

WASSER • ABWASSER • UMWELT

26



Schriftenreihe des Fachgebietes
Siedlungswasserwirtschaft

Universität Kassel

Martin Wett

Foulingverhalten des
Membranbelebungs
verfahrens und
Auswirkungen auf die
Leistungsfähigkeit

Kassel 2005

kassel
university
press

WASSER • ABWASSER • UMWELT

Schriftenreihe des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel

Herausgeber: Franz-Bernd Frechen, Kassel

Vertrieb: kassel university press GmbH (kup)
Diagonale 10, 34127 Kassel
www.upress.uni-kassel.de

Band 26: Martin Wett
Foulingverhalten des Membranbelebungsverfahrens
und Auswirkungen auf die Leistungsfähigkeit
Kassel 2005

ISBN 3-89958-160-1

URN urn:nbn:de:0002-1603

Bibliografische Information Der Deutschen Bibliothek
Die Deutsche Bibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen
Nationalbibliografie; detaillierte bibliografische Daten sind im Internet über
<http://dnb.ddb.de> abrufbar

Hinweis:

Der vorliegende Band 26 erscheint als S/W-Druck.

Zur besseren inhaltlichen Veranschaulichung sind zusätzlich diverse Abbildungen auf
der anliegenden CD farbig beigefügt.

Danksagung

Die vorliegende Arbeit entstand im Rahmen meiner Tätigkeit am Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel. Sie resultiert aus der Bearbeitung eines vom Hessischen Ministerium für Umwelt, ländlichen Raum und Verbraucherschutz (HMULF) geförderten Untersuchungsvorhaben, mit dem Titel „Membranfiltration in Hessen“.

Herrn Prof. Dr.-Ing. F.-B. Frechen danke ich sehr herzlich für die herausragende Betreuung und Unterstützung bei der Erstellung dieser Dissertation, die stete wohlwollende Unterstützung meiner wissenschaftlichen Tätigkeit sowie für die vertrauensvolle Zusammenarbeit.

Herrn Prof. Dr.-Ing. F.W. Günthert vom Institut für Wasserwesen der Universität der Bundeswehr in München danke ich sehr herzlich für die Übernahme des Korreferates, die hilfreichen Denkanstöße und die hohe zeitliche Flexibilität.

Herrn Prof. Dr.-Ing. A. I. Urban und Herrn Prof. Dr.-Ing. Peter Racky aus dem Fachbereich Bauingenieurwesen der Universität Kassel danke ich für die Mitwirkung in der Prüfungskommission.

Weiterhin danken möchte ich den vielen Kolleginnen und Kollegen aus dem Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft für ihr engagiertes fachliches Wirken sowie die angenehme Arbeitsatmosphäre.

Ausdrücklich nennen möchte ich Herrn Oberingenieur Dr.-Ing. W. Schier, der stets ein offenes Ohr für fachlich interessante Diskussionen und ermutigende Worte übrig hatte.

Mein besonderer Dank gilt auch Herrn Dipl.-Ing. A. Waldhoff sowie Herrn Dipl.-Ing. S. Grahlow für die akribische und engagierte Betreuung der halbtechnischen Versuchsanlage und die kollegiale Zusammenarbeit. Herrn Dipl.-Ing. M. Ohme danke ich für die Unterstützung und den Bau des labortechnischen Filtrationsstandes.

Besonders danken möchte ich auch den Mitarbeiterinnen des Labors des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft, allen voran Frau Dipl.-Ing. U. Telgmann aber auch den Kolleginnen Frau Dr.-rer.nat. A. Martin, Frau A. Brandl, Frau M. Degenhardt die mit ihrem unermüdlichen Einsatz zur Etablierung neuer Meßmethodiken und fachlich interessanten Diskussionsrunden beigetragen haben.

Zu Dank verpflichtet bin ich auch dem Hessischen Ministerium für Umwelt, ländlichen Raum und Verbraucherschutz für die Förderung des Forschungsvorhabens, den Firmen Aggerwasser GmbH, Gummersbach und Earth-tech, Umwelttechnik

GmbH, Neuss für die Bereitstellung der Versuchsanlage und der Membranplatten, den Kasseler Entwässerungsbetrieben für die Bereitstellung des Versuchsfeldes und die mannigfaltige Unterstützung, sowie dem Ingenieurbüro Wedi (ATM), Braunschweig für die Freigabe der gemessenen EPS Messdaten der Kläranlage Monheim.

Abschließend besonders danken möchte ich meiner Frau, die während der Bearbeitung meiner Dissertation viel Toleranz und zusätzliche Arbeit auf sich nehmen musste und somit entscheidend mein persönliches Engagement ermöglicht hat.

INHALTSVERZEICHNIS

1 EINFÜHRUNG	1
2 GRUNDLAGEN UND STAND DER ERKENNTNISSE ZU MEMBRANTRENNVERFAHREN	4
2.1 Definition und Übersicht.....	4
2.1.1 Membranen und Membrantrennverfahren	4
2.1.2 Klassifizierung von Membranen und Membrantrennverfahren.....	5
2.2 Theoretische Prozessgrundlagen für Ultra- und Mikrofiltrationsmembranen	11
2.2.1 Grundlagen des Stofftransports	11
2.2.2 Stofftransport unter dem Einfluss von Fouling	12
2.2.2.1 Allgemeines	12
2.2.2.2 Gel-Permeations-Modell.....	12
2.2.2.3 Widerstandsmodell	14
2.3 Membrantrennverfahren in der kommunalen Abwasserreinigung	17
2.3.1 Charakterisierung von Membranbelebungsverfahren	17
2.3.1.1 Trocken aufgestellte Membranmodule	20
2.3.1.2 Getauchte Membranmodule	21
2.3.1.2.1 Bauformen und Betriebsweisen großtechnisch eingesetzter Membranmodule	22
2.3.1.2.2 Hohlfasermodule	23
2.3.1.2.3 Plattenmodule	26
2.3.1.3 Leistungsfähigkeit kommunaler Membranbelebungsanlagen	28
2.3.2 Leistungsminderung poröser Membranen durch Fouling.....	32
2.3.2.1 Definition von Membranfouling.....	32
2.3.2.2 Foulingmechanismen	34
2.3.2.3 Maßgebliche organische und anorganische Foulants.....	37
2.3.2.3.1 Allgemeines.....	37
2.3.2.3.2 Organische Substanzen.....	37
2.3.2.3.2.1 Extrazelluläre Polymere Substanzen.....	37
2.3.2.3.2.2 Biologische Substanzen	40
2.3.2.3.3 Anorganische Substanzen	40
2.3.2.3.4 Partikuläre Substanzen	40
2.3.2.4 Einflussfaktoren auf Membranfouling im Anlagenbetrieb.....	41
2.3.2.4.1 Betriebsstrategie	41
2.3.2.4.1.1 Permeatfluss und Transmembranrduck.....	42
2.3.2.4.1.2 Intensität der Cross-Flow-Belüftung.....	43
2.3.2.4.1.3 Zyklenzeiten	44
2.3.2.4.1.4 Trockensubstanzkonzentration	45
2.3.2.4.1.5 Schlammbelastung und Schlammalter	45
2.3.2.4.1.6 Stressbedingungen des Belebtschlams	46
2.3.2.4.2 Verfahrenstechnische Konzeption	47
2.3.2.4.3 Feed- und Abwassercharakteristik.....	48

