



INSTITUT FÜR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT UND ABFALLTECHNIK
UNIVERSITÄT HANNOVER



ItN Nanovation AG
Untertürkheimer Str. 25
66117 Saarbrücken

ABSCHLUSSBERICHT

Deutsche Bundesstiftung Umwelt (AZ: 21841/02-23)

**„Pilottechnischer Einsatz eines Membranplattenmoduls auf
Keramikbasis in abwasserintensiven Industriebetrieben“ (Phase 2)**

und

Deutsche Bundesstiftung Umwelt (AZ: 29038-23)

**„Energetische Optimierung eines keramischen Membranplattenmoduls
in aeroben und anaeroben Abwasserbehandlungsverfahren“**

von

M.Sc. Axel Borchmann (ISAH) & Dipl.-Ing. (FH) Gabriele Terbahl (ItN)

Hannover / Saarbrücken – Juni 2011

Projektkennblatt
der
Deutschen Bundesstiftung Umwelt



Az	21841/02	Referat	23	Fördersumme	324.007,00 Ö
Antragstitel		Zweite Phase des Projektes sPilottechnischer Einsatz eines Membranplattenmoduls auf Keramikbasis in abwasserintensiven Industriebetrieben%			
Stichworte		Industrielles Abwasser, keramische Plattenmembran, kontinuierliche mechanische Abreinigung, Deammonifikation			
Laufzeit	Projektbeginn	Projektende	Projektphase(n)		
24 (+8)	29.03.2008	30.11.2010	2		
Zwischenberichte					
Bewilligungsempfänger		ItN Nanovation AG		Tel	0681 / 5001-466
		Untertürkheimer Str. 25		Fax	0681 / 5001-588
		66117 Saarbrücken		Projektleitung	
				Gabriele Terbahl	
				Bearbeiter	
Kooperationspartner		Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik (ISAH)			
		Leibniz Universität Hannover			
		Welfengarten 1			
		30167 Hannover			
Zielsetzung und Anlaß des Vorhabens					
Ziel ist die Entwicklung eines leistungsfähigen Moduls, das in Branchen mit hoch belasteten Prozess- und Abwasserströmen zum Einsatz kommen soll, wo aufgrund der Belastung und Zusammensetzung Kreislaufschließungen und Recycling bisher nicht oder nur bedingt in Frage kamen. Synergieeffekte zwischen der Leistungssteigerung bei Biofilmverfahren durch den Rückhalt suspendierter Biomasse zusätzlich zum Biofilm und der Abreinigung der keramischen Membranplatten durch das Bewuchsmaterial sollen besonders untersucht werden. Zusätzlich sollen neue Bereiche wie z.B. die Kombination mit dem Verfahren der Deammonifikation in der Industrieabwasserbehandlung Anwendung finden.					
Darstellung der Arbeitsschritte und der angewandten Methoden					
Parallel zu allen Arbeitspaketen erfolgt die Weiterentwicklung der Modulgeometrie und der verwendeten Vergussmassen hinsichtlich der chem./therm./phys. Anforderungen industrieller Anwendungen.					
<i>Inbetriebnahme</i>					
Zur Inbetriebnahme erfolgte die Befüllung des Bioreaktors mit kommunalem belebtem Schlamm (Rücklaufschlamm). Aufwuchsträger zur Abrasion wurden im Rahmen nur im Filtrationsreaktor eingesetzt und der Betrieb als suspendiertes System mit der Membranstufe als externe Stufe realisiert.					
<i>Aufkonzentrierung der heranwachsenden Biomasse aus dem Bioreaktor, Einfahrphase der Membranmodule und Optimierung der Betriebsweise.</i>					
Untersuchungen zur Biomassenaktivität bzw. -umsatzleistungen der Biomasse. Diese sollen Aufschluss über die Beeinflussung der Biozönose durch die mechanische Beanspruchung über Rezirkulation und Filtration geben.					
<i>Betrieb der Filtration als externe Membranstufe oder alternativ als gekoppeltes System.</i>					
Es soll gezeigt werden, ob der etablierte biologische Prozess dauerhaft aufrechtzuerhalten ist. Dazu werden Untersuchungen zur Membran (u.a. Leistungsfähigkeit, Reinigungsversuche, Membranoberfläche), zum Prozess (u.a. Füllstände, Belüftung, Störfaktoren bzw. Ausfällungen) und zur Biologie durchgeführt.					
Deutsche Bundesstiftung Umwelt • An der Bornau 2 • 49090 Osnabrück • Tel 0541/9633-0 • Fax 0541/9633-190 • http://www.dbu.de					

Ergebnisse und Diskussion

Die neu entwickelten Module haben sich im Praxiseinsatz in einer MBR-Anwendung bewährt. Es konnten sehr gute Ablaufwerte erzielt werden, die zeigen, dass das Modulkonzept und insbesondere auch das Dichtungskonzept funktionieren. Gleichzeitig konnten bei diesen Untersuchungen die Ergebnisse hinsichtlich der Membranreinigung aus der ersten Phase dieses Projektes bestätigt werden.

Beim Versuchsbetrieb in der industriellen Abwasserbehandlung konnten durch den Einsatz von Abrasionskörpern und einer energieoptimierten Betriebsweise Netto-Fluxraten zwischen 13 . 14 l/(m² h) erreicht werden. Der spezifische Energieeinsatz für die Erzeugung der Kreuzströmung konnte auf Werte von bis zu 0,45 kWh/m³ auf ein Drittel reduziert werden.

Eine Beeinträchtigung der Membranoberfläche durch die Abrasionskörper konnte während der Versuche nicht beobachtet werden. Je nach Entwicklung der Energiepreise und der tatsächlichen Lebensdauer der keramischen Membranen, kann so auch ein zu Membranverfahren mit Kunststoffmembranen konkurrenzfähiges Betriebskonzept etabliert werden.

Die Reinigungsleistung hinsichtlich der Kohlen- und Stickstoffparameter im industriellen Abwasser lag deutlich unter bzw. im Bereich der Direkteinleiterkriterien. Die Betriebsergebnisse belegen die erfolgreiche Umsetzung einer Nitrifikation und Denitrifikation und die Möglichkeit durch eine entsprechende Betriebsführung in Systemen mit hohen Sauerstoffeinträgen anaerobe Zonen zu erzeugen und Nitritbildung zu erreichen.

Öffentlichkeitsarbeit und Präsentation

K.-H. Rosenwinkel, A. Borchmann

Raising biological and operational efficiency of aerobic and anaerobic MBR concepts, 6th IWA Specialist Conference on Membrane Technology for Water & Wastewater Treatment, Aachen (2011)

K.-H. Rosenwinkel, A. Borchmann, G. Terbahl

Effizienzsteigerung aerober und anaerober Biomembranverfahren, DWA/Dechema Industrietage Wassertechnik, Frankfurt (2011)

K.-H. Rosenwinkel, A. Borchmann

Einsatz keramischer Plattenmembranen in aeroben und anaeroben Abwasserbehandlungsverfahren, PTS Symposium - Membrantechnik in der Papierindustrie, 4./5. Mai, München (2010)

K.-H. Rosenwinkel, A. Borchmann, J. Brinkmeyer

Produktionsintegrierter Umweltschutz in der Industrierwasserwirtschaft, VSA-Tagung, Emmenbrücke (2008)

A. Borchmann, J. Brinkmeyer, K.-H. Rosenwinkel

Einsatz keramischer Membranen zur Industrieabwasserreinigung, DWA/DVGW-Membrantage, Kassel (2008)

A. Borchmann, J. Brinkmeyer, K.-H. Rosenwinkel

Industrielle Abwasserwiederverwertung, GWF Wasser Abwasser 149 (2008) Nr.13

K.-H. Rosenwinkel, A. Borchmann, J. Brinkmeyer

Abwasserbehandlung in der Ernährungs- und Getränkeindustrie, produktionsintegrierter Umweltschutz, DWA WasserWirtschafts-Kurse, Kassel (2008)

Brinkmeyer, J. (2007): Membran-Bio-Reaktoren mit organischen und anorganischen getauchten Niederdruckmembranen, Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover, Dissertation , ISBN: 978-3-921421-73-0

Fazit

Ab einem Bezugszeitraum von zehn Jahren können, unter Berücksichtigung des zusätzlichen Energiebedarfs für die Sauerstoffversorgung, die Verfahren mit einer Abreinigung durch Abrasionskörper wirtschaftlich eingesetzt werden und durch Weiterentwicklung der gaslosen Umwälzung (AZ 29038-23) neue Einsatzbereiche erschlossen werden. Eine Beeinträchtigung der Membranoberfläche durch die Abrasionskörper konnte während der Versuche nicht beobachtet werden. Je nach Entwicklung der Energiepreise und der tatsächlichen Lebensdauer der keramischen Membranen, kann so auch ein zu Membranverfahren mit Kunststoffmembranen konkurrenzfähiges Betriebskonzept etabliert werden.

Das Verfahren der gaslosen Umwälzung (AZ 29038-23) ermöglicht zudem den Einsatz der Membrantechnik in anaeroben Verfahren zur Kohlenstoffelimination mit deutlich vereinfachter Anlagentechnik und durch den Einsatz der Abrasionskörper gegebenenfalls höheren Leistungen der Membran bei erhöhten Biomassegehalten. Dieser Einsatz ist in weitergehenden Untersuchungen auf seine Anwendbarkeit zu prüfen. Weitere zukünftige Untersuchungsschwerpunkte können die Erprobung weiterer alternativer Abrasionskörper, die Variation des Füllungsgrades und die Optimierung der Strömungsführung bei Verfahren mit gasloser Umwälzung sein. Grundsätzlich sind die Voraussetzungen für eine erfolgreiche Umsetzung von alternativen anaeroben Verfahren, wie der Deammonifikation, erfüllt. Die Betriebserfahrungen mit zur Denitrifikation befähigten Verfahrenskonzepten bzw. Biozönosen erlauben diese Umstellung im Normalfall unproblematisch.

Inhaltsverzeichnis

1	ZUSAMMENFASSUNG	14
2	EINLEITUNG	15
3	ZIELSETZUNG DES PROJEKTES, AUFBAU SOWIE ZEITPLANUNG	17
3.1	Zeitplan und Gliederung der Forschungsbereiche	17
3.1.1	<i>Voruntersuchungen</i>	<i>18</i>
3.1.2	<i>Arbeitspakete</i>	<i>18</i>
3.1.2.1	Erstes Arbeitspaket	19
3.1.2.2	Zweites Arbeitspaket	19
3.1.2.3	Drittes Arbeitspaket	19
3.1.2.4	Arbeitspaket zur gaslosen crossflow-Erzeugung (AZ: 29038-23)	19
4	THEORETISCHE GRUNDLAGEN.....	20
4.1	Verfahrenstechnik.....	20
4.1.1	<i>Allgemeines</i>	<i>20</i>
4.1.2	<i>Kenngößen</i>	<i>21</i>
4.1.3	<i>Membranklassifizierung</i>	<i>22</i>
4.1.3.1	Charakterisierung von Membranen	22
4.1.3.2	Organische Membranen.....	23
4.1.3.3	Anorganische Membranen	24
4.1.3.4	Symmetrische und Asymmetrische Membranen	24
4.1.4	<i>Membranbauformen</i>	<i>25</i>
4.1.4.1	Anforderung und Unterteilung	25
4.1.4.2	Hohlfasermembran	26
4.1.4.3	Plattenmembran	26
4.1.5	<i>Herstellung keramischer Membranen.....</i>	<i>28</i>
4.1.6	<i>Deckschichtbildung und -kontrolle</i>	<i>29</i>
4.1.6.1	Hydrodynamisches Modell	30
4.1.6.2	Filtrationsarten.....	31
4.1.6.3	Deckschichtkontrolle durch Gaslift	32
4.1.7	<i>Leistungsbegrenzende Faktoren bei der Membranfiltration</i>	<i>33</i>
4.1.7.1	Membranverstopfung	35
4.1.7.2	Deckschichtumlagerung	35
4.1.7.3	Deckschichtkontrollierte Filtration.....	35
4.1.8	<i>Membranfiltration und Membranbioreaktoren.....</i>	<i>35</i>
4.2	Biologische Umsatzprozesse in der Abwasserbehandlung.....	36
4.2.1	<i>Aerobe Prozesse</i>	<i>36</i>
4.2.1.1	Aerobe Kohlenstoffumsetzung	36
4.2.1.2	Aerobe Stickstoffumsetzung.....	36
4.2.2	<i>Anoxische Prozesse</i>	<i>37</i>
4.2.3	<i>Anaerobe Prozesse</i>	<i>37</i>

4.2.3.1	Anaerobe Kohlenstoffumsetzung	37
4.2.3.2	Anaerobe Stickstoffumsetzung.....	38
5	VORARBEITEN.....	40
6	MEMBRAN- UND MODULENTWICKLUNG.....	42
6.1	Weiterentwicklung der Membranen	42
6.1.1	<i>Optimierung der Membran-Beschichtungen.....</i>	<i>42</i>
6.1.2	<i>Optimierung der Geometrien der Filtrationskanäle</i>	<i>44</i>
6.1.3	<i>Optimierung der Dicke der Membranplatten.....</i>	<i>44</i>
6.2	Weiterentwicklung der Module	45
6.2.1	<i>Erste Entwicklungsstufen – H-Serie und A-Serie</i>	<i>45</i>
6.2.2	<i>Weiterentwicklung der T-Serie</i>	<i>47</i>
6.2.2.1	Vorbemerkungen.....	47
6.2.2.2	Beschreibung	48
6.3	Untersuchungen an Membran und Modul	52
6.3.1	<i>Test Vergussmasse</i>	<i>52</i>
6.3.1.1	Modulfestigkeit	52
6.3.1.2	Temperaturwechselbeständigkeit.....	53
6.3.1.3	Berstfestigkeit.....	56
6.3.1.4	Chemikalienbeständigkeit	56
6.3.1.5	Fazit	58
6.3.2	<i>Reinwassertest Membranen.....</i>	<i>58</i>
6.3.2.1	Material und Methoden.....	58
6.3.2.2	Ergebnisse	59
6.3.3	<i>Reinwassertest Module</i>	<i>59</i>
6.3.3.1	Material und Methoden.....	59
6.3.3.2	Ergebnisse	61
6.4	Test verschiedener Kunststoff-Materialien zur Abreinigung.....	62
6.4.1	<i>Hintergrund</i>	<i>62</i>
6.4.2	<i>Materialien</i>	<i>63</i>
6.4.3	<i>Testumgebung.....</i>	<i>63</i>
6.4.4	<i>Voruntersuchung</i>	<i>65</i>
6.4.5	<i>Versuchsdurchführung.....</i>	<i>65</i>
6.4.6	<i>Ergebnisse.....</i>	<i>65</i>
6.4.7	<i>Auswirkung der Abreinigung auf die Membranbeschichtung</i>	<i>68</i>
6.5	Testanlage Kläranlage MBR.....	69
6.5.1	<i>Beschreibung der Anlage</i>	<i>69</i>
6.5.2	<i>Versuchsdurchführung und Ergebnisse</i>	<i>70</i>
6.5.3	<i>Fazit MBR-Betrieb</i>	<i>72</i>
6.6	Testanlage Chemieabwasserbehandlung Universität des Saarlandes.....	72
6.6.1	<i>Zielsetzung der Untersuchungen.....</i>	<i>72</i>
6.6.2	<i>Beschreibung der Abwasserreinigungsanlage</i>	<i>72</i>
6.6.3	<i>Versuchsbeschreibung</i>	<i>73</i>
6.6.4	<i>Ergebnisse.....</i>	<i>75</i>

7	VERSUCHSBETRIEB IN DER INDUSTRIELLEN ABWASSERBEHANDLUNG (AZ: 21841/02-23)	
	78	
7.1	Abwassercharakteristik.....	78
7.2	Material und Methoden.....	79
7.3	Inbetriebnahme und Aufkonzentrierung der Biomasse.....	81
7.4	Kontinuierlicher Betrieb.....	84
7.4.1	<i>Hydraulische Leistung</i>	84
7.4.2	<i>Sauerstoffeintrag</i>	86
7.4.3	<i>Biologische Leistung</i>	88
7.4.3.1	Kohlenstoff.....	88
7.4.3.2	Stickstoff.....	88
7.4.4	<i>Reinigung und Abrasion der Membran</i>	91
7.4.4.1	Erhalt der Leistungsfähigkeit.....	91
7.4.4.2	Beeinflussung der Membran durch Abrasionskörper.....	93
8	EINSATZ EINER GASLOSEN UMWÄLZUNG (AZ: 29038-23)	96
8.1	Bautechnische Umsetzung.....	96
8.2	Hydraulische Leistung.....	97
8.3	Sauerstoffkonzentrationen.....	98
8.4	Biologische Leistung.....	99
9	WIRTSCHAFTLICHKEIT	102
9.1	Kostenvergleichsrechnung.....	103
10	BEWERTENDE DISKUSSION	107
10.1	Chancen der keramischen Membran als MBR-Konzept.....	107
10.2	Plakative, betriebswirtschaftliche Betrachtungen im Vergleich zum Wettbewerb.....	107
11	FAZIT UND AUSBLICK	109
12	LITERATUR UND QUELLEN	111

ABBILDUNGSVERZEICHNIS

Abbildung 4-1: Schematische Darstellung des Selektionsverhaltens einer Membran (MELIN und RAUTENBACH, 2007)	20
Abbildung 4-2 Arbeitsbereich der verschiedenen Membrantrennverfahren (DWA, 2007)	21
Abbildung 4-3 Kenngrößen Membrancharakterisierung (MELIN und RAUTENBACH, 2007)	22
Abbildung 4-4 Einteilung der Membranen (MELIN und RAUTENBACH, 2007)	23
Abbildung 4-5 Aufbau einer keramischen NF-Membran (WEBER, 2001)	25
Abbildung 4-6 Hohlfasermembranen vergrößert und im Schnitt dargestellt (Herstellerinformationen, Zenon/GE)	26
Abbildung 4-7 Plattenmodul der Firma KUBOTA (Herstellerinformationen, Kubota)	27
Abbildung 4-8 Module aus Keramik- Filterelementen; links Modul der A-Serie HP mit 4 m ² Filterfläche und rechts Modul der A-Serie LM mit 1,4 m ² Filterfläche	28
Abbildung 4-9 Verfahren der Sol-Gel Herstellung (WEBER, 2001)	29
Abbildung 4-10 Geschwindigkeits- und Konzentrationsmembranprofile (MELIN und RAUTENBACH, 2007)	30
Abbildung 4-11 Kräfte an einem Kolloid (MELIN und RAUTENBACH, 2007)	31
Abbildung 4-12 Schematische Darstellung des Dead-end Verfahrens (statisch) (MELIN und RAUTENBACH, 2007)	31
Abbildung 4-13 Schematische Darstellung des Cross-flow Verfahrens (dynamisch) (MELIN und RAUTENBACH, 2007)	32
Abbildung 4-14 Belüftetes Membranmodul mit symbolisierter Strömungswalze	33
Abbildung 4-15 Limitierende Faktoren der Membranfiltration am Beispiel der Umkehrosmose (MELIN und RAUTENBACH, 2007)	34
Abbildung 4-16 Fließbild MBR-Anlage und konventionelle Kläranlage (DWA, 2007)	35
Abbildung 4-17 Phasen des anaeroben Kohlenstoffabbaus (SEYFRIED, 1988)	38
Abbildung 4-18 Stoffumsetzungen bei der Deammonifikation	39
Abbildung 6-1: Mikroskopische Struktur der Membranbeschichtungen	43
Abbildung 6-2: Filtrationseinheit der H-Serie	46
Abbildung 6-3: Filtrationseinheit der A-Serie	46
Abbildung 6-4: Filtrationsmodul der T-Serie	48
Abbildung 6-5: Filtrationseinheit der T-Serie	50
Abbildung 6-6: O-Ring am Modul	50
Abbildung 6-7: Nut-Feder-System	51
Abbildung 6-8: Weg-Kraft-Diagramm bei der Festigkeitsprüfung der Module	53
Abbildung 6-9: Darstellung der thermomechanischen Spannungen	55
Abbildung 6-10: Spannungs-Dehnungs-Diagramm	56
Abbildung 6-11: Probekörper Chemikalienbeständigkeit	57
Abbildung 6-12: Maximale Druck-/Zugbelastung	57
Abbildung 6-13: Versuchsanlage Reinwasserpermeabilität	58
Abbildung 6-14: Reinwassertest der Module	60
Abbildung 6-15: Reinwasser-Permeabilität der verschiedenen Module	61
Abbildung 6-16: Verschiedene Filtrationsverfahren	62
Abbildung 6-17: Testaquarium	64
Abbildung 6-18: Versuchsrack	64
Abbildung 6-19: Voruntersuchung Abreinigungstest	65

Abbildung 6-20: Bio-Chips in Strömung	68
Abbildung 6-21: Bio-Chip-Brücken	68
Abbildung 6-22: Testanlage kommunales Abwasser	69
Abbildung 6-23: Prozessschema Filtrationsstufe	70
Abbildung 6-24: Flux- und Druckverlauf	71
Abbildung 6-25: Verfahrensflißbild der Chemieabwasserbehandlungsanlage	73
Abbildung 6-26: Einsatz der vier Modul-Typen über den gesamten Zeitraum	74
Abbildung 6-27: Vergleich der „alten“ und neuen Beschichtung (200 nm)	75
Abbildung 6-28: Vergleich der 100 nm mit der 200 nm neuen Beschichtung	76
Abbildung 6-29: Vergleich der neuen 200 nm Beschichtungen bei unterschiedlichen Membrandicken	76
Abbildung 7-1: Fließschema der Abwasserbehandlungsanlage der Firma KWST	79
Abbildung 7-2: Versuchsanlage im bisherigen Zustand Links: Anlage mit aufgebautem Spaltrommelsieb, Rechts: Steuereinrichtung der SPS	79
Abbildung 7-3: Gesamtansicht der Versuchsanlage nach dem Umbau	80
Abbildung 7-4: Links: Filtrationsreaktor mit eingebautem Modulstapel 5 Stk. á 1,4m ² , Rechts: Ansicht der Versuchsanlage mit Filtrationsreaktor	80
Abbildung 7-5: Links: Bioreaktor mit Rührwerk und Belüftungseinheit, Rechts: Blick vom Bioreaktor auf die Zwischenklärung	81
Abbildung 7-6: Links: aerobe Vorbehandlung, Rechts: Zwischenklärbecken	81
Abbildung 7-7: Inbetriebnahme zur Anreicherung der Biomasse nach Animpfen mit kommunalem belebtem Schlamm	82
Abbildung 7-8: Filtrationsleistung und Permeabilität während der Anfahrphase	83
Abbildung 7-9: Verlauf der Trockensubstanzgehalte in Bio- und Membranreaktor (Mittelwerte)	84
Abbildung 7-10: Fluxleistungen und Permeabilitäten von 07'09 bis 09'09	85
Abbildung 7-11: Fluxleistungen und Permeabilitäten von 10'09 bis 12'09	86
Abbildung 7-12: Trendverlauf der Sauerstoffkonzentrationen im Zeitraum Juni bis Dezember 2009	87
Abbildung 7-13: CSB-Elimination von 07'09 bis 12'09	88
Abbildung 7-14: Zusammenhang Nitrit-Konzentration im Ablauf und Sauerstoffbedarf	90
Abbildung 7-15: Druckverlauf von Tests zur Deammonifikationskapazität	91
Abbildung 7-16: Verengung des Strömungsquerschnitts im Modul nach Ende der Versuchsphase	92
Abbildung 7-17: Reinigungserfolg durch Niederdruck-Wasserreinigung nach Versuchsende	92
Abbildung 8-1: Modifizierter Modulfuß zur Umwälzung mittels Strömungspumpe	96
Abbildung 8-2: Modulturm (li.) und Fußhalterung mit Strömungspumpe (re.)	97
Abbildung 8-3: Fluxleistungen und Permeabilitäten bei luftloser Umwälzung	98
Abbildung 8-4: Trendverlauf der Sauerstoffkonzentrationen bei luftloser Umwälzung	99
Abbildung 8-5: CSB-Elimination während des Betriebs mit luftloser Umwälzung	100
Abbildung 9-1: Vergleich der Projektkostenbarwerte verschiedener Betriebsweisen	104
Abbildung 9-2: Vergleich der Projektkostenbarwerte verschiedener Betriebsweisen unter Berücksichtigung des auszugleichenden Sauerstoffeintrags	106

TABELLENVERZEICHNIS

Tabelle 3-1: Zeitplan des Projektes.....	18
Tabelle 6-1: Vergleich 200 nm neu zu 200 nm alt.....	44
Tabelle 6-2: Spezifikationen der H-Serie.....	45
Tabelle 6-3: Spezifikationen der A-Serie.....	47
Tabelle 6-4: Spezifikationen der T-Serie (Standard).....	49
Tabelle 6-5: Übersicht der TWB-Tests.....	54
Tabelle 6-6: Permeabilitäten der einzelnen Membranen.....	59
Tabelle 6-7: Im Modul untersuchte Membranen.....	60
Tabelle 6-8: Kunststoffmaterialien.....	63
Tabelle 6-9: Übersicht Ergebnisse Abreinigungstests.....	66
Tabelle 6-10: Mittlere Zu-/Ablaufwerte.....	71
Tabelle 6-11: Übersicht der eingesetzten Membrantypen.....	74
Tabelle 7-1: Versuchsphase Alkoholherstellung, Zulaufdaten der Betriebskläranlage.....	78
Tabelle 7-2: Abbauleistungen der Versuchsanlage während der Anfahrphase.....	83
Tabelle 7-3: Kohlenstoff-Abbauleistungen der Versuchsanlage während des kontinuierlichen Betriebs.....	88
Tabelle 7-4: Stickstoffeliminationsleistung der Versuchsanlage während des kontinuierlichen Betriebs.....	89
Tabelle 7-5: Vergleich der Oberflächen benutzter und unbenutzter Membranen, REM- Aufnahmen - 50fache Vergrößerung.....	93
Tabelle 7-6: Vergleich der Oberflächen benutzter und unbenutzter Membranen, REM- Aufnahmen - 1000fache Vergrößerung.....	94
Tabelle 7-7: Vergleich der Oberflächen benutzter und unbenutzter Membranen, REM- Aufnahmen - 5000fache Vergrößerung.....	95
Tabelle 8-1: Kohlenstoff-Abbauleistungen der Versuchsanlage während des Betriebs mit luftloser Umwälzung.....	100
Tabelle 8-2: Stickstoffeliminationsleistung der Versuchsanlage während des kontinuierlichen Betriebs.....	101
Tabelle 9-1: Äquivalente CSB-Konzentration die durch den Sauerstoffeintrag der Membranbelüftung elimiert werden kann.....	105

ABKÜRZUNGSVERZEICHNIS:

BSB ₅	Biochemischer Sauerstoffbedarf nach (5 d)
CIP	Cleaning in place
CEB	Chemical enhanced backwash
CFV	Crossflow velocity
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
DBU	Deutsche Bundesstiftung Umwelt
EPDM	Ethylen-Propylen-Dien-Monomer
EWG	Einwohnergleichwerte
FeO(OH)	Eisen(III)-oxidhydroxid
GH	Gesamthärte
HCl	Salzsäure
HP	High Performance (Module – großtechnische Variante der ItN Nanovation Membranen mit 4m ² Filterfläche)
IDM	Induktiver Durchflussmesser
K	Kalium
KA	Kläranlage
LHKW	Leichtflüchtige halogenierte Kohlenwasserstoffe
LM	Low Maintenance (Module – großtechnische Variante der ItN Nanovation Membranen mit 1,4 m ² Filterfläche)
MF	Mikrofiltration
MBR	Membran-Bio-Reaktor
N	Stickstoff
N _{anorg}	anorganischer Stickstoff
N _{ges}	Gesamt-Stickstoff
NaOCl	Natriumhypochlorit
NaOH	Natronlauge
NF	Nanofiltration
NH ₄ -N	Ammonium-Stickstoff
NO ₂ -N	Nitrit-Stickstoff

NO ₃ -N	Nitrat-Stickstoff
NTU	Nephelometric Turbidity Unit
O ₂	Sauerstoff
OV _c	Sauerstoffverbrauch für die Kohlenstoffelimination
P	Druck
PE	Polyethylen
P _{ges}	Gesamt Phosphor
PMBT	Permeabilität
ppm	Parts per million (\triangleq mg/kg)
PU	Polyurethan
PVC	Polyvinylchlorid
PVDF	Polyvinylidenfluorid
SAD _m	Specific Air Demand (für die crossflow-Belüftung im Mittel)
T	Temperatur
TKN	Kjeldahl-Stickstoff
TMP	Transmembrane Druckdifferenz
TOC	Gesamter organischer Kohlenstoff
TS	Trockensubstanz g/l
TSS	Total suspended solids
TWB	Temperaturwechselbeständigkeit
UF	Ultrafiltration
UO	Umkehrosmose
ÜSS	Überschussschlamm

Danksagung

Alle Projektbeteiligten bedanken sich bei der
Deutschen Bundesstiftung Umwelt
für die Finanzierung des gemeinsamen Projektes
„Pilottechnischer Einsatz eines Membranplattenmoduls auf Keramikbasis in abwasserintensiven
Industriebetrieben“
und bei den industriellen Partnern für die gute Unterstützung und Zusammenarbeit.

1 Zusammenfassung

Im Rahmen dieser von der DBU geförderten Projekte (AZ: 21841/02-23 und AZ: 29038-23) wurden die in der ersten Projektphase durchgeführten Entwicklungsschritte fortgeführt. Die Membranen und Module wurden hinsichtlich Geometrie und Materialien weiter optimiert. Der Bericht beschreibt die Entwicklungsschritte und die durchgeführten Untersuchungen zur mechanischen, chemischen und thermischen Stabilität.

Das neue Modulkonzept hat sich im Praxiseinsatz in einer MBR-Anwendung bewährt. Es konnten sehr gute Ablaufwerte erzielt werden, die zeigen, dass das Modulkonzept und insbesondere auch das Dichtungskonzept funktionieren. Gleichzeitig konnten bei diesen Untersuchungen die Ergebnisse hinsichtlich der Membranreinigung aus der ersten Phase dieses Projektes bestätigt werden.

Beim Versuchsbetrieb in der industriellen Abwasserbehandlung zu AZ: 21841/02-23 konnten durch den Einsatz von Abrasionskörpern und einer energieoptimierten Betriebsweise durch verringerten der zur crossflow Erzeugung eingesetzten Luftmenge Netto-Fluxraten bis zu 13 l/(m² h) erreicht werden. Die Betriebsergebnisse belegen die erfolgreiche Umsetzung einer Nitrifikation und Denitrifikation und die Möglichkeit durch eine entsprechende Betriebsführung in Systemen mit hohen Sauerstoffeinträgen anaerobe Zonen zu erzeugen und Nitritbildung zu erreichen. Grundsätzlich sind damit die Voraussetzungen für eine erfolgreiche Umsetzung von anaeroben Verfahren, wie der Deammonifikation, erfüllt. Die Betriebserfahrungen mit zur Denitrifikation befähigten Verfahrenskonzepten bzw. Biozönosen erlauben diese Umstellung im Normalfall unproblematisch.

Über den Zeitraum von drei Monaten wurde im Projekt AZ: 29038-23 die Leistungsfähigkeit der Membranstufe bei Abreinigung beobachtet, die ausschließlich über eine Umwälzung des Reaktorinhalts inklusive der enthaltenen Abrasionskörper durch eine Pumpe erfolgt. Währenddessen wurde die minimal notwendige Pumpenenergie ermittelt. Der spezifische Energieeinsatz für die Erzeugung der Kreuzströmung konnte auf Werte von bis zu 0,45 kWh/m³ auf ein Drittel reduziert werden und die Flussleistungen der energieoptimierten Betriebsweise mit 14 l/(m² h) noch übertroffen werden. Die Reinigungsleistung hinsichtlich der Kohlen- und Stickstoffparameter im industriellen Abwasser lag deutlich unter bzw. im Bereich der Direkteinleiterkriterien

Ab einem Bezugszeitraum von zehn Jahren können, unter Berücksichtigung des zusätzlichen Energiebedarfs für die Sauerstoffversorgung, die Verfahren mit einer Abreinigung durch Abrasionskörper wirtschaftlich eingesetzt werden. Eine Beeinträchtigung der Membranoberfläche durch die Abrasionskörper konnte während der Versuche nicht beobachtet werden. Je nach Entwicklung der Energiepreise und der tatsächlichen Lebensdauer der keramischen Membranen, kann so auch ein zu Membranverfahren mit Kunststoffmembranen konkurrenzfähiges Betriebskonzept etabliert werden.

2 Einleitung

Dieser Bericht fasst die Inhalte und Ergebnisse eines durch die Deutsche Bundesstiftung Umwelt (AZ: 21841/02-23) geförderten Projektes zur Weiterentwicklung eines getauchten Niederdruck-Keramikplattenmoduls und die Erprobung verschiedener verfahrenstechnischer Varianten des Betriebs eines Membranbioreaktors zusammen. Das Projekt umfasst eine Laufzeit von 24 Monate und eine zusätzliche achtmonatige kostenneutrale Verlängerung. Projektpartner sind der Membranhersteller ItN Nanovation AG aus Saarbrücken und das Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover. Ergänzt wird die Arbeitsgruppe durch einen industriellen Anwender.

Die keramische Membran zeichnet sich durch in vielerlei Hinsicht besser geeignete Materialeigenschaften gegenüber Polymermembranen aus. Hohe thermische, mechanische und chemische Stabilitäten ermöglichen einen Einsatz in MBR-Systemen mit starken Schwankungen im Abwasserzulauf (Mengen, Konzentrationen, Feststoffanteile, Temperatur, pH). MBR-Konzepte mit zu starkem Fouling neigenden Abwässern können aufgrund des guten Anti-Fouling-Verhaltens und der einfachen Reinigbarkeit der Membran stabil und wirtschaftlich betrieben werden. Darüber hinaus können hochbelastete, aggressive Abwässer durch derartige Membranen behandelt werden, bietet das System erstmalig eine Filtrationsmöglichkeit dieser Abwässer und damit neue Anwendungsfelder in der Membrantechnik.

Nachteile von MBR-Konzepten mit keramischen Membranen, v.a. bei größeren Anlagen sind derzeit das Gewicht, Packungsdichte und die Sprödigkeit des Membranwerkstoffs. Letzteres wurde im Rahmen der 1. Phase deutlich verbessert. Erste Überlegungen zur Reduzierung des Gewichts, z.B. geringere Materialstärken, sowie neue Innengeometrien (weniger, aber dafür größere Permeatinnenkanäle) wurden bereits angestellt. Hierdurch sollen nicht nur Verbesserungen hinsichtlich Gewicht und Packungsdichte erreicht werden, sondern auch eine gleichmäßigere Druckquerverteilung ermöglicht werden, was zu einer gleichmäßigeren Belastung und damit zu einer weiteren Fluxerhöhung führt. Eine Umsetzung dieser Ansatzpunkte soll im Rahmen dieses Projektes erfolgen.

In der ersten Phase des Projektes lag der Schwerpunkt auf der konzeptionellen Planung, dem Modulbau, der Entwicklung geeigneter Steuerungskonzepte und der Überprüfung der Ergebnisse im Labor- und Pilotmaßstab. Weitere Modulmodifikationen hinsichtlich einer möglichen kontinuierlichen, mechanischen Reinigung während des eigentlichen Filtrationsbetriebs werden angestrebt. Durch Entwicklungsarbeit seitens der Firma ItN während der 1. Projektphase hinsichtlich Modulgeometrie und -aufbau ergaben sich für den Einsatz keramischer Membranen bisher nicht untersuchte Bereiche der biologischen Abwasserbehandlung. Hier ist im Speziellen die Modifikation des Abstand der Membranplatten zu nennen wodurch die Verwendung von Aufwuchsmaterial im Reaktor möglich wird. Synergieeffekte zwischen der Leistungssteigerung des biologischen Verfahrens durch den Rückhalt suspendierter Biomasse gegenüber herkömmlichen Biofilmverfahren und der Abreinigung der keramischen Membranplatten durch das Bewuchsmaterial sollen besonders untersucht werden. Eine derartige Anwendung war bisher mit herkömmlichen Membranen aufgrund der physikalischen Beanspruchung der Membranoberfläche durch die Aufwuchsträger nicht möglich. Zusätzlich sollen in der beantragten

2. Phase neue Bereiche in der Industrieabwasserbehandlung wie die Kombination mit dem anaeroben Verfahren der Deammonifikation erprobt werden.

Zuletzt wurde im Rahmen des Anschlussprojekts (AZ: 29038-23) der Einsatz einer getauchten Flügelradpumpe zur Erzeugung der notwendigen Überströmungsgeschwindigkeit unter Betrachtung der erreichbaren Membranleistung untersucht und eine weitere energetische Optimierung der Betriebsweise bei Einsatz von Abrasionspartikeln durchgeführt. Das Verfahren der hydraulischen Umwälzung ermöglicht zudem den Einsatz der Membrantechnik in anaeroben Verfahren zur Kohlenstoffelimination mit deutlich vereinfachter Anlagentechnik. Durch den Einsatz der Abrasionskörper sind ggf. höhere Leistungen der Membran bei erhöhten Biomassegehalten erreichbar. Dieser Einsatz ist in weitergehenden Untersuchungen auf seine Anwendbarkeit zu untersuchen. Weitere zukünftige Untersuchungsschwerpunkte können die Untersuchung weiterer alternativer Abrasionskörper, die Variation des Füllungsgrades und die Optimierung der Strömungsführung bei Verfahren mit hydraulischer Umwälzung sein.

3 Zielsetzung des Projektes, Aufbau sowie Zeitplanung

3.1 Zeitplan und Gliederung der Forschungsbereiche

In der zweiten Phase wurde nach Einarbeitung der Ergebnisse der ersten Phase in das Modulkonzept, halbtechnische Anwendungen mit großtechnischen Modulen im Industriebereich umgesetzt. Auf dem Betriebsgelände des Industriepartners wurde die Versuchsanlage 14 Monate unter ständiger Kontrolle der Leistungsfähigkeit unter großtechnischen Bedingungen betrieben. Dieser Zeitrahmen war notwendig, um biologische Prozesse wie Biomassenaufbau, Biofouling auf Membranen, neue Reinigungskonzepte sowie mechanische Standfestigkeit der entwickelten Systeme beurteilen zu können und Versuche reproduzierbar zu wiederholen.

Parallel zu den Vor-Ort-Untersuchungen wurden die Membrangeometrien und -beschichtungen sowie die Modulgeometrien und -werkstoffe weiterentwickelt und hinsichtlich ihrer Langzeitstabilität untersucht. Die grundsätzliche Eignung der neuen Membran- und Modulgeometrien/-materialien für die Anwendung im kommunalen und industriellen Bereich wurde im Labor geprüft. Weiterhin wurden verschiedene Kunststoffmaterialien hinsichtlich ihrer Eignung als Abrasionskörper getestet.

An einer bestehenden Kläranlage wurden die neuen Module installiert (MBR-Verfahren), um insbesondere die Eignung für den praktischen Einsatz zu untersuchen. Hierbei wurden auch verschiedene Reinigungsstrategien angewendet. Weiterhin war eine kleine Testanlage in der Chemieabwasserbehandlungsanlage der Universität des Saarlandes in Saarbrücken über mehrere Wochen im Einsatz, in der verschiedene Membranen im Vergleich untersucht wurden.

Tabelle 3-1: Zeitplan des Projektes

Monat von der Projektlaufzeit																									
Arbeitsschritt	24 Monate																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	
Projektkoordination und Komponentenauswahl, -anpassung und -bestellung	1	1																							
Umrüstung Containeranlage (Pilottechnisch)		1	1																						
Anpassung Prototyp (Membran und Modul)	1	1	1						1	1															
Reinigung mit Kunststoffkörpern			1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
Optimierung Betriebs- und Reinigungskonzept				1	1				1	1															
Startuntersuchungen Membran/Modul/Kunststoffträgermaterial			1																						
Abwasseranalytik, Aktivitätsbestimmung und Abbaubarkeitstests			1	1	1	1	1	1	1																
Inbetriebnahme (1. Arbeitspaket)				1																					
Aufkonzentrierung der Biomasse (2. Arbeitspaket)					1	1	1	1	1																
Vergleichsuntersuchungen Membran/Modul/Kunststoffträgermaterial										1															
Betrieb als externe Membranstufe (3.Phase)											1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1		
Alternativ. Betrieb als gekoppeltes System / stationärer biologischer Betrieb											1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1		
Begleitende Standardanalytik				1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
Leistungsvergleich Einzelmodule nach Einbautiefe im Laborbetrieb										1											1				
Reinigung in situ											1					1									
Tests der susp. Biomasse mit versch. Abwässern im Laborbetrieb																						1			
Abschlussbericht																							1	1	1

Im Anschluss an diese Versuchsphase wurde im Rahmen eines Anschlussprojektes eine 3-monatige Untersuchung zum Erzeugung des notwendigen Crossflows ohne den Einsatz von Luft durchgeführt.

3.1.1 Voruntersuchungen

Generelle Konzeptabstimmungen und Festlegungen von grundsätzlichen Randbedingungen der zu erprobenden neuen Membran/Modulkombination erfolgten im Vorfeld des Projektes und in den ersten zwei Monaten der Projektlaufzeit. Hierüber wird in Kapitel 5 ab Seite 40 berichtet.

3.1.2 Arbeitspakete

Die Untersuchungen zum Einsatz und Leistungsfähigkeitbestimmung der keramischen Membranen unter dem Einsatz von Kunststoffkörpern zur Abreinigung in der biologischen Abwasserreinigung gliedern sich in drei Arbeitspakete. Diese beinhalten die Auswahl und die Optimierung der Betriebsweise parallel zur Aufkonzentrierung der Biomasse und dem stationären Betrieb. Über die Versuche und die genutzte Versuchsanlage wird in Kapitel 7.2 ab Seite 79 detailliert berichtet.

3.1.2.1 Erstes Arbeitspaket

Der erste Arbeitsschritt nach der Fertigstellung des Versuchsanlagenumbaus die Animpfphase der biologischen Stufe mit biologisch aktivem Material.

