h) korreliert daher mit den in der Literatur gefundenen Werten.

Weitere Arbeiten:

Alvarez, J.A., Armstrong, E., Gomez, M., Soto, M. (2008): Anaerobic treatment of low-strength municipal wastewater by a two-stage pilot plant under psychrophilic conditions. *Biores. Technol.* 99, 7051-7062.

Alvarez, J.A., Armstrong, E., Gomez, M., Soto, M. (2008) Anaerobic treatment of low-strength municipal wastewater by a two-stage pilot plant under psychrophilic conditions. *Bioresource Technology* 99, 7051-7062.

Akram, A., Stuckey, D.C. (2008) Fluss and performance improvement in a submerged anaerobic membrane bioreactor (SAMBR) using powdered activated carbon (PAC). *Process Biochemistry* 43 (1) 93-102.

Lew, B., Tarre, S., Beliavski, M., Dosoretz, C., Green, M. (2009) Anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) for domestic wastewater treatment. *Desalination* 243, 251-257.

Lin, H.J., Xie, K., Mahendran, B., Bagley, D.M., Leung, K.T., Liss, S.N., Liao, B.Q. (2009) Sludge properties and their effects on membrane fouling in submerged anaerobic membrane bioreactors (SAnMBRs). *Water Research.* 43, 3827-3837.

Meng, P., Chae, S.R., Drews, A., Kraume, M., Shin, H.S., Yang, F. (2009) Recent advances in membrane bioreactor (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Research* 43 1489-152.

Trzcinski A.P. and Stuckey D.C. (2010) Treatment of municipal solid waste leachate using a submerged anaerobic membrane bioreactor at mesophilic and psychrophilic temperatures: Analysis of recalcitrants in the permeate using GC-MS. *Water Research* 44 (3), 671-680.

Anaerobic Membrane Bioreactor, ADI Systems:

http://www.adi.ca/adisystems/anaerobic_membrane_bioreactor.php

Ken's Foods Utilizes Anaerobic Membrane Bioreactor to Generate Biogas to Power Wastewater Treatment Plant Operation, April 16, 2009,

<http://biogasenergy.wordpress.com/2009/04/16/kens-foods-utilizes-anaerobic-membrane-bioreactor-to-generate-biogas-to-power-wastewater-treatment-plant-operation/>

BMBF: FHprofUnt - Forschung an Fachhochschulen mit Unternehmen:

Dezentrale anaerobe Industrieabwasserreinigung zur Erzeugung von Biogas als Energieträger unter Einsatz von Membranen zur Biomassenabtrennung, Prof. Dr.-Ing. Ulf Theilen (ZEUUS – Kompetenzzentrum für Energie und Umweltsystemtechnik), Laufzeit: 1.7.2009 bis 30.6.2012, Partner: Fachhochschule Lippe und Höxter.

2.6 Erfolgte und geplante Veröffentlichungen des Ergebnisses

Bujalance, L., Wichern, M., Netter, T., Paris, S., Bischof, F., Martinez, D., Horn, H. (2008). Increasing methane yield in municipal wastewater treatment at ambient temperature in an Vacuum Anaerobic Membrane Bioreactor (AnMBR), eingereicht bei der IWA-Aquatech conference: design and operation of membrane plants for water, wastewater, industrial effluents, 1. - 2 October 2008, Amsterdam, The Netherlands.

Wichern, M., Bujalance, L., Martinez, D., Horn, H., Paris, S., Netter, T., Bischof, F. (2009). Anaerobe Abwasserreinigung mit Membranverfahren. 37. Abwassertechnisches Seminar. „Perspektiven in der Siedlungswasserwirtschaft“. Technische Universität München. (Vortrag). Berichte aus der Siedlungswasserwirtschaft Band 196.

Martinez, S. D., Helmreich, B., Netter, T., Paris, S., Bischof, F., Horn H. (2010). Pilot scale Anaerobic Submerged Membrane Bioreactor (AnSMBR) treating municipal wastewater: The fouling phenomenon and long term operation. 12th World Congress on Anaerobic Digestion. Angenommen bei Water Science and Technology, im Druck.

Martinez, S. D., Helmreich, B., Netter, T., Paris, S., Bischof, F., Horn H., (2010). Pilot scale Anaerobic Submerged Membrane Bioreactor (AnSMBR) treating municipal wastewater at mesophilic and ambient temperatures. In Planung.

Martinez, S. D., Helmreich, B., Netter, T., Paris, S., Bischof, F., Horn H., (2010). Pilot scale Anaerobic Submerged Membrane Bioreactor (AnSMBR) treating municipal wastewater at psychrophilic conditions. In Planung.