2.3.2.4.3.1	Diverse Einflussfaktoren.....	48
2.3.2.4.3.2	Extrazelluläre Polymere Substanzen.....	49
2.3.2.4.4	Reinigungsstrategie	51
2.3.2.4.5	Modulkonstruktion	54
2.3.2.4.6	Membranmaterial	55
3	ZIELSETZUNG UND VORGEHENSWEISE	57
4	MATERIAL UND METHODEN.....	60
4.1	Überblick über Versuchsanlagen und Versuchsdurchführung	60
4.2	Versuchsaufbau und Versuchsdurchführung	61
4.2.1	Standort der Versuchsanlagen auf der Kläranlage Kassel.....	61
4.2.2	Halbtechnische Membranbelebungsanlage	61
4.2.2.1	Anlagenkonzeption und Aufbau.....	61
4.2.2.2	Messung, Steuerung und Regelung	64
4.2.2.2.1	Empfohlene Betriebseinstellungen für Kubota- Membranplatten	65
4.2.2.3	Versuchsdurchführung	66
4.2.3	Labormaßstäbliche Membranbelebungsanlage	68
4.2.3.1	Anlagenkonzeption und Aufbau.....	68
4.2.3.2	Versuchsdurchführung	70
4.2.4	Versuchsstand zur Bestimmung der Filterbarkeit von Belebtschlamm.....	71
4.2.4.1	Anlagenkonzeption und Aufbau.....	71
4.2.4.2	Versuchsdurchführung und Auswertung	72
4.2.5	Untersuchte Kläranlagen im Rahmen der EPS - Messphasen	73
4.3	Labormethoden und Analytik	74
4.3.1	Bestimmung chemisch-physikalischer Standardparameter	74
4.3.1.1	Messprogramm und Probenahme	74
4.3.1.2	Messverfahren	75
4.3.2	Bestimmung von EPS	76
4.3.2.1	Messprogramm und Probenahme	76
4.3.2.2	Messverfahren	76
4.3.3	Membranautopsie und Foulinganalyse	78
4.3.3.1	Deckschichtprobenahme und –analyse	78
4.3.3.1.1	Bestimmung von EPS	78
4.3.3.1.2	Rasterelektronenmikroskopie (REM) und energiedispersive Röntgenanalyse (EDX)	79
4.3.3.1.3	Induktivgekoppelte Plasmaanalyse (ICP)	79
4.3.3.2	Analyse der Porenverblockung.....	80
4.3.3.2.1	Bestimmung des Reinwasserflusses	80
4.3.3.2.2	Porencharakterisierung mittels Quecksilberdruckporosimetrie (MIP).....	80

5 DARSTELLUNG DES UNTERSUCHUNGSBETRIEBS DER HALBTECHNISCHEN MEMBRANBELEBUNGSANLAGE.....	82
 5.1.1 Biologische Leistungsfähigkeit der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	82
5.1.1.1 Allgemeines	82
5.1.1.2 Zulaufverhältnisse	82
5.1.1.3 Verlauf der Trockensubstanzkonzentration.....	83
5.1.1.3.1 Schlammbelastung und Schlammalter	85
5.1.1.3.2 Mikroskopisches Bild des belebten Schlamm	86
5.1.1.4 Kohlenstoffelimination	89
5.1.1.5 Stickstoffelimination	90
5.1.1.6 Phosphorelimination	92
5.1.1.7 Abfiltrierbare Stoffe im Permeat	93
5.1.1.8 Mikrobiologie	94
 5.1.2 Hydraulische Leistungsfähigkeit der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	95
5.1.2.1 Allgemeines	95
5.1.2.2 Betriebsphase I.....	95
5.1.2.3 Betriebsphase II.....	97
5.1.2.4 Betriebsphase III.....	99
5.1.2.5 Betriebsphase IV	102
5.1.2.6 Betriebsphase V	106
5.1.2.7 Betriebsphase VI	113
 5.1.3 Membranreinigung	115
6 UNTERSUCHUNGEN ZUM MEMBRANFOULING.....	117
 6.1 Foulingpotential von Abwasser und Belebtschlamm.....	117
6.1.1 Allgemeines	117
6.1.2 Extrazelluläre Polymere Substanzen.....	117
6.1.3 Elementeanalyse	119
6.1.4 Foulingverhalten	121
6.1.4.1 Filtrierbarkeit.....	121
6.1.4.2 Rasterelektronenmikroskopische Aufnahmen der Deckschicht.....	123
6.1.4.3 Porenverblockung.....	126
6.1.4.4 Einfluss von Abwasser im Anlagenbetrieb	129
6.1.5 Diskussion	131
 6.2 Quantifizierung und Auswirkungen Extrazellulärer Polymerer Substanzen	132
6.2.1 Allgemeines	132
6.2.2 Zulaufverhältnisse	133
6.2.3 Konzentration und Zusammensetzung der am Belebtschlamm gebundenen EPS.....	134
6.2.4 Konzentration und Zusammensetzung der gelösten EPS.....	137
6.2.5 Tagesgang der EPS	140

6.2.6 Rückhalt der gelösten EPS durch die Membran	143
6.2.7 Einflussfaktoren auf die EPS-Produktion.....	147
6.2.7.1 Energieeintrag im Belebungsbecken.....	147
6.2.7.2 Temperatur im Belebungsbecken.....	150
6.2.7.3 Schlammbelastung	152
6.2.8 Einfluss der gebundenen EPS auf die Filtrierbarkeit	157
6.2.9 Einfluss der gelösten EPS auf die Filtrierbarkeit.....	159
6.2.10 Diskussion	162
6.3 Einfluss ausgewählter Betriebsparameter auf die Filtrierbarkeit	164
6.3.1 Trockensubstanzkonzentration im Filtrationsbecken.....	164
6.3.2 Schlammbelastung der Membranbiologie	170
6.3.3 pH-Wert im Filtrationsbecken.....	171
6.3.4 Diskussion	173
6.4 Analyse der Deckschicht auf der Membran der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	175
6.4.1 Allgemeines	175
6.4.2 Mikroskopisches Bild	175
6.4.3 Zusammensetzung der Deckschicht	176
6.4.3.1 Extrazelluläre Polymere Substanzen und deren Zusammensetzung	176
6.4.3.2 Elementeanalyse	180
6.4.4 Diskussion	183
6.5 Einfluss von Flockungsmitteln auf das Fouling der Membran	184
6.5.1 Allgemeines	184
6.5.2 Jar-Test	185
6.5.3 Filtrationstest.....	188
6.5.4 Leistungsfähigkeit der Laboranlage bei Dosierung von Flockungsmitteln.....	189
6.5.4.1 Allgemeines	189
6.5.4.2 Biologische Reinigungsleistung.....	190
6.5.4.2.1 Konzentration der gelösten EPS und Trübung in den Versuchsreaktoren	190
6.5.4.3 Hydraulische Leistungsfähigkeit.....	193
6.5.5 Diskussion	194
7 ZUSAMMENFASSUNG	196
8 LITERATUR	203
9 ANHANG.....	222

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1:	Schema der Stofftrennung mit Membranen (Quelle: MULDER 1993, geändert)	5
Abbildung 2:	Integralasymmetrische und zusammengesetz- asymmetrische Membran (Quelle: GKSS 2004).	6
Abbildung 3:	Zuordnung und Größenordnung des Partikelrückhalts druckgetriebener Membrantrennverfahren (Quelle: GENERAL ELECTRIC 2004).....	10
Abbildung 4:	Konzentrationspolarisation und Gel-Permeations-Modell (Quelle: MULDER 1996 und MELIN ET AL. 2003, geändert)	13
Abbildung 5:	Widerstandsmodell nach MULDER (1996).....	15
Abbildung 6:	Filtrationskurve bei konstantem Transmembranbrandruck	17
Abbildung 7:	Mögliche verfahrenstechnische Anordnung von Membranmodulen	19
Abbildung 8:	Betriebsweisen von Cross-Flow-Membranmodulen (Quelle: ATV-DVWK 2004)	23
Abbildung 9:	ZeeWeed® Hohlfasermodul (Quelle: Zenon GmbH)	24
Abbildung 10:	Mitsubishi Sterapore™ Hohlfasermodul (Quelle: RWBafvalwater; UniKassel; UniKassel (von links nach rechts)).....	25
Abbildung 11:	Puron Hohlfaser-Membransystem (Quelle: Puron AG).....	26
Abbildung 12:	„Doppeldecker“-Applikation des Kubota-Plattenmoduls (Quelle: Aggerwasser GmbH)	27
Abbildung 13:	Huber Membranbelebungsverfahren VRM® (Quelle: Huber AG)	28
Abbildung 14:	Schematische Darstellung der drei Phasen der Permeatflussabnahme	35
Abbildung 15:	Modellschema zur EPS-Bildung	38
Abbildung 16:	Maßgebende Einflussfaktoren auf das Membranfouling aus Sicht eines Anlagenbetreibers	41
Abbildung 17:	Vorgehensweise bei der Untersuchung der Zielsetzung.....	57
Abbildung 18:	RI-Verfahrensfließbild der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	62
Abbildung 19:	RI-Verfahrensfließbild der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage	69
Abbildung 20:	Versuchsstand zur Bestimmung der Filtrierbarkeit von Belebtschlamm	71
Abbildung 21:	Schematische Darstellung der Methodik zur Analyse der EPS.....	78
Abbildung 22:	Trockensubstanzaufbau und –verlauf der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	84