Bereits während dieses Arbeitspakets sollte festgestellt werden welches biologische Verfahren sich dauerhaft etablieren lässt. Besonders Augenmerk wurde auf den Eintrag von durch die crossflow-Begasung eingetragenen und gelöstem Sauerstoff aus der Filtrationsstufe in die biologische Stufe über den Rezirkulationsstrom gelegt werden. Der Prozess der anoxischen Ammoniumoxidation ist nur unter ständiger Limitierung von gelöstem Sauerstoff zu etablieren, bereits ab einer 0,5%igen Sättigung mit Sauerstoff muss mit dem Erliegen des Prozesses gerechnet werden.

Das Konzept der Inbetriebnahme wurde entsprechend intensiver Vorüberlegungen und neuer Erkenntnisse des ISAH bezüglich der Inbetriebnahme überarbeitet. Die modifizierte Inbetriebnahmestrategie wird in Kapitel 7.3 ab Seite 81 beschrieben.

3.1.2.2 Zweites Arbeitspaket

Die zweite Phase beinhaltet neben der Aufkonzentrierung der heranwachsenden Biomasse als Kernaspekt die Einfahrphase der Membranmodule und die Optimierung der Betriebsweise. Hierfür wurde ein Zeitraum von ca. 3 Monaten benötigt. Einzelheiten sind dem Kapitel 7.3 ab Seite 81 zu entnehmen.

3.1.2.3 Drittes Arbeitspaket

Basierend auf den Ergebnissen des zweiten Arbeitspakets wurde im dritten Arbeitspaket der stationäre biologische Betrieb untersucht. Primär soll nach der erfolgten Aufkonzentrierung ein Betrieb der Filtration als externe Membranstufe realisiert werden.

Die Belastung der Versuchsanlage wurde nach der kontinuierlichen Steigerung in der vorherigen Phase konstant gehalten. In einem Zeitraum von 6 Monaten wurde die Stabilität der Filtrationsleistung und der biologischen Umsatzleistung untersucht, die Untersuchungsergebnisse werden im Kapitel 7.4.3 ab Seite 88 dargestellt.

3.1.2.4 Arbeitspaket zur gaslosen crossflow-Erzeugung (AZ: 29038-23)

Im Anschluss an die vorangegangenen Arbeitspakete wurde der Modulfuß mit Belüftereinheit durch eine entsprechende Konstruktion mit einer Flügelradpumpe ersetzt, die die notwendige Umwälzenergie einträgt. Voruntersuchungen zeigten, dass auch ohne Lufteintrag eine ausreichende Abreinigung der Membran zur Aufrechterhaltung der Filtrationsleistung gegeben sein kann, dies sollte im Rahmen von einer 3-monatigen Untersuchung die im direkten Anschluss an das DBU-Projekt AZ 21841/03 stattfand, verifiziert werden.

4 Theoretische Grundlagen

4.1 Verfahrenstechnik

4.1.1 Allgemeines

Natürliche wie synthetische Membranen sind im weitesten Sinne Filter, die Trennung eines Gemisches erfolgt durch die unterschiedliche Möglichkeit zur Permeation zweier oder mehrerer Komponenten. Anders als Filter erlauben Membranen jedoch eine Trennung bis in den molekularen Bereich bzw. eine Abtrennung von Ionen im Falle der Umkehrosmose.

Für alle Membrantrennprozesse sind zwei typische Eigenschaften von zentraler Bedeutung (Melin et al., 2007):

- Die Trennung durch die Membran erfolgt rein physikalisch, d.h. das zu trennende Medium wird nicht thermisch, chemisch oder biologisch verändert. Dadurch ist theoretisch ein Wiedereinsatz der getrennten Stoffe möglich.
- Der modulare Aufbau der Membranverfahren ermöglicht eine an jede Anwendung angepasste Kapazität.

Das nachfolgende Bild zeigt das Trennverhalten in schematisierter Form:

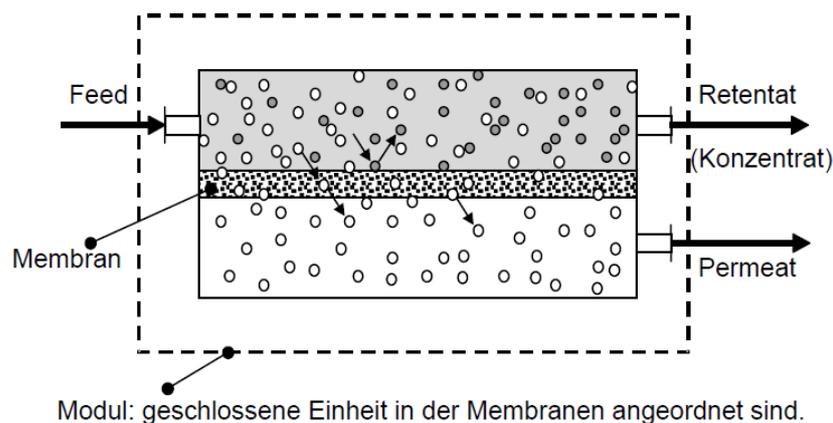


Abbildung 4-1: Schematische Darstellung des Selektionsverhaltens einer Membran (MELIN und RAUTENBACH, 2007)

Während eine oder mehrere Komponenten mehr oder minder stark zurückgehalten werden, ist ein Durchgang für die andere(n) nahezu ungehindert möglich. Es kommt also zur Trennung in zwei Phasen. Zum einen in das Lösungsmittel Wasser und permierende Komponenten (Permeat) zum anderen in eine aufkonzentrierte Phase aus den zurückgehaltenen Komponenten und dem Lösungsmittel Wasser (Konzentrat). Die treibende Kraft stellt hierbei der Transmembrandruck Δp dar. Synthetisch hergestellte Membranen ermöglichen in großtechnischem Maßstab die Trennung nach Molekülgröße und besitzen über längere Zeit einen geringen Wartungsaufwand.

Die Unterscheidung der druckgetriebenen Verfahren mit flüssiger Feed- und Permeatphase findet durch die Höhe der nötigen Druckdifferenz und der Größe der Trenngrenze statt. Die nachfolgende Abbildung zeigt die Definition der unterschiedlichen Einsatzbereiche dieser

Technik. Neuere Porenmembranen erlauben einen Betrieb bei deutlich geringeren Druckdifferenzen als in Abbildung 4-2 dargestellt. Diese Niederdruckverfahren ermöglichen u.a. eine besonders wirtschaftliche Betriebsweise. Neue Werkstoffe ermöglichen den Betrieb besonders im Bereich der Ultrafiltration bei geringeren Transmembrandrücken.

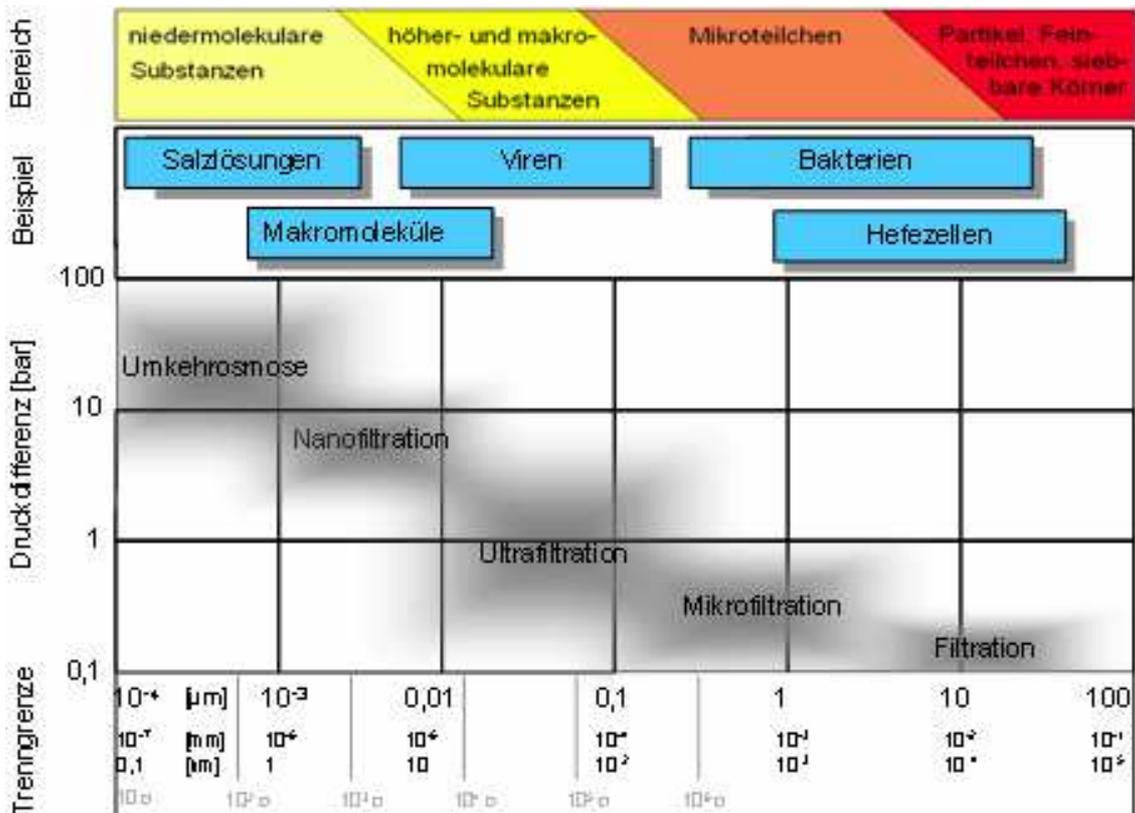


Abbildung 4-2 Arbeitsbereich der verschiedenen Membrantrennverfahren (DWA, 2007)

4.1.2 Kenngrößen

Für die Definition einer erfolgreichen Membranfiltration nennt Melin (2007) zwei wichtige Punkte:

1. Die Selektivität der Membran, d.h. ihre Fähigkeit, zwischen den Komponenten einer Mischung zu unterscheiden.
2. Die Leistungsfähigkeit einer Membran, d.h. der unter bestimmten Betriebsbedingungen zu erzielende Permeatfluss.

Zur Beschreibung der Membraneigenschaften sind aber noch weitere wichtige Begriffe zu definieren:

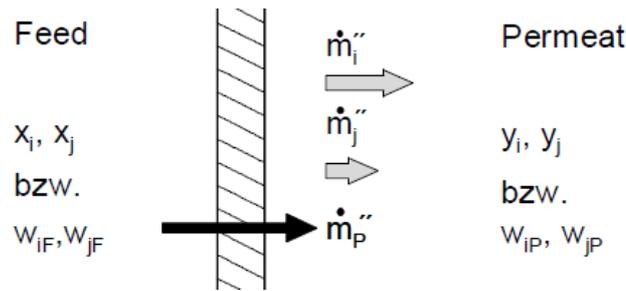


Abbildung 4-3 Kenngrößen Membrancharakterisierung (MELIN und RAUTENBACH, 2007)

mit w_{iP} = Konzentration des Stoffes i im Permeat; w_{iF} = Konzentration des Stoffes i im Feed;

\dot{m}_k = flächenspez. Fluss der Komponente k; x_k, y_k = Molenbrüche

Die in der Abbildung 4-3 vorgestellten Größen dienen der Ermittlung verschiedener Kenngrößen:

- Rückhaltevermögen R_i (Melin, 2007):

R_i wird als Maß für die Trennschärfe einer Membran benutzt und bezieht sich dabei auf die Schlüsselkomponente i

$$R_i = \frac{w_{iF} - w_{iP}}{w_{iF}} = 1 - \frac{w_{iP}}{w_{iF}} \quad \text{Glg. 4-1 Rückhaltevermögen einer Membran}$$

mit w_{iP} = Konzentration des Stoffes i im Permeat; w_{iF} = Konzentration des Stoffes i im Feed

- Selektivität S_{ij} (Melin, 2007):

$$S_{ij} \Big|_w = \frac{w_{iP} / w_{jP}}{w_{iF} / w_{jF}} \quad \text{Glg. 4-2 Selektivität einer Membran}$$

- Permeatfluss (Melin, 2007):

Er ist der auf die Membranfläche bezogene Stoffstrom durch die Membran in der Dimension Masse/(Fläche × Zeit). Zu unterscheiden ist zwischen dem Gesamtfluss \dot{m}_{ges}'' und den Partialflüssen \dot{m}_k'' , die mathematisch in folgendem Zusammenhang stehen:

$$\dot{m}_{ges}'' = \sum_k \dot{m}_k'' \quad \text{Glg. 4-3 Zusammenhang Gesamtfluss und Partialfluss}$$

- Permeatstrom V_p oder Flux

Er ist der auf die Membranfläche bezogene Strom durch die Membran in der Dimension Volumen/(Fläche × Zeit) angegeben

- Transmembrane Druckdifferenz Δp

Sie ist ein Maß für die Triebkraft zur Herbeiführung der Filtration. Sie wirkt zwischen Feedseite und Permeatseite der Membran.

4.1.3 Membranklassifizierung

4.1.3.1 Charakterisierung von Membranen

Da sich Membranen für ein breites Spektrum an Aufgaben eignen, sind für die einzelnen Bereiche immer speziellere Materialien und Aufbauformen entwickelt worden. Die Abbildung 4-4 gibt eine kurze Übersicht über die Einteilung und den Aufbau der speziellen Materialien und

Bauformen. Die im Rahmen dieses Projektes eingesetzten Membranen sind synthetisch, fest, anorganisch, porös und asymmetrisch.

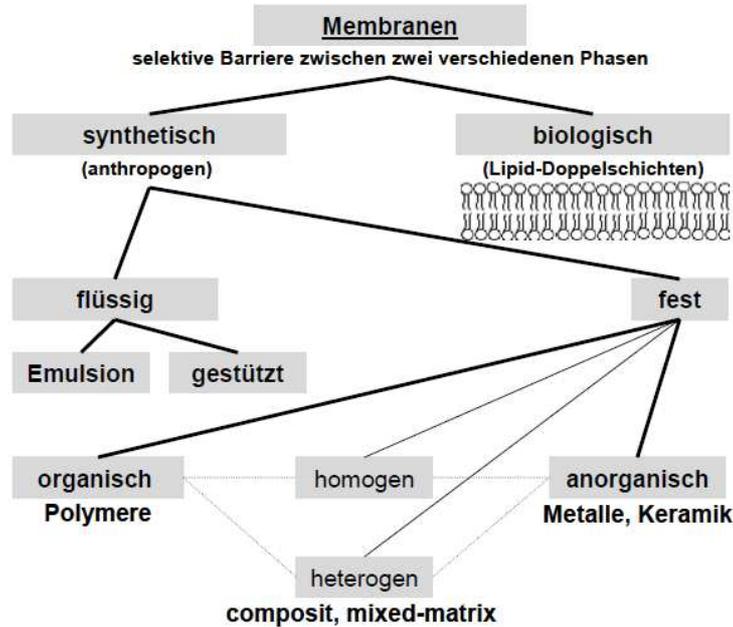


Abbildung 4-4 Einteilung der Membranen (MELIN und RAUTENBACH, 2007)

Jede Membran lässt sich mit Hilfe der Definition der Herkunft, des Werkstoffes, der Morphologie und Struktur sowie der Herstellungsart ausreichend beschreiben. Durch die Morphologie wird der jeweilige Anwendungsbereich der Membran beschrieben. Am häufigsten technisch verwendet werden, der einfacheren Handhabung wegen, synthetisch hergestellte, feste Membranen aus vorwiegend organischen Materialien.

Die Membranunterscheidung hinsichtlich Morphologie und Struktur ist eng verbunden mit deren Trennmechanismus und den daraus resultierenden Anwendungen. So werden poröse Membranen hauptsächlich in der Mikro- und Ultrafiltration sowie Dialyseprozessen eingesetzt, während elektrisch geladene, nicht poröse in der Umkehrosmose, Pervaporation und Gaspermeation sowie geladene, nicht poröse Membranen in der Nanofiltration verwendet werden. Alle Membranen können symmetrisch oder asymmetrisch hergestellt werden, d.h. mit einem gleichen Aufbau über die Membrandicke oder einem Aufbau mit veränderlichen Eigenschaften.

4.1.3.2 Organische Membranen

Synthetische Polymermembranen bestehen aus organischen, makromolekularen Verbindungen. Die Trenneigenschaften einer organischen Membran bestimmen sich im Wesentlichen nach den Struktureigenschaften der verwendeten Polymere:

- Molekulargewicht
- chemischen Aufbau und räumliche Anordnung innerhalb der Makromoleküle
- Wechselwirkungen zwischen den Makromolekülen

Als Vorteile im Vergleich zu anorganischen Membranen können folgende Punkte genannt werden:

- Elastizität
- geringes Gewicht
- niedrige Investitionskosten

Nachteile dieser Membranen sind:

- Alterung
- geringere Temperatur- und Chemikalienbeständigkeit
- geringe Abriebfestigkeit
- Rückspülung nur mit geringen Drücken oder gar nicht möglich

4.1.3.3 Anorganische Membranen

Anorganische Membranen zeichnen sich gegenüber organischen durch folgende Vorteile aus:

- hohe Temperaturbeständigkeit
- chemisch Beständigkeit
- Abriebfestigkeit
- keine Alterung, lange Standzeiten
- Rückspülung mit hohen Drücken möglich
- Trenngrenze und Trennschärfe kontrollierbar

Allerdings stehen diesen einige Nachteile entgegen:

- spröde Eigenschaften
- hohes Gewicht
- große Investitionskosten
- Modulfassungen und Dichtwerkstoffe aus Kunststoff limitierender Faktor

Generell können anorganische Membranen nach dem verwendeten Material unterschieden werden:

- metallische Membranen
- Glasmembranen
- Kohlenstoff-Membranen
- keramische Membranen

4.1.3.4 Symmetrische und Asymmetrische Membranen

Eine weitere wichtige Unterteilung ist die in symmetrische (gleicher Aufbau über die Membrandicke) und asymmetrische (Aufbau mit veränderlichen Eigenschaften) Membranen. Dies ist entscheidend für den Fluss, da dieser durch die Membran umgekehrt proportional zu ihrer Dicke ist. Asymmetrische Aufbauten nutzen diesen Sachverhalt optimal aus, weil sie nur eine sehr dünne selektive Schicht haben. Dieser Schicht wird durch eine verhältnismäßig dicke Tragschicht Stabilität verliehen. Da die Tragschicht hochporös ausgebildet wird, hat sie nur einen sehr geringen Einfluss auf den Fluss.

Diese Membranen bestehen aus mindestens zwei Schichten. Ziel des schichtweisen Aufbaus ist im Allgemeinen neben einer fehlerfreien Oberfläche, die sukzessive Verringerung des Strömungswiderstandes durch Steigerung der Porosität von der Trennschicht bis zum Trägermaterial.

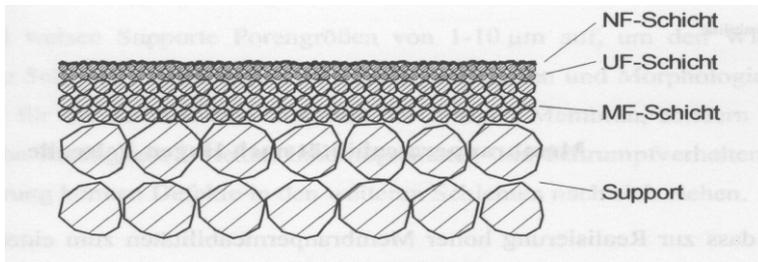


Abbildung 4-5 Aufbau einer keramischen NF-Membran (WEBER, 2001)

Die gegebenenfalls vorhandenen Zwischenschichten verhindern den Durchschlag der trennschichtbildenden Aufschlammung der Trennschicht in die Poren der Trägerschicht und sorgen gleichzeitig für einen gleichmäßigen Abbau des Druckgradienten.

4.1.4 Membranbauformen

4.1.4.1 Anforderung und Unterteilung

Kernstück jeder Membrananlage ist das Modul mit den einzelnen Membranen, d.h. die technische Anordnung der Membranen. Bei der Modulentwicklung sind folgende Kriterien entscheidend:

- gute, gleichmäßige Überströmung der Membran ohne Totwasserzonen
- mechanische, chemische und thermische Stabilität
- große Packungsdichte
- kostengünstige Fertigung
- gute Reinigungsmöglichkeit
- kostengünstige Möglichkeit eines Membranwechsels
- geringe Druckverluste

Die Module werden zu Racks zusammengefasst, wodurch eine platzsparende Baukastenstruktur ermöglicht wird. Darüber hinaus spielt das zu behandelnde Medium mit seinen Eigenschaften eine entscheidende Rolle bei der Wahl der optimalen Geometrie und Strömungsführung.

Sieht man von konstruktiven Einzelheiten ab, lassen sich die Module auf zwei Bauklassen und 6 Bauarten zurückführen:

1. Bauklasse 1: Module mit Schlauchmembranen
 - Rohrmodul
 - Kapillarmodul
 - Hohlfasermodule
2. Bauklasse 2: Module mit Flachmembran
 - Plattenmodul
 - Wickelmodul

- Kissenmodul

4.1.4.2 Hohlfasermembran

Hohlfasermembranen stellen den Großteil der in Membranbioreaktoren eingesetzten Membranfläche. Verschiedene Hersteller bieten Module unterschiedlicher Bauart an, z.B. Zenon, Memcor, Puron, Mitsubishi, Inge und andere. Die vorherrschende Betriebsart ist hierbei die Filtration von außen nach innen (outside-in). Bei der outside-in Filtration steht das zu filtrierende Medium außen an und das Permeat fließt in der Membran ab. Bei der inside-out Filtration ist die Hohlfaser vom Feed durchströmt und das Permeat fließt außen ab.

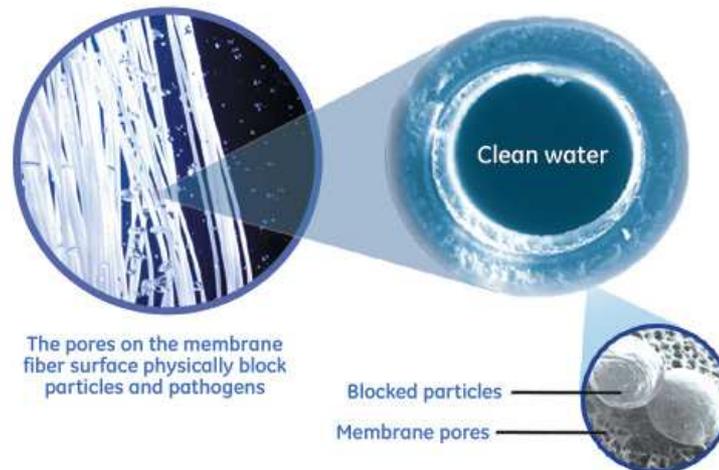


Abbildung 4-6 Hohlfasermembranen vergrößert und im Schnitt dargestellt (Herstellerinformationen, Zenon/GE)

Die Vor und Nachteile von Hohlfasermodule werden folgend aufgezeigt.

Vorteile:

- sehr hohe Packungsdichte
- relativ günstige spezifische Membrankosten
- hohe Druckstabilität bei Außendruck

Nachteil:

- empfindlich gegen Verstopfung
- z.T. hoher Druckverlust in der Faser

4.1.4.3 Plattenmembran

Eine Form der Flachmembranen sind Plattenmembranen. Im Gegensatz zu Schlauchmembranen bleibt die Membran beim Flachmodul als Fläche erhalten. Der Vorteil beim beidseitigen Anströmen ist, dass die Membran den Druck besser an die Trägerkonstruktion weitergeben kann. Auch im Bezug auf die Strömungsbildung und den Stoffaustausch zeigen sich bei der Flachmembran einige Vorteile.

Kunststoff

Die Plattenmodule des Marktführers Kubota bestehen aus einer Trägerplatte, auf die beidseitig die Membranfolie (Polymer) aufgeschweißt ist. Zwischen der Platte und der Membran befindet sich ein Drainage- und Stützvlies. Die Trägerplatte ist mit Drainagekanälen versehen, die in einem Saugstutzen zum Permeatabzug zusammenlaufen. Die einzelnen Platten werden in einem Abstand von 5 – 15 mm parallel zueinander und senkrecht stehend zu einem Plattenpaket zusammengefasst und in einen Stützrahmen gefasst. Der Stützrahmen ist seitlich geschlossen und auf einem Aufströmkanal montiert, an dessen Fuß eine flächendeckende Druckbelüftungs- vorrichtung angeordnet ist.

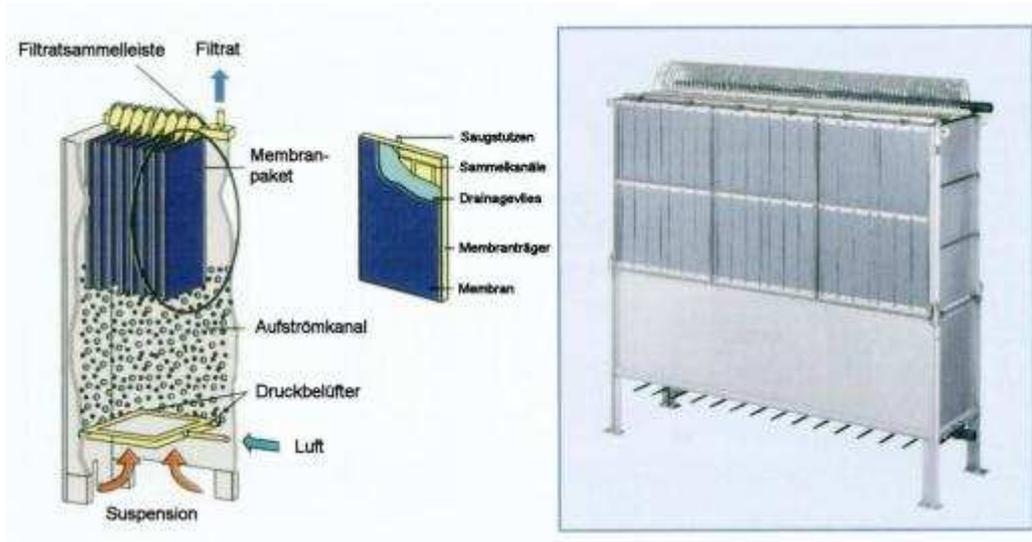


Abbildung 4-7 Plattenmodul der Firma KUBOTA (Herstellerinformationen, Kubota)

Keramik

Flachmembranmodule aus Keramik stellen eine neue Entwicklung dar. Da die Membran extrem stabil ist, und in fast jeder Form hergestellt werden kann, haben diese Module technische Vorteile. Auf Stütz- und Umlenplatten in den Racks mit den zugehörigen Platten kann bei einigen Systemen gänzlich verzichtet werden, da die Membran selbst alle strömungstechnisch erforderlichen Kanäle aufweist. Die Membranen müssen nur mit Dichtungen versehen und zu Modulen zusammengefasst werden.

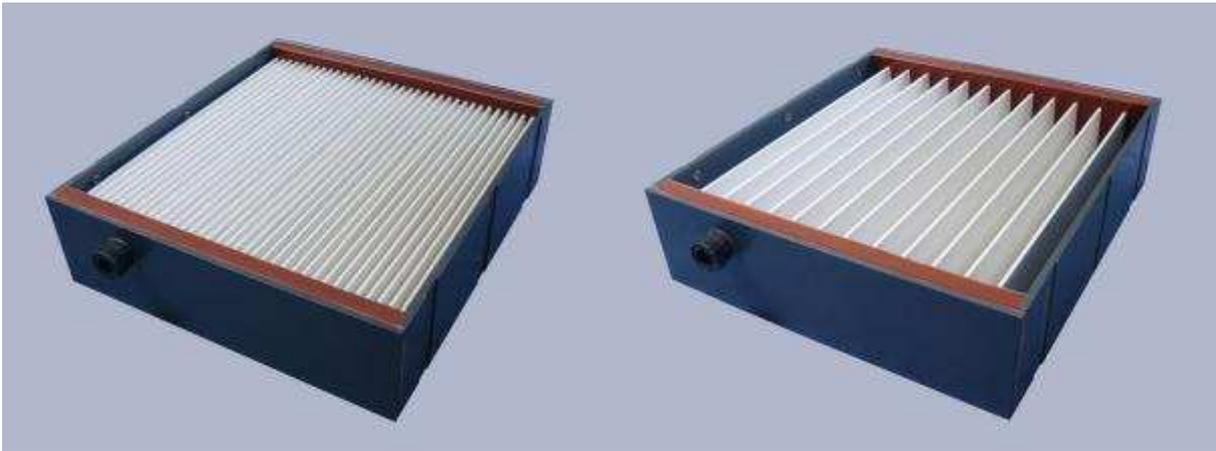


Abbildung 4-8 Module aus Keramik- Filterelementen; links Modul der A-Serie HP mit 4 m² Filterfläche und rechts Modul der A-Serie LM mit 1,4 m² Filterfläche

Die Vor- und Nachteile des Plattenmoduls werden folgend aufgelistet.

Vorteile:

- wenig verschmutzungsanfällig
- Verstopfungssicherheit
- Betrieb im Niederdruck möglich

Nachteile:

- relativ geringe Packungsdichte (< 100 m²/m³)
- hohes Gewicht und Sprödigkeit des Materials

4.1.5 Herstellung keramischer Membranen

Zunächst wird das Trägermaterial aus grobkörnigem Keramikpulver hergestellt. Hierzu gibt es verschiedene Möglichkeiten:

- isostatisches Pressen
- Extrusion
- Gießen einer Schlickersuspension

Anschließend werden die Formkörper bei hohen Temperaturen gesintert. Das Aufbringen der Trennschicht erfolgt im Allgemeinen nach dem Sol-Gel-Verfahren. Hierbei wird der Träger in verschiedene Verfahren; Sprühen, Tauchen oder Rotation des Membranträgers, mit einem flüssigen Sol beschichtet. Bei Überschreitung des Gelpunktes lässt sich das Sol in ein festes Gel überführen. Nach dem Trocknen kann durch Wärmebehandlung noch eine Veränderung der Porenstruktur erreicht werden.

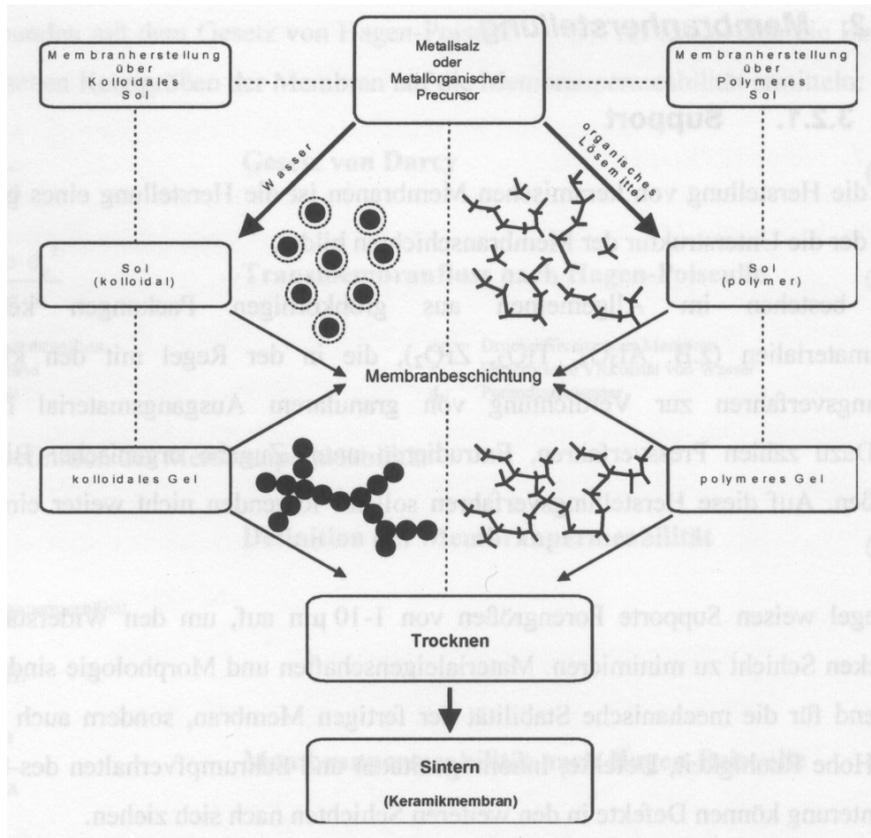


Abbildung 4-9 Verfahren der Sol-Gel Herstellung (WEBER, 2001)

4.1.6 Deckschichtbildung und -kontrolle

Durch die Filtermembran werden unter anderem Feststoffe zurückgehalten. Diese Feststoffe lagern sich zu einem Filterkuchen an der Membranoberfläche an. Dieser Filterkuchen wächst mit der Zeit an und wird gegebenenfalls zusätzlich verdichtet, wodurch eine Verstärkung der Filterwirkung möglich ist. Die Filterwirkung der Deckschicht führt aber gleichzeitig zu einem zeitlich anwachsenden Strömungswiderstand. Der Fluss durch die Membran (Permeatfluss) nimmt dadurch zeitlich ab. Durch eine Erhöhung des Feeddruckes wird dieser negative Effekt ausgeglichen und so der erwünschte kontinuierliche Fluss durch die Membranen aufrechterhalten. Diese Ausgleichsmaßnahme der Druckerhöhung bei abnehmendem Fluss ist aus physikalisch-technischen und wirtschaftlichen Gründen nicht beliebig steigerbar. Die wichtigsten begrenzenden Faktoren sind:

- Die endgültige Verblockung der Membran
- Der ansteigende Energieverbrauch für die Pumpenleistung zur Erzeugung des entsprechenden Feeddruckes und je nach Verfahren einer ausreichenden Überströmgeschwindigkeit
- Die mechanische Belastbarkeit der Membran

Werden bei einem Prozessablauf Scher- und Auftriebskräfte durch die Erzeugung einer Überströmung an der Membran induziert, so werden bereits abgelagerte Partikel aus der Deckschicht herausgelöst. In diesem Fall spricht man von einer reversiblen Deckschicht. Solche Systeme verhalten sich nach einer Einfahrzeit stationär (Ablagern und Mitreißen der Partikel

stehen im Gleichgewicht) und produzieren einen nahezu konstanten Permeatstrom (Abbildung 4-10).

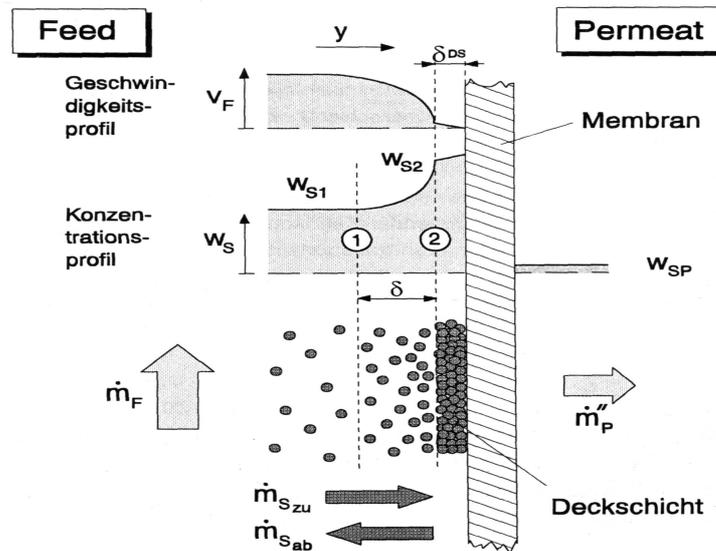


Abbildung 4-10 Geschwindigkeits- und Konzentrationsmembranprofile (MELIN und RAUTENBACH, 2007)

mit $\dot{m}_{Szu} / \dot{m}_{Sab}$ = Partikelströme; δ_{DS} = Deckschichtdicke; v_F : Geschwindigkeitsprofil, w_S : Konzentration; w_{SP} : Konzentrationsprofil Permeat; \dot{m} = flächenspez. Fluss; mit \dot{m}_{iF} = Fluss

Im Gegensatz dazu stehen die Dead-end Verfahren, die eine sich nicht selbst kontrollierende Deckschicht aufbauen. Wichtig ist, dass die Dicke und Struktur der Deckschicht das Trennverhalten der Membran im Allgemeinen stärker als die Membran selber beeinflusst. Dadurch wird die Trenngrenze immer in Richtung kleinerer Durchmesser verschoben. Doch auch reversible Deckschichten können durch Einlagerungsprozesse feinsten Partikel in die Deckschicht einen sehr langsam abfallenden Permeatfluss verursachen. Dieser Prozess erfordert ein periodisches Rückspülen oder Reinigen der Anlage. Wenn hohe Schubspannungen erzeugt werden, führt dies zu einem geringeren Membranflächenbedarf. Dies erfordert jedoch einen höheren energetischen Aufwand. Mit der Verminderung der Wandschubspannung werden zusätzliche Aufwendungen für die Vermeidung oder das Ablösen der Deckschicht erforderlich.

4.1.6.1 Hydrodynamisches Modell

Durch hydrodynamische Effekte kommt es bei der Betrachtung von realen Permeatströmen mit großen Partikeln zu größeren Flüssen als in Diffusionsmodellen vorhergesagt wurde. Von entscheidender Bedeutung ist bei allen Modellen eine membranparallele Kraft, die allgemein als Wandschubkraft in Abhängigkeit des membranannalen Geschwindigkeitsprofils dargestellt wird. Es gibt verschiedene Ansätze diese Kraft herzuleiten:

- Ablagerungsmodelle
- Erweiterte Ablagerungsmodelle
- Deckschichtmodelle

Es wird ein einzelnes Element auf der Membranoberfläche und die auf das Element wirkenden Kräfte betrachtet. Es wird dabei eine membranparallele Schleppkraft (F_x), die aus der Hauptströmung resultiert, einer Reibungskraft (F_R), die sich aus der Haltkraft (F_N) der Permeatströmung ergibt, gegenübergestellt (Abbildung 4-11). Ist der Betrag der ablösenden Kraft größer als der der haltenden Kräfte, wird das Partikel von der Membranoberfläche abgetragen und so die Deckschichtkontrolle gewährleistet.

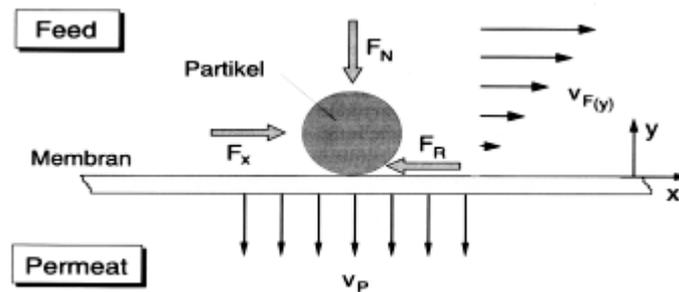


Abbildung 4-11 Kräfte an einem Kolloid (MELIN und RAUTENBACH, 2007)

4.1.6.2 Filtrationsarten

Um einen gleichmäßig hohen Permeatstrom sicherzustellen, muss besonderes Augenmerk auf die Deckschichtbildung gelegt werden. Bei Mikro- und Ultrafiltration wird zwischen zwei grundsätzlichen Arten der Filtration unterschieden: Dem Cross-flow (Querstromprinzip) und dem Dead-end Verfahren.

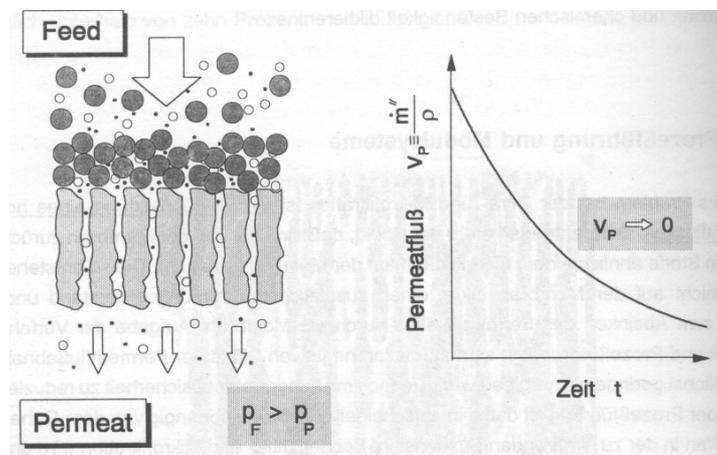


Abbildung 4-12 Schematische Darstellung des Dead-end Verfahrens (statisch) (MELIN und RAUTENBACH, 2007)

mit p_F = Druck im Feed; p_P = Druck im Permeat; \dot{m}_p = flächenspez. Fluss Permeat; ρ = Dichte

Beim Dead-end Verfahren wird die Membran orthogonal von der Suspension durchströmt, wobei sich alle zurückgehaltenen Partikel auf der Membran ablagern und somit einen zeitlich wachsenden Filterkuchen bilden, der den Permeatfluss stetig verringert. Erfolgt keine Rückspülung geht der Volumenstrom des Permeats über die Zeit t gegen null.

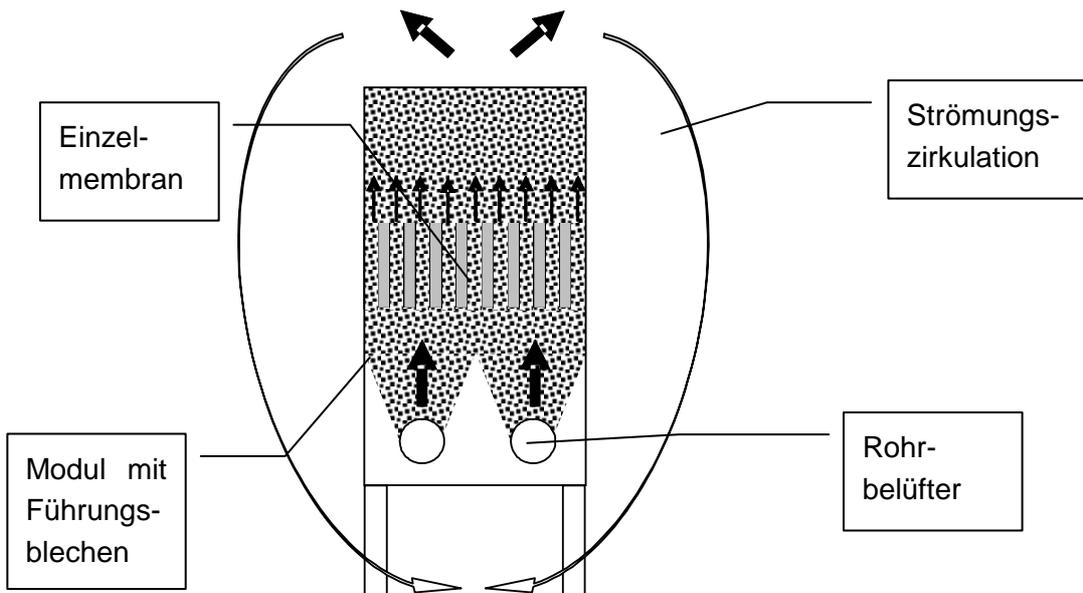


Abbildung 4-14 Belüftetes Membranmodul mit symbolisierter Strömungswalze

Zusätzlicher Effekt der Querströmung ist eine Kontrolle der entstehenden Deckschicht auf der Membran. Damit lässt sich die Filtratleistung einer Membran dauerhaft durch Verbesserung der Deckschichtkontrolle und nicht durch Anhebung der TMP verbessern. Eine regelmäßige filtratseitige Druckerhöhung, wie im Modulkonzept umgesetzt, erzeugt eine Umkehrung der Fließrichtung des Filtrates. Es kommt zu einer Umkehrung der membransenkrechten Kräfte und damit zu einer Entlastung der Deckschicht und somit zur einer weitergehenden Abreinigung der Membranoberfläche durch die mittels Überströmung induzierten Scherkräfte.