Abbildung 23:	Belebtschlamm der Kläranlage Kassel (links), der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (rechts) - Phasenkontrastmikroskopie; 100-fach).....	87
Abbildung 24:	Belebtschlamm der halbtechnischen Membranbelebungsanlage, <i>Rotaria</i> sp. (links), <i>Arcella</i> sp. (rechts) (Phasenkontrastmikroskopie; 100-fach links; 200-fach rechts)	87
Abbildung 25:	Belebtschlamm der halbtechnischen Membranbelebungsanlage, <i>Microtrix parvicella</i> (links) und <i>Nocardioformae actinomyceten</i> (rechts) (Gramfärbung; 1000-fach; 02.05.2003 links, 07.10.2003 rechts)	88
Abbildung 26:	Schaum der halbtechnischen Membranversuchsanlage (Gramfärbung; 1000-fach; 02.05.2003).....	89
Abbildung 27:	Unterschreitungshäufigkeiten AFS und CSB im Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	90
Abbildung 28:	Unterschreitungshäufigkeiten $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{N}_{\text{anorg.}}$ im Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	92
Abbildung 29:	Unterschreitungshäufigkeit $\text{PO}_4\text{-P}$ und P_{ges} im Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	93
Abbildung 30:	Betriebsphase I – Druckverläufe	97
Abbildung 31:	Betriebsphase I - Permeabilitäten	97
Abbildung 32:	Betriebsphase II – Druckverläufe	99
Abbildung 33:	Betriebsphase II – Permeabilitäten	99
Abbildung 34:	Betriebsphase III – Druckverlauf	101
Abbildung 35:	Betriebsphase III - Permeabilitäten	102
Abbildung 36:	Betriebsphase IV – Druckverläufe.....	104
Abbildung 37:	Betriebsphase IV - Permeabilitäten.....	104
Abbildung 38:	Betriebsphase V – Druckverläufe.....	108
Abbildung 39:	Betriebsphase V – Permeabilitäten	108
Abbildung 40:	Betriebsphase V – Druckverlauf während der Betriebstage 410 bis 415	109
Abbildung 41:	Betriebsphase V - Permeabilitäten während der Betriebstage 410 bis 415	109
Abbildung 42:	Betriebsphase V – Druckverlauf in Abhängigkeit der Zyklenzeiten	110
Abbildung 43:	Betriebsphase V - Permeabilitäten in Abhängigkeit der Zyklenzeiten	111
Abbildung 44:	Betriebsphase V – Druckverlauf in Abhängigkeit von der Intensität der Cross-Flow-Belüftung	111
Abbildung 45:	Betriebsphase V - Permeabilitäten in Abhängigkeit von der Intensität der Cross-Flow-Belüftung	112
Abbildung 46:	Betriebsphase VI – Druckverläufe.....	114

Abbildung 47:	Betriebsphase VI – Permeabilitäten.....	114
Abbildung 48:	Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gelösten und gebundenen EPS im Belebtschlamm und Abwasser der halbtechnischen Membranbelebungsanlage...	119
Abbildung 49:	Vergleich der Elementezusammensetzung von Schlammwasser und Abwasser der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	120
Abbildung 50:	Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Abwasser, Belebtschlamm und Schlammwasser aus konventionellen Kläranlagen sowie der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	122
Abbildung 51:	REM-Aufnahme der Deckschicht nach der Filtration von Belebtschlamm (links: Vergrößerung 2000-fach; rechts: Vergrößerung 4000-fach).....	124
Abbildung 52:	REM-Aufnahme der Deckschicht nach der Filtration von Abwasser (Vergrößerung 2000-fach).....	124
Abbildung 53:	REM-Aufnahme der Deckschicht nach der Filtration des Schlammwassers aus Belebtschlamm (Vergrößerung 2000-fach).....	124
Abbildung 54:	EDX-Analyse (Flächenscan) – Membranbelag aus Filtration von Belebtschlamm	125
Abbildung 55:	EDX-Analyse (Flächenscan) – Membranbelag aus Filtration von Abwasser	125
Abbildung 56:	EDX-Analyse (Flächenscan) – Membranbelag aus Filtration von Schlammwasser.....	125
Abbildung 57:	Mittlere prozentuale Abnahme des RWF durch Porenverblockung in Abhängigkeit des Feed.....	126
Abbildung 58:	Quecksilberdruckporosimetrie – Intrusionsvolumen	128
Abbildung 59:	Quecksilberdruckporosimetrie – Porenradienverteilung.....	128
Abbildung 60:	Einfluss eines verstärkten Abwasserzulaufs in das Belebungsbecken der halbtechnischen Membranbelebungsanlage auf den TMP	130
Abbildung 61:	Einfluss einer gezielten Abwasserdosierung in das Belebungsbecken einer labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage auf den TMP	131
Abbildung 62:	Konzentrationsverlauf der gebundenen EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	137
Abbildung 63:	Konzentrationsverlauf der Fraktionen der gebundenen EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	137
Abbildung 64:	Konzentrationsverlauf der gelöst vorliegenden EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	140

Abbildung 65:	Konzentrationsverlauf der Fraktionen der gelösten EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	140
Abbildung 66:	Tagesgang der gebundenen EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	142
Abbildung 67:	Tagesgang der gelösten EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	143
Abbildung 68:	Summarische Konzentration an gelösten EPS im Belebungsbecken und Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	145
Abbildung 69:	Konzentration an gelösten Proteinen im Belebungsbecken und Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	145
Abbildung 70:	Konzentration an gelösten Huminsäuren im Belebungsbecken und Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	146
Abbildung 71:	Konzentration an gelösten Kohlenhydraten im Belebungsbecken und Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	146
Abbildung 72:	Vergleich der gebundenen EPS aus konventionellen Belebungsanlagen sowie der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (Quelle: FRECHEN ET AL. 2005, geändert).....	149
Abbildung 73:	Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gebundenen EPS aus konventionellen Belebungsanlagen sowie der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (Quelle: FRECHEN ET AL. 2005, geändert)	149
Abbildung 74:	Vergleich der gelösten EPS aus konventionellen Belebungsanlagen sowie der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (Quelle: FRECHEN ET AL. 2005, geändert).....	150
Abbildung 75:	Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gelösten EPS aus konventionellen Belebungsanlagen sowie der halbtechnischen Versuchsanlage (Quelle: FRECHEN ET AL. 2005, geändert).....	150
Abbildung 76:	Abhängigkeit der Konzentration an gebundenen EPS von der Temperatur im Belebungsbecken der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	151
Abbildung 77:	Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gebundenen EPS von der Temperatur im Belebungsbecken der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	152