4.1.7 Leistungsbegrenzende Faktoren bei der Membranfiltration

Membranverfahren sind durch die hydraulisch sensible Situation der Spitzenlastauslegung an dauerhaft gute Filtratleistungen gebunden. Möglichkeiten der Leistungsreduzierung durch äußere und innere Einflüsse werden in Abbildung 4-15 zusammengestellt und anschließend erläutert.

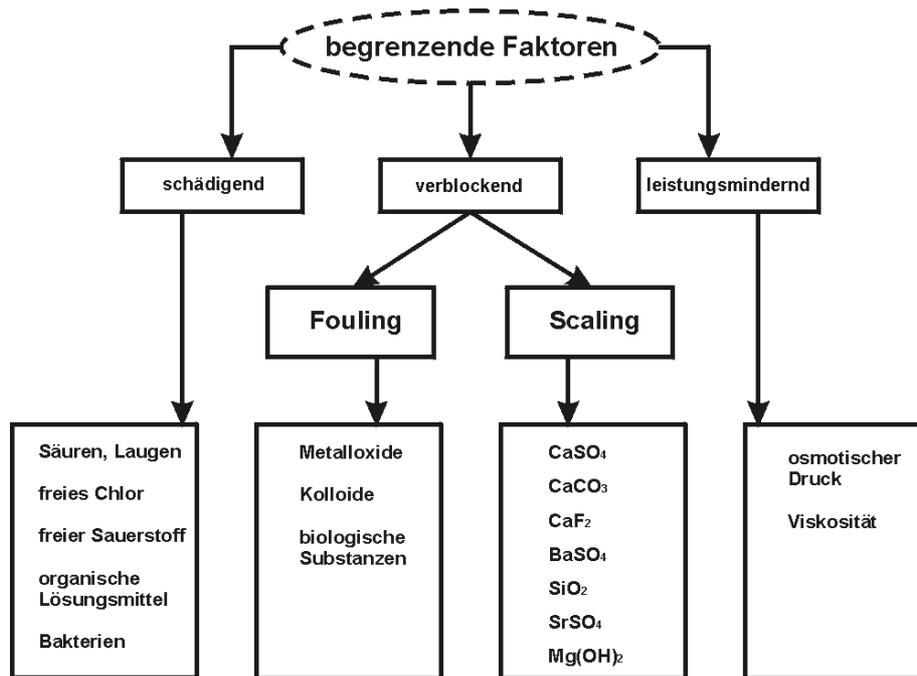


Abbildung 4-15 Limitierende Faktoren der Membranfiltration am Beispiel der Umkehrosmose (MELIN und RAUTENBACH, 2007)

Im aufzubereitenden Wasser befindliche suspendierte bzw. kolloidal gelöste Inhaltsstoffe führen zu einer langsamen, aber stetigen Leistungseinbuße durch den Verschmutzungsprozess der Membran. Diese Verschmutzungen versperren mit der Zeit die Membranporen, erhöhen den osmotischen Gegendruck oder bilden als Deckschicht eine Art Sekundärmembran, die dem Permeatfluss unter Umständen einen höheren Widerstand entgegensetzt als die Membran selbst. Folgende Foulingarten werden unterschieden:

- *Kolloidales Fouling*: sedimentierte organische und anorganische Kolloide und feindispersive Inhaltsstoffe, die nur sehr langsam diffundieren und das Gleichgewicht in Richtung kleinerer Durchmesser verschieben
- *Organisches Fouling*: Anlagerung gelöster Wasserinhaltsstoffe (Proteine, Fette, Öle), am schon vorhandenen Belag auf der Membran
- *Biofouling*: Anheftung und weitere Vermehrung von Mikroorganismen auf der Membran
- *Anorganisches Fouling oder Scaling*: Ausfällungen mineralischer Abwasserinhaltsstoffe an der Membranoberfläche oder in der Membranstruktur

Zum Ausgleich der Druckverluste ist ein erhöhter Energieaufwand notwendig, der die transmembrane Druckdifferenz anhebt und durch intensivierete Überströmung die Scher- und Auftriebskräfte auf der Deckschicht verstärkt (IWW, 1996). Zur Beseitigung von Schmutzbelägen (reversible Deckschicht) wendet man, neben regelmäßigen Rückspülzyklen (nicht bei allen Membranen) chemische Reiniger an, die je nach Stoff- bzw. Deckschichtart aus unterschiedlichen, mehr oder weniger aggressiven, Chemikalien bestehen. Dabei ist allerdings zu beachten, dass aus technischen (mech./chem. Membranbeanspruchung) und wirtschaftlichen Gründen (erhöhte Pumpenleistung, Chemikalienbedarf, Membranlebensdauer) die Möglichkeiten der Deckschichtbekämpfung beschränkt sind.

4.1.7.1 Membranverstopfung

Eine starke Leistungsminderung kann eintreten, wenn ungeeignete Größenverhältnisse zwischen den abzutrennenden Inhaltsstoffen und den Membranporen herrschen. Bei gleicher Größe oder deutlich größeren Membranporen verstopft die Membran von innen heraus und es kommt zu einer vollständigen Porenüberdeckung. Wenn überhaupt ist diese Art der Belegung nur mit hohem Aufwand (chemisch/hydraulisch) zu beheben.

4.1.7.2 Deckschichtumlagerung

Während des Betriebs findet innerhalb der Deckschicht eine Umlagerung statt. Während sich an der Oberfläche der Deckschicht bevorzugt Partikel kleinerer Durchmesser anlagern, bilden darunter größere ein stabiles Traggerüst. Schließlich kommt es zu einer Verschiebung der Trennkurve mit einhergehender Permeatflussminderung. Die immer strömungskonformer ausgebildete Deckschicht erfordert dann zunehmend höhere Turbulenzen zur Beseitigung, was wiederum einen vermehrten Energieaufwand zur Folge hat.

4.1.7.3 Deckschichtkontrollierte Filtration

Vor allem bei Porenmembranen tritt z.T. ein deckschichtkontrollierter Stoffaustausch ein. Durch die Deckschichtbildung der zurückgehaltenen Feedinhaltsstoffe auf der Membranoberfläche, resultiert die Tatsache, dass nicht mehr nur die Membran alleine leistungsbestimmend ist, sondern das System Deckschicht/Membran diese Funktion übernimmt.

4.1.8 Membranfiltration und Membranbioreaktoren

Der Ansatzpunkt des MBR-Verfahrens ist der Ersatz der Nachklärung. Damit verbessert das Verfahren einen leistungslimitierenden Punkt der konventionellen Kläranlage. Mit Hilfe eines MBR-Verfahrens lässt sich die Nachklärung einer Kläranlage ersetzen und der Feststoffabtrieb vollständig unterbinden, wodurch ein höherer TS-Gehalt in der Belebungsstufe möglich ist. Um gute Absetzeigenschaften zu erreichen, darf der Trockensubstanzgehalt bei einer konventionellen Nachklärung einen TS-Gehalt von 4-5 g TS/l im Belebungsbecken nicht überschreiten. Große Belebungsbecken mit einer relativ geringen Raumbelastung sind daher unumgänglich.

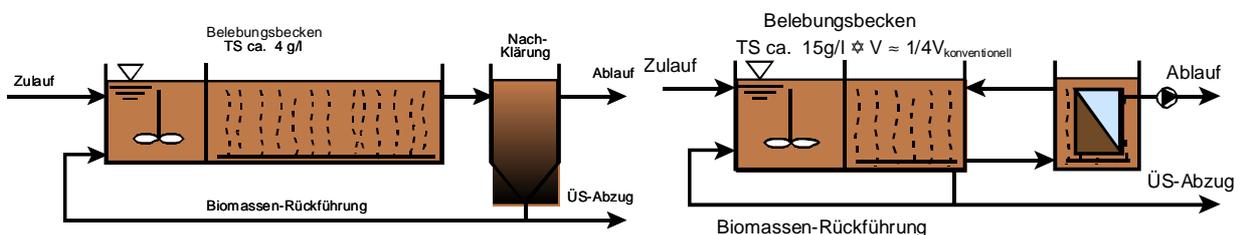


Abbildung 4-16 Fließbild MBR-Anlage und konventionelle Kläranlage (DWA, 2007)

Durch den Einsatz der Membrantechnik hat man die Möglichkeit, den TS-Gehalt stark zu erhöhen und somit die Raumbelastung zu steigern, da die Biomasse nicht sedimentieren muss. Aus diesem Grund kann das Beckenvolumen der biologischen Stufe sehr viel kleiner als bei einer konventionellen Anlage ausgelegt werden. Es hat sich gezeigt, dass der Einsatz von Membranen viele Vorteile gegenüber der konventionellen Nachklärung hat:

- Die Biomassenkonzentration lässt sich um das bis zu 5-fache auf 10-20 g TS/l steigern, wobei TS-Gehalte bis 15 g/l als optimal einzustufen sind,
- Der Ablauf enthält keine partikulären Stoffe,
- Bakterien werden zurückgehalten,
- Die Zahl der Viren wird durch Anhaftungsprozesse deutlich verringert,
- Durch das mögliche extrem hohe Schlammalter ist ein optimaler biologischer Stoffumsatz durch Adaption an das Substrat gegeben,
- Durch Keimreduktion ist eine Wiederverwertung des gereinigten Abwassers grundsätzlich möglich,
- Es muss deutlich weniger Überschussschlamm entnommen werden, wenn nur hydrolysierbare Stoffe zugeführt werden.

4.2 Biologische Umsatzprozesse in der Abwasserbehandlung

4.2.1 Aerobe Prozesse

Aerobe Umsatzprozesse nutzen im Abwasser gelösten Sauerstoff. Um eine ausreichende Versorgung mit Sauerstoff zu gewährleisten, muss dieser im Allgemeinen durch technische Maßnahmen in die Flüssigphase eingebracht werden.

4.2.1.1 Aerobe Kohlenstoffumsetzung

Im klassischen belüfteten Abwasserbehandlungsverfahren erfolgt die Umsetzung von Kohlenstoffverbindungen durch heterotrophe Bakterien zu Biomasse, Energie, CO₂ und H₂O. Die reine Kohlenstoffelimination kann durch belüftete Ausschwemmreaktoren oder durch Belebungsverfahren mit Biomassenrückführung erreicht werden. In beiden Fällen muss das Schlammalter unter Berücksichtigung der Temperatur nach DWA A131 auf ca. 4 bis 5 Tage eingestellt werden. Als Bemessungsgrundlage für klassische Belebungsverfahren werden im Allgemeinen Schlammalter von 10 bis 12 Tagen für eine simultane Nitrifikation angesetzt, die das Anreichern von autotrophen Organismen zur Stickstoffoxidation ermöglichen.

4.2.1.2 Aerobe Stickstoffumsetzung

Organische Stickstoffverbindungen wie zum Beispiel Harnstoff, werden bereits nach kurzer Zeit durch Hydrolyse zu Ammonium umgesetzt. Unter der Nitrifikation versteht man die biochemische Umsetzung von Ammonium zu Nitrat. Die Oxidation des anorganischen Ammonium-Stickstoffes zu Nitrat (NO₃⁻) wird von obligat aeroben, autotrophen Mikroorganismen, den Nitrifikanten durchgeführt. Sie benötigen keinen organischen Kohlenstoff für ihren Stoffwechsel, sondern CO₂. Die Oxidation des Ammonium-Stickstoffes (NH₄⁺) dient dem Energiegewinn. Als obligat aerobe Bakterien sind sie bei der Oxidation auf Sauerstoff (O₂) angewiesen. Die chemische Reaktionsgleichung der Nitrifikation lautet wie folgt:



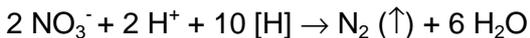
Als Voraussetzung für die Nitrifikation sind folgende Punkte zu nennen:

- Die Abwesenheit oxidierter Stickstoffverbindungen,
- die Anwesenheit gelösten Sauerstoffs, aerobes Milieu,

- die Anwesenheit von anorganischem C in Form von Kohlendioxid als Energielieferant
- die Anwesenheit obligater autotropher Bakterien (können nur im aeroben Milieu existieren)

4.2.2 Anoxische Prozesse

Unter anoxischen Prozessen werden in der Abwasserbehandlung Umsetzungsprozesse unter der Nutzung von gebundenem Sauerstoff verstanden. Denitrifikation bezeichnet die mikrobielle Umsetzung (Reduktion) von Nitrat zu gasförmigem Stickstoff (N₂), wobei verschiedene Zwischenprodukte wie Nitrit (NO₂) oder Stickoxide (N₂O bzw. NO) entstehen können. Die chemische Gleichung der Denitrifikation lautet:



Die Denitrifikation wird von heterotrophen Mikroorganismen vollzogen. Viele heterotrophe Bakterien sind in der Lage, Nitrat statt gelöstem Sauerstoff zu nutzen. Das Nitrat wird an Stelle von Sauerstoff zur anaeroben biologischen Oxidation einer organischen CSB-Fracht genutzt, als Elektronenakzeptor wirkt dann nicht der Sauerstoff, sondern der Nitratstickstoff. Der Energiegewinn für die Organismen ist bei der „Nitratatmung“ um ca. 10 – 20 % geringer. Dies ist der Grund, warum die Mikroorganismen bei Anwesenheit von freiem Sauerstoff diesen bevorzugt zur Atmung verwenden. Bedingung für die Denitrifikation ist daher die Bereitstellung von anoxischem Beckenvolumen.

Zusammenfassend lassen sich für die Denitrifikation als Voraussetzung nennen:

- Die Anwesenheit oxidierter Stickstoffverbindungen,
- die Abwesenheit gelösten Sauerstoffs, anoxisches Milieu,
- die Anwesenheit fakultativer Bakterien (können sowohl im aeroben als auch im anoxischen Milieu existieren) und
- die Anwesenheit leicht abbaubarer organischer Kohlenstoffverbindungen als Energiequelle.

4.2.3 Anaerobe Prozesse

Voraussetzung für einen anaeroben Abbau ist die weitestgehende Abwesenheit von gelöstem oder gebundenem Sauerstoff.

4.2.3.1 Anaerobe Kohlenstoffumsetzung

Der Abbau organischer Verbindungen erfolgt in **vier Schritten**. In der **Hydrolyse** überführen Enzyme Polymere, teils ungelöste Moleküle, in kurzkettige gelöste Stoffe. Die Hydrolyse läuft ohne Elektronendonatoren oder -rezeptoren ab und kann als selbstgänglich betrachtet werden, lediglich bei schwer abbaubaren Stoffen kann die Hydrolyse zum limitierenden Faktor des anaeroben Abbaus werden.

Während der **Versäuerung** erfolgt die Umsetzung der Endprodukte der Hydrolyse in kurzkettige organische Säuren (z.B. Buttersäure, Essigsäure, Propionsäure), Alkohole, sowie Wasserstoff und Kohlendioxid. Für den weiteren Umsatz zu Essigsäure in der Acetogenese, ist eine Umwandlung der entstandenen Säuren, mit Ausnahme der Essigsäure und der Ameisensäure, notwendig.

In der **Acetogenese** werden gebildeten organischen Säuren in Essigsäure. Damit diese stattfinden kann ist ein direkter räumlicher Kontakt zwischen methanogenen und acetogenen Bakterien obligat, um den notwendigen niedrigen Wasserstoffpartialdruck durch Übertragung zwischen diesen beiden Bakteriengruppen zu gewährleisten.

Im letzten Schritt, der **Methanogenese**, findet die Umsetzung von Essigsäure, sowie Kohlendioxid und Wasserstoff zu Methan statt.

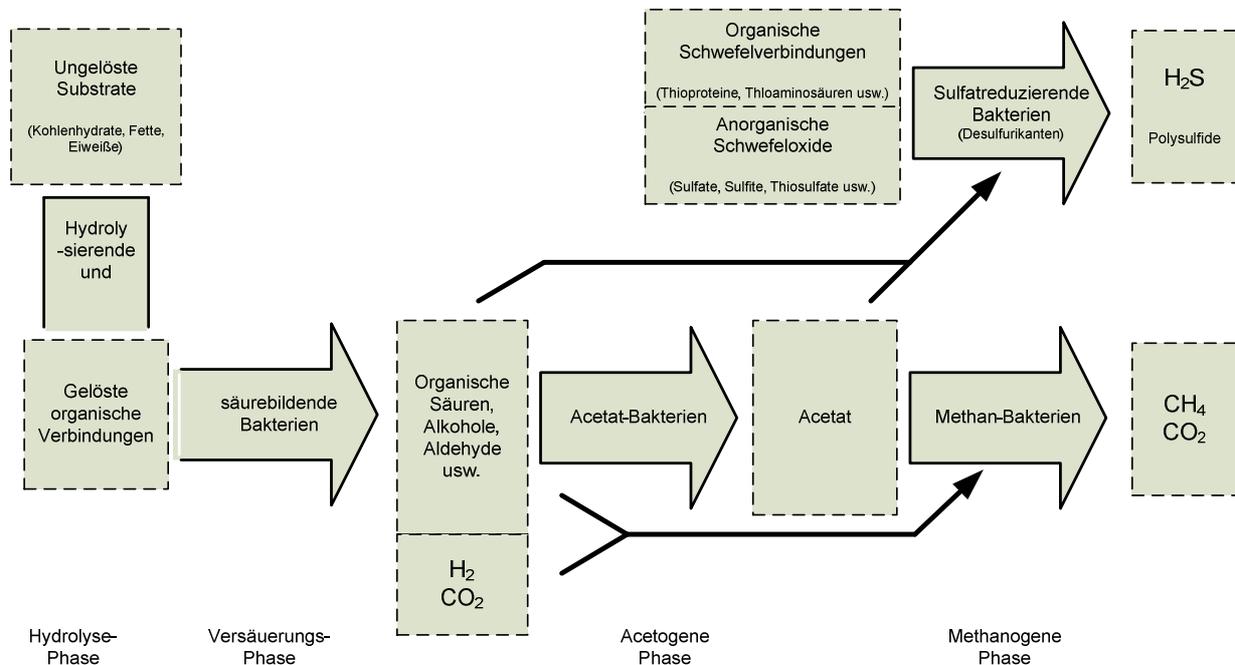


Abbildung 4-17 Phasen des anaeroben Kohlenstoffabbaus (SEYFRIED, 1988)

Eine Trennung der einzelnen Phasen ist demnach nur zwischen Versäuerung und Acetogenese möglich. Diese findet in der verfahrenstechnischen Umsetzung anaerober Abwasserbehandlungsanlagen vielfach Anwendung.

4.2.3.2 Anaerobe Stickstoffumsetzung

Die Wirtschaftlichkeit biologischer Verfahren der Stickstoffelimination von Abwässern mit ungünstigem C/N-Verhältnis ist bei dem üblichen biologischen Abbauweg (Nitrifikation/Denitrifikation) im Wesentlichen durch die Betriebskosten für die Sauerstoffversorgung (Nitrifikation) und dem hohen Bedarf an externen Kohlenstoffquellen (Methanol oder Essigsäure) für die Denitrifikation geprägt.

Zur Einsparung der Betriebskosten bietet sich eine Reduzierung der Ammoniumoxidation, die bei der Nitrifikation bis zum Nitrat erfolgt, auf den ersten Prozessschritt, die Nitritation, an. Das hierbei gebildete Nitrit kann dann in einem zweiten Schritt, der Denitritation, zu molekularem Stickstoff reduziert werden. Mit diesem Verfahren der Nitritation/Denitritation lassen sich etwa 25 % des Sauerstoffbedarfs und etwa 40 % des Kohlenstoffbedarfs im Vergleich zur Nitrifikation/Denitrifikation einsparen. Ein vollständiger Verzicht auf die Zugabe von Kohlenstoff zur Denitrifikation ist schließlich bei dem Verfahren der so genannten Deammonifikation möglich. In

zwei Prozessschritten kommt es hierbei zu einer nahezu vollständigen, direkten Umsetzung von Ammonium zu molekularem Stickstoff. Im ersten Prozessschritt muss ein Teil des Ammoniums zu Nitrit oxidiert werden, bevor dann in einem zweiten Schritt unter anoxischen Bedingungen eine Ammoniumelimination unter gleichzeitiger Nitritreduktion mit N_2 als Endprodukt stattfindet.

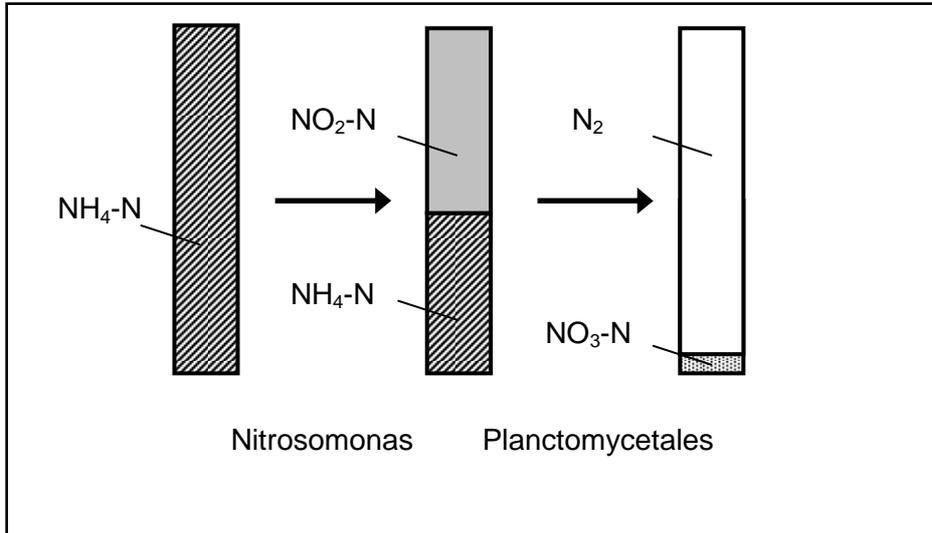


Abbildung 4-18 Stoffumsetzungen bei der Deammonifikation

5 Vorarbeiten

Im Rahmen der ersten Projektphase und der allgemeinen Entwicklungsarbeit wurde eine Weiterentwicklung der Membranen und Module erreicht. Hierbei sind im Speziellen die Verbesserung der Membranwerkstoffe und -aufbaus, sowie der Modulgeometrie zu nennen.

Die Verbesserung der Membranwerkstoffe durch die Entwicklung neuer Keramikmassen und Beschichtungen umfasst:

- Chemikalienresistenz
- Mechanische Belastbarkeit
- Temperaturbeständigkeit

Zusätzlich wurde durch einen geänderten Modulaufbau (Wegfall der Modul-Gewindestangen) die Verzopfungsproblematik minimiert.

Die schnelle und einfache mechanische Reinigbarkeit der Membranen mittels Hochdruckstrahlens führte zur Entwicklung einer permeationssimultanen, kontinuierlichen, mechanischen in-situ Reinigung mittels deckschichtabrasiver Kunststoffkörper. In Tests in kleinstem Maßstab konnte eine über Wochen gebildete Deckschicht binnen 48 bis 62 Stunden vollständig abgereinigt werden.

Zu diesem Zweck wurde der Plattenabstand der einzelnen Membranplatten derart angepasst, dass ein Durchströmen der Membranplatten ohne Verkantungen der abrasiven Kunststoffkörper gewährleistet werden konnte. Das Material der Kunststoffkörper ist weich genug um die Oberfläche der Membran nicht zu beschädigen oder anzugreifen, aber ausreichend hart um eine mechanische Anreinigung der Oberfläche zu gewährleisten. Zusätzlich ist durch den Einsatz der Kunststoffkörper eine Verbesserung der Pfropfenströmung zu erreichen.

Das ISAH ergänzt das bisherige und erweiterte Know-how auf dem Bereich der Keramikproduktion und Modulkonzeption mit weit reichenden Erfahrungen im Bereich Membran- und Modultechnik, sowie im Bereich der biologischen Abwasserbehandlung mit Sonderverfahren. Es kann auf optimierte Konzepte beim Aufbau und Betrieb von Membrananlagen und Membran-Bio-Reaktoren (MBR) zurückgegriffen werden sowie dem Aufbau und der Etablierung einer betriebsstabilen Deammonifikation, bzw. anoxischen Ammoniumoxidation.

Am ISAH wird seit Jahren auf dem Gebiet der biologischen Stickstoffentfernung grundlegend geforscht. Erste Untersuchungen zu einer Stickstoffelimination durch Nitrifikation/Denitrifikation über Nitrit wurden bereits von Abeling und Seyfried (1992) durchgeführt. Die Oxidation von Nitrit wurde durch Hemmung mit Ammoniak unterbunden. Der Kohlenstoffverbrauch für die Denitrifikation konnte um 40% reduziert werden, wenn nur Nitrit denitrifiziert werden musste. Ergebnisse von Versuchen zur Stickstoffelimination aus Industrieabwässern durch Denitrifikation über Nitrit sind in der Dissertation von Abeling (1994) dokumentiert.

Die Forschungsarbeiten im Bereich der biologischen Stickstoffelimination konzentrierten sich von da an auf die autotrophe Stickstoffentfernung durch Deammonifikation. Defizite in der Stickstoffbilanz des Scheibentauchkörpers der Sickerwasserreinigungsanlage Mechernich waren

der Ausgangspunkt für grundlegende Untersuchungen der biologischen Prozesse der Deammonifikation im Biofilm (BMBF-Verbundprojekt). In Batch-Versuchen mit Biomasse vom Scheibentauchkörper wurde N_2 als gasförmiges Endprodukt der Deammonifikation identifiziert (Helmer et al., 1999a). Nach erfolgreicher Überführung der Deammonifikation in das Moving-Bed-Verfahren konnten in weiterführenden Batch-Versuchen die Stickstoffumsetzungen am intakten Biofilm untersucht werden (Hippen et al., 1999a; Hippen et al., 1999b). Helmer et al. (1999b) wiesen in Batch-Versuchen mit bewachsenen Aufwuchsträgern zwei autotrophe Stickstoff umsetzende Reaktionen im Biofilm nach: eine Nitritation sowie eine anaerobe Ammoniumoxidation mit deutlichen Parallelen zum Anammox-Prozess.

Darüber hinaus ermöglichte das Moving-Bed-Verfahren die Entwicklung und Optimierung einer zweistufigen Verfahrensführung der Deammonifikation sowie die Optimierung der Einzelschritte.

Die großtechnische Umsetzung der Deammonifikation im Moving-Bed-Verfahren erfolgte für den kommunalen Bereich für Abwässer der Schlammbehandlung auf dem Gelände der Kläranlagen Hattingen (Ruhr; Forschungsprojekt gefördert vom MUNLV NRW und der PURAC GmbH). Sowohl eine zweistufige als auch eine einstufige Verfahrensführung der Deammonifikation konnte erfolgreich etabliert werden (Rosenwinkel and Cornelius, 2004; Rosenwinkel et al., 2005). Bei der einstufigen Verfahrensführung wurden die Reaktoren wechselweise aeroben und anoxischen Zuständen ausgesetzt. In der belüfteten Phase wird Ammonium zu Nitrit oxidiert, welches dann in der unbelüfteten Phase mit einem Teil des Ammoniiums zu N_2 umgesetzt wird.

In einem weiteren Forschungsvorhaben (gefördert von der dänischen Energiebehörde) wurde zum ersten Mal der Einsatz der Deammonifikation zur Behandlung von industriellem Abwasser nach einer anaeroben Vorbehandlung untersucht. Eine einstufige Deammonifikation des anaerob vorbehandelten Abwassers der Pektinproduktion konnte erfolgreich in zwei Biofilmsystemen, Scheibentauchkörperanlage und Moving-Bed-Anlage (intermittierend belüftet), etabliert werden.

Bei der Hamburger Stadtentwässerung wurden mit einer halbtechnischen und mehreren labortechnischen Anlagen verschiedene Inbetriebnahmestrategien für den zweiten Teilschritt der Deammonifikation, die anaerobe Ammoniumoxidation, erprobt. Des Weiteren wurden in den Moving-Bed-Anlagen zur Deammonifikation von Schlammwasser zwei unterschiedliche Trägermaterialien eingesetzt und auf ihre Leistungsfähigkeit hin untersucht. Inzwischen befinden sich zahlreiche Anlagen im Bereich der Schlammwasserbehandlung auf kommunalen Kläranlagen in der Umsetzung. Auch im industriellen Bereich sind insbesondere im Hinblick auf die vermehrte Kohlenstoffumsetzung für die Biogasgewinnung vermehrt Ansätze zu finden.

Der Einsatz der Membrantechnik im anaeroben Bereich und die erhöhten Umsatzleistungen durch den Rückhalt der methanogenen Bakterien, ließ auch eine Übertragung für Deammonifikationsprozesse sinnvoll erscheinen, um die maßgebende Bakteriengruppe der Planktomyzeten im System zu halten. Die erhöhte Bakterienkonzentration kann so eine Steigerung der Wirtschaftlichkeit dieser Verfahren ermöglichen.

6 Membran- und Modulentwicklung

6.1 Weiterentwicklung der Membranen

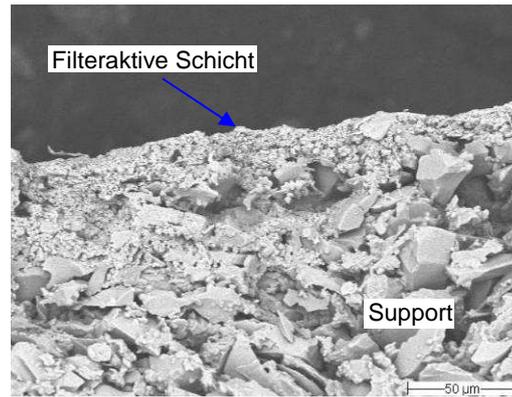
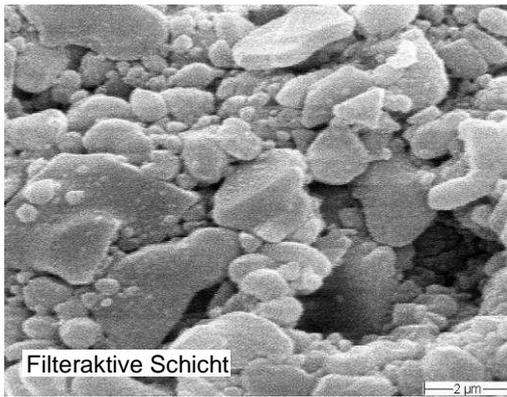
Die aktuelle Entwicklung zielt darauf ab, die keramischen Membranplatten in 3 Bereichen zu verbessern:

1. Optimierung der Nano-Beschichtung der Membranen
2. Optimierung der Geometrie der Permeatkanäle
3. Optimierung der Dicke der Membranplatten.

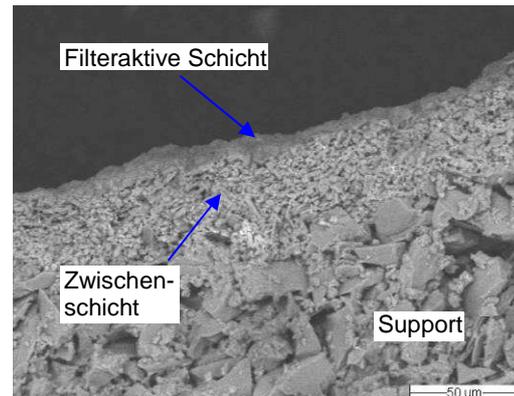
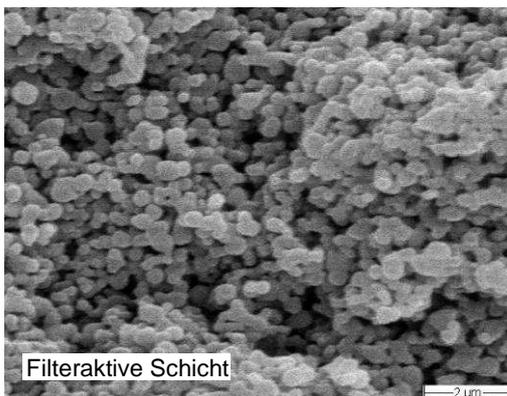
6.1.1 Optimierung der Membran-Beschichtungen

Ziel dieser Optimierung ist es, neu entwickelte Beschichtungen auf Flachmembranen anzuwenden. Die nachfolgende Abbildung 6-1 zeigt die elektronenmikroskopischen Aufnahmen der Membranoberfläche und der Bruchkante der unterschiedlichen Beschichtungen.

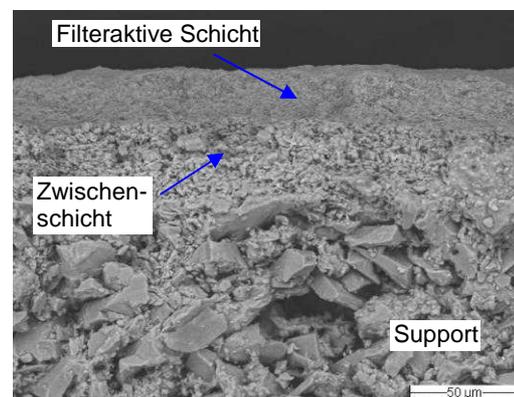
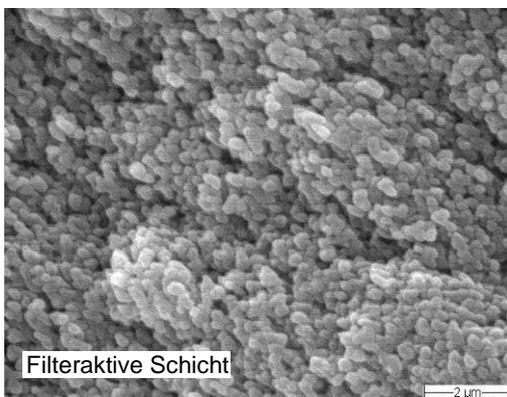
Beschichtung 1 (Trenngrenze 200 nm) ist die derzeitig eingesetzte Membranbeschichtung. Beschichtung 2 (Trenngrenze 200 nm) und Beschichtung 3 (Trenngrenze 100 nm) sind neuere Entwicklungen und zeichnen sich durch eine „fluffige“, offene Struktur aus. Die Beschichtung 1 hat eine relativ breite Porengrößenverteilung mit sehr großen und sehr kleinen Poren. Beschichtung 2 dagegen hat gleichmäßig feine Poren und eine größere Anzahl Poren als Beschichtung 1, so dass vermutet wird, dass mit Beschichtung 2 bei gleicher mittlerer Porengrößenverteilung wie bei Beschichtung 1, eine bessere Rückspülbarkeit und in Abhängigkeit von der Deckschichtbildung ggf. ein höherer Flux zu erreichen ist.



Beschichtung 1 – 200 nm derzeit im Einsatz



Beschichtung 2 – 200 nm neu

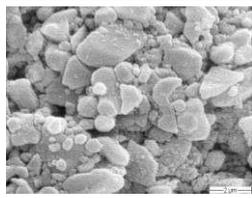
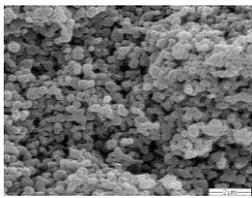


Beschichtung 3 – 100 nm neu

Abbildung 6-1: Mikroskopische Struktur der Membranbeschichtungen

Ein Vergleich der alten und der neuen 200 nm Beschichtung ist in der folgenden Tabelle 6-1 dargestellt.

Tabelle 6-1: Vergleich 200 nm neu zu 200 nm alt

	 200 nm alt	 200 nm neu
Material	Al ₂ O ₃	Al ₂ O ₃
Partikelgröße d ₅₀	1,3 µm	0,4 µm
Partikelgröße d ₉₀	2,9 µm	n.b.
Beschichtungsdicke	5 – 20 µm	5 – 20 µm
Zwischenschicht	nein	ja
Permeabilität [l/m ² hbar]	4.200 – 4.400	4.800 – 6.000

6.1.2 Optimierung der Geometrien der Filtrationskanäle

Ein weiterer Ansatz zur Optimierung der keramischen Membranen ist eine Veränderung der Geometrie der Permeatkanäle. Gegenwärtig werden die keramischen Filtrationsplatten mit kreisrunden Permeatkanälen mit einem Durchmesser von 3 mm und insgesamt 21 Permeatkanälen gefertigt. In Zukunft sollen die keramischen Membranen mit Flachkanälen versehen werden.

Die Länge der Flachkanäle ist dabei auf 7 mm bemessen, wobei eine Membranplatte in diesem Fall mit insgesamt 11 Flachkanälen versehen ist. Hierdurch kann das Gewicht eines 4m²-Moduls um mehr als 15 % reduziert werden. Gleichzeitig könnte mit Hilfe dieser Geometrie der innere hydraulische Widerstand der Flachmembran minimiert und somit eine bessere Rückspülbarkeit und ggf. höhere Fluxraten zu erzielt werden.

6.1.3 Optimierung der Dicke der Membranplatten

Der letzte Optimierungsansatz der aktuellen Forschung bezieht sich auf die Verbesserung des Extrusionsprozesses der Membranen, um die Dicke der Membranen zu minimieren.

Gelingt es die Dicke der Membranen von derzeit 6,5 mm auf 4 mm zu reduzieren, ergeben sich zwei positive Effekte:

1. Es könnten bei gleichem Plattenabstand 45 anstelle von 35 Platten in ein Modul der aktuellen T-Serie (siehe Kapitel 6.2.2) eingebaut werden, was schlussendlich zu einer Fläche von etwa 5 m² pro Modul (anstatt derzeit 4 m² / Modul) führen würde. Dies entspricht einer 25 %igen Steigerung und somit einer weiteren Komprimierung des Platzbedarfes für die Module für eine gegebene zu filtrierende Menge.
2. Bei gleicher Plattenanzahl kann ein größerer Plattenabstand erreicht werden, der einen Einsatz der T-Serien-Module in Kombination mit Kunststoffabreinigungskörpern ermöglicht (bei gleicher Filtrationsfläche).

Erste Prototypen dieser Membranen wurden bereits hergestellt.

6.2 Weiterentwicklung der Module

6.2.1 Erste Entwicklungsstufen – H-Serie und A-Serie

Die H-Serie stellt die 1. Entwicklungsstufe der Membranmodule dar, wie sie auch in der ersten Phase dieses Projektes eingesetzt wurden. Die Daten eines Moduls der H-Serie sind in Tabelle 6-2 veranschaulicht.

Tabelle 6-2: Spezifikationen der H-Serie

Kunststoffplatten	PVC
Dichtungswerkstoff (Modulgehäuse)	EPDM (Rundschnurdichtung)
Vergussmasse	Polyurethan-Gießharz
Verschraubungen	Edelstahl
Plattenabstand [mm]	7
Plattenanzahl	27
Aktive Membranfläche [m ²]	ca. 2,0
Gesamtlänge L [mm]	396
Gesamtbreite B [mm]	405
Gesamthöhe H [mm]	150
Gewicht [kg]	ca. 19,5

Abbildung 6-2 zeigt eine Filtrationseinheit der H-Serie mit drei Modulen, der außen liegenden Permeatsammelleitung und den unter den Modulen montierten Belüfterrohren.



Abbildung 6-2: Filtrationseinheit der H-Serie

Die A-Serie (siehe Abbildung 6-3) ist eine erste Weiterentwicklung der H-Serie. Hier gibt es ebenfalls eine außen angebrachte Permeatsammelleitung. Die Belüfter sind im Gehäuse unter den Modulen verbaut. Eine Filtrationseinheit wird mit sechs Edelstahlschienen zusammengehalten.



Abbildung 6-3: Filtrationseinheit der A-Serie

Die Daten eines Moduls der A-Serie sind in Tabelle 6-3 veranschaulicht. Die A-Serie gibt es in zwei Varianten: HP mit einer Membranfläche von 4 m² und LM mit einer Membranfläche von 1,4 m².

Tabelle 6-3: Spezifikationen der A-Serie

Kunststoff Seitenwand (1) / Absaugplatte (2)	PVC-U
Anzahl verklebter Keramikmembranen (3) HP / LM	35 / 12
Vergussmasse (4), Verklebung Gehäuse (5)	Polyurethan PUR
Permeatabzug (6)	PVC-U
Montagevorrichtung für Filtrationseinheit (7)	M5 Einschlagmuttern (Edelstahl)
Membranplattenabstand [mm] HP / LM	7 / 31
Aktive Membranfläche [m ²] HP / LM	ca. 4,0 / 1,4
Breite W (inkl. Anschlüsse) [mm]	ca. 640
Länge L [mm]	511
Höhe H [mm]	150
Gewicht [kg] HP / LM	ca. 34 / 19

Der Nachteil dieser Serien lag insbesondere in einem relativ hohen Gewicht und einem aufwändigen Zusammenbau. Außerdem wurden viele verschiedene Materialien verbaut, deren unterschiedliche Wärmeausdehnung und Chemikalienbeständigkeit im jeweiligen Anwendungsfall berücksichtigt werden müssen.