Abbildung 78:	Abhängigkeit der Konzentration der gebundenen EPS von der Schlammbelastung	153
Abbildung 79:	Abhängigkeit der Konzentration an Proteinen der gebundenen EPS von der Schlammbelastung	154
Abbildung 80:	Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gebundenen EPS von der Schlammbelastung	154
Abbildung 81:	Abhängigkeit der Konzentration an Kohlenhydraten der gebundenen EPS von der Schlammbelastung	155
Abbildung 82:	Abhängigkeit der Konzentration an gelösten EPS von der Schlammbelastung	155
Abbildung 83:	Abhängigkeit der Konzentration an Proteinen der gelösten EPS von der Schlammbelastung	156
Abbildung 84:	Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gelösten EPS von der Schlammbelastung	156
Abbildung 85:	Abhängigkeit der Konzentration an Kohlenhydraten der gelösten EPS von der Schlammbelastung	157
Abbildung 86:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an gebundenen EPS	158
Abbildung 87:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Proteinen der gebundenen EPS	158
Abbildung 88:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Huminsäuren der gebundenen EPS	159
Abbildung 89:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Kohlenhydraten der gebundenen EPS 159	
Abbildung 90:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an gelösten EPS.....	160
Abbildung 91:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Proteinen der gelösten EPS	161
Abbildung 92:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Huminsäuren der gelösten EPS	161
Abbildung 93:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Kohlenhydraten der gelösten EPS.....	162
Abbildung 94:	Einfluss der Trockensubstanzkonzentration im Betrieb der halbtechnischen Versuchsanlage	165
Abbildung 95:	Deckschichtakkumulation bei verschiedenen Trockensubstanzkonzentrationen über die Zeit	166
Abbildung 96:	Kennzahl Rf zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm in Abhängigkeit von der Trockensubstanzkonzentration	168
Abbildung 97:	Kennzahl Rc zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm in Abhängigkeit von der Trockensubstanzkonzentration	168

Abbildung 98:	Kennzahl m zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm in Abhängigkeit von der Trockensubstanzkonzentration	169
Abbildung 99:	Kennzahl alpha zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm in Abhängigkeit von der Trockensubstanzkonzentration.....	169
Abbildung 100:	Labormaßstäblicher Versuch zur Beschreibung der Abhängigkeit der hydraulischen Leistungsfähigkeit von der Trockensubstanzkonzentration	170
Abbildung 101:	Kennzahl alpha zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm in Abhängigkeit von der Schlammbelastung	171
Abbildung 102:	Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm in Abhängigkeit vom pH-Wert des Belebtschlamms.....	172
Abbildung 103:	Abnahme des Reinwasserflusses als Maß für die Abhängigkeit der Porenverblockung vom pH-Wert des Belebtschlamms.....	173
Abbildung 104:	Unterschreitungshäufigkeit des pH-Wert im Rezirkulationsstrom der halbtechnischen Versuchsanlage ...	173
Abbildung 105:	Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage, unverändert gelartig (Phasenkontrastmikroskopie; 100-fach links; 200-fach rechts).....	176
Abbildung 106:	Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage, links: Probe in H ₂ O aufgelöst, rechts: Probe unverändert mit Tuschefärbung (Phasenkontrastmikroskopie; 100-fach links; 200-fach rechts).....	176
Abbildung 107:	Vergleich der gebundenen EPS des Belebtschlamms und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	178
Abbildung 108:	Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gebundenen EPS des Belebtschlamms und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	178
Abbildung 109.	Vergleich der gelösten EPS des Belebtschlamms und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	179
Abbildung 110:	Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gelösten EPS des Belebtschlamms und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	179

Abbildung 111:	Vergleich der Elementezusammensetzung von Belebtschlamm und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	181
Abbildung 112:	Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	183
Abbildung 113:	Einfluss verschiedener Flockungsmittel auf die Konzentration an gelösten EPS	185
Abbildung 114:	Einfluss verschiedener Flockungsmittel auf die Konzentration der Fraktionen der gelösten EPS.....	186
Abbildung 115:	Einfluss der Flockungsmittelkonzentration auf die Konzentration der gelösten EPS	187
Abbildung 116:	Einfluss der Flockungsmittelkonzentration auf die Konzentration der Fraktionen der gelösten EPS	187
Abbildung 117:	Belebtschlamm der labortechnischen Membranbelebungsanlage ohne Dosierung von Flockungsmittel (links) / mit einer Dosierung von 600 $\mu\text{L} \cdot \text{L}^{-1}$ Flockungsmittel Nr. 2 (rechts) - Phasenkontrastmikroskopie; 100-fach).....	188
Abbildung 118:	Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm der labortechnischen Membranbelebungsanlage mit und ohne Flockungsmitteldosierung	189
Abbildung 119:	Auswirkung der FM-Dosierung auf die Trübung in der Wasserphase der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage	191
Abbildung 120:	Auswirkung der FM-Dosierung auf die Konzentration der gelösten EPS der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage	191
Abbildung 121:	Auswirkung der FM-Dosierung auf die Konzentration an Proteinen der gelösten EPS der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage	192
Abbildung 122:	Auswirkung der FM-Dosierung auf die Konzentration an Huminsäuren der gelösten EPS der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage	192
Abbildung 123:	Auswirkung der FM-Dosierung auf die Konzentration an Kohlenhydraten der gelösten EPS der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage	193
Abbildung 124:	Hydraulische Leistungsfähigkeit der labortechnischen Membranbelebungsanlage mit und ohne Flockungsmitteldosierung	194

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1:	Membranwerkstoffe in Membranbioreaktoren (Quelle: RAUTENBACH 1996)	7
Tabelle 2:	Klassifizierung von Membrantrennverfahren (Quelle: MELIN ET AL. 2005, HOWELL 1993, geändert).....	9
Tabelle 3:	Leistungsdaten großtechnischer und versuchstechnischer Membranbelebungsanlagen.....	29
Tabelle 4:	Arten und Wirkungsweisen von Reinigungsschemikalien	52
Tabelle 5:	Ordinale Bewertung der Eigenschaften von Membranmodulsystemen in der kommunalen Abwasserreinigung (Quelle: CAPANNELLI ET AL. 2004).....	55
Tabelle 6:	Technische Kennzahlen der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	63
Tabelle 7:	Empfohlene Betriebseinstellungen für den Betrieb von Kubota-Membranplatten.....	66
Tabelle 8:	Betriebsphasen des durchgeführten Untersuchungsprogramms	68
Tabelle 9:	Technische und betriebstechnische Kennzahlen der labormäßiglichen Membranbelebungsanlage	70
Tabelle 10:	Untersuchte Belebungsanlagen im Rahmen der Analyse der EPS-Konzentration	74
Tabelle 11:	Zulaufbelastung der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (19.03.2003 – 13.06.2004)	83
Tabelle 12:	Betriebsparameter und statistische Parameter der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (März 2003 bis Juni 2004).....	85
Tabelle 13:	Mikrobiologische Anforderungen der EU- Badegewässerrichtlinie (91/692/EWG) und Ergebnisse der Analysen im Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	94
Tabelle 14:	Mittlere Permeabilitäten am Ende des ersten Filtrationszyklus nach einer chemischen Membranreinigung (n=6)	116
Tabelle 15:	Vergleich der Elementezusammensetzung von Abwasser und Schlammwasser der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	121
Tabelle 16:	Mittlere prozentuale Abnahme des RWF durch Porenverblockung in Abhängigkeit des Feed.....	127
Tabelle 17:	Abwasserzusammensetzung der halbtechnischen Membranbelebungsanlage.....	133

Tabelle 18:	Vergleich der Abwasserzusammensetzung nach diversen Autoren	134
Tabelle 19:	Konzentration und Zusammensetzung der gebundenen EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	135
Tabelle 20:	Konzentration an gebundenen EPS in Membrananlagen (Quelle: diverse Autoren)	136
Tabelle 21:	Konzentration und Zusammensetzung der gelösten EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	138
Tabelle 22:	Konzentration an gelösten EPS in Membrananlagen (Quelle: diverse Autoren)	139
Tabelle 23:	Maximale Änderung der Konzentration der gebundenen und gelösten EPS über einen zweitägigen Untersuchungszeitraum	142
Tabelle 24:	Prozentualer Rückhalt von EPS durch die Mikrofiltrationsmembran der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	144
Tabelle 25:	Konzentration gelöster EPS und deren Rückhalt – Kläranlage Monheim	144
Tabelle 26:	Spezifischer Energieeintrag und Schlammbelastung im Belebungsbecken der untersuchten Anlagen	147
Tabelle 27:	Vergleich der Elementezusammensetzung von Belebtschlamm und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage	182
Tabelle 28:	Technische und betriebstechnische Kennzahlen der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage	190

Tabellenverzeichnis des Anhangs

Tabelle A- 1:	Legende zum Verfahrensfließbild der halbtechnischen und labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage	222
Tabelle A- 2:	Chronologie des Versuchsanlagenbetriebs.....	223
Tabelle A- 3:	Untersuchte anorganische Flockungsmittel	224
Tabelle A- 4:	Messprogramm an der halbtechnischen MBA	225
Tabelle A- 5:	Analysevorschriften für chemisch-physikalische Standardparameter	226
Tabelle A- 6:	Bestimmungsmethode der Keimzahl	227
Tabelle A- 7:	Messprogramm an der halbtechnischen MBA zur Analyse der Konzentration an EPS.....	227
Tabelle A- 8:	Analysevorschriften zur Bestimmung von Konzentration an EPS und deren Fraktionen	228
Tabelle A- 9:	Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase I.....	229
Tabelle A- 10:	Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase II.....	230
Tabelle A- 11:	Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase III.....	231
Tabelle A- 12:	Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase IV.....	231
Tabelle A- 13:	Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase V	232
Tabelle A- 14:	Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase VI.....	232
Tabelle A- 15:	Vergleich der prozentualen Zusammensetzung von EPS der halbtechnischen MBA und Abwasser.....	233
Tabelle A- 16:	Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Abwasser, und Belebtschlamm sowie Schlammwasser aus konventionellen Kläranlagen	234
Tabelle A- 17:	Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Abwasser, und Belebtschlamm sowie Schlammwasser der halbtechnischen MBA	235
Tabelle A- 18:	Zusammensetzung der gebundenen EPS aus konventionellen Kläranlagen und der halbtechnischen MBA (Quelle: Frechen ET AL. 2005)	236
Tabelle A- 19:	Zusammensetzung der gelösten EPS aus konventionellen Kläranlagen und der halbtechnischen MBA (Quelle: FRECHEN ET AL. 2005)	237
Tabelle A- 20:	Abhängigkeit der Konzentration an gebundenen EPS von der Temperatur im Belebungsbecken	238
Tabelle A- 21:	Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gebundenen EPS von der Temperatur im Belebungsbecken	238
Tabelle A- 22:	Abhängigkeit der Konzentration an gebundenen EPS und deren Fraktionen von der Schlammbelastung - Membrananlage	238

Tabelle A- 23:	Abhängigkeit der Konzentration an gebundenen EPS und deren Fraktionen von der Schlammbelastung - konventionelle Kläranlage.....	239
Tabelle A- 24:	Abhängigkeit der Konzentration an gelösten EPS und deren Fraktionen von der Schlammbelastung - konventionelle Kläranlagen.....	240
Tabelle A- 25:	Abhängigkeit der Konzentration an gelösten EPS und deren Fraktionen von der Schlammbelastung - Membrananlage	241
Tabelle A- 26:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an gebundenen EPS.....	242
Tabelle A- 27:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Proteinen der gebundenen EPS	242
Tabelle A- 28:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gebundenen EPS	242
Tabelle A-29:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Kohlenhydrate der gebundenen EPS	243
Tabelle A- 30:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an gelösten EPS	243
Tabelle A- 31	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Proteinen der gelösten EPS.....	243
Tabelle A- 32:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gelösten EPS.....	244
Tabelle A- 33:	Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Kohlenhydraten der gelösten EPS	244
Tabelle A- 34:	Abhängigkeit der Filtrationseigenschaften des Belebtschlams konventioneller Kläranlagen von der Trockensubstanzkonzentration	245
Tabelle A- 35:	Abhängigkeit der Filtrationseigenschaften des Belebtschlams der halbtechnischen MBA von der Trockensubstanzkonzentration	246
Tabelle A- 36:	Abhängigkeit des spezifischen Filtrationswiderstandes von der Schlammbelastung	246
Tabelle A- 37:	Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gebundenen EPS des Belebtschlams und der Deckschicht der halbtechnischen MBA.....	247
Tabelle A- 38:	Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gelösten EPS des Belebtschlams und der Deckschicht der halbtechnischen MBA	248
Tabelle A- 39:	Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm und der Deckschicht der halbtechnischen MBA	248

Tabelle A- 40:	Einfluss verschiedener Flockungsmittel auf die Höhe der Konzentration gelöster EPS und deren Fraktion	249
Tabelle A- 41:	Einfluss der Flockungsmittelkonzentration auf die Konzentration der Fraktionen der gelösten EPS	249
Tabelle A- 42:	Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm mit und ohne Flockungsmitteldosierung	250

Abkürzungsverzeichnis

Formelzeichen

Ausdruck	[Einheit]	Erläuterung
Kapitel 2.2 und Kapitel 4.2.4.2		
J	$[L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}]$ $[mol \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}]$	Permeatfluss, Permeatflux
PE	$[L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}]$	Permeabilität
TMP	[bar]	Transmembrane Druckdifferenz
P	$[N \cdot m^{-2}]$	Druck
μ	$[N \cdot s \cdot m^{-2}]$	dynamische Viskosität
R	$[m^{-1}]$	Strömungswiderstand
A	$[m \cdot s^{-1}]$	Membrankonstante, Permeabilität
d	[m]	Durchmesser
L	[m]	tatsächliche Kapillarlänge
ε	[/]	Porosität
AV	$[m^2 \cdot m^{-3}]$	volumenspezifische Oberfläche
τ	[/]	Tortuosität
δ	[m]	Dicke
ρ	$[kg \cdot m^{-3}]$	Dichte
c	$[mol \cdot L^{-1}]; [kg \cdot m^{-3}]$	Substratkonzentration
C	[/]	Konstante
Di	$[m^2 \cdot s^{-1}]$	Diffusionskoeffizient
K	$[m \cdot s^{-1}]$	Stoffübergangskoeffizient
n	[/]	Exponent
a	[/]	Parameter
T	[K] [$^{\circ}$ C]	Temperatur
π	[bar]	osmotischer Druck
m	$[kg \cdot m^{-2}]$	akkumulierte Masse der Deckschicht auf der Membranoberfläche
α	$[m \cdot kg^{-1}]$	Spezifischer Deckschichtwiderstand
$\bar{\alpha}$	$[m \cdot kg^{-1}]$	mittlerer spezifischer Deckschichtwiderstand
V	$[m^3]$	Summiertes Volumen

Ausdruck	[Einheit]	Erläuterung
Kapitel 5.1.1		
$N_{d,m}$	[mg N * L ⁻¹]	mittlere zu denitrifizierende Stickstoffkonzentration $N_d = TKNo - NH_4-Ne,m - NO_3-Ne - orgNe - NüS$
Q_{24} a	[m ³ * d ⁻¹]	mittlere Zulaufwassermenge Korrekturfaktor für die anoxische Atmung bei vorgeschalteter Denitrifikation; $a = 2,95 \cdot 100 (V_D/V)^{-0,235}$
f_D		Korrekturfaktor für die verlangsamte Atmung in der anoxischen Zone; $f_D = 0,75$
V_D	[m ³]	Denitrifikationsvolumen
Eta		BSB ₅ -Abbaugrad im Belebungsbecken; ETA = 0,95
S_0	[mg * L ⁻¹]	mittlere BSB ₅ -Konzentration im Zulauf zur Belebungsstufe
q_R	[m ³ _{Abwasser} * (m ³ _{BB} * d) ⁻¹]	Raumbeschickung
X_H	[kg TR * m ⁻³]	Konzentration der heterotrophen (kohlenstoffabbauenden) Bakterienmasse im Belebungsbecken
$f_{T,bH}$		Temperaturfaktor für das Wachstum und Absterben der heterotrophen Bakterien; $f_{T,bH} = 1,073^{(T-15)}$
Y_H	[kg _{Bakterienmasse} * (kg _{nitrif.N}) ⁻¹]	Ertragskoeffizient der heterotrophen Bakterien; $Y_H = 0,6$
$t_{TS,G}$	[d]	Gesamtschlammalter
b_H	[d ⁻¹]	Absterberate der heterotrophen Bakterien $b_H = 0,08 \text{ d}^{-1}$ bei 15°C

Kapitel 6.2.6

C_f	[mg * L ⁻¹]	Konzentration der gelöst und partikulär vorliegenden Komponenten des Feed
C_p	[mg * L ⁻¹]	Konzentration der gelöst und partikulär vorliegenden Komponenten des Permeat