6.2.2 Weiterentwicklung der T-Serie

6.2.2.1 Vorbemerkungen

Im Rahmen dieses Projektes wurden die ersten Ideen zur T-Serie weiter optimiert. Im Vergleich zur H- und A-Serie war es das Ziel, eine hohe Packungsdichte bei gleichzeitiger Reduzierung des Gewichtes zu realisieren. Auch sollte ein einfacher Zusammenbau der Filtrationstürme ermöglicht werden.

Gemäß [DWA 2007] sollte ein Modul folgende Eigenschaften aufweisen:

- Große Packungsdichte
- Mechanische, chemische und thermische Stabilität
- Geringer Druckverlust
- Gute und gleichmäßige Überströmung der Membran ohne Totwasserzonen
- Gute Reinigungsmöglichkeit
- Geringe Verblockungsneigung
- Gute Membranwechsellmöglichkeit
- Kostengünstige Fertigung.

Das neue Konzept der T-Serie sollte diesen Kriterien soweit wie möglich erfüllen.

6.2.2.2 Beschreibung

Als Vergussmasse für den Modulkörper wurde ein Polyurethan (PU) entwickelt, der einen Einsatz bei extremen Chemikalienkonzentrationen und hohen Temperaturen ermöglichen soll. Das Modul wird aus einem Guss gefertigt, so dass für ein Modul nur noch zwei Werkstoffe (Keramik und PU) verwendet werden müssen. Dies hat den Vorteil, dass hinsichtlich der chemischen, physikalischen und thermischen Beständigkeiten weniger Komponenten aufeinander abgestimmt werden müssen als dies noch bei der H-Serie der Fall war. Trotzdem stellte insbesondere die Abstimmung der Vergussmasse mit der keramischen Membran hinsichtlich der Wärmeausdehnung eine besondere Herausforderung dar.

In einem Modul werden standardmäßig 35 keramische Membranplatten verbaut (siehe Abbildung 6-4). Dies entspricht einer Filterfläche von etwa 4 m².

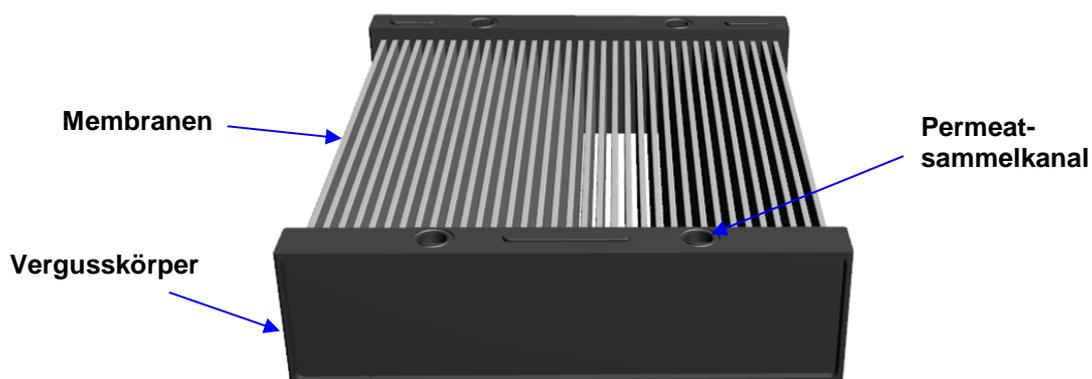


Abbildung 6-4: Filtrationsmodul der T-Serie

Die Permeatsammelkanäle liegen innerhalb des PU-Vergusskörpers, durchgehend von der Oberseite bis zur Unterseite des Vergusses. Der Permeatabzug erfolgt über die Oberseite des Moduls. Die Innengeometrie ist so gestaltet, dass im System entstehende Luftblasen automatisch immer nach oben aus dem System evakuiert werden.

Eine Übersicht über die Daten eines Moduls der T-Serie sind in Tabelle 6-4 veranschaulicht.

Tabelle 6-4: Spezifikationen der T-Serie (Standard)

Modulgehäuse	Polyurethan PU
Anzahl vergossener Keramikmembranen	35
Membranplattenabstand [mm]	7
Aktive Membranfläche [m ²]	ca. 4,0
Breite W [mm]	510
Länge L [mm]	610
Höhe H [mm]	140
Gewicht [kg]	ca. 27,5

Der Mindestabstand der Membranplatten beträgt 7 mm. Werden in einem Modul weniger Platten verbaut, so erhöht sich der Plattenabstand und die Module können auch in Kombination mit Abreinigungsmaterialien (siehe Kapitel 6.4) eingesetzt werden. Dies geht allerdings zu Lasten der Filterfläche.

Die Module können zu Filtrationstürmen mit bis zu 16 Modulen zusammengebaut werden. Hierzu werden die Module in ein Edelstahlgestell verbaut (siehe Abbildung 6-5). In das Untergestell ist die Belüftereinheit integriert, die zur Lufteinblasung für die Deckschichtkontrolle dient. Das Obergestell schließt den Modulturm oben ab und enthält die Anschlüsse für den Permeatabzug.



Abbildung 6-5: Filtrationseinheit der T-Serie

Aufgrund der innen liegenden Permeatsammelkanäle ist es nicht notwendig, beim Aufbau der Filtrationstürme außen eine Verrohrung anzubringen. Die Module werden aufeinander gestapelt, wobei die Abdichtung der Permeatabzüge untereinander sowie zum Gestell hin über EPDM-O-Ringe erfolgt (siehe Abbildung 6-6). Hierfür ist um die Permeatabzüge eine entsprechende Nut eingelassen.



Abbildung 6-6: O-Ring am Modul

Der passgenaue Sitz der Module wird über ein sog. Nut-Feder-System garantiert (Abbildung 6-7). Außerdem werden hierdurch Scherkräfte im Modulturm aufgenommen und eine bessere Stabilität erreicht. Sobald Nut und Feder einrasten, ist die richtige Position des Moduls erreicht.

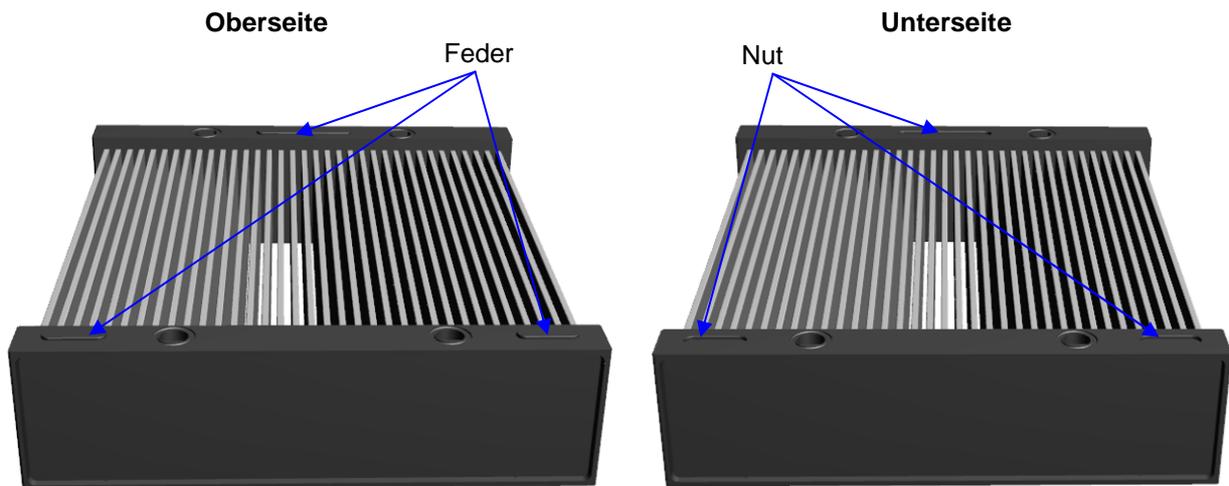


Abbildung 6-7: Nut-Feder-System

Die Module und das Gestell werden mit einem Spannsystem miteinander verbunden. Die Spannstäbe sind als glatte Rundstäbe mit einem oben und unten aufgedrehten Gewinde ausgeführt. Dies soll Verzopfungen an den Stäben möglichst minimieren.

Für größere Anwendungen werden mehrere Modultürme nebeneinander in einen Edelstahlrahmen eingefasst. In einem solchen Kompaktmodulträger können bis zu 56 Module auf engstem Raum verbaut werden (siehe **Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.**).

6.3 Untersuchungen an Membran und Modul

6.3.1 Test Vergussmasse

Zielsetzung war die Entwicklung einer geeigneten Vergussmasse zur Herstellung der Module. Das Eigenschaftsprofil einer geeigneten Vergussmasse wird bestimmt von der biologischen und chemischen Beständigkeit sowie thermischen und mechanischen Anforderungen. Diese Eigenschaften sind wechselseitig miteinander verknüpft und ergeben ein entsprechend komplexes Anforderungsprofil.

Bei der Entwicklung der PU-Masse wurde in erster Linie die biologische/chemische Beständigkeit in den Vordergrund gestellt. Ein zweiter, wesentlicher Parameter stellt die Exothermie der Masse beim Verguss und damit verbundene thermo-mechanische Spannungszustände im Modul dar.

Es wurde ein 2-Komponenten-Polyurethan-System (Polyolmischung und Isocyanat) entwickelt, das aufgrund seiner Eigenschaften für diese Anforderungen geeignet erscheint.

6.3.1.1 Modulfestigkeit

Die Modulfestigkeit muss folgenden Kräften im Einsatzfeld stand halten.

- Gewichtskraft von 16 Modulen (nass)
- Gewichtskraft Modulhalterung oben und Gewindestangen
- Verspannkraft durch Halterungssystem
- Angelegter Unterdruck beim Betrieb des Moduls bzw. Überdruck bei Rückspülung

Die Summe der oben aufgeführten Kräfte liegt bei etwa 6.000 N, die auf eine Modulkörperseite mit 200 cm² Auflagefläche ausgeübt wird. Damit muss der Modulkörper einer Flächenbelastung von $6.000 \text{ N} / 200 \text{ cm}^2 = 30 \text{ N/cm}^2$ stand halten.

Der Einsatzbereich der Module im Anwendungsfeld wird in einem Temperaturbereich zwischen 20 °C (Belebtschlammbecken, Biologie) und 60 °C (Reinigung) erfolgen. Aus diesen Gründen wurde die Festigkeit der Module bei diesen Temperaturen geprüft.

Die nachfolgende Grafik (Abbildung 6-8) stammt aus der durchgeführten Festigkeitsprüfung der Module bei 20 °C bzw. 60 °C. Hierbei wurde jeweils eine Modulseite mit einer definierten Kraft zusammengepresst.

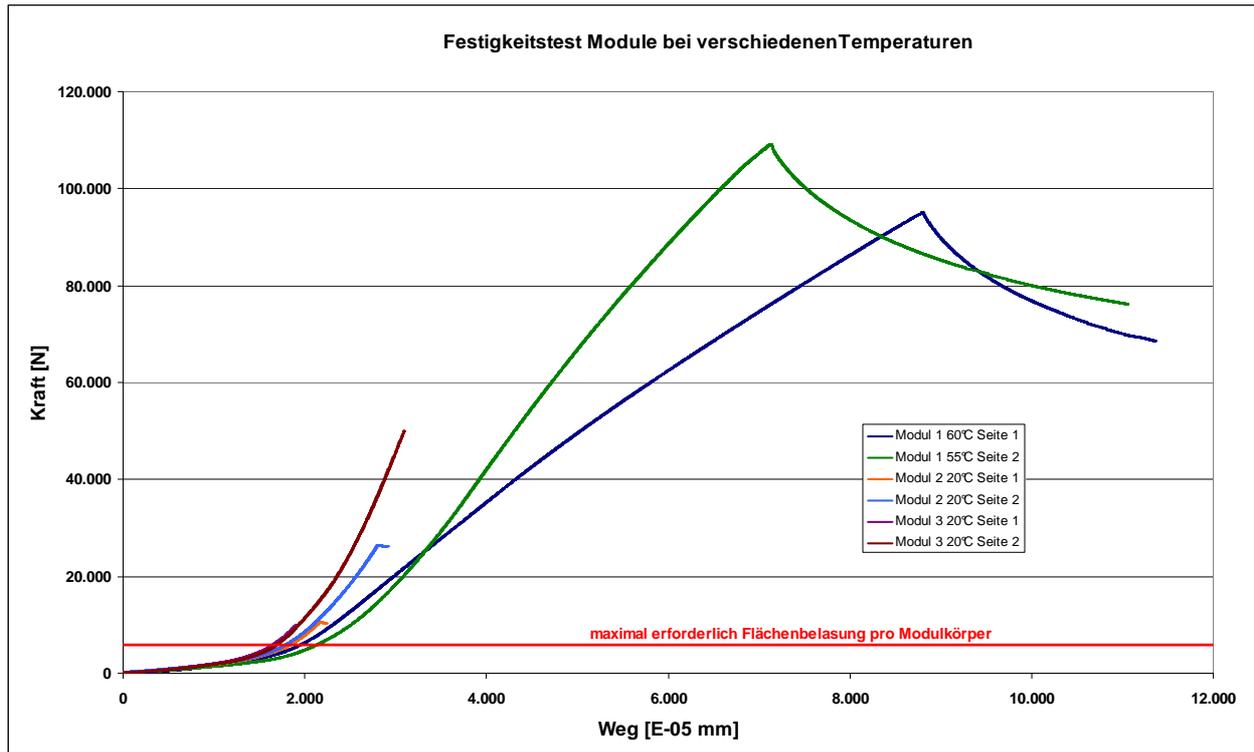


Abbildung 6-8: Weg-Kraft-Diagramm bei der Festigkeitsprüfung der Module

Unabhängig von der Temperatur der Module hielten alle Module der maximalen Flächenbelastung von 6.000 N/Modul stand.

Das Modul 1/Seite 1 wurde nur bis 10.000 N bzw. Modul 1/Seite 2 bis 25.000 N belastet und danach einem Dichtigkeitstest unterzogen, um die Auswirkungen einer extrem hohen Flächenbelastung des Modulkörpers zu überprüfen. Der Modulkörper war noch dicht.

6.3.1.2 Temperaturwechselbeständigkeit

Beständigkeit im trockenen Zustand

Die Tests zur Temperaturwechselbeständigkeit (TWB) wurden in einem Klimaschrank ermittelt. Dabei wurden drei Stufen der Belastung festgelegt. Wenn die erste Stufe bestanden war, wurde die nächste, härtere Belastung durchgeführt.

1. 45 °C – 5 °C
2. 60 °C – 0 °C
3. – 5 °C

Die Module wurden innerhalb von 1 – 1,5 h heruntergekühlt. Insgesamt wurden 9 Module getestet. Die nachfolgende Tabelle 6-5 fasst die Ergebnisse zusammen.

Tabelle 6-5: Übersicht der TWB-Tests

Modul-Nr.	Temp.	Defekt	Temp.	Defekt
Modul 1	25 °C	nein	0 °C	Risse an Außenplatte
Modul 2	45 °C	nein	5 °C	nein
	60 °C	nein	0 °C	Risse an Außenplatte
Modul 3	45 °C	nein	5 °C	nein
	60 °C	nein	0 °C	nein
Modul 4	45 °C	nein	5 °C	nein
	60 °C	nein	0 °C	nein
Modul 5	45 °C	nein	5 °C	nein
	60 °C	nein	0 °C	Riss an Außenplatte
Modul 6 (zweimal getestet)	45 °C	nein	5 °C	nein
	60 °C	nein	0 °C	nein
	45 °C	nein	5 °C	nein
	60 °C	nein	0 °C	nein
	0 °C	nein	-5 °C	Risse an Außenplatte
Modul 7	45 °C	nein	5 °C	nein
	60 °C	nein	0 °C	Riss an Außenplatte
Modul 8	40 °C	nein	60 °C	nein
	60 °C	nein	0 °C	Riss an Außenplatte
Modul 9	45 °C	nein	5 °C	nein
	60 °C	nein	0 °C	Risse an Außenplatte

Die durchgeführten Tests zeigen deutlich, dass 0 °C die Grenztemperatur für die Module ist, bei der zwei Drittel der 9 Module Risse in den äußeren Platten zeigen. Ursache für die Rissbildung ist das Auftreten thermomechanischer Spannungen aufgrund der unterschiedlichen thermischen Ausdehnungskoeffizienten der Keramik und des PUs (siehe Abbildung 6-9).

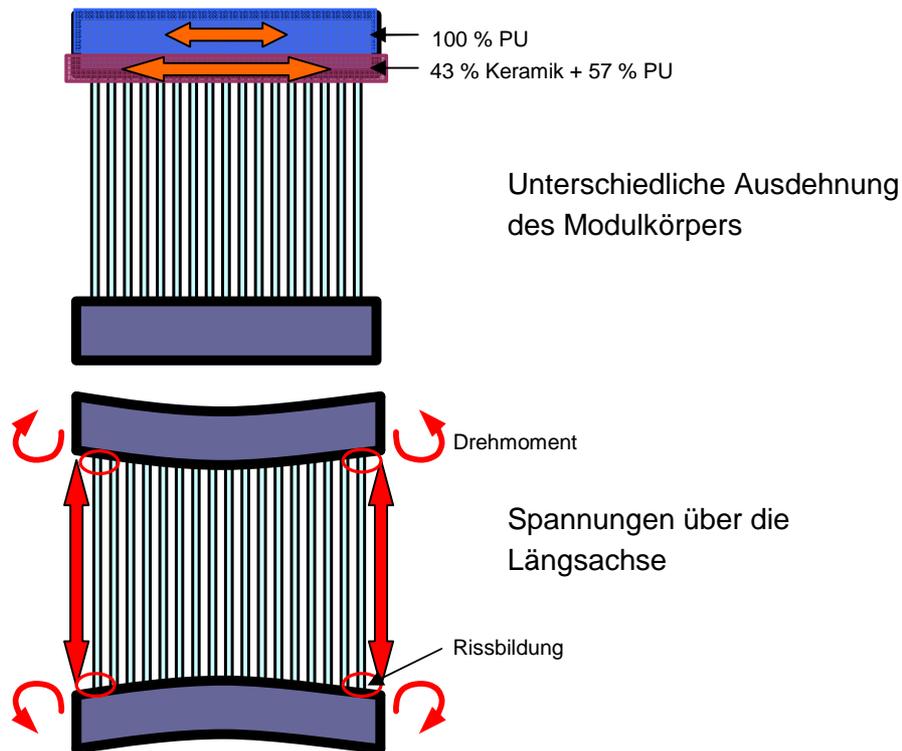


Abbildung 6-9: Darstellung der thermomechanischen Spannungen

Beim Transport und Betrieb der Module muss unbedingt darauf geachtet werden, eine Temperatur von 5 °C nicht zu unterschreiten. Für die üblichen Einsatzbereiche der Filtermodule stellt dies kein Problem dar. Beim Transport im Winter müssen ggf. entsprechende Vorkehrungen getroffen werden.

Beständigkeit unter Wasserlagerung in Klimakammer

Um die Stabilität der Module bei Einlagerung in Wasser unter verschiedenen Temperaturen zu untersuchen, wurden Probestücke aus Membran und Vergussmasse über sieben Tage in einer Klimakammer gelagert. Dabei wurde folgender Zyklus durchfahren:

- Start 5 °C
- Erwärmen innerhalb von einer Stunde auf 60 °C.
- Halten der 60 °C für fünf Stunden
- Abkühlen innerhalb von einer Stunde auf 5 °C
- Halten der 5 °C für fünf Stunden
- Start des neuen Zyklus

Es wurden zwei Zyklen pro Tag gefahren, also insgesamt 14 Zyklen.

Es waren keine sichtbaren Veränderungen an Vergussmasse, Keramik und Verbund zu erkennen.

Das Ergebnis des anschließenden Drucktests ist in Abbildung 6-10 dargestellt.

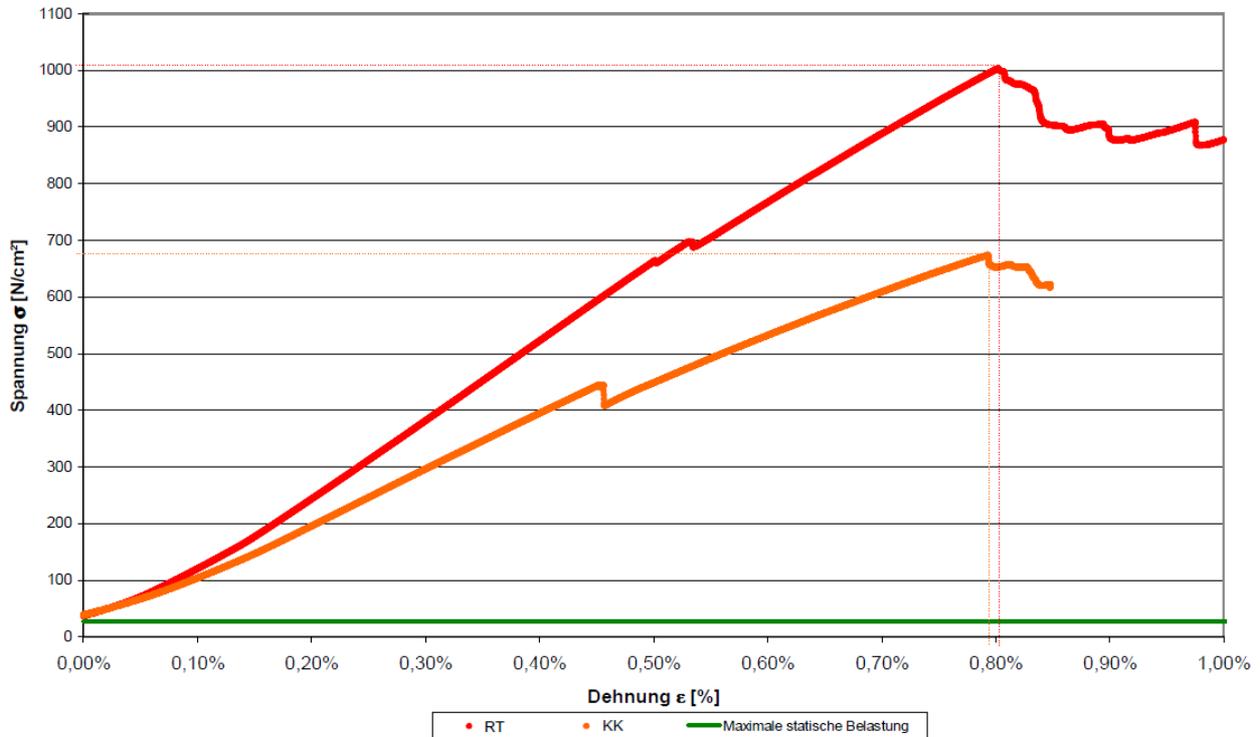


Abbildung 6-10: Spannungs-Dehnungs-Diagramm

Die maximale Spannungsaufnahme sinkt von etwa 1.000 N/cm^2 auf etwa 680 N/cm^2 . Die im realen Betrieb auftretende maximale statische Belastung von 30 N/cm^2 wird aber immer noch weit überschritten.

6.3.1.3 Berstfestigkeit

Die Berstfestigkeit der Modulkörper wurde im Wasserbecken mittels Druckluft bei 3 bar über einen Zeitraum von 115 Stunden überprüft. Es zeigten sich nach Abschluss des Versuches keinerlei Undichtigkeiten. Im praktischen Einsatz sind maximale Drücke von 0,5 – 1 bar zu erwarten, die Druckbeständigkeit liegt also weit über den Anforderungen im Anwendungsfeld.

6.3.1.4 Chemikalienbeständigkeit

Die Chemikalienbeständigkeit wurde im Labor mit geeigneten PU/Keramik-Probestücken (siehe Abbildung 6-11) anhand von Zeitrafferversuchen untersucht, wobei Temperatur und Konzentration höher gewählt wurden, um die Beständigkeit über einen längeren Zeitraum in einem Zeitraffertest bewerten zu können.

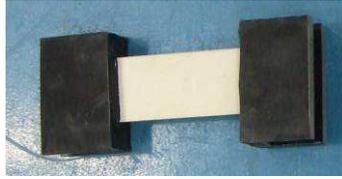


Abbildung 6-11: Probekörper Chemikalienbeständigkeit

Es wurden Probestücke bei 60 °C über 14 Tage in den folgenden Lösungen eingelagert:

- Wasser
- Natriumhypochlorit (2 %)
- Natronlauge (2 %)

Die nach der Einlagerung erzielten maximalen Druck- bzw. Zugbelastungen sind in der folgenden Abbildung 6-12 dargestellt.

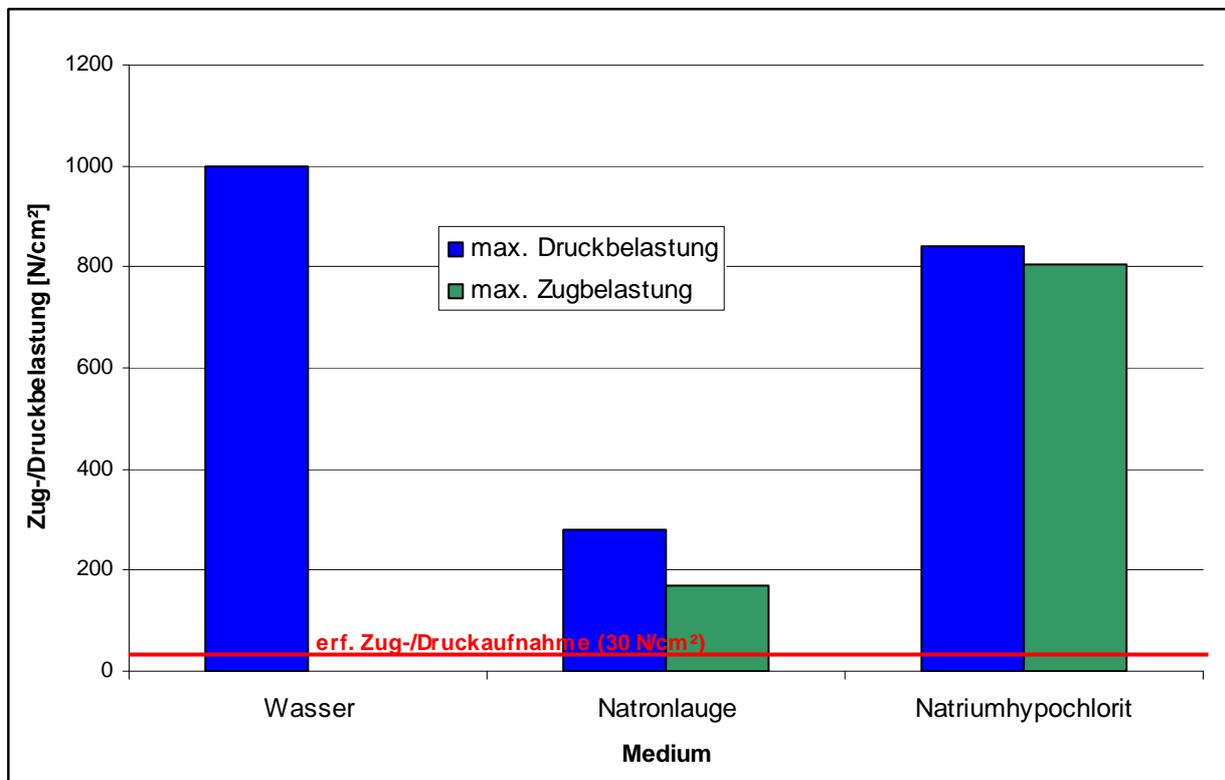


Abbildung 6-12: Maximale Druck-/Zugbelastung

Die maximale Zug- bzw. Druckaufnahme nimmt insbesondere nach Einlagerung in Natronlauge stark ab, liegt aber immer noch weit genug über den geforderten 30 N/cm², so dass von einer ausreichenden Stabilität ausgegangen werden kann. Bei der Druckprüfung lag der Schwachpunkt nicht im Verbund zwischen PU und Keramik, sondern bei der Keramik, die knapp unterhalb des PU-Ansatzes gebrochen ist.

Weiterhin wurde die Auswirkung der Reinigung mit Natriumhypochlorit (1.000 ppm) und Zitronensäure (2.000 ppm) am gesamten Modul getestet. Dabei wurde 12 Mal täglich ein Reinigungszyklus durchlaufen. Im realen Anwendungsfeld wird in der Regel alle drei bis sieben Tage gereinigt. Somit kann eine einjährige Belastung der Modulmaterialien innerhalb von vier bis zehn Tagen im Zeitraffer nachgestellt werden. Der Test wurde über einen Zeitraum von vier Wochen bei 20 °C und 40 °C durchgeführt.

Nach Ablauf der Tests zeigte das Modul bei der abschließenden Abprüfung mittels Druckluft (0,5 – 2 bar) keinerlei Undichtigkeiten.

6.3.1.5 Fazit

Ziel der durchgeführten Charakterisierung der Vergussmasse hergestellten Module ist es, eine Abschätzung treffen zu können, ob die Module der T-Serie mit der neu entwickelten PU-Vergussmasse den Anforderungen an ein getauchtes Filtrationsmodul im realen Anwendungsfeld standhalten kann.

Die durchgeführten Untersuchungen zeigen, dass aus jetziger Sicht die Module mit der gewählten PU-Vergussmasse in den üblichen Anwendungsfeldern der Membrantechnik einsatzfähig sind. Allerdings ist beim Transport im Winter dafür Sorge zu tragen, dass die Module keinem Frost ausgesetzt werden.

6.3.2 Reinwassertest Membranen

Ziel dieser Untersuchungen war es, die Reinwasserpermeabilitäten der aktuellen und neuen Membrangeometrien und -beschichtungen miteinander zu vergleichen.

6.3.2.1 Material und Methoden

Die zu untersuchende Membran wird an jedem Ende in eine anschlussfähige Endkappe eingeklebt und über einen Schlauch an die Filtrationspumpe angeschlossen. Anschließend wird die Membran in einem Wasserbecken versenkt (siehe Abbildung 6-13).



Abbildung 6-13: Versuchsanlage Reinwasserpermeabilität

Mit Hilfe der Filtrationspumpe wird das Wasser durch die Membran gesaugt und in einen zweiten Behälter abgeleitet. Die Versuchsdauer beträgt jeweils 15 min. Der Volumenstrom wird durch

Auswiegen der Permeatmenge bestimmt, der Druck kann über das Manometer abgelesen werden. Hier wird der Mittelwert aus dem Anfangs- und dem Endwert verwendet. Die Filtrationsfläche der getesteten Membran ergibt sich aus den Abmessungen der jeweiligen Membran. Mit Hilfe dieser Werte kann dann die Permeabilität errechnet werden.

6.3.2.2 Ergebnisse

Eine Übersicht über die ermittelten Reinwasser-Permeabilitäten ist in der folgenden Tabelle 6-6 dargestellt.

Tabelle 6-6: Permeabilitäten der einzelnen Membranen

Beschichtung	Membrandicke	Kanalgeometrie	Permeabilität [l/(m ² h bar)]
200 nm alt	6,5 mm	21 Rundkanäle	4.200 – 4.400
200 nm alt	6,5 mm	11 Flachkanäle	2.500 – 2.700
200 nm alt	4 mm	11 Flachkanäle	2.200 – 2.600
200 nm neu	6,5 mm	21 Rundkanäle	4.800 – 6.000
100 nm neu	6,5 mm	21 Rundkanäle	1.800 – 2.000

Die Flachkanäle bringen keine Verbesserung der Permeabilität. Ob die Membran als 6,5 mm oder 4 mm Variante hergestellt wird, scheint auf die Permeabilität kaum Einfluss zu haben. Die neue 200 nm Beschichtung enthält das größte Potential hinsichtlich einer Steigerung der Permeabilität.

Erwartungsgemäß liegt die Permeabilität der 100 nm Beschichtung aufgrund der kleineren Poren deutlich niedriger als bei den 200 nm Membranen.

6.3.3 Reinwassertest Module

Um bestimmen zu können, ob die in Kapitel 6.3.1 erzielten Reinwasserwerte der einzelnen Platten auch auf ein gesamtes Modul übertragbar sind, wurden mit verschiedenen Membranplatten Prototyp-Module gegossen und hinsichtlich ihrer Reinwasserpermeabilität getestet.

6.3.3.1 Material und Methoden

Die getesteten Module wurden einzeln an eine Filtrationspumpe angeschlossen und in einem Wasserbad versenkt (siehe Abbildung 6-14). Anschließend wurde über eine Dauer von 60 s mit der Pumpe das Wasser durch die Membran filtriert. Der Durchfluss wurde über Auslitern (Auswiegen) der filtrierten Wassermenge bestimmt. Der Druck konnte über ein angeschlossenes Manometer abgelesen werden. Zu jedem Membrantyp wurden zwei Module gegossen und diese dann jeweils drei Mal abgeprüft.

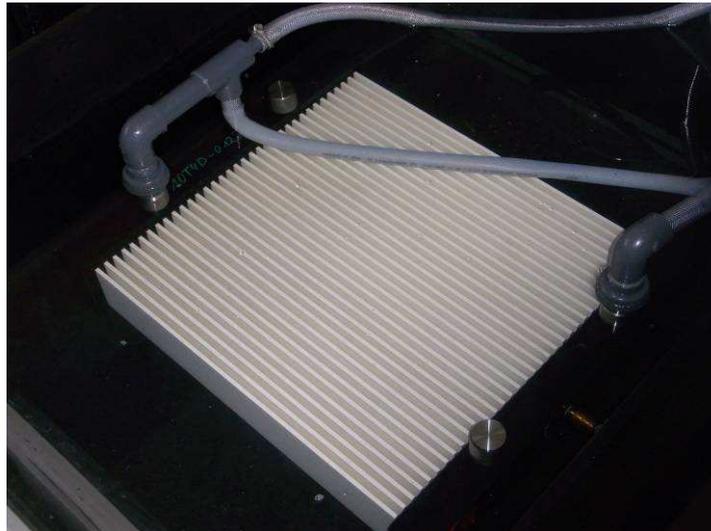


Abbildung 6-14: Reinwassertest der Module

Es wurden die in der folgenden Tabelle 6-7 gelisteten Membranen verglichen:

Tabelle 6-7: Im Modul untersuchte Membranen

Modul-Nr.	Beschichtung	Membrandicke	Kanalgeometrie
1 + 2	200 nm alt	6,5 mm	21 Rundkanäle
3 + 4	200 nm alt	6,5 mm	11 Flachkanäle
5 + 6	200 nm neu	6,5 mm	11 Flachkanäle
7 + 8	200 nm alt	4 mm	11 Flachkanäle
9 + 10	200 nm neu	4 mm	11 Flachkanäle

6.3.3.2 Ergebnisse

Die Reinwasser-Permeabilitäten der getesteten Module sind in Abbildung 6-15 grafisch dargestellt.

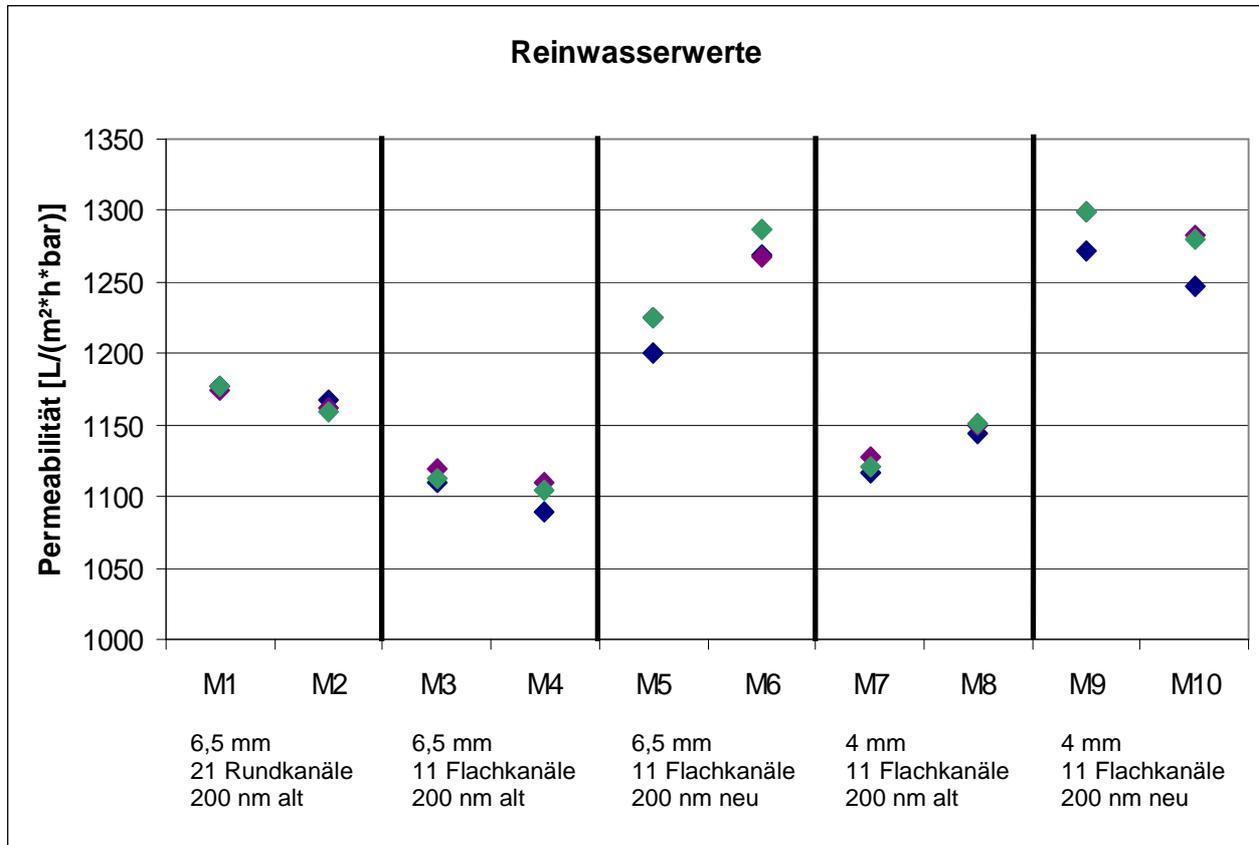


Abbildung 6-15: Reinwasser-Permeabilität der verschiedenen Module

Wie auch schon beim Test an den einzelnen Membranplatten zeigt der Vergleich der Module M1/M2 mit M3/M4, dass die Flachkanalgeometrie keine Verbesserung der Permeabilität gegenüber den Rundkanälen bringt. Hier sind leichte Vorteile für die bisher verwendeten runden Kanäle festzustellen. Die 4 mm Membranen zeigen einen nur geringen Unterschied zu den 6,5 mm Membranen. Den größten Einfluss auf die Permeabilität hat die Art der Beschichtung. Hier ist im Reinwassertest eine Steigerung der Permeabilität bei der neuen 200 nm Membran von etwa 10 % gegenüber der herkömmlichen Beschichtung festzustellen. Dies bestätigt die Ergebnisse aus Kapitel 6.3.2.

6.4 Test verschiedener Kunststoff-Materialien zur Abreinigung

6.4.1 Hintergrund

Um einem kontinuierlichen Anwachsen einer Deckschicht an der Membranoberfläche entgegen zu wirken, wird in der konventionellen getauchten Membranfiltration eine Cross-Flow Strömung eingesetzt. Mittels Belüfter, die sich unterhalb der Membranen befinden, wird die Strömung realisiert. Die aufsteigenden Luftblasen erzeugen eine Überströmung an der Membranoberfläche und eine sich bildende Deckschicht wird reduziert.

Durch den Einsatz von Kunststoffmaterialien zur Abreinigung der Membranoberfläche könnte eine Deckschicht nicht nur reduziert, sondern bereits die Entstehung dieser verhindert werden. Neben der Cross-Flow Strömung mittels Luftblasen werden hierbei abrasiv wirkende Kunststoffkörper in das zu filtrierende Medium gegeben. Die Kunststoffkörper schweben in der Strömung und schaben kontinuierlich an der Membranoberfläche. Dadurch bleibt die Membran dauerhaft sauber, Verblockungen und Verstopfungen werden vermieden und ein stabiler Langzeitbetrieb erreicht (siehe auch Patent [IB2007]).

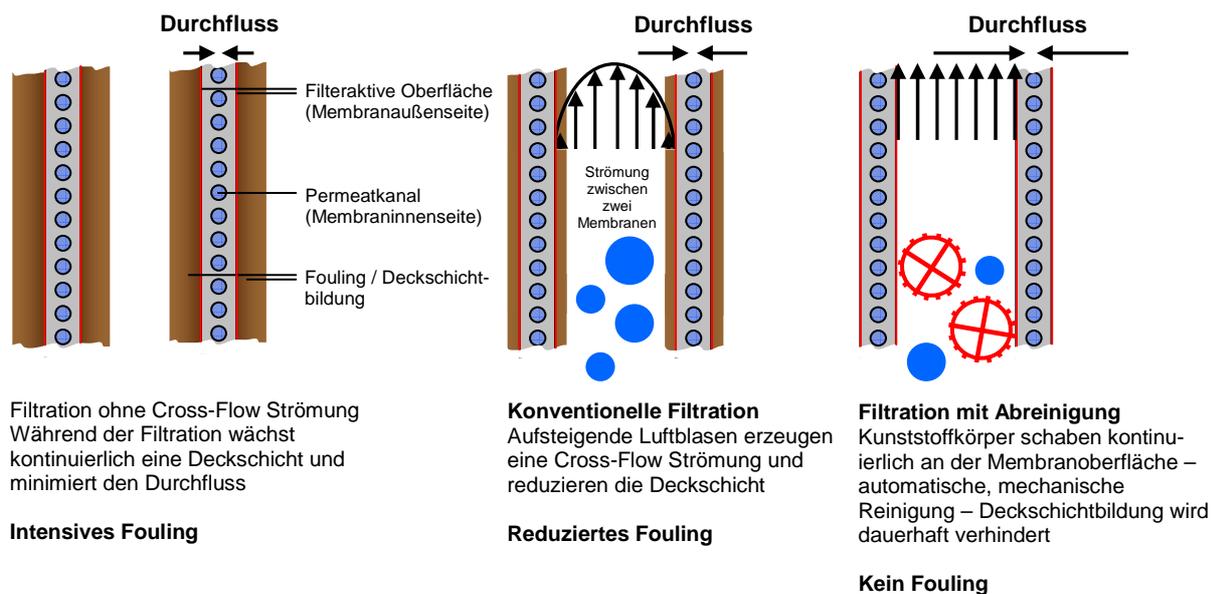
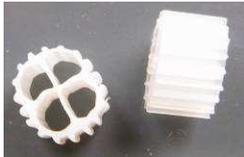


Abbildung 6-16: Verschiedene Filtrationsverfahren

6.4.2 Materialien

Für dieses Projekt wurden verschiedene Kunststoffmaterialien (siehe Tabelle 6-8) hinsichtlich ihrer Einsatzfähigkeit zur Abreinigung der keramischen Membranen miteinander verglichen.

Tabelle 6-8: Kunststoffmaterialien

Bezeichnung	Material	Größe	
Granulat	EPDM	1 – 3 mm	
Mutag BioChips	PE	1 x 21 mm	
Stöhr HX09	PE	9 x 9 mm	
Poret Schwämme	PE	10 x 10 mm	
Kaldnes K1	PE	7 x 9 mm	

6.4.3 Testumgebung

In einem Glasbehälter mit einem Wasservolumen von etwa 400 Litern wurde die Voruntersuchung zur grundsätzlichen Eignung der Materialien durchgeführt. Hierzu wurde ein Edelstahlgestell bestehend aus zwei Membranmodulen in das mit Wasser befüllte Becken gestellt und von unten belüftet (siehe Abbildung 6-17).



Abbildung 6-17: Testaquarium

In einem PE-Behälter mit einem Fassungsvermögen von etwa 80 Litern wurden dann die eigentlichen Abreinigungstests durchgeführt. Die Membranen wurden lose in eine Halterung eingesetzt und dann in den Behälter gestellt (siehe Abbildung 6-18). Zur Erzeugung der Cross-flow-Strömung wurden unter dem Rack Ausströmer angebracht und mit Druckluft beaufschlagt.

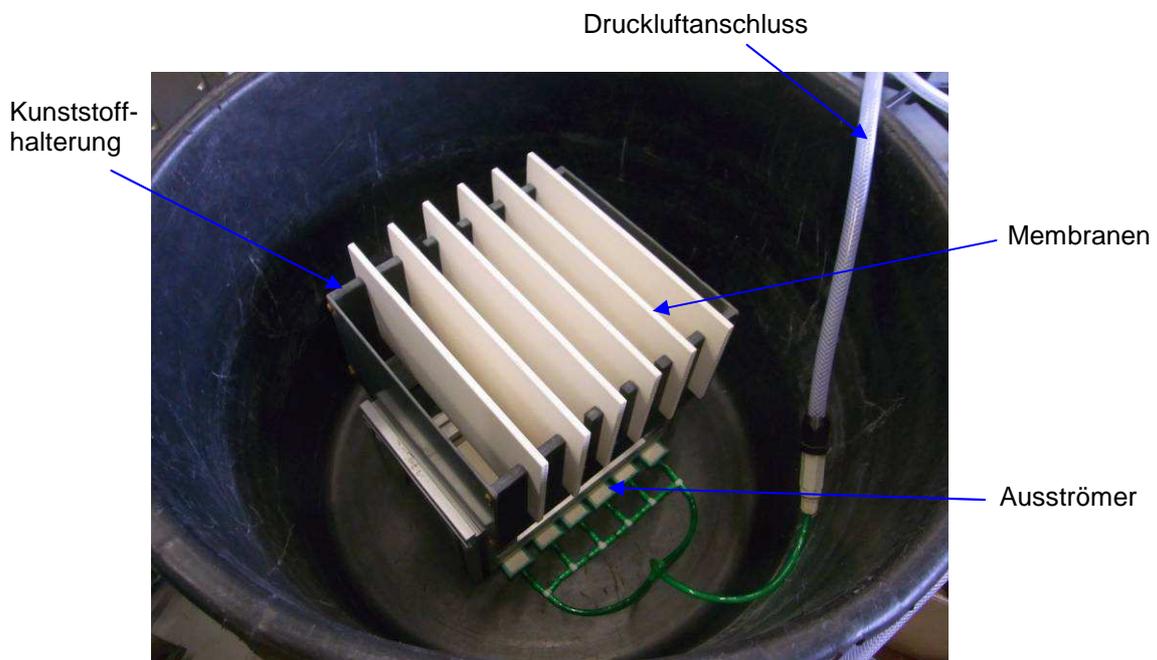


Abbildung 6-18: Versuchsrack

6.4.4 Voruntersuchung

Die Materialien wurden jeweils vorher für einige Tage „gewässert“, um eine ausreichende Benetzung zu gewährleisten.

Die verschiedenen Kunststoffkörper wurden dann zunächst zusammen in das Glasaquarium gegeben, um die grundsätzliche Einsatzfähigkeit zu testen (siehe Abbildung 6-19). Hier ging es darum zu prüfen, ob die Materialien in der Strömung mitgerissen und damit über die Membranen geführt werden.

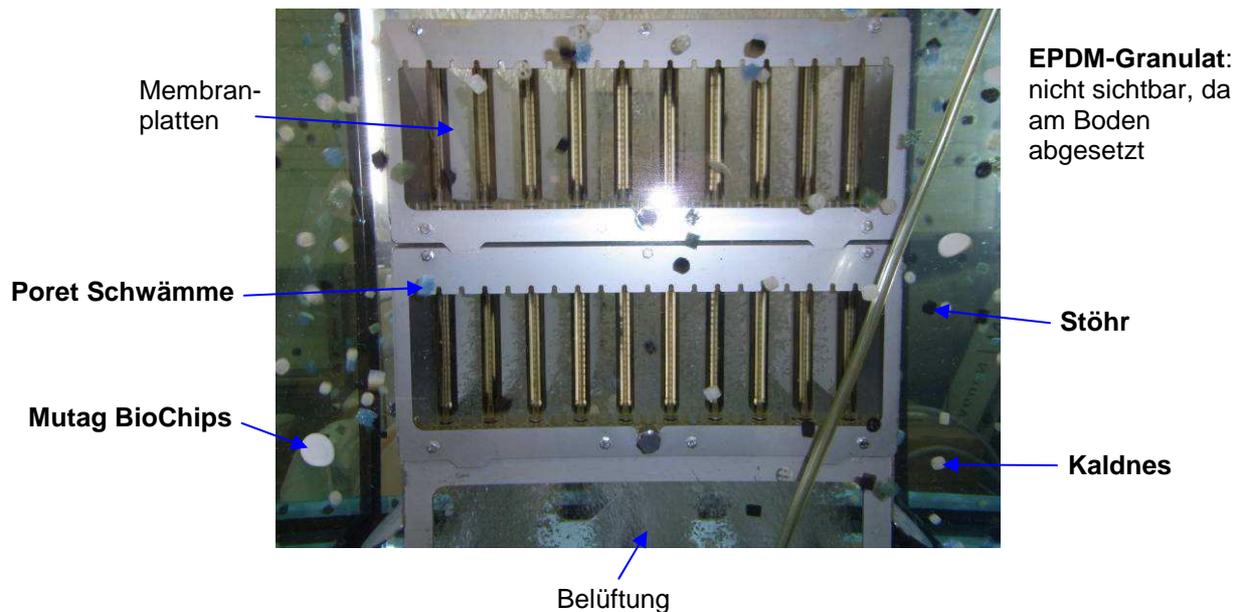


Abbildung 6-19: Voruntersuchung Abreinigungstest

Es zeigte sich, dass das EPDM-Granulat nicht geeignet ist, da es sich am Boden des Beckens abgesetzt hat und auch durch die starke Belüftung nicht aufgewirbelt werden konnte. Die weiteren Kunststoffkörper wurden dann für den eigentlichen Abreinigungstest verwendet.

6.4.5 Versuchsdurchführung

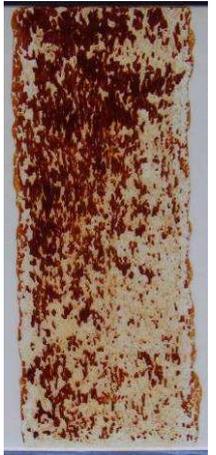
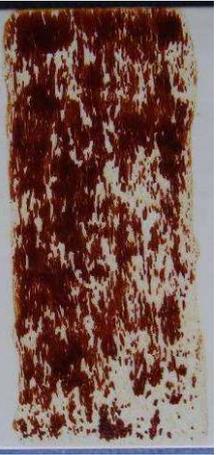
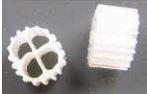
Jeweils eine Testmembran wurde mit $\text{FeO}(\text{OH})$ eingestrichen und in das Rack gestellt. Die weiteren Membranen im Rack dienen der Strömungsführung und Simulation eines realen Moduls. Zu jedem Versuch wurden etwa 8 Liter (10 % des Beckeninhalts) an Kunststoffmaterialien in das Wasser gegeben. Anschließend wurden die Ausströmer mit Druckluft beaufschlagt und die Kunststoffmaterialien in der Walzenströmung über die Membran geführt. Nach 5 min, 30 min, 60 min und 90 min wurden die Membranen entnommen und die Abreinigungsleistung dokumentiert.

6.4.6 Ergebnisse

Eine Übersicht der Ergebnisse aus den Abreinigungstests ist in der folgenden Tabelle 6-9 dargestellt. Die Ausrichtung der Bilder entspricht der Strömungsrichtung von unten nach oben.

Tabelle 6-9: Übersicht Ergebnisse Abreinigungstests

Bezeichnung	Versuchsdauer			
	5 min	30 min	60 min	90 min
Ohne Kunststoffkörper (nur Belüftung)				
Mutag BioChips 				

Bezeichnung	Versuchsdauer			
	5 min	30 min	60 min	90 min
<p>Stöhr HX09</p> 				
<p>Poret Schwämme</p> 				
<p>Kaldnes K1</p> 				

Die Bilder zu dem Versuch ohne Abreinigungsmaterialien zeigen, dass in diesem Versuchsaufbau die reine Strömung keine Reinigungswirkung hat. Die in den folgenden Versuchen ermittelten Ergebnisse beruhen also rein auf den Abreinigungseigenschaften der eingesetzten Materialien.

Die beste Abreinigungsleistung zeigten die BioChips. Aufgrund der parabolischen Form „taumeln“ die Chips an den Membranen entlang und schaben mit der Kante den Belag ab (siehe Abbildung 6-20).

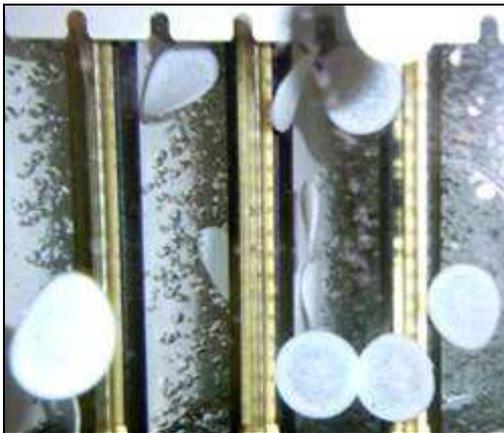


Abbildung 6-20: Bio-Chips in Strömung

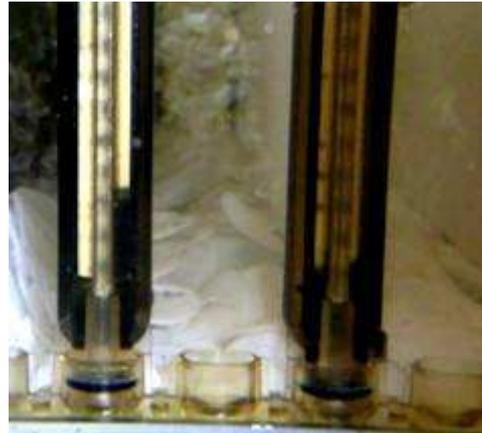


Abbildung 6-21: Bio-Chip-Brücken

Allerdings neigen die Chips dazu, regelrechte „Brücken“ zwischen den Membranen zu bilden (siehe Abbildung 6-21), die den Strömungsweg blockieren. Diese lösen sich zwar immer auch wieder auf, aber um einen stabilen und sicheren Betrieb zu gewährleisten, müsste der Plattenabstand erhöht werden.

Die Reinigungswirkung der Poret Schaumstoff-Körper liegt im mittleren Bereich. Grundsätzlich wäre hierzu auch noch die Haltbarkeit dieses im Vergleich zur Keramik doch sehr weichen Materials zu untersuchen.

Das Stöhr- und das Kaldnes-Material zeigen erwartungsgemäß ähnliche Abreinigungseigenschaften. Die Reinigungswirkung ist zwar nicht ganz so gut, wie bei den BioChips, aber durchaus positiv zu bewerten. Da diese Materialien keinerlei Probleme hinsichtlich Versperrung des Strömungsweges bereiten, sind sie trotz der etwas schlechteren Abreinigungsleistung den BioChips vorzuziehen.

6.4.7 Auswirkung der Abreinigung auf die Membranbeschichtung

Da die neuen Beschichtungen (siehe Kapitel 6.1.1) nicht so kompakt wie die derzeitige 200 nm Schicht sind, wurden diese hinsichtlich ihrer Abrasionsstabilität verglichen.

Dazu wurde ein Membranmodul bestehend aus Membranen mit den drei unterschiedlichen Beschichtungen (200 nm alt und neu sowie 100 nm) über neun Monate in einem Wasserbecken unter ständiger Belüftung mit Kunststoffkörpern (Kaldnes) betrieben.

Die Bewertung erfolgte visuell (Abriebspuren an der von unten angeströmten Kante) und über einen Drucktest mit Druckluft im Wasserbad.

Die visuelle Prüfung und auch der Drucktest ergaben für alle Beschichtungen ein einheitlich positives Ergebnis. Es konnten keine Beanstandungen an der Kante und auch der gesamten Membranfläche festgestellt werden. Die Membranen werden durch die Kunststoffkörper nicht abrasiv geschädigt.

6.5 Testanlage Kläranlage MBR

6.5.1 Beschreibung der Anlage

Bei dieser Anlage (siehe Abbildung 6-22) handelt es sich um eine klassische kleine kommunale MBR-Kläranlage mit einem Sedimentationsbecken sowie einer Denitrifikations- und einer Nitrifikationsstufe. Die Kapazität der Anlage beträgt 23 m³ Abwasser pro Tag. Der Filtrationstank befindet sich im Anschluss an die Nitrifikationsstufe und wird mit einer T-Serien-Filtrationseinheit mit 8 Modulen (Membranporengröße 200 nm) betrieben. Das ergibt eine Membranfläche von insgesamt 32 m².



Abbildung 6-22: Testanlage kommunales Abwasser

Das Prozessschema der Filtrationsstufe ist in Abbildung 6-23 dargestellt. Während der Filtrationsphase saugt eine Filtrationspumpe das gereinigte Wasser (Permeat) durch die Membran, wobei Feststoffe und Mikroorganismen zurückgehalten werden. Mit zunehmender Filtrationsdauer steigt bei konstantem Volumenstrom der Druck kontinuierlich an. Der Volumenstrom kann durch eine Erhöhung der Pumpendrehzahl konstant gehalten werden.

Um die Membranen vor entstehenden Ablagerungen und Deckschichten zu schützen, erfolgt durch eine Flussumkehr die periodische Rückspülung (alle 10 min für 30 s). Ein Teil des zuvor im Speicher aufgefangenen Permeats wird durch Umkehrung der Drehrichtung einer Zahnradschlepppumpe mit Überdruck und gewähltem Volumenstrom durch die Membran gedrückt.

Für den sicheren Betrieb der Membranbelebungsanlage und die Gewährleistung der Filtrationsleistung wird eine prozessintegrierte vollautomatische chemische Reinigung durchgeführt. Hierfür steht ein Speichertank zur Verfügung, in dem zum Permeat Chemikalien zudosiert werden. Entsprechend der Rückspülung wird diese angesetzte Reinigungslösung entgegen der Filtrationsrichtung in die Membran gedrückt. Es folgt anschließend eine Einwirkzeit

um den Reinigungseffekt zu verstärken. Reinigung und Einwirkzeit können dabei beliebig wiederholt werden.

Weiterhin ist es möglich, eine on-air-Reinigung durchzuführen. Hierbei können längere Kontaktzeiten (bzw. Einwirkzeiten) zwischen Membranoberfläche und Reiniger erzielt werden. Zu diesem Zweck wird die Filtrationskammer geleert und der Inhalt zurück in die biologische Stufe gepumpt. Der Reinigungsschritt wird initialisiert mit der Option, das Permeat zu erwärmen (besserer Reinigungserfolg durch höhere Reaktionsgeschwindigkeit). Zusätzlich werden die Membranen über einen oberhalb des Filtrationsbeckens angebrachten Sprinkler von außen mit der Reinigungslösung besprüht. Nach der Reinigung wird die Filtrationskammer wieder gefüllt und der Filtrationszyklus wieder eingeleitet.

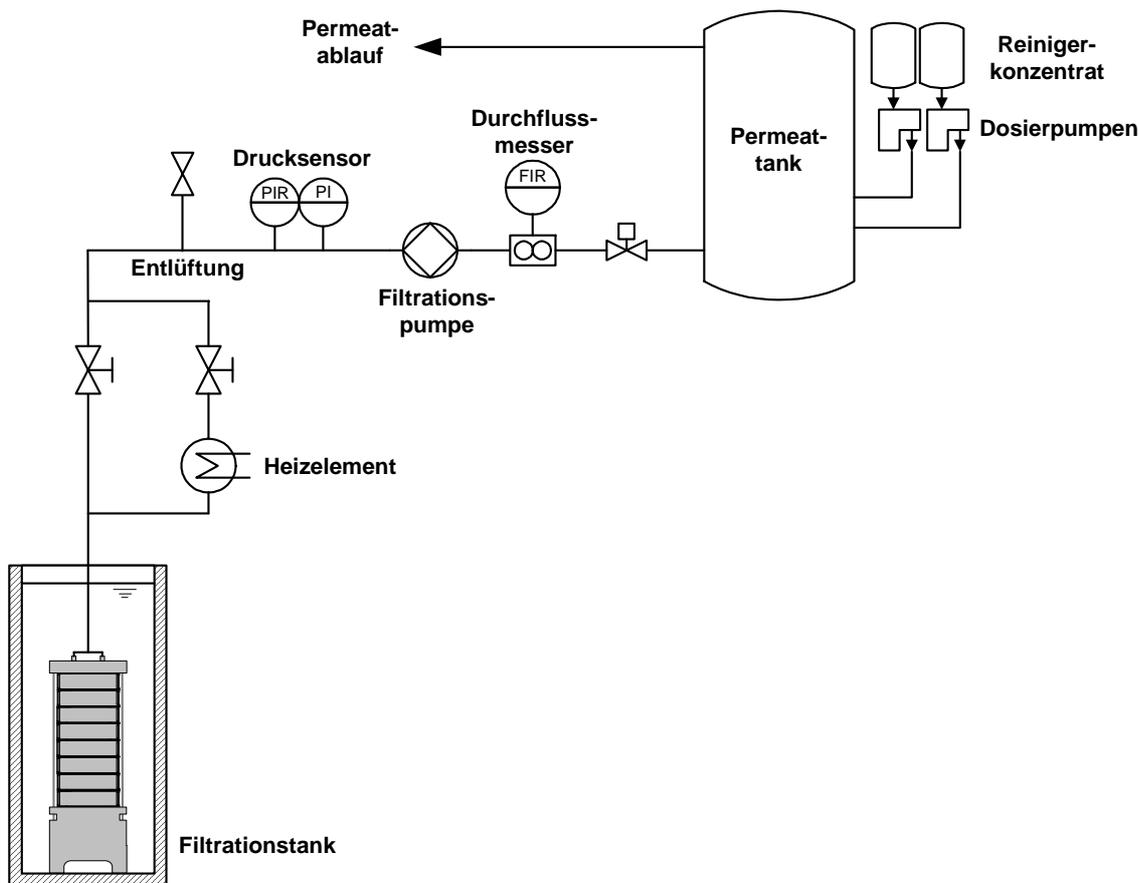


Abbildung 6-23: Prozessschema Filtrationsstufe

6.5.2 Versuchsdurchführung und Ergebnisse

Nach einer Start-up-Phase von etwa 12 Tagen konnte der eigentliche Filtrationsbetrieb begonnen werden (siehe Abbildung 6-24). Hier war zunächst ein Anstieg des Transmembrandruckes zu beobachten, der durch mehrere chemische Reinigungen mit 500 ppm Natriumhypochlorit zwar verlangsamt, aber nicht gestoppt werden konnte. Dies lässt darauf schließen, dass zu diesem Zeitpunkt noch kein stabiler biologischer Prozess etabliert war und dadurch vermehrt ungereinigtes Abwasser mit einem erhöhten Foulingpotential auf die Membran gelangt ist. Eine Heißwasserreinigung (50 °C) am Tag 25 brachte auch nur eine geringe Verbesserung der Druckwerte. Erst durch eine on-air-Heißwasserreinigung mit 1.000 ppm NaOCl konnte die starke

Verblockung der Membranen behoben werden (Testtag 37). Mit einer regelmäßigen on-air-Reinigung etwa alle 5 – 7 Tage mit 500 ppm NaOCl konnte anschließend ein stabiler Betrieb über den gesamten Versuchszeitraum aufrecht erhalten werden.

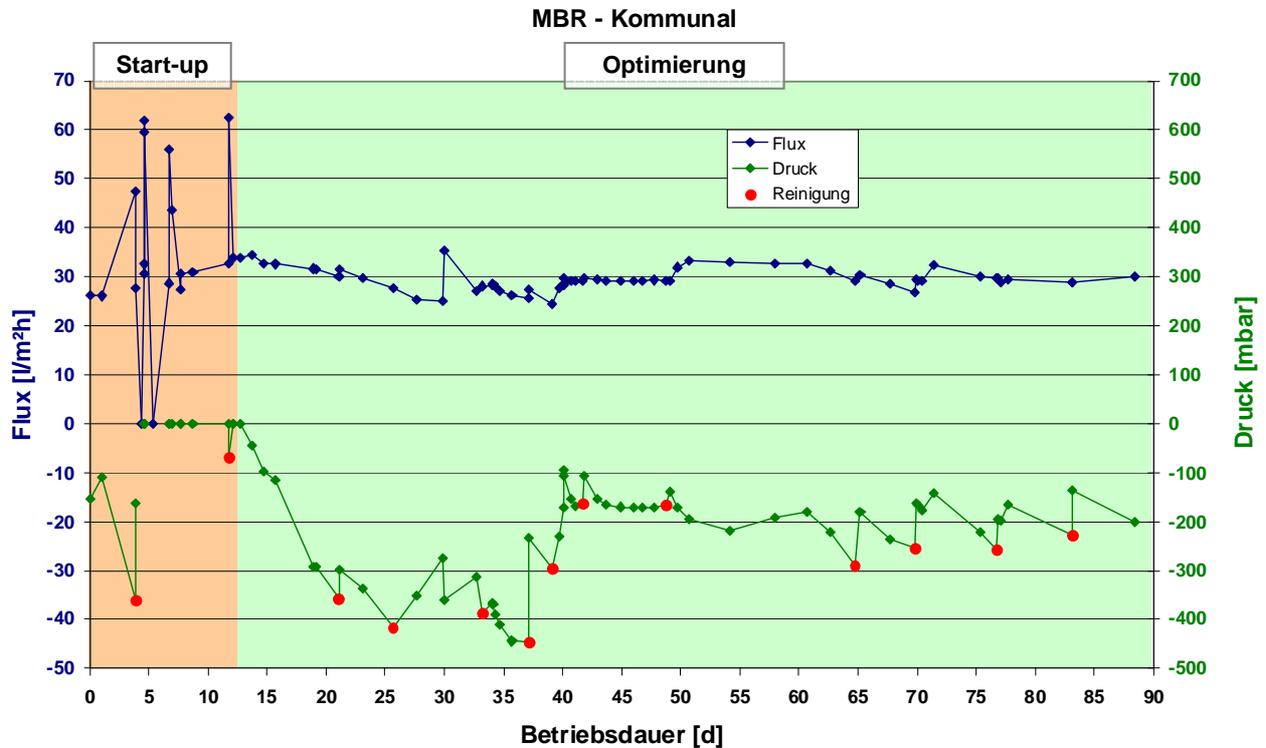


Abbildung 6-24: Flux- und Druckverlauf

Der Permeatflux konnte über den Versuchszeitraum konstant auf etwa 30 l/m²h gehalten werden. Die Druckwerte lagen nach Anpassung der Reinigungsstrategie zwischen 130 und 250 mbar Unterdruck.

Die während der Versuchsphase ermittelten mittleren Zu- und Ablaufwerte sind in der folgenden Tabelle 6-10 dargestellt.

Tabelle 6-10: Mittlere Zu-/Ablaufwerte

	Zulauf	Ablauf
pH	6,8	7,5
TSS [mg/l]	79 (nach Filter)	< 1
BSB ₅ [mg/l]	234	< 2
Trübung (NTU)	n. b.	< 0,5
Coliforme [pro 100 ml]	> 1,5 x10 ⁶	2

6.5.3 Fazit MBR-Betrieb

Beim Testbetrieb in der MBR-Anwendung konnten bei einem Unterdruck von etwa 200 mbar stabile Flüsse von 30 l/m²h dauerhaft erreicht werden. Das Reinigungsintervall betrug 5 – 7 Tage.

Die on-air-Reinigung hat eine deutlich größere Reinigungswirkung auf die Membran als eine in-situ-Reinigung. Damit bestätigen sich auch die ersten Ergebnisse aus der Phase 1 dieses Projektes. Die Heißwasserreinigung zeigte bei diesem Versuchsbetrieb dagegen nur eine leichte Verbesserung der Reinigungswirkung gegenüber der Reinigung mit kaltem Wasser. Bei einer sehr starken Verblockung empfiehlt sich eine Reinigung mit höher konzentrierten Chemikalien.

Aufbau und Inbetriebnahme der neuen Filtrationseinheiten gestalteten sich problemlos. Das Konzept des einfachen Aufbaus über die O-Ring-Dichtungen anstatt einer außen liegenden Verrohrung hat sich in der Praxis bewährt.

Der Verbund zwischen Keramik und Vergussmasse funktioniert einwandfrei. Auch nach Heißwasserreinigungen und der damit verbundenen kurzzeitigen Temperaturerhöhung waren keine durch unterschiedliche Wärmeausdehnung verursachten Undichtigkeiten festzustellen.

Die sehr guten Ablaufwerte zeigen, dass das Modulkonzept und insbesondere auch das Dichtungskonzept über die O-Ringe funktionieren.

6.6 Testanlage Chemieabwasserbehandlung Universität des Saarlandes

6.6.1 Zielsetzung der Untersuchungen

Die im Rahmen des Projektes entwickelten Membranen (siehe Kapitel 5) wurden in diesem Test einem Vergleich hinsichtlich der Flux- und Druckentwicklung über einen bestimmten Versuchszeitraum unterzogen. Durch einen direkten Vergleich der eingesetzten Membranen unter gleichen Betriebsbedingungen sollte sowohl der Einfluss der Membrandicke als auch der Einfluss der Beschichtung auf die Filtrationsleistung erfasst werden. Die biologischen Parameter blieben für diese Untersuchungen unberücksichtigt.

6.6.2 Beschreibung der Abwasserreinigungsanlage

Die aus den Laboren für Physik, Chemie und Pharmazie anfallenden Kühl- und Abwässer werden in einem unterirdischen Becken [R01] aufgefangen und dort chemisch neutralisiert (pH ca. 7,0). Das neutralisierte Abwasser soll mit der Anlage gereinigt und den Labors als Brauchwasser (z.B. für Kühlkreisläufe und Toilettenspülungen) wieder zur Verfügung gestellt werden.

Als Hauptverunreinigung liegen leichtflüchtige halogenierte Kohlenwasserstoffe (LHKW) in Form von Dichlormethan, Trichlormethan und Tetrachlormethan vor. Das Abwasser wird aus dem Neutralisationsbecken [R01] mithilfe der redundanten Abwasserpumpen [P01/P02] in einen Anaerobreaktor [R02] gefördert.

Der Reaktor enthält eine Schüttung aus granulierter Aktivkohle und Biomasse, wobei die Aktivkohle für den Prozess zwei Funktionen erfüllt: sie dient als Aufwuchsträger für die Biomasse und gleichzeitig als Adsorptionspuffer für die abzuscheidenden LHKW, womit evtl. Konzentrationsspitzen im Ablauf vermieden werden können.

Um einer allmählichen Verblockung des Aktivkohlebettes vorzubeugen, wird dieses in Abhängigkeit des wasserseitigen Widerstandes manuell mithilfe der Spülkreislaufpumpe [P03] im Gleichstrom bei ca. 10-fachem Nenndurchsatz „aufgewirbelt“, wobei zur Unterstützung des Effektes zusätzlich Stickstoff eingblasen werden kann.

Das so gereinigte Abwasser gelangt aus dem Überlauf des Reaktors in den Zwischenstapelbehälter [R03], wo evtl. anfallende Feststoffe sedimentieren können.

Aus dem Zwischenstapelbehälter wird das gereinigte Abwasser dem Arbeitsbehälter der bestehenden Ultrafiltrationsanlage zugeführt und als Kühlwasser oder Toilettenspülwasser wiederverwendet.

Das Anlagenfließbild ist in Abbildung 6-25 dargestellt.

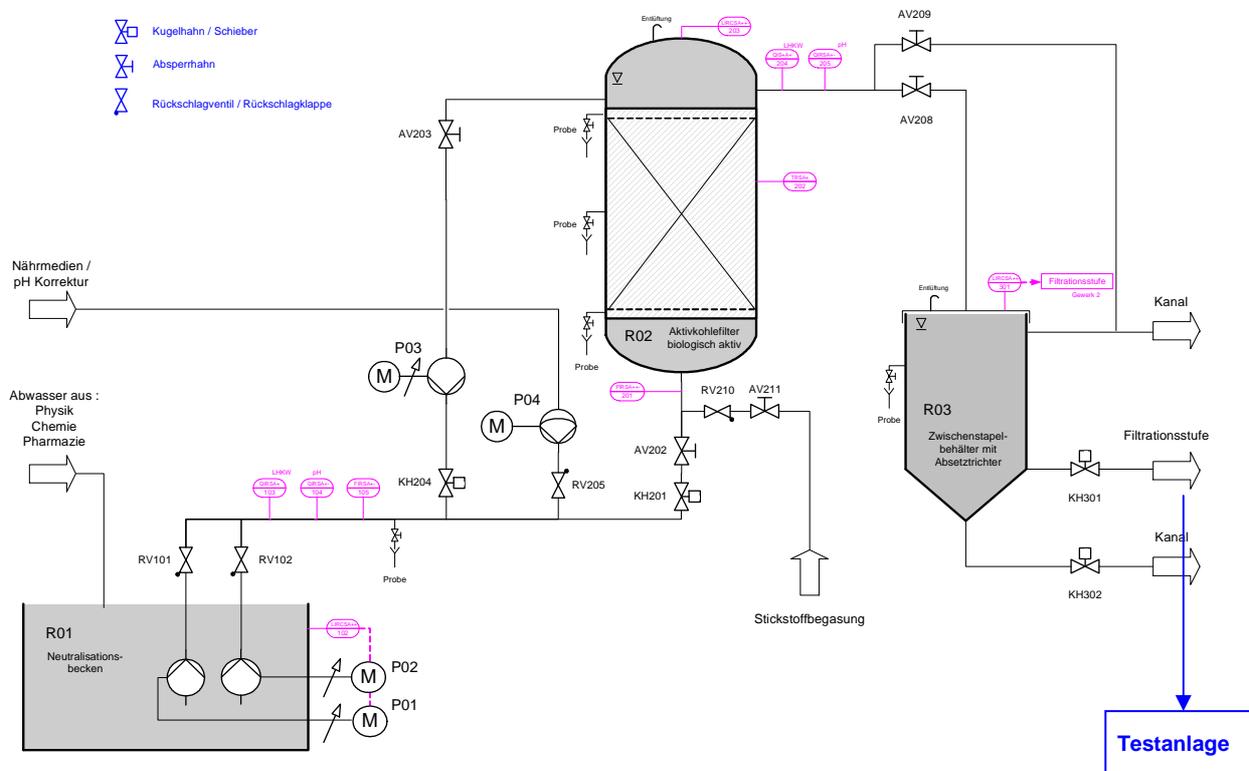


Abbildung 6-25: Verfahrensfließbild der Chemieabwasserbehandlungsanlage

6.6.3 Versuchsbeschreibung

Der Zulaufstrom wurde direkt hinter dem Zwischenstapelbehälter entnommen und der Testanlage zugeführt. Die Testanlage lief somit im Parallelbetrieb zu der bestehenden Ultrafiltrationsanlage. Insgesamt wurden 4 Module, mit unterschiedlichen Membranen bestückt, in der Testanlage untersucht. Dabei konnten maximal drei Module mit je 21 Membranen gleichzeitig gegeneinander getestet werden. Die Module wurden jeweils mit einer separate Pumpe, einem Druckmanometer und einem Schwebekörperdurchflussmesser betrieben. Die Frequenzen der Pumpen und ihre Betriebsparameter wurden gemeinsam über eine Steuerung eingestellt, so dass alle Module den gleichen Betriebsbedingungen unterzogen wurden. Eine grobblasige Belüftung unterhalb der

Module sorgte für eine ausreichende Anströmung der Module. In der nachfolgenden Tabelle 6-11 sind alle eingesetzten Membranen aufgelistet.

Tabelle 6-11: Übersicht der eingesetzten Membrantypen

Bezeichnung	Dicke	Beschichtung	Testzeitraum
Standard	6,5 mm	200 nm	0 - 55 Tage
200-neu	6,5 mm	200 nm	0 - 123 Tage
100-neu	6,5 mm	100 nm	0 - 123 Tage
200-neu-4mm	4,0 mm	200 nm	90 - 123 Tage

Nachfolgend wird eine Übersicht über die gesamte Versuchszeit dargestellt.

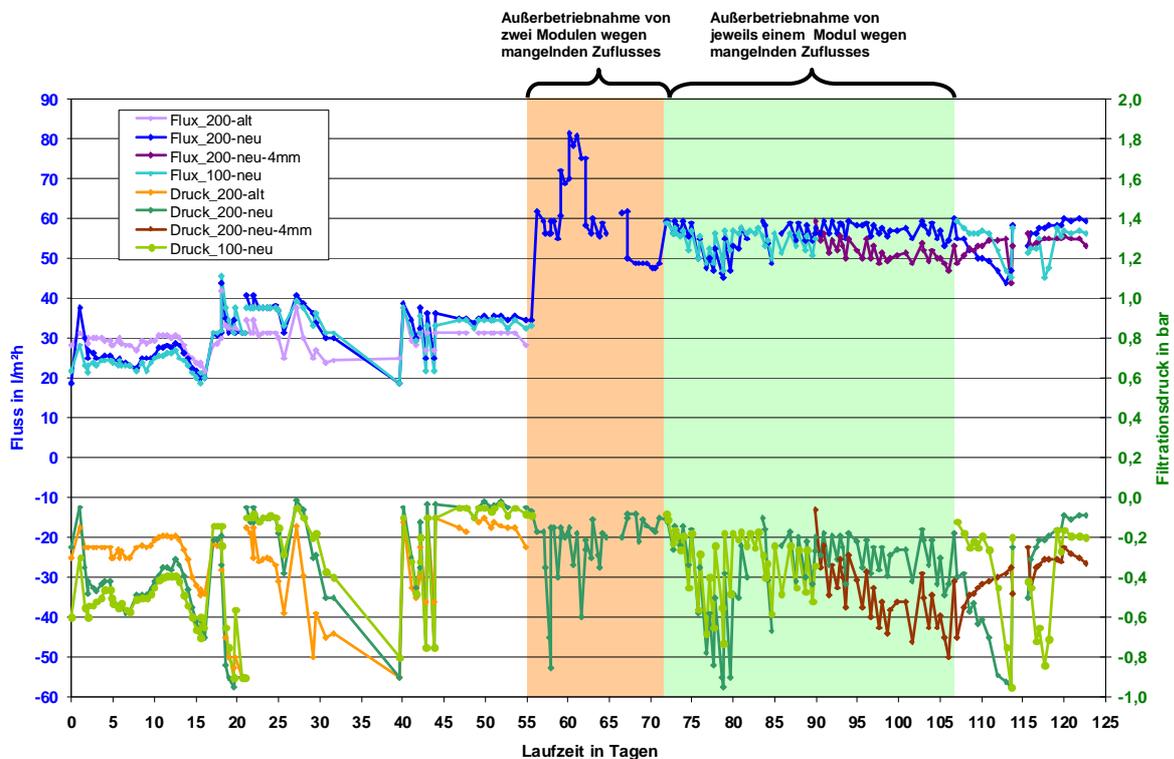


Abbildung 6-26: Einsatz der vier Modul-Typen über den gesamten Zeitraum

Die farblich hinterlegten Bereiche dokumentieren den zum Teil sehr geringen Zufluss der Testanlage bedingt durch die Semesterferien. Hierdurch konnte der Testbetrieb nur noch mit 1 – 2 Module fortgesetzt werden, um bei gleicher Filtrationsleistung ein Trockenlaufen der Module zu verhindern.

Der Anstieg der Flüsse nach 55 Tagen Laufzeit wurde durch eine Erhöhung der Pumpenfrequenz für alle Module realisiert. Ziel war es hier festzustellen, ob sich signifikante Unterschiede bei erhöhter Leistung zwischen den unterschiedlichen Modultypen feststellen lassen.