Ausdruck	[Einheit]	Erläuterung
-----------------	------------------	--------------------

Kapitel 3.3.3.2.2

P	[Mpa]	aufgewendeter Druck
σ	[N * m ⁻¹]	Oberflächenspannung des Quecksilbers ($\sigma = 0,485 \text{ N/m}^{-1}$)
θ	[Grad]	Kontaktwinkel Hg – Probe ($\theta = 141^\circ$)
D	[m]	Durchmesser der Kapillare ($d = 2 * R_{Hg}$)

Indizes

P	Permeat
V	Volumen
M	Membran
H	hydraulisch
K	konvektiv
D	Diffusion
S	Substrat; gelöste Substanz
∞	Sättigung
G	Grenzschicht
DS	Deckschicht
GE	Gesamt
F	Feed
PA	Partikel
C	Kuchen (cake)
R	Rückhalt
RW	Reinwasser

Kennzahlen

Re	Reynoldszahl
Sh	Sherwood
Sc	Schmidtzahl

Abkürzungen

NOM	Natürliches organisches Material
EPS	Extrazelluläre Polymere Substanzen
SMP	Soluble Microbial Products
ECP	Extracellular Polymers
UPA	Substrate Utilization Associated Products
BAP	Biomass Associated Products

BSA	Bovinserumalbumin / Serumalbumin vom Rind
REM	Rasterelektronenmikroskopische Aufnahmen
EDX	Energiedispersive Röntgenanalyse
ICP	Induktivgekoppelte Plasmaanalyse
TMP	Transmembrane Druckdifferenz
MBA	Membranbelebungsanlage
RWF	Reinwasserflux

Begriffsdefinition

(Quelle: ATV-DWK 2005, geändert und ergänzt)

Biofouling

Ausbildung eines Biofilms auf der Membranoberfläche oder in der Membran durch Wachstum von Mikroorganismen; Biofouling bewirkt eine Leistungs- bzw. Permeabilitätsminderung.

Brutto-Permeatflux

Aktueller Permeatflux während der Filtrationsphase eines Zyklus

Crossflow

Der Begriff Crossflow stammt aus dem Bereich der im Druckrohr betriebenen trocken aufgestellten Membransysteme. Bei diesem Prozess werden die Membranen überströmt (Querströmung = Crossflow), um die Deckschichtbildung auf der Membranoberfläche zu begrenzen. Bei Membranbelebungsanlagen mit getauchter Membranfiltration entsteht durch die eingetragene Luft (üblicherweise grobblasig) eine Querströmung an der Membranoberfläche, die ebenfalls als Crossflow bezeichnet wird und der Deckschichtkontrolle dient. Die Wirkmechanismen unterscheiden sich jedoch aufgrund der Zweiphasenströmung deutlich von dem Prinzip des klassischen Crossflow-Betriebes innendurchströmter Druckrohrsysteme

Deckschicht

Anlagerung der an der Membranoberfläche zurückgehaltenen Komponenten

ECP (Extracellular Polymers)

Teil der EPS, der an den Belebtschlammflocken anhaftet

EPS (Extrazelluläre Polymere Substanzen)

Extrazelluläre Polymere Substanzen (EPS) sind Biopolymere mikrobieller Herkunft. Sie bestehen hauptsächlich aus Polysacchariden, Proteinen, Lipiden und Nukleinsäuren und liegen in suspendierter Form (s. SMP) und an Belebtschlammflocken gebunden vor (s. ECP). Die EPS sind für die Adhäsion von Mikroorganismen an Oberflächen verantwortlich und sie bilden eine Hydrogelmatrix für Biofilme und andere mikrobielle Aggregate.

Feed

Zu filtrierende Flüssigkeit; im Membranbelebungsverfahren der Belebtschlamm

Filtrat

Teil des Stoffgemisches, der bei der Mikro- und Ultrafiltration die Membran passiert (siehe auch Permeat)

Flux (engl.: flux oder permeate flux)

Spezifischer Filtratvolumenstrom je Flächen- und Zeiteinheit (je m^2 Membranfläche, je Stunde), Einheit $[L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}]$. Bei stationären Verhältnissen errechnet sich der Permeatflux aus dem Permeatvolumenstrom (QF) bezogen auf die Membranfläche (AM). Bei instationären Verhältnissen kann nur ein mittlerer Permeatflux angegeben werden. Dieser wird durch Wahl eines genügend großen Zeitintervalls (Δt) und des zugehörigen Permeatvolumens (ΔV_F) ermittelt.

Fouling

Allgemein: Ablagerung von Stoffen auf der Membran, an oder in den Poren. Je nach foulingverursachenden Stoffen wird unterschieden nach organischem Fouling, anorganischem Fouling und Biofouling. Fouling bewirkt immer eine Leistungs- bzw. Permeabilitätsverminderung der Membran.

Konzentrat

Teilstrom des Stoffgemisches, in dem der von der Membran zurückgehaltene, belebte Schlamm aufkonzentriert ist und der üblicherweise als Rücklaufschlamm in das Belebungsbecken zurückgeführt wird

Membran

Barriere, die bei Membranbelebungsanlagen den Partikelrückhalt bewirkt

Membranfläche A_M

Für den Filtrationsprozess zur Verfügung stehende Membranoberfläche

Modul

Anschlussfertige, funktionsfähige Anlagenkomponente bestehend aus Membranen bzw. Membranelementen, internen Rohrleitungen, Modulbelüftung, Armaturen, Anschlussteilen, sonstige Halterungen.

Netto-Permeatflux

Der tatsächlich im Dauerbetrieb erzielbare spezifische Permeatflux, der in einem Zyklus der Membrananlage erreicht wird $[L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}]$; zu berücksichtigen sind Filtrationspausen, Rückspülzeiten, Schaltzeiten und das für die Rückspülung benötigte Permeatvolumen. Für die Reinigung benötigte Betriebspausen sowie Permeatmengen sind bei der konzeptionellen Planung zu berücksichtigen.

Permeabilität

Kenngröße zur Beschreibung der Durchlässigkeit einer Membran. Quotient aus dem Brutto-Permeatflux und dem Transmembrandruck; Einheit: $[L^*m^{-2}*h^{-1}*bar^{-1}]$. Die Permeabilität sollte auf eine Bezugstemperatur korrigiert werden, um die Vergleichbarkeit von Angaben zu verbessern.

Permeatfluss; Permeatflux

Spezifischer Filtrat- bzw. Permeatvolumenstrom in $(L^*m^{-2}*h^{-1})$

Permeat

Teil des Stoffgemisches, der bei der Mikro-, Ultra- und Nanofiltration sowie Umkehrosmose die Membran passiert (siehe auch Filtrat).

Porendurchmesser

Die Poren bei Porenmembranen sind in der Regel nicht uniform, d.h. sie weisen eine mehr oder weniger weite Porengrößenverteilung auf. Als nominaler Porendurchmesser (Einheit i.d.R. μm) wird der Porendurchmesser bezeichnet, bei dem die Porengrößenverteilung ein Maximum aufweist (nach RAUTENBACH 2001, „Membranverfahren“, Springer-Verlag).

Rückspülung

Intervallweise, kurzfristige Umkehrung der Strömungsrichtung durch die Membran zur Ablösung der beim Filtrationsvorgang angelagerten „Partikel“ (Deckschicht), i.a.R. mit Permeat.

Scaling

Ablagerung anorganischer Wasserinhaltsstoffe an der Membran nach deren Auffällung (siehe auch Fouling und Biofouling).

SMP (Soluble Microbial Products)

Der in der Wasserphase des Belebtschlamm in gelöster Form vorliegende Teil der EPS. SMP können wieder in die Untergruppen der direkt durch den Substratmetabolismus der Bakterien produzierten UAP und die vermutlich durch Biomassezerfall entstehenden BAP unterteilt werden.

Transmembrandruck, transmembraner Druck Δp_{TM}

Druckunterschied bzw. Druckverlust über die Membran (zwischen Außen- und Innenseite der Membran); engl.: transmembrane pressure; abgekürzt: TMP.