Aufgrund der Versuchsanordnung sollten drei wesentliche Vergleiche unter realen Bedingungen möglich sein:

1. Vergleich der „alten“ Beschichtung (200 nm) mit der neuen Beschichtung (200 nm)
2. Vergleich der neuen Beschichtung (200 nm) mit der neuen Beschichtung (100 nm)
3. Einfluss der unterschiedlichen Membrandicken bei neuer Beschichtung (200 nm)

6.6.4 Ergebnisse

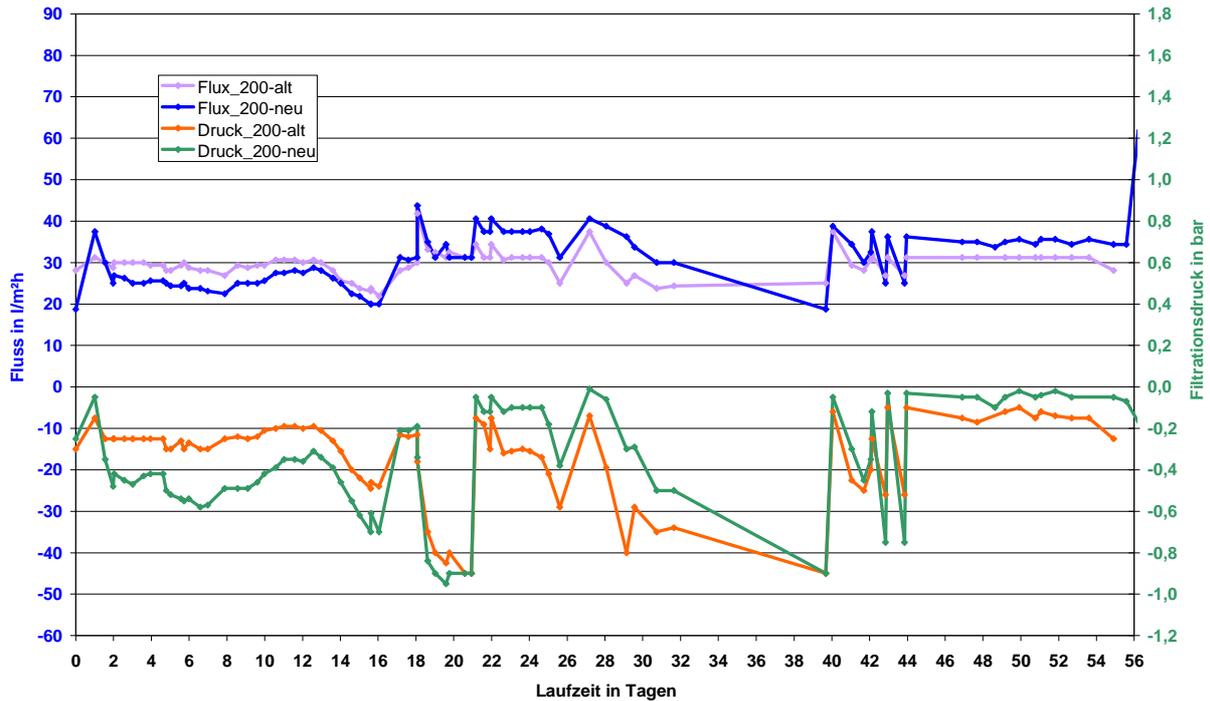


Abbildung 6-27: Vergleich der „alten“ und neuen Beschichtung (200 nm)

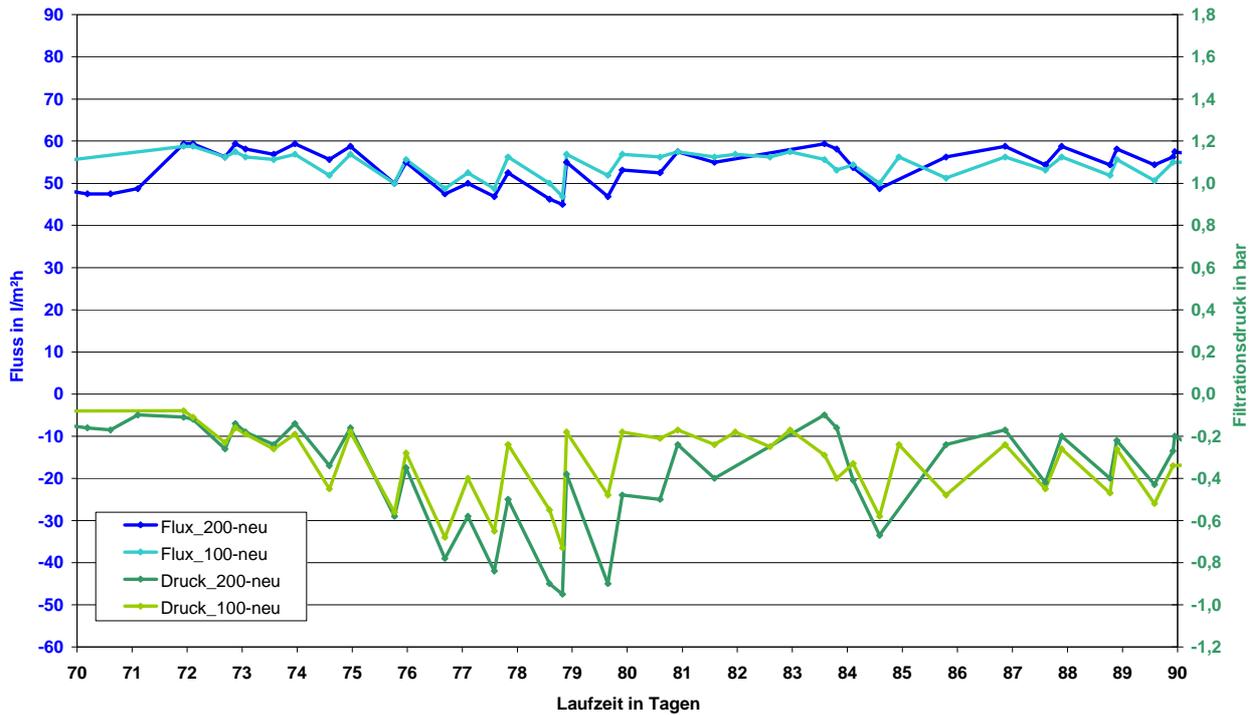


Abbildung 6-28: Vergleich der 100 nm mit der 200 nm neuen Beschichtung

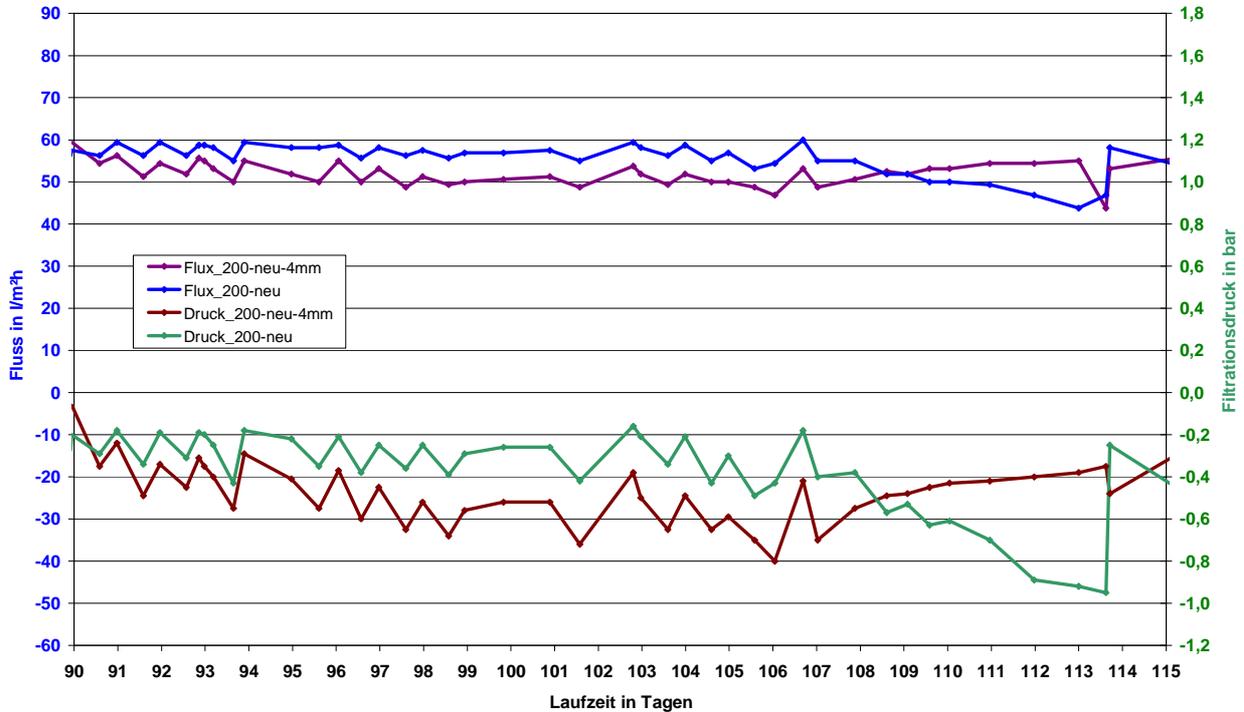


Abbildung 6-29: Vergleich der neuen 200 nm Beschichtungen bei unterschiedlichen Membrandicken

Aufgrund der vorliegenden Ergebnisse lassen sich folgende Aussagen tätigen:

Ein Einfluss der Beschichtung auf den Filtrationsprozess ist nicht nachweisbar. Weder in Abbildung 6-27 noch in Abbildung 6-28 ist ein wesentlicher Unterschied festzustellen. Wie bei den klassischen Belebtschlammverfahren findet auch hier ein deckschichtkontrollierter Prozess statt. Dies bedeutet, dass sich unabhängig von der Beschichtung zwischen den angelagerten partikulären Inhaltsstoffen des Abwassers und der durch die aufrechte Anströmung der Luft zurückgewaschenen Partikel ein Gleichgewicht einstellt.

Der Vergleich der 4 mm Membran mit der 6,5 mm Membran (Abbildung 6-29) zeigt in dieser Versuchsanordnung leichte Vorteile für die 6,5 mm Membran. Dies entspricht grundsätzlich auch den Ergebnissen aus den Reinwassertests (siehe Kapitel 6.3.3). Allerdings ist hier zusätzlich zu berücksichtigen, dass aufgrund des größeren Plattenabstandes bei den schmaleren 4 mm Membranen die Überströmungsgeschwindigkeit geringer ist als bei den 6,5 mm Membranen und damit die Deckschicht schlechter abgetragen wird.

7 Versuchsbetrieb in der industriellen Abwasserbehandlung (AZ: 21841/02-23)

7.1 Abwassercharakteristik

Bei der Kraul und Wilkening & Stelling GmbH & Co. KG (KWST) wird Ethanol aus Melasse destilliert. Dabei fallen jährlich etwa 27.000 m³ hoch belastetes Abwasser mit einem CSB von durchschnittlich 15.000 mg/l an. Weitere Abwasserbelastungen sind der Tabelle 7-1 zu entnehmen.

Tabelle 7-1: Versuchsphase Alkoholherstellung, Zulaufdaten der Betriebskläranlage

Parameter	Einheit	Durchschnitt	Maximal
Durchfluss	[m ³ /d]	200	240
CSB total	[mg/l]	15.500	75.000
CSB filtriert	[mg/l]	15.000	70.000
CSB filtriert Fracht	[kg/d]	3.000	3.600
Nitrat	[mg/l]	10	50
N-ges	[mg/l]	150	800
P-ges	[mg/l]	10	50
Calcium	[mg/l]	20	100
pH	[-]	4 (immer im sauren Bereich)	3
Temperatur	[°C]	65	90

Derzeit wird das Abwasser mit einer Kombination aus anaerobem Verfahren (IC-Reaktor) und einer konventionellen aeroben Stufe mit Nachklärung behandelt und eine CSB-Ablaufkonzentration von durchschnittlich 1000 mg/l erreicht. Mit diesen Ergebnissen kann das gereinigte Abwasser in die städtische Kanalisation eingeleitet werden. Die folgende Abbildung zeigt das vorhandene Behandlungskonzept der Abwasseranlage des Alkoholherstellers.

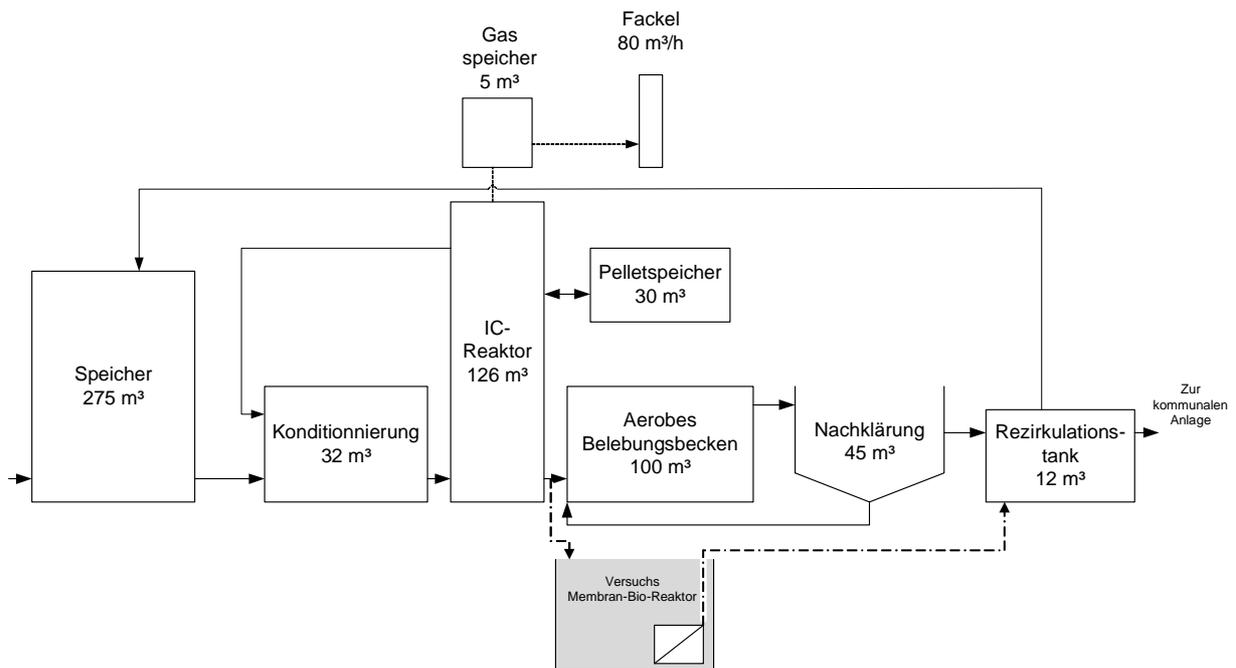


Abbildung 7-1: Fließschema der Abwasserbehandlungsanlage der Firma KWST

Das Fließbild verdeutlicht, dass neben den internen Rezirkulationen bei ungenügender Reinigungsleistung ein externer Recycle gefahren und der Ablauf der aeroben Stufe wieder der anaeroben Behandlung zugeführt werden kann.

7.2 Material und Methoden

Zur Untersuchung der erweiterten Abreinigung keramischer Membranen wurde eine am ISAH vorhandene Versuchsanlage an die Anforderungen angepasst.



Abbildung 7-2: Versuchsanlage im bisherigen Zustand Links: Anlage mit aufgebautem Spaltrummelsieb, Rechts: Steuereinrichtung der SPS

Die Versuchsanlage verbindet in ihrem bisherigen Zustand den biologischen Abbau von Wasserinhaltsstoffen nach dem Prinzip der Nitrifikation und Denitrifikation mit einer Membranstufe. Filtrat mit geringster Restbelastung (CSB und Stickstoffverbindungen) und einem hohen Wiederverwendungspotential ist mit dieser Kombination möglich. Direkteinleitungen auch in sensible Gewässer sind realisierbar, da das Filtrat feststofffrei und keimarm ist.



Abbildung 7-3: Gesamtansicht der Versuchsanlage nach dem Umbau

Der Umbau soll die Untersuchung der Leistungsfähigkeit der optimierten keramischen Membranen unter Einbeziehung verschiedener Reinigungsstrategien sowie die Etablierung einer biologischen Abwasserreinigung mit Aufwuchsmaterial ermöglichen.



Abbildung 7-4: Links: Filtrationsreaktor mit eingebautem Modulstapel 5 Stk. á 1,4m², Rechts: Ansicht der Versuchsanlage mit Filtrationsreaktor

Hierzu wurde die Versuchsanlage mit einem zusätzlichen Filtrationsbehälter, der den geometrischen Vorgaben der keramischen Module angepasst ist, ergänzt.



Abbildung 7-5: Links: Bioreaktor mit Rührwerk und Belüftungseinheit, Rechts: Blick vom Bioreaktor auf die Zwischenklärung

Der bisherige Membranbioreaktor wurde für einen reinen biologischen Betrieb umgebaut und mit einem Rührwerk zur Umwälzung der Biomasse versehen.



Abbildung 7-6: Links: aerobe Vorbehandlung, Rechts: Zwischenklärbecken

Für die Elimination von Restkohlenstoff wurde die bisherige Denitrifikationsstufe zu einer aeroben Vorbehandlung mit einer Zwischenabscheidung umgebaut.

Zusätzlich wurde eine Anpassung MSR-Technik, wie zum Beispiel Sauerstoff- und Temperatursensoren im Filtrationstank, sowie eine Visualisierung und entsprechende Modifikation der SPS und des PLS vorgenommen. Die Sicherheitsausstattung wurde den aktuellen Anforderungen hinsichtlich Begehrbarkeit der Anlage angepasst.

7.3 Inbetriebnahme und Aufkonzentrierung der Biomasse

Entgegen der im Antrag beschriebenen Inbetriebnahmestrategie erfolgte die Befüllung des Bioreaktors mit kommunalem belebtem Schlamm (Rücklaufschlamm) um die Inbetriebnahme hinsichtlich der biologischen Leistungsfähigkeit zu beschleunigen und die Verzögerungen die durch Lieferengpässe beim Anlagenumbau entstanden auszugleichen. Aufwuchsträger zur Abrasion wurden im Rahmen der veränderten Strategie nur im Filtrationsreaktor eingesetzt und

der Betrieb als suspendiertes System mit der Membranstufe als externe Stufe realisiert. Die Füllmenge betrug 150L Kaldnes®-Material, was einem Füllgrad von ca. 10 Vol.-% entspricht.

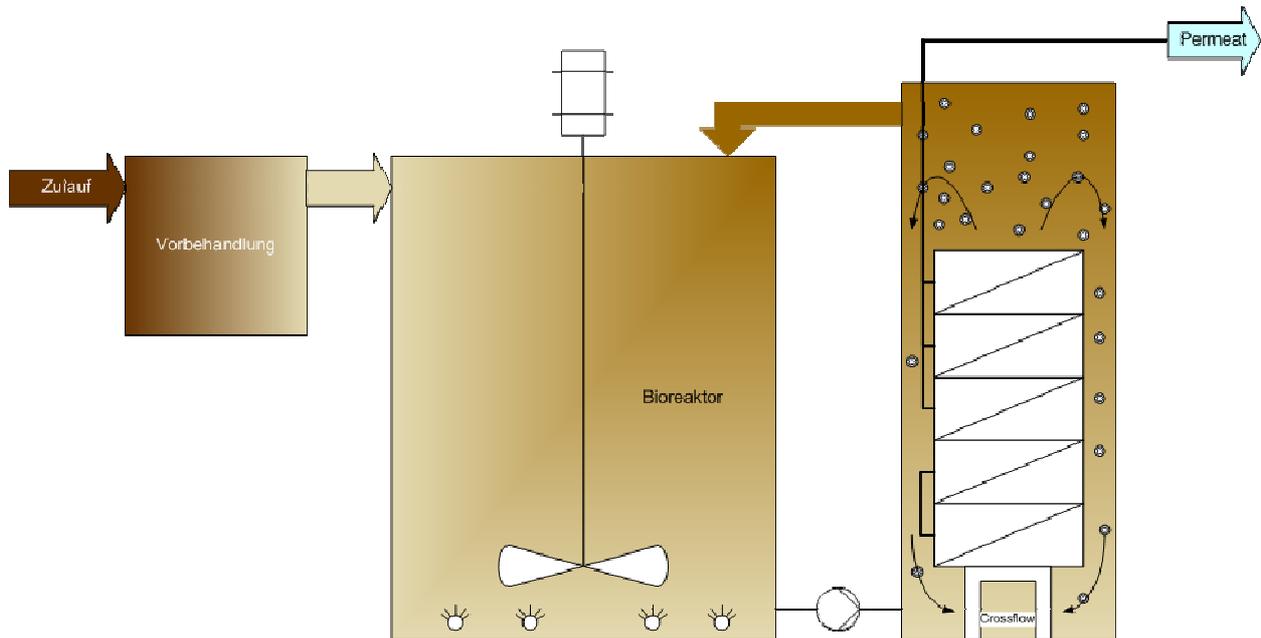


Abbildung 7-7: Inbetriebnahme zur Anreicherung der Biomasse nach Animpfen mit kommunalem belebtem Schlamm

Neuere Erkenntnisse zur beschleunigten Inbetriebnahme von zur Deammonifikation einzusetzenden Abwasserbehandlungsanlagen haben gezeigt, dass die Umstellung einer zu Nitrifikation und Denitrifikation befähigten Biozönose, in diesem Fall belebter Schlamm aus der kommunalen Abwasserbehandlung, bei Vorliegen der entsprechenden Milieubedingungen unproblematisch möglich ist und die Zeit bis zur vollen biologischen Leistungsfähigkeit der Behandlungsanlage deutlich verkürzt werden kann. Filtration und Bioreaktor sind in dieser Phase baulich voneinander getrennt, zuwachsende Biomasse wird durch die Membran zurückgehalten und über einen Rezirkulationsstrom in den Bioreaktor zurückgeführt.

Durch diese Anpassung der Inbetriebnahmestrategie konnte der Zeitbedarf des ersten und zweiten Arbeitspakets auf 3 Monate und somit um 50% reduziert werden. Im Rahmen der ersten beiden Arbeitspakete wurde die Anpassung und Optimierung der Steuerung hinsichtlich verschiedener Parameter vorgenommen.

Wahl/Verifikation der Filtrations- und Rückspülzeiten und -intervalle:

Für die Filtrationszeiten wurde ein optimaler Betrieb von 150 Sekunden mit anschließender Rückspülung von 45 Sekunden mit einem gegenüber dem Filtrationsvolumenstroms um 150% erhöhten Durchfluss gewählt.

Wahl/Verifikation der Reinigungsstrategie:

Bereits in der Anfahrphase wurde die zur crossflow-Erzeugung eingebrachte Luftmenge auf ca. 20% der Luftmenge im Betrieb ohne Abrasionskörper verwendeten, gesenkt um den eingetragenen Sauerstoff zu minimieren.

Die Filtrationsleistung erreichte in dieser Optimierungsphase einen durchschnittlichen Nettowert von ca. 12 l/(m² h) bei einer Permeabilität von ca. 210 l/(m² h bar) bei einem deutlich reduzierten Energieeinsatz.

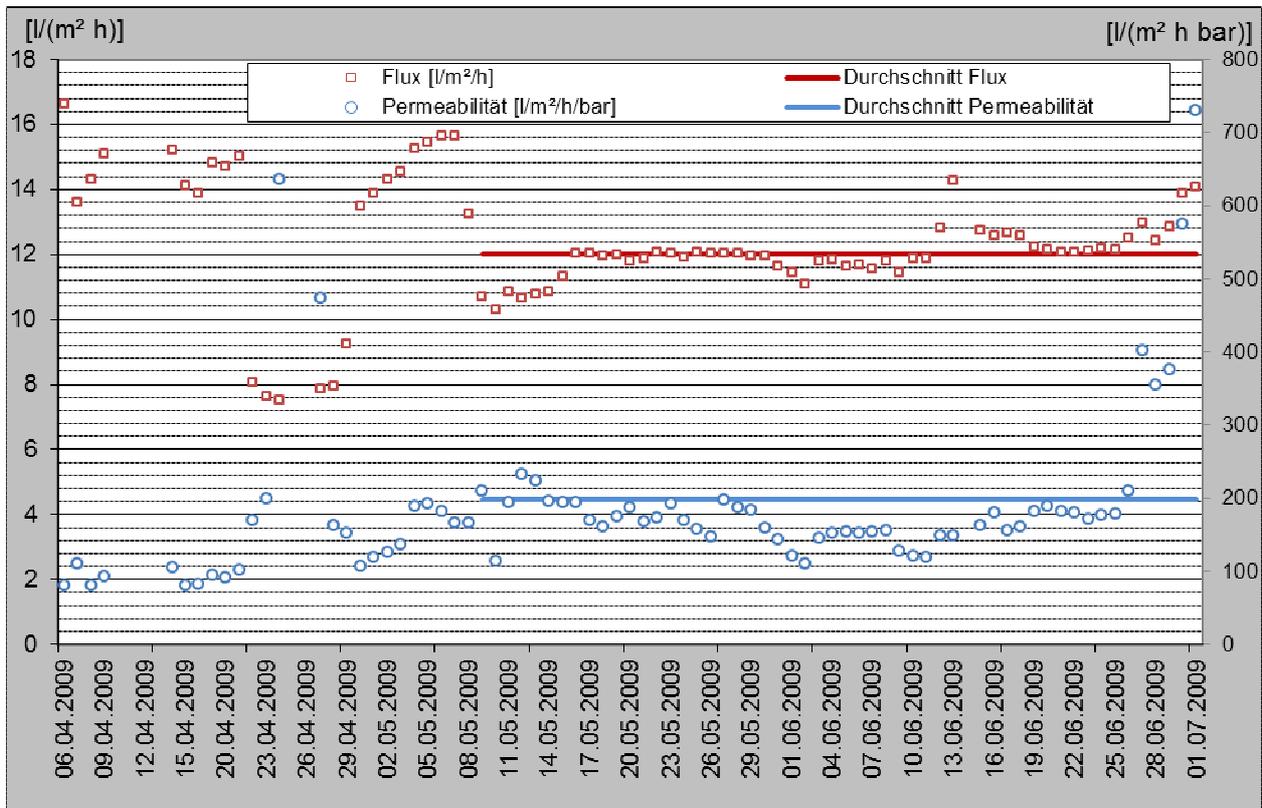


Abbildung 7-8: Filtrationsleistung und Permeabilität während der Anfahrphase

Die biologische Leistung war durch das Animpfen mit belebten Schlamm bereits in dieser Phase auf einem hohen Niveau. Die durchschnittliche CSB-Eliminationsrate lag bei 97%, während eine Nitrifikationsrate von 93% erreicht wurde.

Tabelle 7-2: Abbauleistungen der Versuchsanlage während der Anfahrphase

Parameter	Zulauf		Ablauf Vorbehandlung			Ablauf Membranreaktor		
	max.	Ø	max.	Ø	η	max.	Ø	η
	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[%]	[mg/l]	[mg/l]	[%]
CSB	2357	2000	1847	940	53	42	28	97
NH₄-N	133	56	45	19	66	5	0	100
NO₃-N	0	0	-	-	-	73	46	82 *

* Nitrifikationsrate bezogen auf den Zulauf
(ohne Berücksichtigung des Stickstoffbedarfs für Biomassenaufbau)

7.4 Kontinuierlicher Betrieb

Der kontinuierliche Betrieb erfolgte nach dem Erreichen eines Biomassegehaltes von 10 g/L über einen Zeitraum von 6 Monaten von Juli bis Dezember 2009 betrieben.

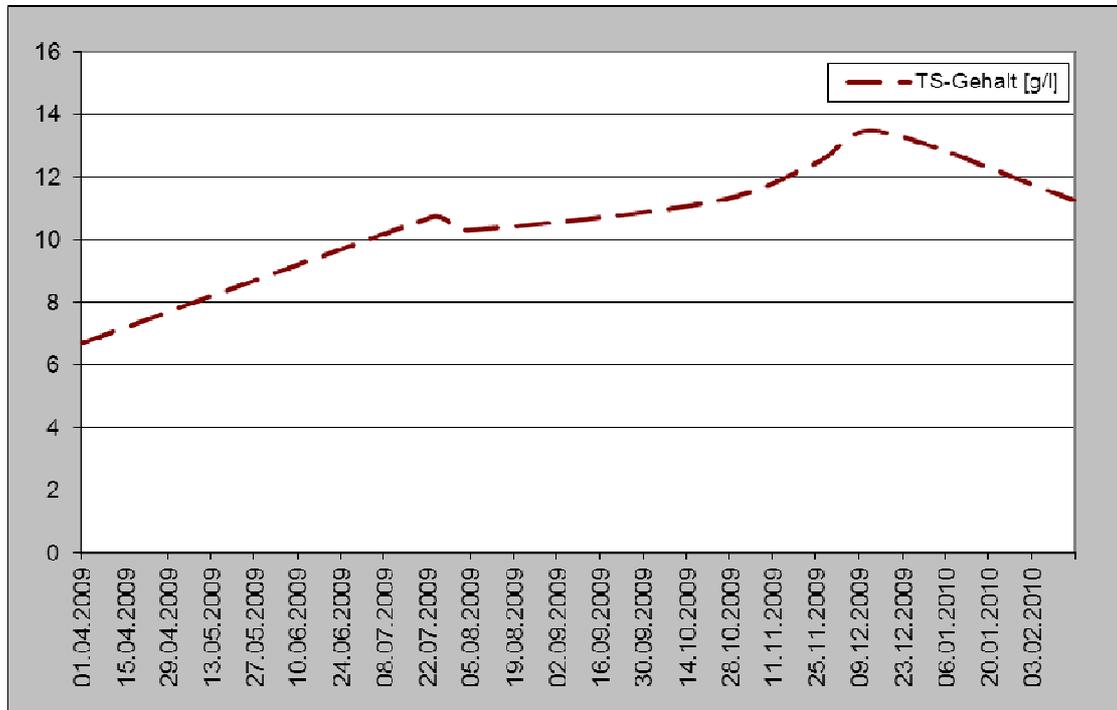


Abbildung 7-9: Verlauf der Trockensubstanzgehalte in Bio- und Membranreaktor (Mittelwerte)

Auf Grund der niedrigen Umgebungstemperaturen konnte der Versuchsbetrieb nicht über den gesamten geplanten Zeitraum durchgeführt werden und musste auf Grund von Frost und eingefrorenen Leitungen für zwei Monate eingestellt werden.

7.4.1 Hydraulische Leistung

In der ersten Hälfte der Versuchsphase bis Ende August 2009 konnten die in der Anfahrphase erreichten Durchflussleistungen von 12 l/(m² h) verifiziert werden. Die Permeabilität sank bis auf ein zu Ende stabiles Niveau von ca. 90 l/(m² h bar). Durch eine Erhöhung des Luftvolumenstroms zur crossflow-Erzeugung auf ca. 2,5 m_N³/h konnte die Filtrationsleistung auf ca. 13 l/(m² h) bei einer Permeabilität von 130 l/(m² h bar) gesteigert werden.

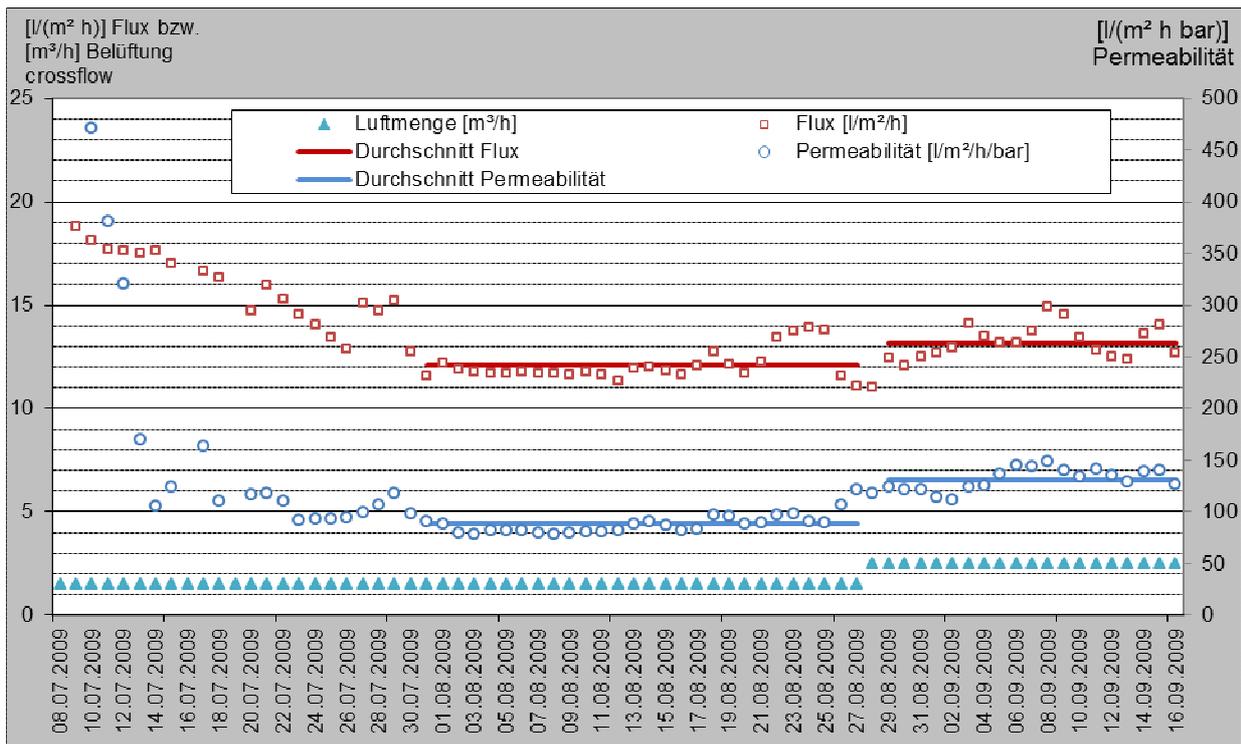


Abbildung 7-10: Fluxleistungen und Permeabilitäten von 07'09 bis 09'09

Nach einer Reinigung mittels CEB (chemical enhanced backwash) der Membranen mit Zitronensäure konnte die Permeabilität nochmals um 15% auf 170 l/(m² h bar) gesteigert werden. In einer anschließenden Phase wurden durch eine verlängerte Rückspülzeit auf Kosten der Netto-Filtrationsleistung von 11,5 l/(m² h bar) Permeabilitäten von durchschnittlich 600 l/(m² h bar) erreicht.

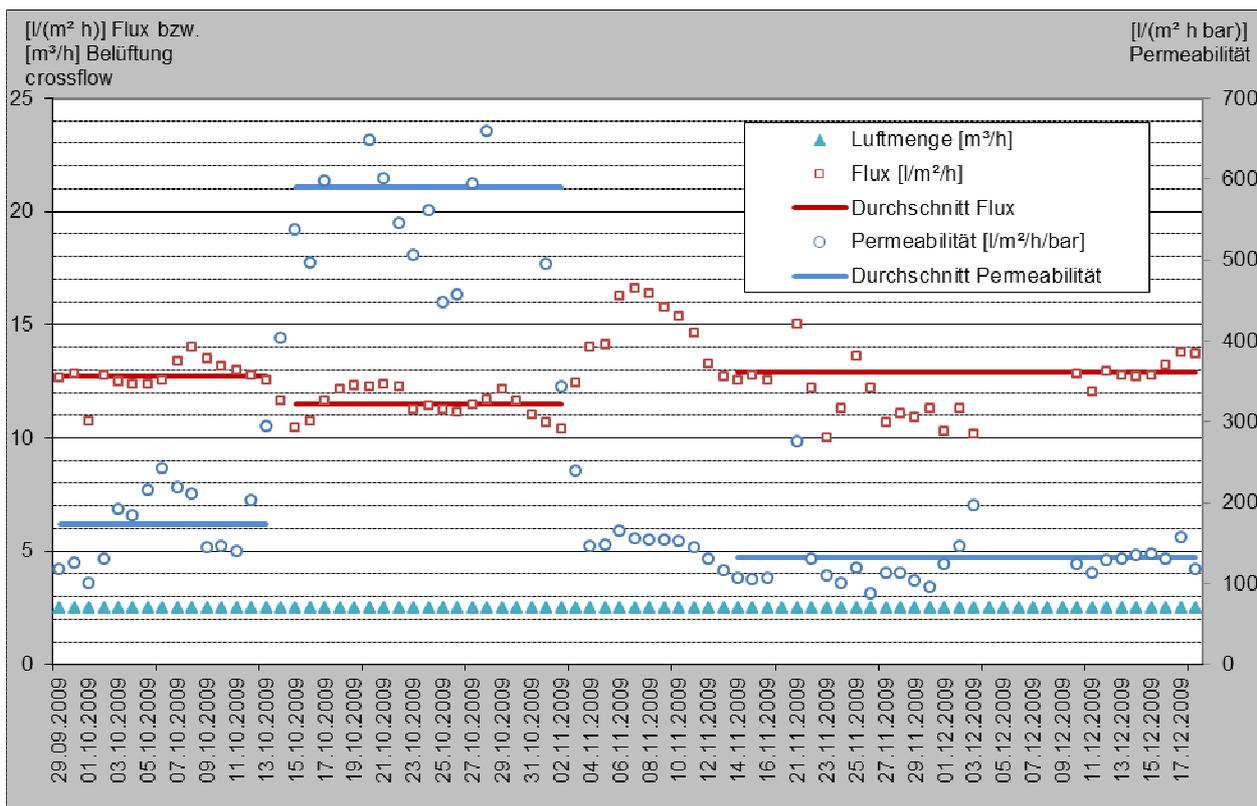


Abbildung 7-11: Fluxleistungen und Permeabilitäten von 10'09 bis 12'09

Die anschließenden Versuche zur erneuten Steigerung der Flussleistungen führten bei erschwerten Betriebsbedingungen durch die fallenden Umgebungstemperaturen zu der Verifikation der in der ersten Hälfte erreichten Netto-Filtrationsleistung von durchschnittlich 13 l/(m² h) bei einer Permeabilität von 130 l/(m² h bar).

Die im Versuchsbetrieb erreichten Filtrationsleistungen liegen mit 13 l/(m² h) sowohl im Sommer als auch Winter lediglich 15% unter den Auslegungsdaten keramischer Flachmembranen, die ohne chemische Reinigung betrieben werden. Der Energiebedarf für die crossflow-Erzeugung konnte durch den Einsatz der Abrasionskörper um 50% verringert werden.

7.4.2 Sauerstoffeintrag

Der Energiebedarf und die Leistungsfähigkeit der Membran stehen in einem engen Zusammenhang. Die Optimierung in die eine oder andere Richtung ist jedoch oft von konkurrierenden Zielen geprägt. Ein hoher Durchsatz bedarf im Normalfall eines höheren Lufteintrages und eines vermehrten Energieeinsatzes. Da die Belüftungseinrichtungen, auf Grund der erhöhten Scherbeanspruchung an der Membran, eher auf die Erzeugung größerer Blasen ausgelegt ist, ist die Effektivität des Sauerstoffeintrags durch das verringerte Oberflächen- zu Volumenverhältnis jedoch um einen Faktor von bis zu 3 geringer. Hinzukommt ein, bei im Vergleich zu klassischen Belüungsverfahren erhöhten Biomassekonzentrationen von 12-15 g/l, verringerter Sauerstoffübergang (CORNEL, WAGNER et al., 2001; JUDD und JUDD, 2006). Während der Anfahrphase lagen die Sauerstoffwerte im Membran- und Bioreaktor zwischen 4 und 6 mg O₂/L. Zur Etablierung einer zur Deammonifikation befähigten Biomasse liegen diese Werte auf einem

deutlich zu hohen Niveau. Zur Umsetzung eines zweistufigen Systems mit Nitritation in Membranreaktor sind Sauerstoffgehalte unter einem $1 \text{ mg O}_2/\text{L}$ und anaerobe Verhältnisse im Bioreaktor anzustreben.

Zur Minimierung des Sauerstoffeintrages wurde bereits in der Anfahrphase der zur crossflow-Erzeugung eingesetzte Luftvolumenstrom deutlich reduziert. Allerdings konnte allein durch diese Maßnahme keine ausreichende Verringerung des Sauerstoffgehalts im System erreicht werden. Für den weiteren Verlauf der Versuchsphase wurde die Membranstufe im Intervallbelüftungsmodus betrieben. Zusätzlich hierzu wurde das Steuerungskonzept der Versuchsanlage dahingehend angepasst, dass die Rezirkulation von der Membranstufe in den Bioreaktoren nur in unbelüfteten Zeiten des Membranreaktors erfolgte. Nach einer zeitlichen Optimierung dieser Phasen konnte der Sauerstoffgehalt im gekoppelten System deutlich verringert werden.

Im Zeitraum von Mitte Juli 2009 bis Mitte August 2009 lagen die Sauerstoffwerte im Membranreaktor im Bereich von $1,5$ bis $0,3 \text{ mg O}_2/\text{L}$ (Mittelwert $1,0 \text{ mg O}_2/\text{L}$) und $0,01$ und $0,35 \text{ mg O}_2/\text{L}$ (Mittelwert $0,05 \text{ mg O}_2/\text{L}$) im Bioreaktor. In diesem Zeitraum konnte eine Stickstoffeliminationsleistung von 90% erreicht werden.

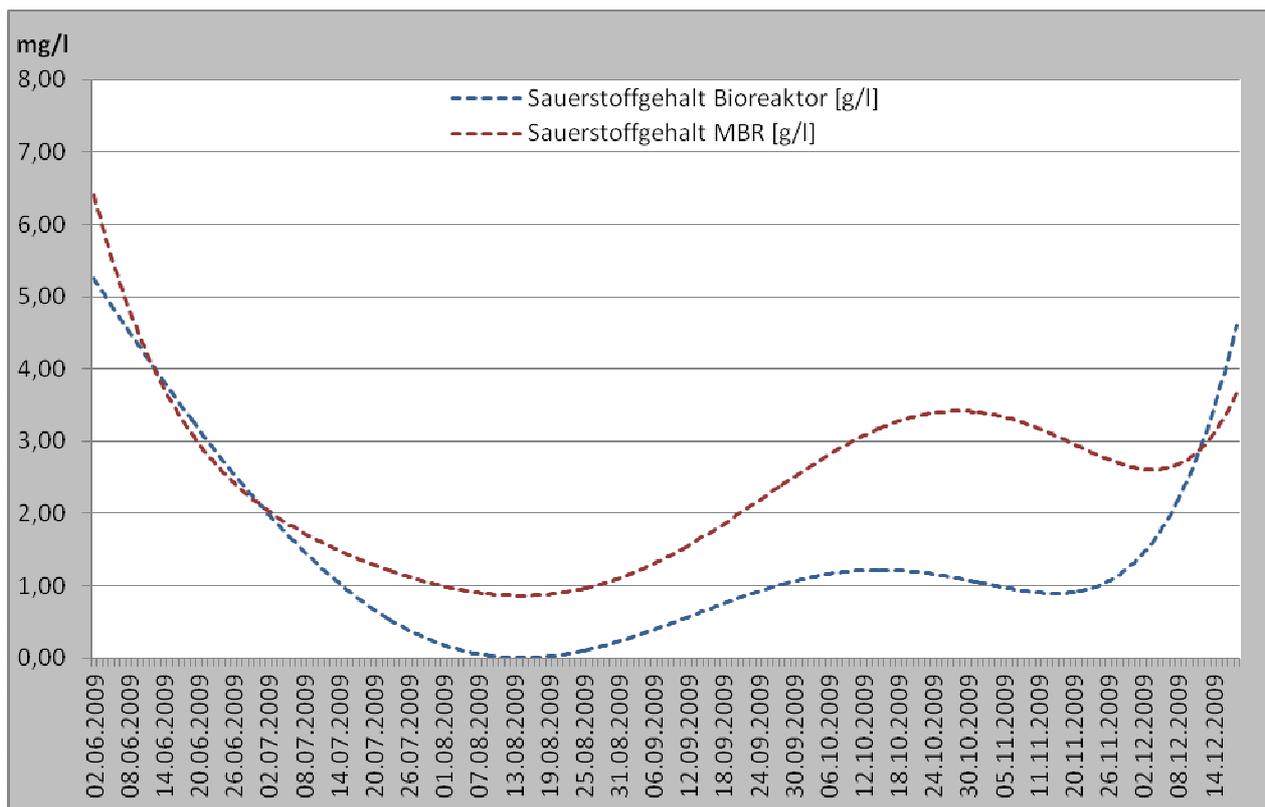


Abbildung 7-12: Trendverlauf der Sauerstoffkonzentrationen im Zeitraum Juni bis Dezember 2009

Durch die Erhöhung der Eintragsleistung der Gebläse zur Membranbelüftung zum Erhalt der Filtrationsleistung wurde die durchschnittliche Sauerstoffkonzentration im System auf Werte von $>1 \text{ mg O}_2/\text{L}$ im Bioreaktor und $>2 \text{ mg O}_2/\text{L}$ im Membranreaktor. In diesem Zeitraum wurde wiederum eine vollständige Nitrifikation erreicht.

7.4.3 Biologische Leistung

7.4.3.1 Kohlenstoff

Die Reinigungsleistung der Versuchsanlage lag über den gesamten Versuchszeitraum auf sehr hohem Niveau. Die Gesamteliminationsleistung der Anlage lag bei einem Wert von 98%.

Tabelle 7-3: Kohlenstoff-Abbauleistungen der Versuchsanlage während des kontinuierlichen Betriebs

Parameter	Zulauf		Ablauf Vorbehandlung			Ablauf Membranreaktor		
	max.	Ø	max.	Ø	η	max.	Ø	η
	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[%]	[mg/l]	[mg/l]	[%]
CSB	5727	2220	3031	551	75	267	49	91

Die Direkteinleiterkriterien nach Anhang 12 AbwV hinsichtlich CSB wurden mit Ausnahme der letzten Tage der Versuchsphase, in denen eine leichte Trübung des Filtrats beobachtet wurde, die auf eine beginnende Undichtigkeit am Modul zurückzuführen ist, kontinuierlich eingehalten.