Zyklus

Zeitliche Summe aus Filtrationsphase und anschließender Rückspülphase bzw. Stillstandsphase.

1 Einführung

Die Wassergewinnung und Wasseraufbereitung sind zentrale Themen des 21. Jahrhunderts für Industrie und Kommunen. Die Welt braucht neue Ver- und Entsorgungskonzepte, weg von zentralen und hin zu dezentralen, integrierten Lösungen. Vor diesem Hintergrund und dem damit verbundenen Paradigmenwechsel in der Wasserwirtschaft ist die Membrantechnik als eine der Schlüsseltechnologien für den zukünftigen Umgang mit Wasser und Abwasser weltweit anzusehen.

Bereits in den letzten Jahren zeichnet sich dieser Paradigmenwechsel bei der kommunalen, viel weitergehender jedoch bereits in der industriellen Abwasserreinigung, durch die Nutzung von Membranbelebungsverfahren, ab.

Das rasante Wachstum an derzeit in Planung und Bau befindlichen Membranbelebungsanlagen weltweit zeugt bereits heute von den Vorteilen, die mit dieser Technik verbunden sind. Hierzu gehört vor allem eine verbesserte Qualität des Kläranlagenablaufs insbesondere hinsichtlich hygienerelevanter Parameter – also dem Rückhalt von Bakterien und Viren. Darüber hinaus ergibt sich durch diese Technologie die Option der Anwendung weitergehender, nachgeschalteter Technologien mit dem Ziel des Wasserrecyclings oder der Stoffrückgewinnung.

In der kommunalen Abwasserreinigung wird sich die Membrantechnik in naher Zukunft vor allem jedoch bei erhöhten Anforderungen an die Beschaffenheit des Kläranlagenablaufs in Bezug auf hygienerelevante Parameter als sinnvoll erweisen. Inwieweit sich neue Anforderungen an die Ablaufqualität von kommunalen Kläranlagen durch die Verschärfung der gesetzlichen Anforderungen, z. B. im Rahmen der Umsetzung der EU-Wasserrahmenrichtlinie, hinsichtlich der Beendigung oder schrittweisen Einstellung des Eintrags prioritärer gefährlicher Stoffe ergeben, wird sich zeigen (Artikel 16, Anhang X, EU-WRR). Die Membrantechnik stellt für den Rückhalt persistenter Spuren- bzw. Mikroschadstoffe eine gangbare Option dar, solche Stoffe im Ablauf der Kläranlagen zu vermindern und einen Beitrag für einen nachhaltigen Schutz der Oberflächengewässer zu erreichen.

Darüber hinaus sind Konstellationen denkbar, die den Kläranlagenausbau unter Einbeziehung einer Membranfiltration sowohl in verfahrenstechnischer als auch wirtschaftlicher Hinsicht vorteilhaft erscheinen lassen. Solche Konstellationen sind oft dort gegeben, wo im Zuge des anstehenden Ausbaus in erheblichem Umfang neues Belebungsbeckenvolumen geschaffen werden müsste, wo gleichzeitig im Bereich der bestehenden Nachklärung Probleme infolge unzureichender Leistungsfähigkeit des Nachklärbeckens bestehen und wo die vorhandenen Volumina weiter nutzbar sind. Besonders günstig stellt sich die Membrantechnik dar, wenn darüber hinaus weitergehende Anforderungen zu erfüllen sind. Bei Umstellung der

Phasentrennung von Sedimentation auf Membranfiltration bietet es sich an, das vorhandene Nachklärbeckenvolumen – insofern der bauliche Zustand dies zulässt – als zusätzlichen Belebungsbeckenraum zu nutzen. Unter Einhaltung eines Mindestschlammalters zur Sicherstellung einer erforderlichen Reinigungsleistung ergibt sich hierbei praktisch immer eine TR-Konzentration, die mit $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ deutlich unterhalb der für Membranbelebungsverfahren üblichen TR-Konzentrationen von $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $15 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ liegt.

Ein mit diesem Ertüchtigungskonzept verbundener Vorteil ist darin zu sehen, dass auf einen kostenintensiven Neubau von zusätzlichem Belebungsbeckenraum verzichtet werden kann. Darüber hinaus ergeben sich aus diesem Konzept des so genannten „unkonventionellen Membranbelebungsverfahrens“ weitere Vorteile wie verminderte Empfindlichkeit gegenüber Stoßbelastungen, bessere Sauerstoffausnutzung aufgrund nicht wesentlich verschlechterter rheologischer Eigenschaften des Abwasser-Belebtschlamm-Gemisches sowie der Schaffung erheblicher biologischer Reservekapazitäten bei späterem Erweiterungsbedarf (FRECHEN ET AL. 2003).

Wesentliche Voraussetzung für die Akzeptanz und somit Konkurrenzfähigkeit des relativ neuen Membranbelebungsverfahrens gegenüber konventionellen Reinigungstechnologien in der kommunalen Abwasserreinigung ist jedoch nach wie vor die Höhe der Jahreskosten, die nur bei einem langzeitstabilen Betrieb und hohem Permeatdurchsatz auf einem konkurrenzfähigen Niveau gehalten werden können.

Dabei ergeben sich niedrige Betriebskosten zum einen durch einen geringen spezifischen Energieverbrauch, der für die Deckschichtkontrolle an der Membran durch Erzeugung eines Cross-Flow-Volumenstroms notwendig ist, und zum anderen durch eine geringe Anzahl erforderlicher Reinigungsvorgänge pro Jahr. Membranfouling und -scaling, die beim Betrieb von Membranbelebungsanlagen trotz Deckschichtkontrolle auftreten, stellen das Hauptproblem beim Betrieb von Membranbelebungsanlagen dar und kontrarieren die Bemühungen von Anlagenbetreibern, einen stabilen und kostenminimierten Anlagenbetrieb zu gewährleisten.

Unter **Fouling und Scaling** ist der Leistungsrückgang von Membranen, verursacht durch Ablagerung suspendierter, gelöster oder partikulärer Bestandteile auf konstruktiven Elementen des Moduls, der Membranoberfläche, an der Porenöffnung oder in den Membranporen zu verstehen. Insbesondere in Membranbelebungsanlagen stellt Fouling ein sehr komplexes Phänomen dar. Die Leistungsfähigkeit einer Membranbelebungsanlage kann entscheidend beeinflusst werden durch die chemisch-physikalischen Eigenschaften des Kläranlagenzulaufs und des Belebtschlammes sowie durch verschiedene andere Einflussfaktoren, wie z. B. das

eingesetzte Membranmaterial oder die Modulkonstruktion, sowie durch betriebs-technische Parameter.

Die Zuordnung von Foulingtrends zu spezifischen Foulants stellt sich dabei als schwierig dar. Bekannt ist jedoch bereits, dass Extrazelluläre Polymere Substanzen (EPS), die einen wesentlichen Bestandteil von Belebtschlammflocken darstellen und organische Makromoleküle mikrobiellen Ursprungs sind, einen wichtigen Vertreter der Gruppe der Foulants darstellen.

Im täglichen Anlagenbetrieb wird das Membranfouling verhindert z. B. durch die Kontrolle der Deckschicht mittels einer grobblasigen Membranbelüftung oder einer intervallweisen Permeatrückspülung. Mittels physikalischer oder chemischer Methoden zur Membranreinigung, deren Anwendung ein integraler Bestandteil des Betriebs druckbetriebener Membranverfahren ist, kann Membranfouling – ggf. mit Ausnahme eines irreversiblen Anteils – wieder beseitigt werden.

Der Erfolg und die finanziellen Aufwendungen für die Deckschichtkontrolle und die chemische Membranreinigung haben daher einen entscheidenden Einfluss auf die Leistungsfähigkeit und die Wirtschaftlichkeit von Membranbelebungsanlagen (MELIN ET AL. 2003). Viele Reinigungschemikalien, die sich als effektive Mittel zur Beseitigung des Leistungsrückgangs von Membranen durch Membranfouling herausgestellt haben, können jedoch gleichzeitig eine schädigende Wirkung auf organische Polymermembranen haben. Daher stellt die chemische Membranreinigung kein „Allheilmittel“ dar. Vielmehr gilt es, beim Betrieb von Membranbelebungsanlagen einen Kompromiss zwischen der Effektivität der chemischen Membranreinigung und der potenziellen Schädigung der Membran in Form einer beschleunigten Membranalterung zu finden.