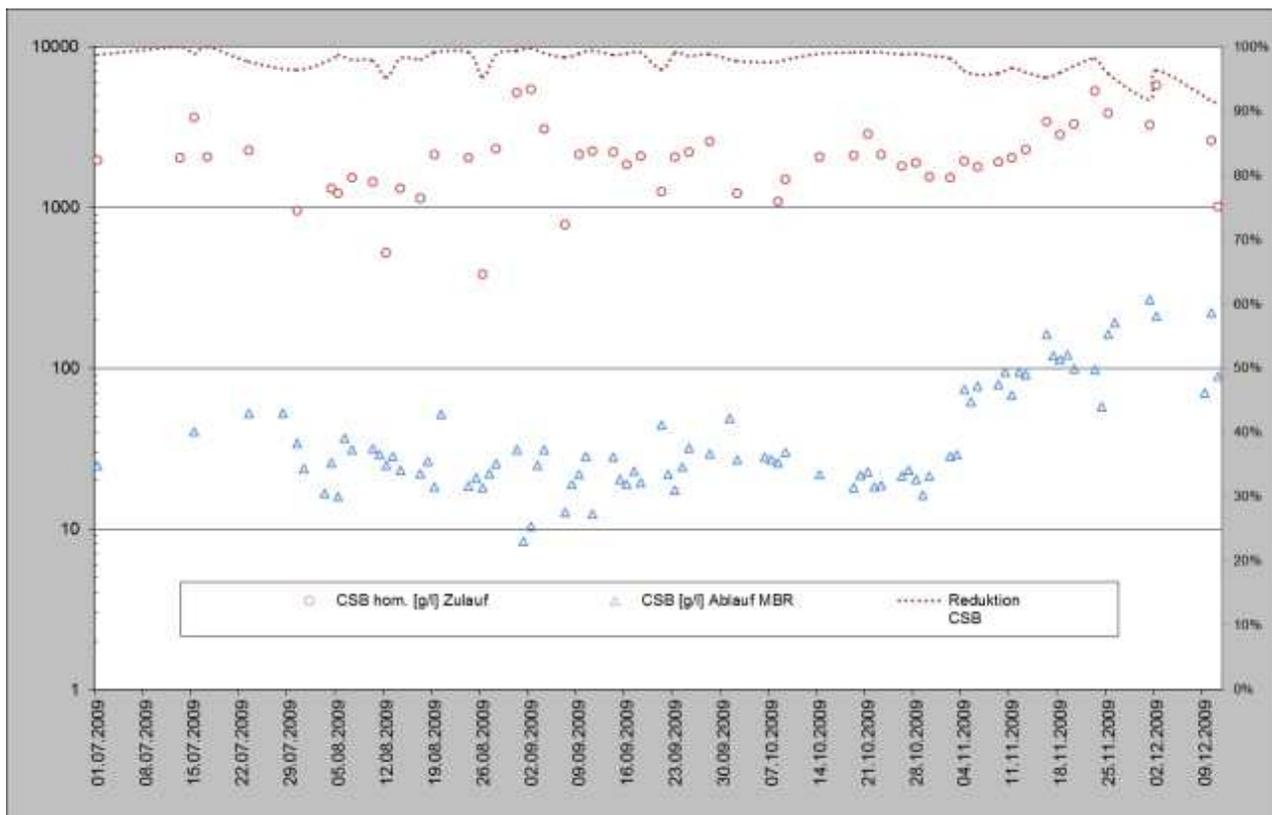


Abbildung 7-13: CSB-Elimination von 07'09 bis 12'09

7.4.3.2 Stickstoff

Wie bereits in Kapitel 7.3 und 7.4.2 beschrieben konnte während der gesamten Versuchsphase eine stabile Nitrifikation erreicht werden. Der Sauerstoffeintrag durch die crossflow-Belüftung

verhinderte während des größeren Teils der Versuchsphase die eine Reduktion des Nitrats. Über einen Zeitraum von ca. einem Monat war durch die Optimierung der Verfahrensführung eine stabile Stickstoffelimination möglich. Während dieses Zeitraums erreichte die Eliminationsleistung einen durchschnittlichen Wert von 90%, bis die Steigerung der crossflow-Begasung zum Erhalt der Filtrationsleistung notwendig wurde.

Tabelle 7-4: Stickstoffeliminationsleistung der Versuchsanlage während des kontinuierlichen Betriebs

Parameter	Zulauf				Ablauf		
	max.		Ø		max.	Ø	η
	[mg/l]	[kg/d]	[mg/l]	[kg/d]	[mg/l]	[mg/l]	[%]
NH ₄ -N	110	0,23	72	0,14	20	2,3	97
NO ₃ -N	0,4		0,2		7,2	3,1	-
NO ₂ -N	0,02		0,28		2,2	0,82	-

Während des betrachteten Zeitraum lagen, neben den beschriebenen geringen Sauerstoffkonzentrationen, für eine Denitrifikation ungünstige CSB:N Verhältnisse von durchschnittlich 2,4 vor.

Die während dieser Zeit eingetragene Sauerstoffmenge OC_{eff} ergibt sich nach folgenden Formeln

$$OC_{eff} = Q_{eff} \times \rho_{O_2} \times X_{O_2} \quad \text{Glg. 7-1 eff. eingetragene Sauerstoffmenge}$$

und

$$Q_{eff} = Q_{Luft} \times OA_h \times h_E \quad \text{Glg. 7-2 eff. eingetragener Luftvolumenstrom}$$

mit $\rho_{O_2} = 1,429 \text{ kg/m}^3$

$$X_{O_2} = 21\%$$

$$OA_h = \text{Sauerstoffausnutzungskoeffizient } 3,5\%/m \text{ nach (WAGNER, 2001)}$$

$$h_E = 1,6m$$

und einem eingetragenen Luftvolumen von 1,5 m_N³/h zu ca. 0,6 kg O₂/d. Die durchschnittlich benötigte Menge für eine Kohlenstoffelimination und vollständige Nitrifikation beträgt 0,78 kg O₂/d. Die notwendige Sauerstoffmenge liegt in dem betrachteten Zeitraum von Juli bis August 2009 vermehrt über der zur Verfügung stehenden Menge, was mit einem Anstieg der Nitrit-Konzentrationen im Filtrat einhergeht (vgl. Abbildung 7-14).

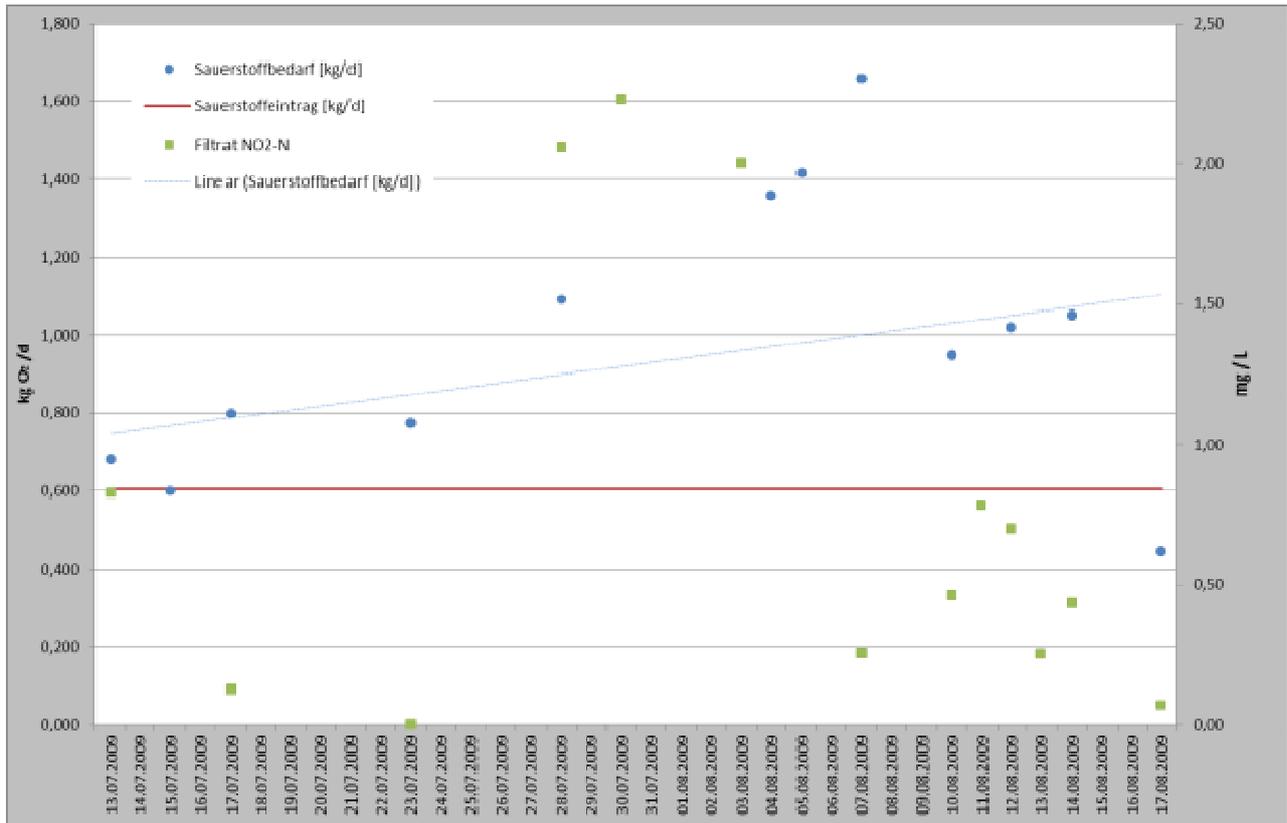


Abbildung 7-14: Zusammenhang Nitrit-Konzentration im Ablauf und Sauerstoffbedarf

Diese Betriebsphase macht deutlich, dass es mit einer optimierten Betriebsführung möglich ist, eine Nitritbildung im System zu erreichen. Die Voraussetzung für eine erfolgreiche Umsetzung einer Nitritation/Denitritation bzw. Deammonifikation ist demnach gegeben. Allerdings konnte auf Grund der in diesem Zeitraum geringen Ammoniumfracht von durchschnittlich 0,14 kg/d im Zulauf keine ausreichende Belastung der biologischen Stufe erreicht und die genannten Verfahren nicht etabliert werden.

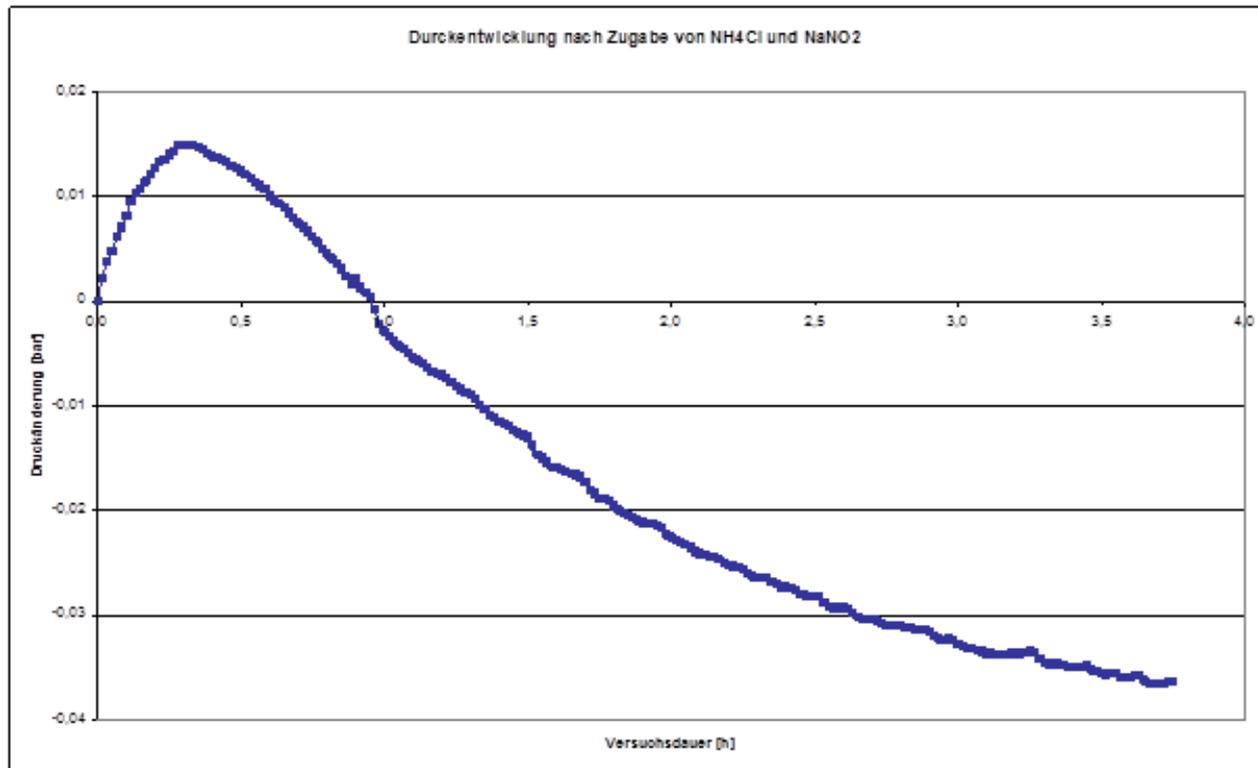


Abbildung 7-15: Druckverlauf von Tests zur Deammonifikationskapazität

Batchuntersuchungen unter Zugabe von den Substraten Ammonium und Nitrit zeigen in den hermetisch abgeschlossen Flaschen eine geringe Druckerhöhung und dementsprechend eine gewisse Umsatzleistung. Abschließend kann nicht eindeutig festgestellt werden ob es sich bei dem Prozess um eine klassische Denitrifikation oder um eine Deammonifikation handelt, die verfahrenstechnische Umsetzung beider Prozesse scheint jedoch möglich.

7.4.4 Reinigung und Abrasion der Membran

7.4.4.1 Erhalt der Leistungsfähigkeit

Während des Versuchsbetriebs war keine chemische oder physikalische Reinigung der Membranen notwendig. Lediglich nach der Hälfte der Versuchsdauer wurde eine mit Zitronensäure chemische unterstützte Rückspülphase durchgeführt (CEB – Chemical Enhanced Backwash) (siehe 7.4.1).



Abbildung 7-16: Verengung des Strömungsquerschnitts im Modul nach Ende der Versuchsphase

Nach Ausbau des Modulturms wurde eine Einengung des Strömungsquerschnitts beobachtet. Im mittleren Randbereich der Module hatten sich über den Zeitverlauf der Versuche Schlammanhaftungen gebildet. Durch eine entsprechende Anpassung der Strömungsführung ist diese partielle Verblockung der Module entgegenzuwirken.



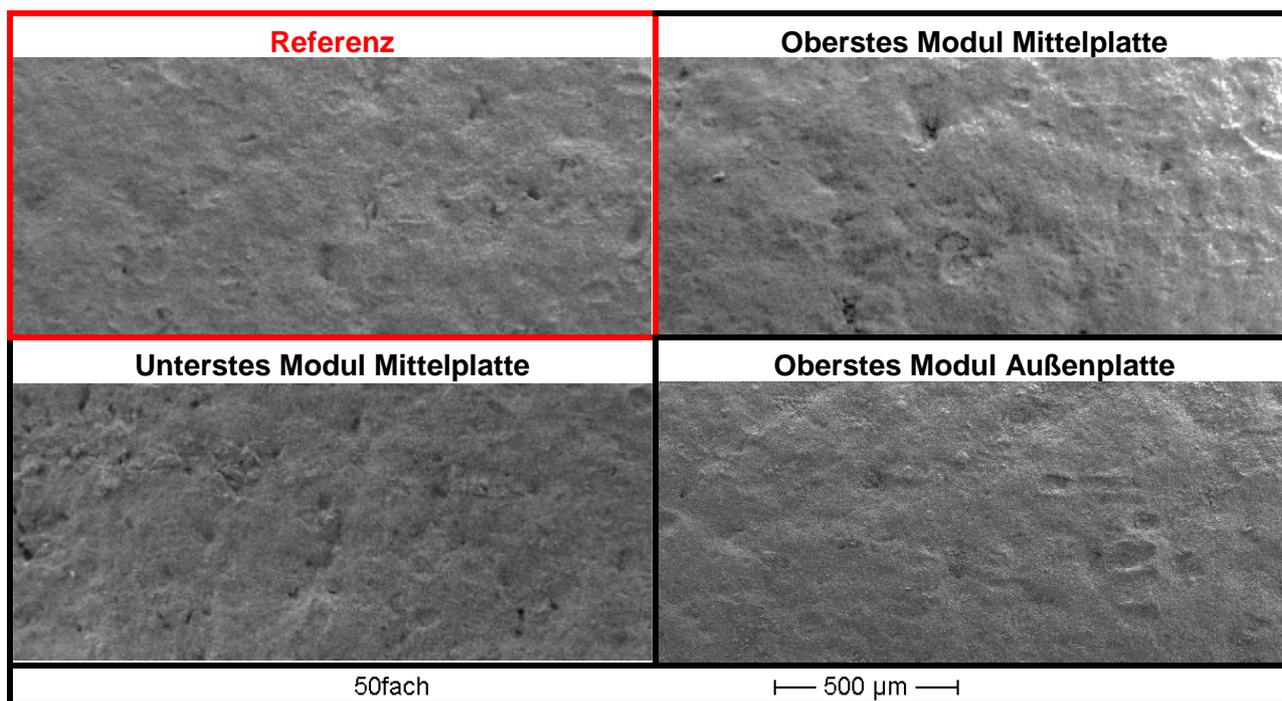
Abbildung 7-17: Reinigungserfolg durch Niederdruck-Wasserreinigung nach Versuchsende

Die Schlammanhaftungen waren durch eine Reinigung mit niedrigem Wasserdruck unproblematisch zu entfernen.

7.4.4.2 Beeinflussung der Membran durch Abrasionskörper

Die Abrasionskörper wiesen nach der Versuchsphase keine sichtbare Veränderung auf, ein Abrieb an den Abrasionskörpern selbst ist nicht zu quantifizieren. Zur Beurteilung des Einflusses der Abrasionskörper auf die Membranoberfläche wurden REM-Aufnahmen angefertigt. Als Referenz diente die Oberflächenbeschaffenheit einer unbenutzten Membranplatte. Die Aufnahmen wurden in verschiedener Vergrößerung angefertigt und nachträglich auf Grund der leicht unterschiedlichen Bildqualitäten in Helligkeit und Kontrast einander angeglichen.

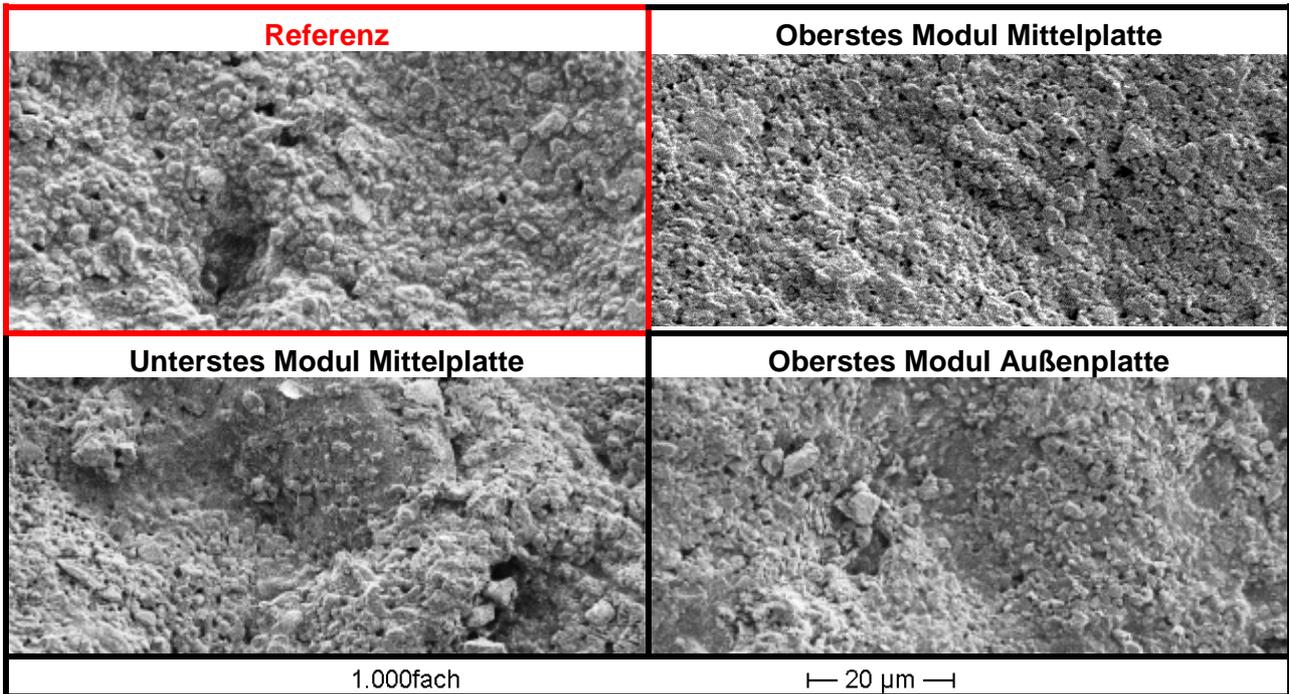
Tabelle 7-5: Vergleich der Oberflächen benutzter und unbenutzter Membranen, REM- Aufnahmen - 50fache Vergrößerung



Die Proben wurden an verschiedenen Stellen der Module entnommen. Gewählt wurden Proben des obersten Moduls, da hier auf Grund der Bildung eines Strömungskanals und dessen Verengung nach oben hin (vgl. 7.4.4.1) gegebenenfalls eine geringere Kontakthäufigkeit der Abrasionspartikel bei den außenliegenden Platten im Vergleich zu den innenliegenden Platten zu erwarten ist. Als Vergleich zu den Proben aus dem obersten Modul dient eine Probe aus dem untersten Modul, um etwaige Unterschiede in der Belastung der Membranoberfläche, je nach Höhenlage der Module und dementsprechend unterschiedlicher Auftreffgeschwindigkeit der Abrasionspartikel auszuschließen.

In der kleinsten Vergrößerungsstufe sind keine signifikanten Unterschiede in der Oberflächenstruktur zu erkennen. Die Proben der benutzten Membran weisen untereinander keine erkennbare Veränderung nach Einbauort auf. Optisch zeigt die Referenzplatte gegebenenfalls eine leicht erhöhte Rauigkeit (vgl. Tabelle 7-5). Dieser Eindruck relativiert sich bei Betrachtung der weiteren Vergrößerungsstufen.

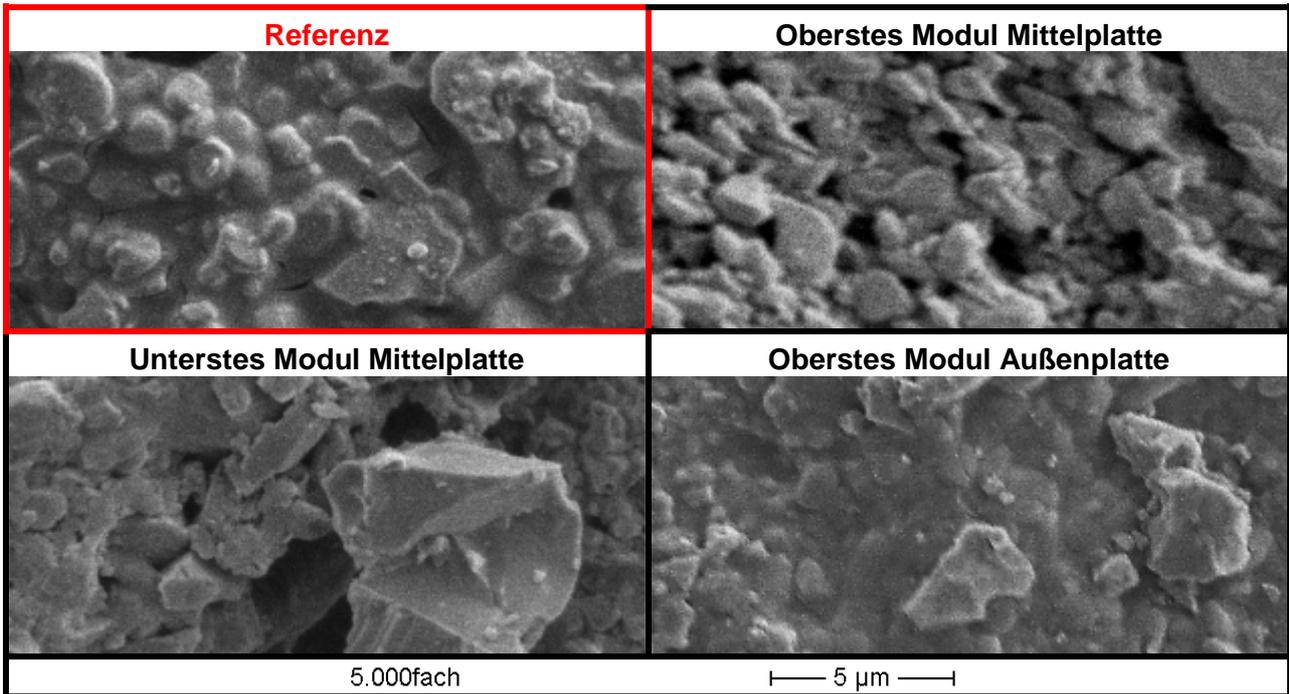
Tabelle 7-6: Vergleich der Oberflächen benutzter und unbenutzter Membranen, REM- Aufnahmen - 1000fache Vergrößerung



Die zweite Vergrößerungsstufe zeigt abgesehen von den Unterschieden in der 3-Dimensionalen Struktur bedingt durch herstellungsbedingte Schwankungen keine Auffälligkeiten. Auch kleine Partikel an ungeschützten Stellen sind nicht von einer Abrasion betroffen, so dass von keinem flächigen Abtrag der filteraktiven Schicht oder einer Beschädigung der Membranoberfläche durch die Abrasionskörper ausgegangen werden kann (vgl. Tabelle 7-6).

Die nächste Vergrößerungsstufe bestätigt diese Einschätzung. Auch Keramikpartikel $< 0,5 \mu\text{m}$, und somit im Bereich der effektiven Porengröße, sind auch an erhöht liegenden Stellen nicht abgetragen. Die Auftretenshäufigkeit dieser Partikel variiert zwischen den einzelnen Platten nicht wesentlich.

Tabelle 7-7: Vergleich der Oberflächen benutzter und unbenutzter Membranen, REM- Aufnahmen - 5000fache Vergrößerung



Es bleibt festzuhalten, dass über den Betrieb der Module eines ¾ Jahres keine Beeinflussung der Membranoberfläche durch die Abrasionskörper erkennen lässt. Besonders aussagekräftig sind hier die Aufnahmen in 1000facher Vergrößerung, während die Aufnahmen in 5000facher Vergrößerung in der Qualität stark variieren und zusätzlich nur eine sehr punktuelle Beurteilung ermöglichen.

8 Einsatz einer gaslosen Umwälzung (AZ: 29038-23)

Über den Zeitraum von 3 Monaten wurde die Leistungsfähigkeit der Membranstufe bei Abreinigung, die ausschließlich über eine Umwälzung des Reaktorinhalts inklusive der enthaltenen Abrasionskörper erfolgt, beobachtet und die minimal notwendige Pumpenenergie ermittelt werden. Zu Beginn dieser Untersuchungen mussten die Membranmodule auf Grund von Undichtigkeiten am Übergang zwischen Membranplatte und Modulfassung getauscht werden.

8.1 Bautechnische Umsetzung

Zur Realisierung des Vorhabens wurde der Modulfuß mit Rohrbelüfter durch eine Fußkonstruktion mit Strömungspumpe ersetzt, um die Umwälzung zu gewährleisten. Verschiedene Untersuchungen haben gezeigt, dass die reine Überströmungsgeschwindigkeit allein nicht ausreichend für die Abreinigung der Membran ist. Die in klassischen Membranverfahren durch Gasblasen induzierte Scherspannung an der Membranoberfläche, soll stattdessen durch die zusätzlich eingesetzten Abrasionskörper gewährleistet werden.

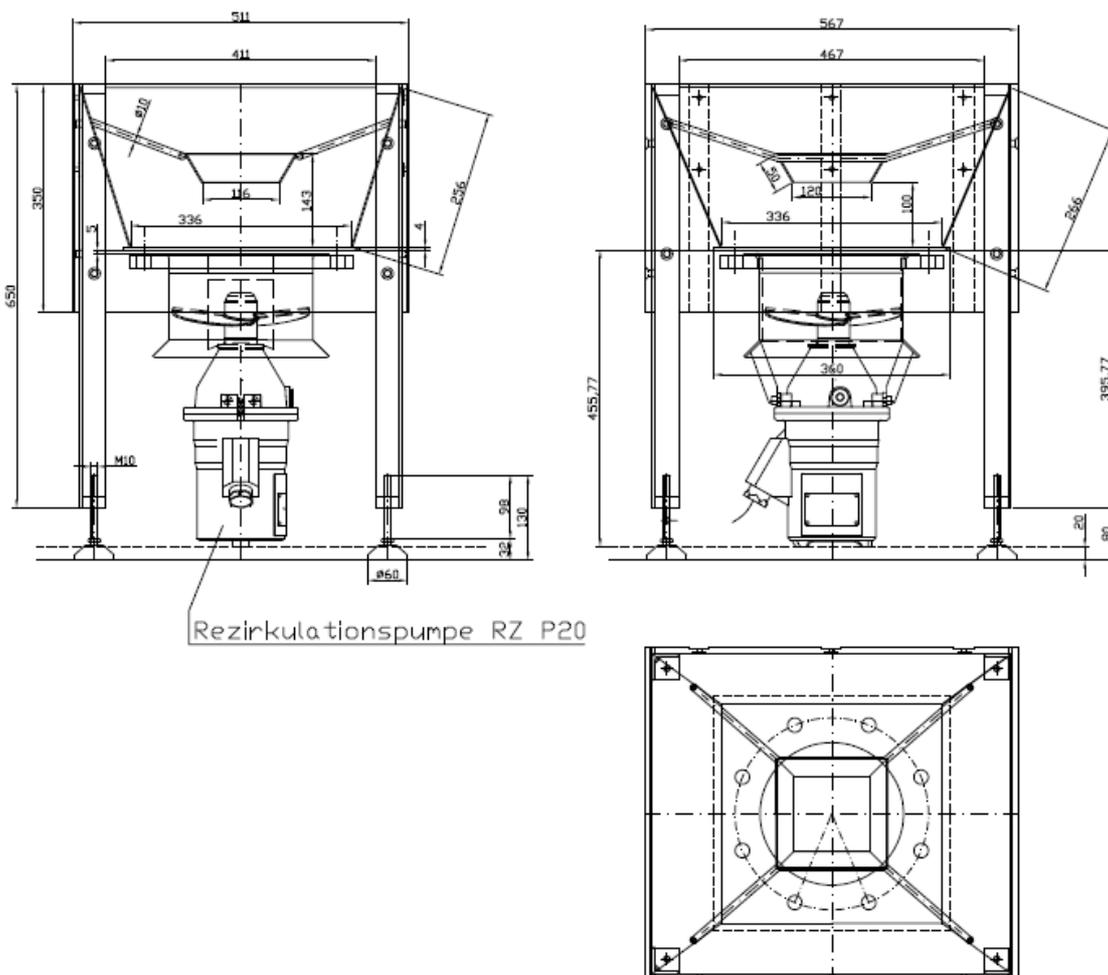


Abbildung 8-1: Modifizierter Modulfuß zur Umwälzung mittels Strömungspumpe



Abbildung 8-2: Modulturm (li.) und Fußhalterung mit Strömungspumpe (re.)

Die Leistungsaufnahme der Umwälzpumpe beträgt nominal 500W, die Regelung der Leistung ist über einen Frequenzumrichter in einem Bereich von 10 bis 90% möglich. Zur Überprüfung der realen Leistungsaufnahme wurde ein Drehstrom Zähler installiert.

Die maximal erreichbare Überströmungsgeschwindigkeit kann bei Ansatz des optimalen Wirkungsgrades der Flügelradpumpe von 77% über den durchströmten freien Modulquerschnitt errechnet werden. Hierbei wird als der Bereich über dem Modulfuß mit den darüber gestapelten Modulen als Volumen mit aufwärts gerichteter Strömung (riser) angenommen. Das Restvolumen des Reaktors, das den Modulturm umgibt wird als Volumen mit abwärtsgerichteter Strömung betrachtet (down-comer). Der Reaktor wurde bei der Auslegung derart gestaltet, dass die projizierte Fläche des Modulturms (footprint) und die Restfläche des Reaktorquerschnitts ($A_{\text{Reaktor}} - A_{\text{proj, Modul}}$) gleich groß sind.

Nach LIU, HUANG et al. (2000) wurde die Überströmungsgeschwindigkeit (cross-flow velocity – CFV) mit ca. 0,3 m/s in Anlehnung an die mit Lufteintrag zu erreichenden Geschwindigkeiten angesetzt. Bei einer Förderleistung von max. 75 l/s, bei freiem Wasserspiegel und lediglich der Betrachtung von Rohrverlusten, ergibt sich bei einem freien durchströmten Querschnitt von 0,21 m² eine maximale CFV von 0,35 m/s.

Die notwendigen Scherkräfte für die Kontrolle der Deckschicht sollen allein durch die Abrasionskörper gewährleistet werden. Die vorangegangenen Untersuchungen gaben durch die stark reduzierten Lufteintragsmengen in Verbindung mit den erreichten Durchsatzleistungen Grund zu der Annahme, dass die notwendige Abreinigung hierdurch gewährleistet werden kann.

8.2 Hydraulische Leistung

Der Schwerpunkt des Vorhabens AZ: 29038-23 lag bei der Betrachtung der Leistungsfähigkeit der Module und der Betrachtung der Wirtschaftlichkeit des Einsatzes einer getauchten Pumpe zur crossflow-Erzeugung. Während der ersten Hälfte des Versuchszeitraums wurden bei einer durchschnittlichen Permeabilität von 125 l/(m² h bar) Nettoflussleistungen von 11 l/m²h erreicht. Diese Werte liegen in einem zu den in den vorangegangenen Untersuchungen mit reduziertem Lufteintrag vergleichbaren Bereich.

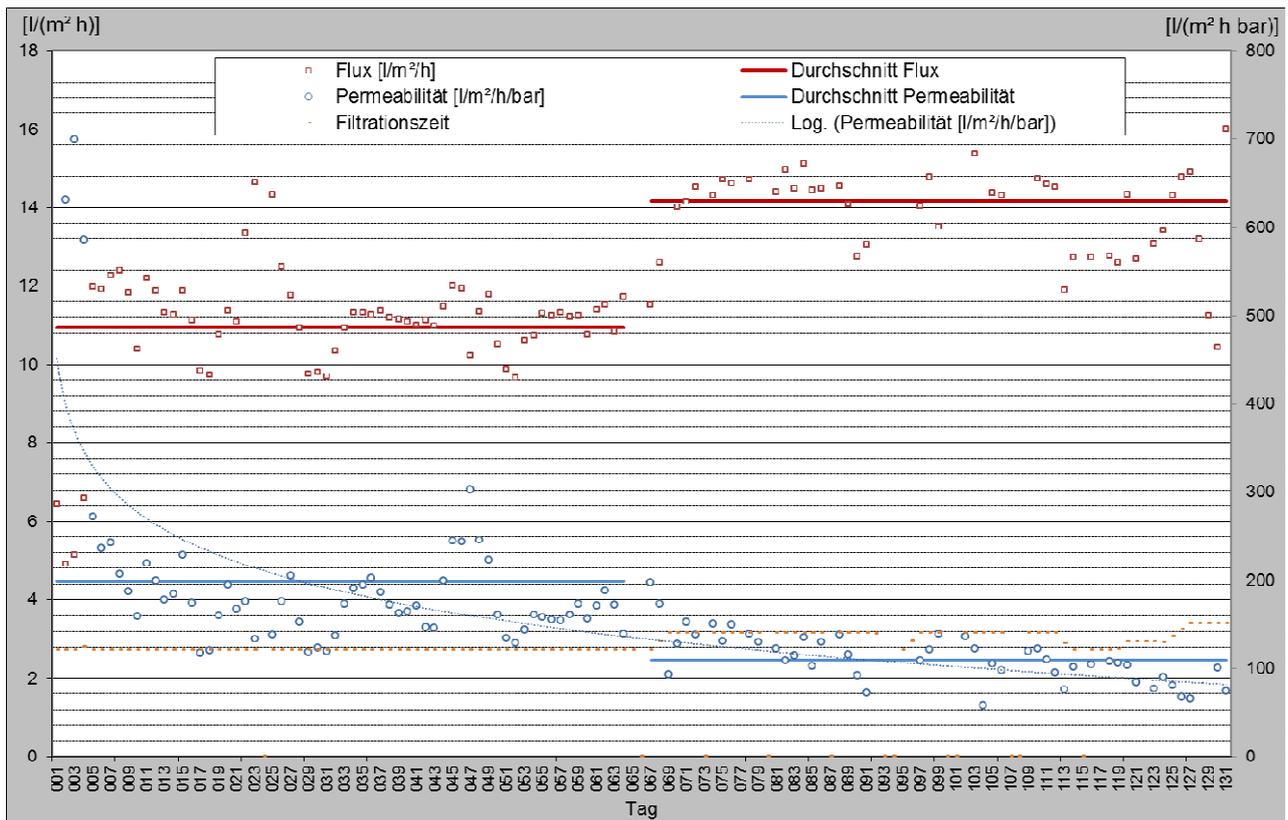


Abbildung 8-3: Fluxleistungen und Permeabilitäten bei luftloser Umwälzung

Durch eine Verlängerung der Filtrationszeit wurden in der zweiten Hälfte der Versuche Durchflussleistungen erreicht die Ergebnisse der Untersuchungen mit Lufteintrag übertrafen. So wurden bei gleichen Permeabilitäten von $95 \text{ l}/(\text{m}^2 \text{ h bar})$ Flussleistungen von durchschnittlich $14 \text{ l}/(\text{m}^2 \text{ h})$, im Gegensatz zu den maximalen $13 \text{ l}/(\text{m}^2 \text{ h})$ (vgl. 7.4.1), erzielt. Gegen Ende der Versuche sank die Permeabilitäten auf Werte um $80 \text{ l}/(\text{m}^2 \text{ h bar})$. Während des gesamten Versuchszeitraums wurde keine chemische oder mechanische Reinigung durchgeführt.

Die Flussleistungen für eine gaslose Umwälzung liegen demnach nur noch 6% unter den Auslegungsparametern für einen klassischen Anlagenbetrieb ohne chemische Reinigung.

8.3 Sauerstoffkonzentrationen

Der für die biologischen Umsatzprozesse benötigte Sauerstoff wurde während dieser Versuchsphase durch Eintrag von Luft in den Bioreaktor zur Verfügung gestellt. Trotz des Verzichts auf eine crossflow-Erzeugung mit Luft im Membranreaktor konnten zu Beginn der Versuche kein sauerstoffreiches Milieu im Membranreaktor erreicht werden. Dies ist einerseits auf eine, diesmal in der Richtung umgekehrte, Sauerstoffverschleppung vom Bioreaktor in den Membranreaktor zurückzuführen. Andererseits wurde vermutlich durch eine geringfügige Undichtigkeit der Rezirkulationspumpe und Luft in den Rezirkulationsstrom und somit in den Membranreaktor eingetragen.

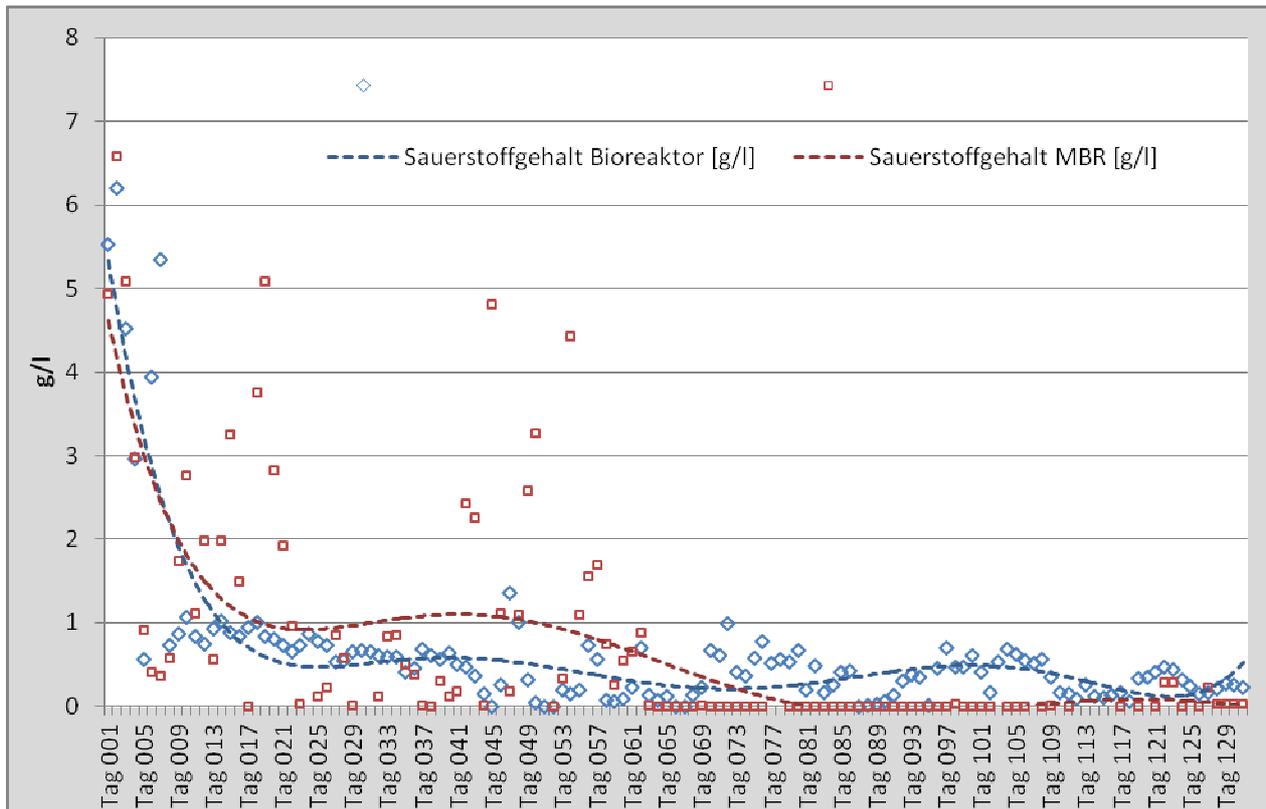


Abbildung 8-4: Trendverlauf der Sauerstoffkonzentrationen bei luftloser Umwälzung

Die Behebung dieser Einflüsse gestaltete sich schwierig, da das Gebläse, das die Biologie mit Sauerstoff versorgte, ein deutlich zu großes Luftvolumen (min. 30 m_N^3) eintrug und nur unzureichend regelbar war. Zusätzlich war das Ansprechverhalten der Sauerstoffsensoren im Bioreaktor zu träge, so dass die Vorgabe von Sollwerten und die Optimierung der Sensorposition einige Zeit in Anspruch nahm. In der zweiten Hälfte des Versuchszeitraumes gelang es schließlich den Membranreaktor anaerob zu betreiben, die eingetragene Sauerstofffracht im Bioreaktor erlaubte, trotz der geringen Konzentrationen, jedoch nach wie vor nur eine Nitrifikation und Denitrifikation (vgl. 8.4)

Letztendlich konnte aber so dennoch gezeigt werden, dass der Betrieb des Membranreaktors in anaeroben Verhältnissen trotz hohen Sauerstoffeintrags in den Bioreaktor und - Membranverfahren typisch - hohen Rezirkulationsraten möglich ist. Bei einer großtechnischen Umsetzung können durch die entsprechende Auslegung der Gebläse derartige störende Einflüsse weiter minimiert werden. Grundsätzlich sind damit die Voraussetzungen für eine erfolgreiche Umsetzung von anaeroben Verfahren, wie der Deammonifikation erfüllt, da die Betriebserfahrungen mit zur Denitrifikation befähigten Verfahrenskonzepten bzw. Biozönosen diese Umstellung im Normalfall unproblematisch erlauben.

8.4 Biologische Leistung

Die Belastungen und Konzentrationen hinsichtlich CSB lagen in einer der vorangegangenen Phase vergleichbarem Niveau. Die Gesamteliminationsleistung CSB der Versuchsanlage lag bei 99%.

Tabelle 8-1: Kohlenstoff-Abbauleistungen der Versuchsanlage während des Betriebs mit luftloser Umwälzung

Parameter	Zulauf		Ablauf Vorbehandlung			Ablauf Membranreaktor		
	max.	Ø	max.	Ø	η	max.	Ø	η
	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[%]	[mg/l]	[mg/l]	[%]
CSB	6124	2741	2821	788	71	72	24	97

Während der gesamten Betriebszeit wurden die Direkteinleiterkriterien nach Anhang 12 AbwV bzgl. CSB eingehalten.

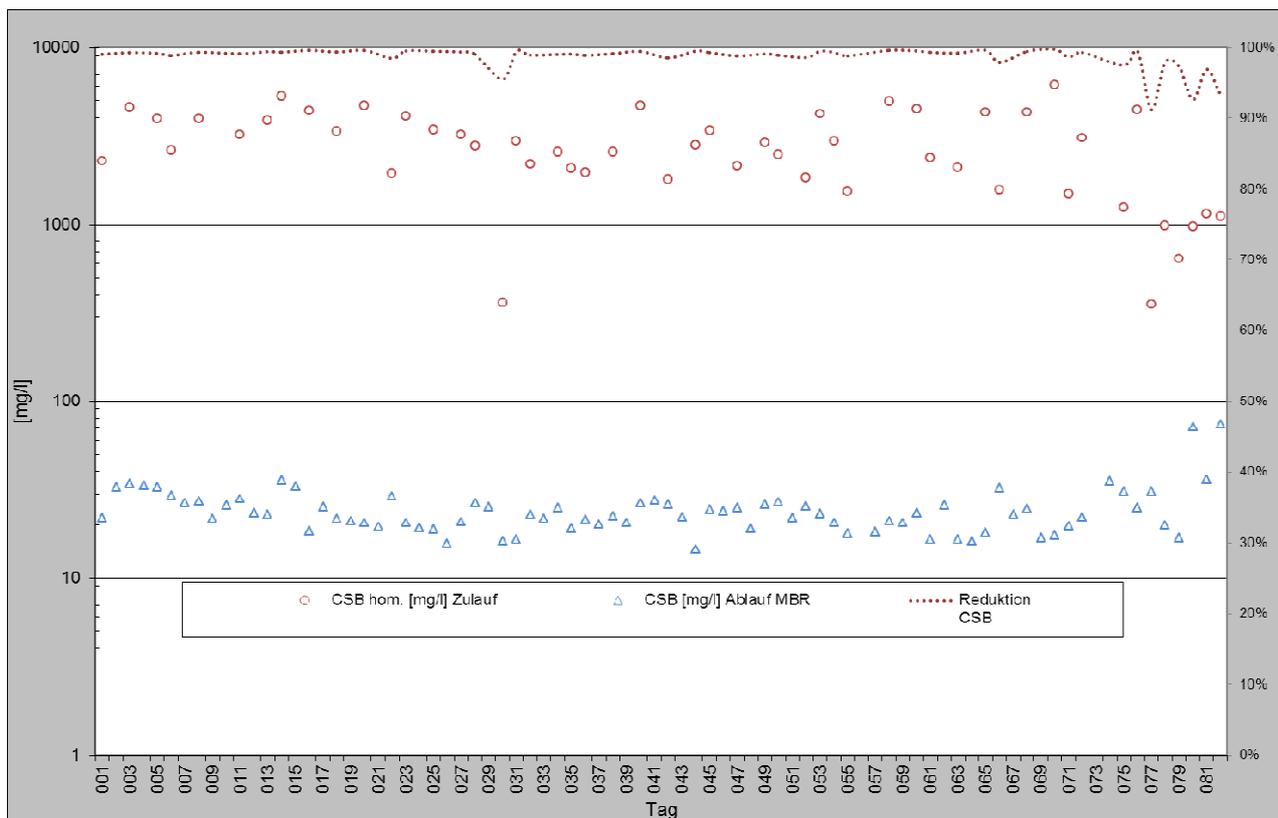


Abbildung 8-5: CSB-Elimination während des Betriebs mit luftloser Umwälzung

Die hohen eingetragenen Sauerstofffrachten ließen lediglich eine Stickstoffelimination über Nitrifikation und Denitrifikation zu. Während der ersten Hälfte des Versuchszeitraum mit hohen Sauerstoffkonzentrationen im System erreicht die Eliminationsleistung lediglich 67% (Stickstoffbedarf Biomasse unberücksichtigt). Die Nitrifikation des Ammoniumstickstoffs erfolgte nahezu vollständig. Im Schnitt wurden die Direkteinleiter Kriterien, abgesehen von vereinzelten Überschreitungen, auf Grund der unzureichenden Eliminationsleistung <70% knapp verfehlt (vgl. Tabelle 8-2).

Tabelle 8-2: Stickstoffeliminationsleistung der Versuchsanlage während des kontinuierlichen Betriebs

Parameter	Zulauf		Ablauf		
	max.	Ø	max.	Ø	η
	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[%]
1. Hälfte der Versuchsphase (hohe Sauerstoffgehalte im System)					
NH₄-N	102	65,4	15,6	1,8	97
NO₃-N	6,9	0,6	57,8	21,2	-
NO₂-N	0	0	2,4	0,3	-
N_{ges}	102,2	66	62	23,3	67
2. Hälfte der Versuchsphase (geringe Sauerstoffgehalte im System)					
NH₄-N	128	80,6	19,7	3,8	
NO₃-N	2,3	0,5	36	11,1	-
NO₂-N	0,1	0	1,9	0,2	-
N_{ges}	129,1	81	37,8	15,1	79

In der zweiten Hälfte des Versuchszeitraum wurde eine Gesamteliminationsleistung hinsichtlich Stickstoff von 79% erreicht. Legt man die 4-von-5-Regel zu Grunde können die Direkteinleiterkriterien bzgl. der Stickstoffkomponenten als eingehalten eingestuft werden, eine großtechnische Abwasserbehandlungsanlage lässt noch stabilere Betriebsbedingungen erwarten.

Abschließend kann festgehalten werden, dass die Betriebsergebnisse hinsichtlich der betrachteten chemischen Parameter die erfolgreiche Umsetzung einer Nitrifikation/Denitrifikation belegen. Es ist davon auszugehen, dass bei entsprechender Auslegung der Belüftung eine Deammonifikation ebenso etabliert werden kann.

9 Wirtschaftlichkeit

Während des Projektes AZ: 21841/02-23 konnte gezeigt werden, dass ein stabiler Betrieb der Filtrationsstufe mit deutlich reduziertem Energiebedarf für die crossflow-Belüftung möglich ist. Auch die Einleitgrenzwerte nach Anhang 12 der AbwV wurden über einen längeren Zeitraum eingehalten.

Verwendung fanden die LM-Module der ItN Nanovation AG. Derzeit werden die Filtrationsstufen unabhängig von der Verwendung von LM oder HP- Modulen mit einem Luftvolumenstrom von 26 m_N³/h ausgelegt. Bei Verwendung der HP-Module mit maximaler Stapelhöhe (8 Stk.) entspricht dies einem spezifischen Lufteinsatz (SAD_m) von ca. 0,8 m_N³/m² und liegt im oberen, für Plattenmembranen üblichen, Bereich für den Betrieb von Membranstufen.

Nach (JUDD und JUDD, 2006) ergibt sich nach der Formel

$$Power = \frac{P_{A2} T_{K1} \lambda}{2,73 \times 10^5 \xi (\lambda - 1)} \left[\left(\frac{P_{A2}}{P_{A1}} \right)^{1-\frac{1}{\lambda}} - 1 \right] Q_A$$

Glg. 9-1 Energiebedarf der crossflow-Belüftung

und den folgenden Parametern

Wirkungsgrad Verdichter ξ	0,7	-
Wärmekapazität λ	1,4	-
Druck Ansaugung $P_{A,1}$	101325	Pa
Druck Einblasen (2 m Wassersäule) $P_{A,2}$	121325	Pa
Temperatur Ansaugung $T_{K,1}$	293,15	K

bei einem Q_A von 26 m_N³/h ein Energiebedarf von ca. 750Wh. Der Ansatz der Auslegungsflussleistung für Module ohne chemische Reinigung von 15 l/(m² h) ergibt demnach einen spezifischen Energieeinsatz von 1,56 kWh/m³. Für die Auslegung mit 22 l/(m² h), für deren Einhaltung nach den Betriebserfahrungen mit einem erhöhten Lufteintrag von 32 m_N³/h (920 Wh) und intervallmäßiger chemischer Reinigung ausgegangen werden muss, reduziert sich dieser Wert auf 1,31 kWh/m³ für die crossflow-Belüftung und liegt in einem hohen, üblichen Bereich.

Zur Vergleichbarkeit der Ergebnisse wird für die benötigte Luftmenge der crossflow-Belüftung bei den verwendeten LM-Modulen von dem gleichen SAD ausgegangen, so dass ich für die in der Versuchsanlage installierte Membranfläche von 7 m² eine benötigte Luftmenge von 5,6 m_N³/h ergibt. Der Energiebedarf für den Eintrag dieser Luftmenge ist bei einer Eintragstiefe von 1,6 m ca. 130 Wh (1,24 kWh/m³ bei 15 l/(m² h)). Durch die Reduktion der Luftmenge auf ca. 2,5 m_N³/h konnte der Energiebedarf auf 60 Wh gesenkt werden, was bei einer realen Filtrationsleistung von 13 l/(m² h) einem spezifischen Energieeinsatz von 0,66 kWh/m³ entspricht. Der Übertrag dieser Werte in einen großtechnischen Maßstab mit einer größeren Eintragstiefe von 2 m ergibt durch den ungünstigeren Wirkungsgrad der Belüftung einen spezifischen Energieeinsatz von 0,8 kWh/m³.

Gegenüber dem großtechnischen Betrieb der HP-Module ohne chemische Reinigung kann so eine knapp 50%ige Energieeinsparung erreicht werden. Im Vergleich zum Betrieb von HP-Modulen mit chemischer Reinigung ergibt sich immer noch eine Einsparung von ca. 40%, zusätzlich kann hierbei auch chemische Reinigungsmittel verzichtet werden, deren Kosten sich auf bis zu 1 €/m² a belaufen können.

Diese Energieeinsparung geht mit einer Vergrößerung der Membranfläche einher: 13% gegenüber des Betriebs ohne chemische Reinigung und 41% gegenüber des Betriebs mit chemischer Reinigung. Zusätzlich muss bei hohen Zulauffrachten die notwendige Sauerstoffzufuhr für die biologischen Umsatzprozesse gewährleistet werden, der Lufteintrag durch effizientere, feinblasige Belüftungssysteme ist jedoch deutlich effizienter und kann bis zu dem Faktor 3 betragen (JUDD und JUDD, 2006).

Im Projekt AZ: 29038-23 wurde der Energieverbrauch über die kontinuierliche Messung der Leistungsaufnahme der crossflow-Pumpe ermittelt. Für den Betrieb in der Versuchsanlage ergibt sich eine mittlere Leistungsaufnahme von 225 Wh (Standardabweichung von 35 Wh), was für die verwendeten LM-Module einem spezifischen Energieeinsatz von 2,21 kWh/m³ (Standardabweichung von 0,45 kWh/m³) entspricht.

Hierbei wird deutlich, dass bei der gegebenen Anlagenkonfiguration für die betrachtete Technik ungünstige Verhältnisse herrschen und sich dementsprechend hohe Werte für den spezifischen Energieeinsatz ergeben. Unter der Voraussetzung, dass der Einsatz von alternativem an den regulären Plattenabstand angepasst und entsprechend kleinerem Abrasionsmaterial möglich ist, reduziert sich der spezifische Einsatz für die Pumpenergie auf einen Wert von 0,77 kWh/m³.

Die notwendigen Scherkräfte an der Membranoberfläche müssten hierbei durch eine Erhöhung des Einsatzes von Abrasionsmaterial gewährleistet werden. Die Pumpenergie wird hierbei als konstant angenommen, da im Gegensatz zu Verfahren mit Lufteinsatz keine spezifische Luftmenge pro m² Membranfläche eingebracht wird, sondern lediglich eine Überströmungsgeschwindigkeit gewährleistet wird.

Durch den Ansatz einer konstanten Pumpenergie erhöht sich jedoch durch die Veränderung des freien durchströmten Querschnitts der Membranmodule um 38% auch die Überströmungsgeschwindigkeit entsprechend. Unter Vernachlässigung der Reibungsverluste und dem Ansatz eines linearen Zusammenhangs zwischen Förderleistung und Leistungsaufnahme bei dem gegebenen Freispiegelsystem ergibt sich durch die Anpassung der Überströmungsgeschwindigkeit ein spezifischer Energieverbrauch von 0,45 kWh/m³ (Standardabweichung von 0,1 kWh/m³).

9.1 Kostenvergleichsrechnung

Im Folgenden werden die einzelnen Verfahren eines Vergleichs der Projektkostenbarwerte für die Behandlung von 1 m³ Abwasser pro Stunde unterzogen. Die angesetzten Membrankosten umfassen die Kosten für die Membran selbst, sowie die relevante Peripherie, die direkt von einer Änderung der Membranfläche betroffen sind, z.B. Verrohrungen. Bei den Verfahrensvarianten ergeben durch den unterschiedlichen Ansatz der jeweiligen Flussleistungen durch die Variation der Membranfläche unterschiedliche hohe Investitionen. Für die bauliche Umsetzung wird von

einer Anordnung im Belebungsbecken ausgegangen und dementsprechend Kosten für etwaige zusätzliche Becken vernachlässigt.

Die Steigerung der Energiekosten wird mit der in den letzten 10 Jahren durchschnittlich vorhandenen 5% Steigerungsrate angesetzt. Als Basispreis werden die Energiekosten des Jahres 2010 mit 0,112 €/kWh angesetzt.

Der angenommene Realzinssatz wird mit 3% angenommen. Der Kostenvergleich erfolgt nach den Richtlinien der LAWA (2005). Kosten für Reinvestitionen (Membran und Abrasionkörper) werden außer Acht gelassen, da bislang auf Grund des verhältnismäßig neuen Produkts keine Erfahrungswerte vorliegen. Die Lebensdauer der Membranen wird auf deutlich größer 10 Jahre bemessen, so dass der Betrachtungszeitraum von 15 bis 20 Jahren dies ermöglicht. An den Abrasionkörpern war zu Beendigung der Versuche kein Materialabrieb quantifizierbar.

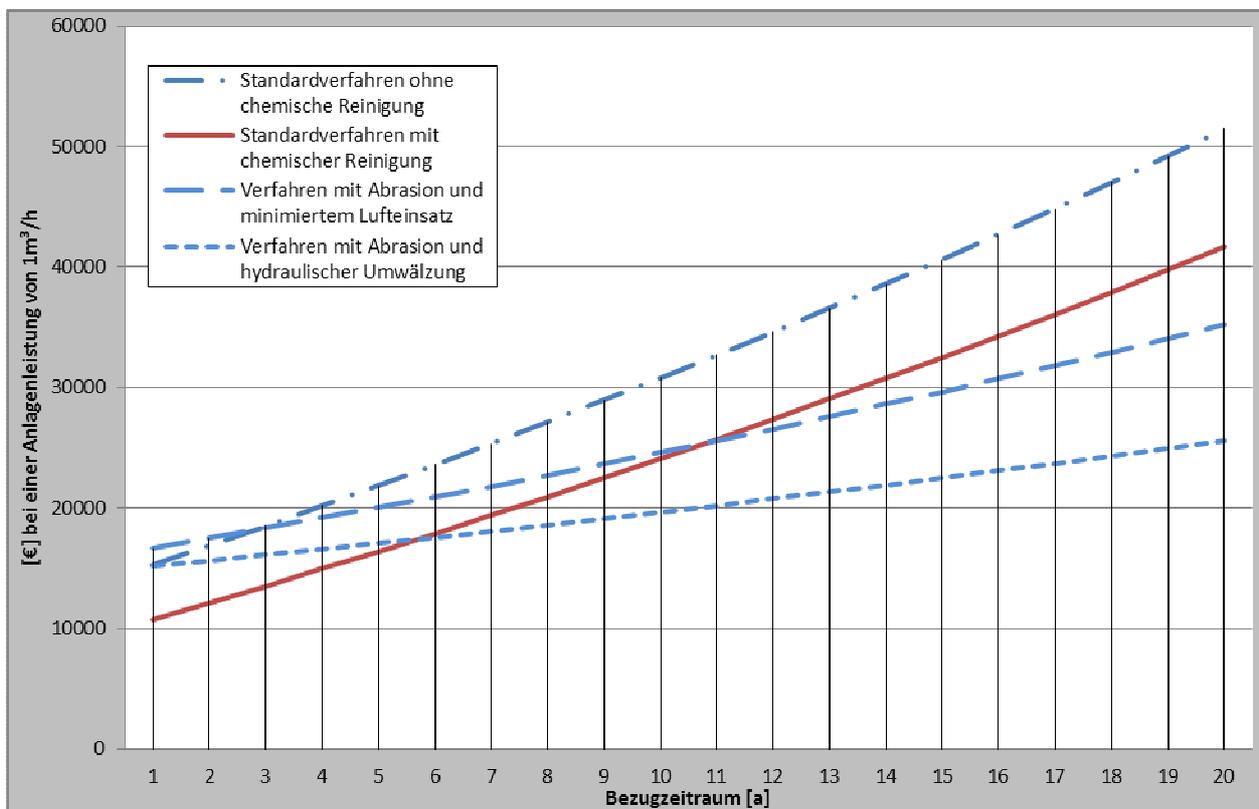


Abbildung 9-1: Vergleich der Projektkostenbarwerte verschiedener Betriebsweisen

Der Vergleich der Projektkostenbarwerte zeigt, dass sich für die in den hier entwickelten Betriebskosten minimierten Verfahrenskonzepten gegenüber beiden bisherigen Betriebsvarianten bereits nach verhältnismäßig kurzen Betrachtungszeiträumen ein Wirtschaftlichkeitsvorteil ergibt. Die Wirtschaftlichkeit des Standardverfahrens ohne chemische Reinigung ist nach maximal 2 Jahren erreicht, für das Verfahren mit intervallmäßiger chemischer Reinigung ergibt sich dieser Vorteil nach 10 Jahren für das Verfahren mit minimiertem Lufteinsatz und 5 Jahren für das Verfahren mit gasloser Umwälzung.

Diese Betrachtung bezieht nicht den verringerte Verfügbarkeit an durch die großblasige Belüftung eingetragenen Sauerstoff für die biologischen Umsatzprozesse ein. Der Vergleich der Verfahren

ist nur bei Nutzengleichheit erlaubt, dementsprechend muss eine gleiche Versorgung mit Sauerstoff für Kohlen- und Stickstoffumsetzung gegeben sein. Die Anwendbarkeit ist demnach von den Frachten der Abwasserinhaltsstoffe abhängig. Für die einzelnen Verfahrensvarianten können demnach äquivalente CSB-Konzentrationen angegeben werden, die dem Sauerstoffeintrag durch die Membran-Crossflowbelüftung.

Tabelle 9-1: Äquivalente CSB-Konzentration die durch den Sauerstoffeintrag der Membranbelüftung elimiert werden kann

Bezogen auf 1 m³/h	Standard ohne chemische Reinigung	Standard mit chemischer Reinigung	Abrasion und minimierter Lufteinsatz	Abrasion und gaslose Umwälzung
Äquivalente. CSB-Konzentration [mg/l]	1138	955	693	0

Liegen die in Tabelle 9-1 genannten Verhältnisse im zu behandelnden Abwasser vor, können bei optimaler Ausnutzung des Sauerstoffs die vorgenannten Aussagen zu den einzelnen Verfahren zum Ansatz gebracht werden. Schnell wird jedoch deutlich, dass bei dieser Betrachtung das Verfahren mit gasloser Umwälzung deutliche Vorteile im Verfahren mit keinem oder geringem Sauerstoffbedarf und gezielter und effizienterer feinblasiger Belüftung haben, aber ein direkter Vergleich mit den anderen Verfahrensvarianten nicht möglich ist.

Für den direkten Verfahrenvergleich werden die einzelnen Varianten normiert. Als Referenz dient das Verfahren mit dem höchsten spezifischen Sauerstoffeintrag, der Standardbetrieb ohne chemische Reinigung. Als Faktor für größere Effizienz des Sauerstoffeintrags mit feinblasiger Belüftung wird wie vorgeannt 3 angesetzt.

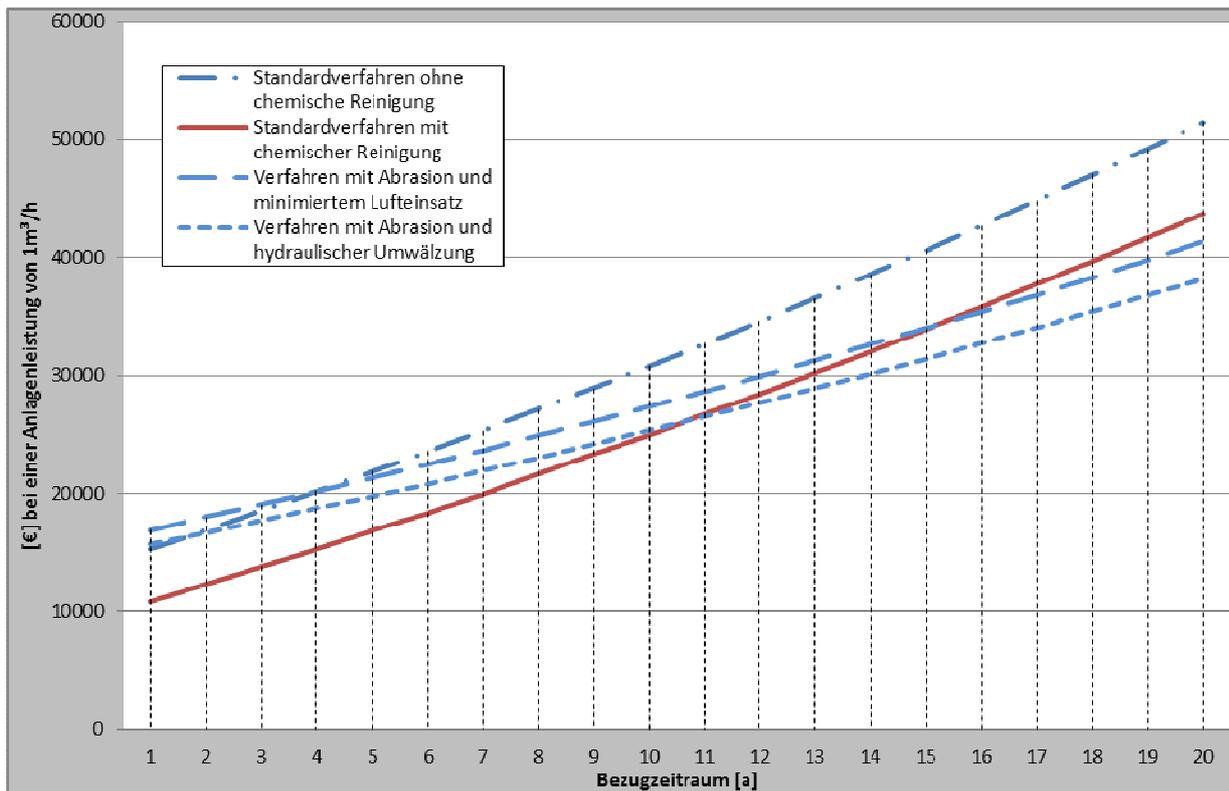


Abbildung 9-2: Vergleich der Projektkostenbarwerte verschiedener Betriebsweisen unter Berücksichtigung des auszugleichenden Sauerstoffeintrags

Im Vergleich der in den Vorhaben untersuchten Verfahrensvarianten ergibt sich weiterhin, allerdings in verringertem Ausmaß, einen wirtschaftlichen Vorteil für die gaslose Umwälzung und gesonderten Sauerstoffeintrag für die biologischen Umsatzprozesse. Gegenüber dem Standardverfahren ohne chemische Reinigung sind beide Varianten nach längstens 4 Jahren im Vorteil. Der Vergleich mit dem Standardverfahren mit chemischer Reinigung ergibt eine Rentabilitätsschwelle für das Verfahren mit minimiertem Lufteinsatz von 14 Jahren und für die gaslose Umwälzung von 10 Jahren. Hinzu kommt, dass beide Varianten der energieoptimierten Verfahrensführung durch den Verzicht auf den Einsatz von Reinigungsmitteln, weitere positive umweltentlastende Vorzüge aufweisen, die hier nicht erfasst wurden.

Zusammenfassend ist anzumerken, dass der Verfahrensvergleich stark durch die Investitionen und demnach die Anschaffungskosten für die Membran dominiert ist. Eine Reduktion der Membrankosten um 20% ergibt eine Verschiebung zugunsten der untersuchten Verfahren auf eine Rentabilitätsschwelle für das Verfahren mit minimiertem Lufteinsatz von 12 Jahren und für die gaslose Umwälzung von 8 Jahren. Eine untergeordnete Rolle spielt hierbei die Variation des Realzinssatzes. Eine Variation in der Bandbreite von 1% bis 5% bedingt nur eine maximale Verschiebung von ca. +/- 1 Jahr je Verfahren.

Weiterer wesentlicher Faktor ist die Entwicklung des Energiepreises in den nächsten Jahren, setzt man hier lediglich eine Preissteigerung um 4% statt 5% an, verschieben sich die genannten Punkte entgegengesetzt auf 15 und 11 Jahre. Eine Steigerung auf 6% ergibt Werte von 10 und respektive 5 Jahren. Das Verfahren der gaslosen Umwälzung ist demnach wesentlich stärker von etwaigen Schwankungen in der tatsächlichen Entwicklung des Energiepreises abhängig.

10 Bewertende Diskussion

10.1 Chancen der keramischen Membran als MBR-Konzept

Die keramische Membran zeichnet sich durch ihre Materialeigenschaften gegenüber Polymermembranen aus. Hohe thermische, mechanische und chemische Stabilität ermöglichen einen Einsatz in MBR-Systemen mit starken Schwankungen im Abwasserzulauf (Mengen, Konzentrationen, Feststoffanteile, Temperatur). MBR-Konzepte mit zu starkem Fouling neigenden Abwässern können aufgrund des guten Anti-Fouling-Verhaltens und der einfachen Reinigbarkeit der Membran stabil betrieben werden. Nachteile von MBR-Konzepten mit keramischen Membranen Anlagen sind derzeit neben dem deutlich höheren Preis das Gewicht, Packungsdichte und die Sprödigkeit der Werkstoffe des keramischen Moduls.

Die Entwicklung der keramischen Membranen in den letzten Jahren und die deutlich erhöhten Flussleistungen, lassen den Kostenvorteil der Kunststoffmembranen weiter sinken. Die grundsätzliche Abwägung von Projekten mit hohen Investitionen zu Projekten mit hohen laufenden Kosten bleiben jedoch vom Planungshorizont und der Risikobereitschaft des Investors abhängig. Gerade die Kosten für die Energieversorgung stellen hier einen wesentlichen Faktor dar, aktuelle Studien gehen hier von unterschiedlichsten Szenarien der Entwicklung des Energiepreises aus.

10.2 Plakative, betriebswirtschaftliche Betrachtungen im Vergleich zum Wettbewerb

Hinsichtlich der Erstinvestitionen liegen keramische Membransysteme nach wie vor auf höherem Preisniveau im Vergleich zu Polymermembranen. Unter Annahme eines Preises von 25% einer Kunststoffmembran im Vergleich zu einer Keramikmembran und einem Auslegungsvolumenstrom von $15 \text{ l}/(\text{m}^2 \text{ h})$, bei einem SAD von $0,4 \text{ m}_N^3/\text{m}^2$ (bzw. einem spezifischen Energiebedarf von $0,8 \text{ kWh}/\text{m}^3$) ergibt sich folgende Gegenüberstellung. Hierbei wird einerseits von einem Reinvestitionszeitraum für die Kunststoffmembran von 5 Jahren ausgegangen, die als laufende Kosten über den Investitionszeitraum angesetzt sind, und andererseits von einer Lebensdauer der keramischen Membran über den gesamten Zeitraum der Investitionsmaßnahme.

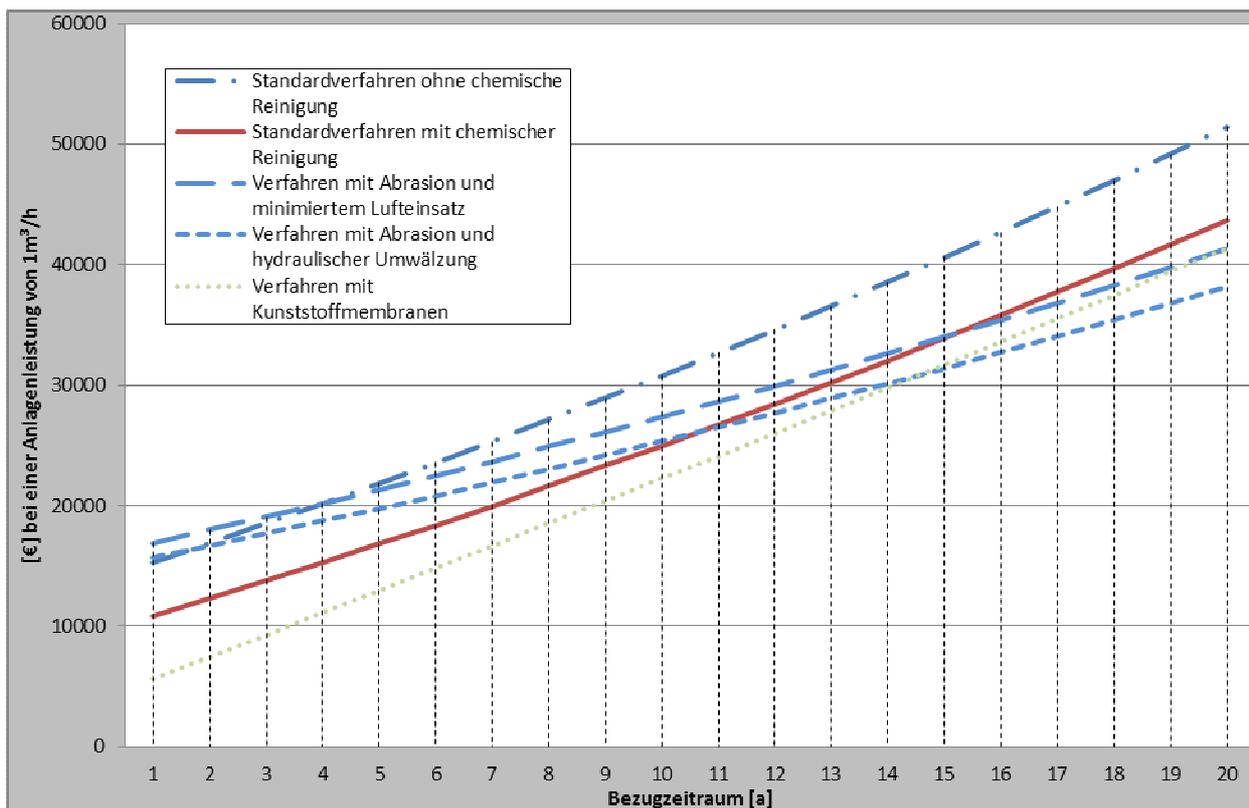


Abb. 10-1 Vergleich der Projektkostenbarwerte verschiedener Verfahren unter Berücksichtigung des auszugleichenden Sauerstoffeintrags.

Es ist deutlich zu erkennen, dass die Standardverfahren mit keramischen Membranen in einem mittlerweile deutlich wettbewerbsfähigeren Rahmen liegen, der Projektkostenbarwert jedoch kontinuierlich höher liegt, Die Rahmen der betrachteten Vorhaben entwickelten energieoptimierten Betriebsweisen, erreichen hingegen die Wirtschaftlichkeit eines Verfahrens mit Kunststoffmembranen in Projektkostenbarwertvergleich nach 15 bzw. 20 Jahren.

11 Fazit und Ausblick

Im Rahmen des vorliegenden DBU-Projektes wurden die Untersuchungen fortgeführt, Membranbioreaktoren mit keramischen Membranplatten in Form getauchter Module zur Reinigung industrieller Abwässer einzusetzen. Das durch die Deutsche Bundesstiftung Umwelt geförderte Projekt hatte eine Laufzeit von 24 Monaten. Projektpartner waren die ItN Nanovation AG aus Saarbrücken und das Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover.

Ziel des Vorgängerprojekts war die Entwicklung und Auswahl der geeigneten Keramikmembranen, sowie die Auswahl der Betriebsparameter. Einsatzfelder waren Abwasser aus der Papierindustrie mit zwei Anwendungsfällen im Rahmen von MBR-Konzepten, Abwasser aus der Lebensmittelindustrie als reine Sterilfiltration zur Erzeugung von hochwertigem Prozesswasser und eine MBR-Anwendung im kommunalen Bereich. Die Netto-Fluxraten in den industriellen Anwendungen erreichten Werte zwischen 12–16 l/(m² h) (ROSENWINKEL, BRINKMEYER et al., 2006).

Die Tests der Module in der kommunalen MBR-Anwendung haben die Ergebnisse hinsichtlich der Membranreinigung aus der ersten Phase dieses Projektes bestätigt. Die on-air-Reinigung bietet eine deutlich größere Reinigungsleistung gegenüber der in-situ-Reinigung. Eine Reinigung mit höher dosierten Chemikalien kann bei starken Verblockungen sinnvoll sein. Die Tests haben weiterhin gezeigt, dass bei geeigneten Reinigungsintervallen stabile Flüsse von 30 l/m²h bei stabilen Druckwerten aufrecht erhalten werden können. Der optimale Betriebspunkt hängt vom jeweiligen Anwendungsfall ab.

Die Ergebnisse aus den Abreinigungsversuchen zeigen interessante Ansätze zur Reinigung der Membranoberflächen. Der aufgebrauchte Testlayer konnte von drei der vier Materialien innerhalb von 60 min fast vollständig entfernt werden.

Das neue Konzept der T-Serie hat sich in der Praxis bewährt. Der Verbund zwischen Keramik und Vergussmasse funktioniert einwandfrei. Die sehr guten Ablaufwerte bei der MBR-Testanlage zeigen, dass das Modulkonzept und insbesondere auch das Dichtungskonzept über die O-Ringe funktionieren.

Durch den Entwicklungsschritt von der A-Serie zur T-Serie konnte das Gewicht eines Moduls um etwa 20 % reduziert werden, mit der neuen Membraninnengeometrie ist eine weitere Gewichtsreduktion um etwa 15 % möglich. Zusätzlich besteht mit den 4 mm Membranen die Möglichkeit, die Filtrationsfläche eines Moduls um 25 % zu erhöhen, ohne dass das Design der T-Serie maßgeblich geändert werden muss. Langzeittests müssen allerdings noch zeigen, ob diese Membranen eine genügende mechanische Stabilität besitzen.

Die neuen Membranbeschichtungen haben in den Tests an der Chemieabwasserbehandlungsanlage ähnliche Filtrationsleistungen gezeigt wie die bisher eingesetzten Beschichtungen, da hier die Deckschichtbildung auf der Membran eine übergeordnete Rolle spielt. Interessant sind dazu weitere Untersuchungen in Kombination mit Abreinigungskörpern, die eine Deckschichtbildung minimieren. Hier würden dann die sehr guten Reinwasserpermeabilitäten der neuen Beschichtungen stärker zum Tragen kommen.

Ziel der Untersuchungen der Einsatz der Membrantechnik in der industriellen Abwasserreinigung und die Minimierung des Aufwands zur Aufrechterhaltung der Leistungsfähigkeit des Membranbioreaktors. Wesentliche Kernpunkte waren hierbei die Erzeugung der Kreuzströmung mit und ohne Einsatz von Gas, sowie der Einsatz von Abrasionsmaterial zur kontinuierlichen Abreinigung der Membranoberfläche.

Die in den Anschlussvorhaben AZ: 21841/02-23 und AZ: 29038-23 durchgeführten Untersuchungen erreichten durch den Einsatz von Abrasionskörpern und einer energieoptimierten Betriebsweise Netto-Fluxraten zwischen 13 – 14 l/(m² h). Der spezifische Energieeinsatz für die Erzeugung der Kreuzströmung konnte auf Werte von bis zu 0,45 kWh/m³ auf ein Drittel reduziert werden.

Im Hinblick auf eine abschließende Gesamtbewertung können ab einem Bezugszeitraum von 10 Jahren, unter Berücksichtigung des zusätzlichen Energiebedarfs für die Sauerstoffversorgung, die Verfahren mit einer Abreinigung durch Abrasionskörper wirtschaftlich eingesetzt und durch Weiterentwicklung der gaslosen Umwälzung neue Einsatzbereiche erschlossen werden. Eine Beeinträchtigung der Membranoberfläche durch die Abrasionskörper konnte während der Versuche nicht beobachtet werden. Je nach Entwicklung der Energiepreise und der tatsächlichen Lebensdauer der keramischen Membranen, kann so auch ein zu Membranverfahren mit Kunststoffmembranen konkurrenzfähiges Betriebskonzept etabliert werden.

Die Reinigungsleistung der hinsichtlich der Kohlen- und Stickstoffparameter im industriellen Abwasser lag deutlich unter bzw. im Bereich der Direkteinleiterkriterien. Die Betriebsergebnisse belegen die erfolgreiche Umsetzung einer Nitrifikation und Denitrifikation und die Möglichkeit durch eine entsprechende Betriebsführung in Systemen mit hohen Sauerstoffeinträgen anaerobe Zonen zu erzeugen und Nitritbildung zu erreichen. Grundsätzlich sind damit die Voraussetzungen für eine erfolgreiche Umsetzung von anaeroben Verfahren, wie der Deammonifikation erfüllt. Die Betriebserfahrungen mit zur Denitrifikation befähigten Verfahrenskonzepten bzw. Biozönosen erlauben diese Umstellung im Normalfall unproblematisch.

Das Verfahren der gaslosen Umwälzung ermöglicht zudem den Einsatz der Membrantechnik in anaeroben Verfahren zur Kohlenstoffelimination mit deutlich vereinfachter Anlagentechnik und durch den Einsatz der Abrasionskörper gegebenenfalls höheren Leistungen der Membran bei erhöhten Biomassegehalten. Dieser Einsatz ist in weitergehenden Untersuchungen auf seine Anwendbarkeit zu prüfen. Weitere zukünftige Untersuchungsschwerpunkte können die Erprobung weiterer alternativer Abrasionskörper, die Variation des Füllungsgrades und die Optimierung der Strömungsführung bei Verfahren mit gasloser Umwälzung sein.

12 Literatur und Quellen

- DWA; 2007:** "Aufbereitung von Industrieabwasser und Prozesswasser mit Membranverfahren und Membranbelebungsverfahren"; DWA-Themen; Abwasser und Abfall e.V. Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V., Hennef
- IB2007** Patent WO 2007/093440 A1, PCT/EP2007/001382, ITN NANOVIATION AG und BERGMANN ABWASSERTECHNIK: Purification Method for Effluent, 23.08.2007,
- JUDD, S. und JUDD, C. (Hrsg.); 2006:** The MBR Book; Elsevier Science Oxford
- LAWA; 2005:** "Leitlinien zur Durchführung dynamischer Kostenvergleichsrechnungen (KVR-Leitlinien)"; Länderarbeitsgemeinschaft Wasser, Berlin
- LIU, R., HUANG, X., et al.; 2000:** "Study on hydraulic characteristics in a submerged membrane bioreactor process"; Process Biochemistry 36(3); S. 249-254
- MELIN, T. und RAUTENBACH, R. (Hrsg.); 2007:** Membranverfahren; Springer Berlin Heidelberg
- ROSENWINKEL, K.-H., BRINKMEYER, J., NONNINGER, R. und BINKLE, O.; 2006:** Abschlussbericht "Entwicklung und Betrieb eines getauchten Niederdruck-Keramikplattenmoduls"; Deutsche Bundesstiftung Umwelt - AZ: 21841/01-23
- SEYFRIED, C. F.; 1988:** "Verfahrenstechnik der anaeroben Abwasserreinigung -Theorie und Praxis-"; Verfahrenstechnik der mechanischen, thermischen, chemischen und biologischen Abwasserreinigung, Tagung GVC am 17.-19.10.1988 in Baden-Baden
- WAGNER, M.; 2001:** "Entwicklungstendenzen bei Belüftungssystemen – eine Übersicht"; 2. Hannoversche Belüfvertagung Tagung OttSystem GmbH am 17.05.2001 in Hannover
- WEBER, R.; 2001:** "Charakterisierung, Stofftransport und Einsatz keramischer Nanofiltrationsmembranen"; Dissertation; Universität des Saarlandes Saarbrücken