Membranbelebungsanlagen können daher nur dann ökonomisch betrieben werden, wenn Membranfouling sowie -scaling bereits durch einen optimierten Anlagenbetrieb minimiert werden und somit die Anzahl der notwendigen Reinigungsvorgänge vermindert wird. Die Beantwortung von Fragen hinsichtlich der Ursache- und Wirkungsbeziehungen beim Membranfouling gilt als eine der wesentlichen Herausforderungen im Rahmen der zukünftigen Anstrengungen zur Steigerung der ökonomischen Attraktivität der Membrantechnik.

2 Grundlagen und Stand der Erkenntnisse zu Membrantrennverfahren

2.1 Definition und Übersicht

2.1.1 Membranen und Membrantrennverfahren

Wie bei vielen technischen Erfindungen diente auch bei der Entwicklung synthetischer Membranen die Natur als Vorbild. Schon seit Jahrtausenden bedient sich die Natur beim Austausch von Stoffen der Membranen, z. B. bei der Ultrafiltration von Blut in den Nieren.

Unter dem Begriff Membran, abgewandelt von dem lateinischen Wort „membrana“, Häutchen, versteht man eine Trennschicht oder dünne Haut.

Im technischen Bereich ist die Vorgabe einer allgemeingültigen Definition des Begriffes „Membran“ aufgrund der verschiedenartigen Anwendungsfelder und den daraus abzuleitenden unterschiedlichen Anforderungen an synthetische Membranen eher schwierig.

Nach der Definition der International Union of Pure and Applied Chemistry (IUPAC 1996) ist unter Membranen folgendes zu verstehen:

„Structure, having lateral dimensions much greater than its thickness, through which mass transfer may occur under a variety of driving forces.“

Die ersten kommerziellen Anwendungsfelder von Membranen wurden in den späten Jahren des 20. Jahrhunderts entdeckt. Erst durch die Entwicklung asymmetrischer Cellulose Acetat Membranen um 1960 (HOWELL 1993), die eine hohe hydraulische Leistungsfähigkeit – also eine hohe Flussrate bei niedrigem Druck und geringer Verblockungsneigung – ermöglichen, stieg die kommerzielle Bedeutung von Membrantrennverfahren.

Durch die Weiterentwicklung der Membrantechnik, insbesondere auf dem Feld der Membranarten, -materialien und der Modulkonfiguration, gewinnen in den letzten Jahren Membrantrennverfahren vor allem in der Wassertechnik weltweit an Bedeutung.

Unter dem Begriff der „Membrantrennverfahren“, gleichbedeutend mit dem Begriff „Membranfiltrationsverfahren“ werden Prozesse verstanden, in denen semipermeable, selektiv wirkende Membranen Mehrstoffgemische in membrandurchlässige –

also in Permeat bzw. Filtrat – und membranundurchlässige Komponenten – das Retentat – trennen. Die zu trennenden Komponenten werden hierbei weder thermisch noch chemisch oder biologisch verändert (RAUTENBACH 1997).

Die wichtigsten Anwendungsfelder sind die chemische Verfahrenstechnik, die Aufbereitung von Meer- und Brackwasser und die Reinigung von Industrie- und Deponiesickerwasser, aber auch die Aufbereitung von Oberflächenwasser und die Reinigung kommunalen Abwassers.

2.1.2 Klassifizierung von Membranen und Membrantrennverfahren

Membranen können grundsätzlich nach ihrer Struktur (Morphologie), dem Membranmaterial, dem Herstellungsprozess und ihrer Funktion unterschieden werden.

Bei synthetischen Membranen unterscheidet man zwischen Porenmembranen und dichten, nichtporösen Lösungs-Diffusions-Membranen. Für den Transport durch synthetische Membranen zeichnen zwei unterschiedliche Mechanismen verantwortlich (Abbildung 1), die im Wesentlichen durch die Membranmorphologie bestimmt werden (MULDER 1993). Bei porösen Membranen wird, ähnlich wie bei einem Sieb, eine Trennung der Bestandteile der Lösung durch die Porenweite der verwendeten Membran hervorgerufen. Mikro-, Ultra-, Nanofiltrations- und Dialysemembranen – die nach ihrer Porenweite unterschieden werden – gehören zu der Gruppe der Porenmembranen.

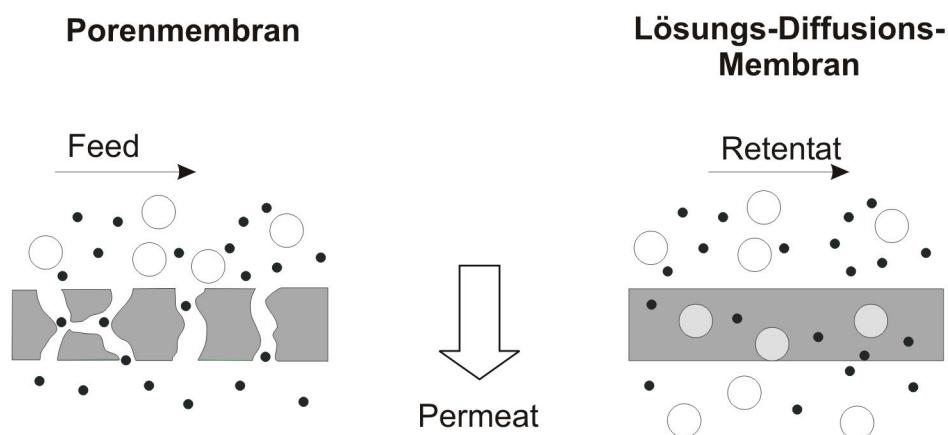


Abbildung 1: Schema der Stofftrennung mit Membranen (Quelle: MULDER 1993, geändert)

Bei Lösung-Diffusionsmembranen bestimmen membran- und stoffspezifische Permeabilitäten sowie die unterschiedlichen Löslichkeiten und Diffusionsgeschwindigkeiten die Trennung. Solche Membranen kommen bei der Umkehro-

mose, Pervaporation, Gaspermeation und Elektrodialyse zum Einsatz (MELIN ET AL. 2003).

Morphologisch betrachtet können Membranen auch in symmetrische Membranen, die über die Membrandicke gleiche Eigenschaften – wie z. B. die Porenweite – aufweisen, und asymmetrische Membranen, die über die Membrandicke veränderliche Eigenschaften aufweisen, kategorisiert werden (RAUTENBACH 1997). Bei symmetrisch aufgebauten Membranen, die in der Mikrofiltration, Dialyse und Elektrodialyse ihre Anwendung finden, erfolgt die Stofftrennung über den gesamten Membranquerschnitt, der eine Dicke von 10 µm bis 200 µm aufweisen kann. Bei asymmetrischen Membranen erfolgt die Stofftrennung nur in der aktiven, 0,1 µm bis 0,5 µm dicken Trennschicht, die auf einer darunter liegenden 50 µm - 150 µm starken porösen Stützschicht aufgebracht ist (FRIMMEL 2004, MULDER 1993, RAUTENBACH 2001).

Eine weitere Klassifizierung von Membranen ist nach dem Herstellungsverfahren und dem Membranmaterial möglich. Asymmetrische organische Membranen können in integralasymmetrische Phaseninversionsmembranen – bestehend aus einem Polymer – oder zusammengesetztasymmetrischen Kompositmembranen, die aus verschiedenen Polymeren zusammengesetzt sind, unterschieden werden (MELIN ET AL. 2003). Letztere erfüllen die sich widersprechenden Anforderungen nach einem hohen Fluss durch eine sehr dünne aktive Trennschicht und großer mechanischer Stabilität durch dickere, selbsttragende Strukturen (Abbildung 2).

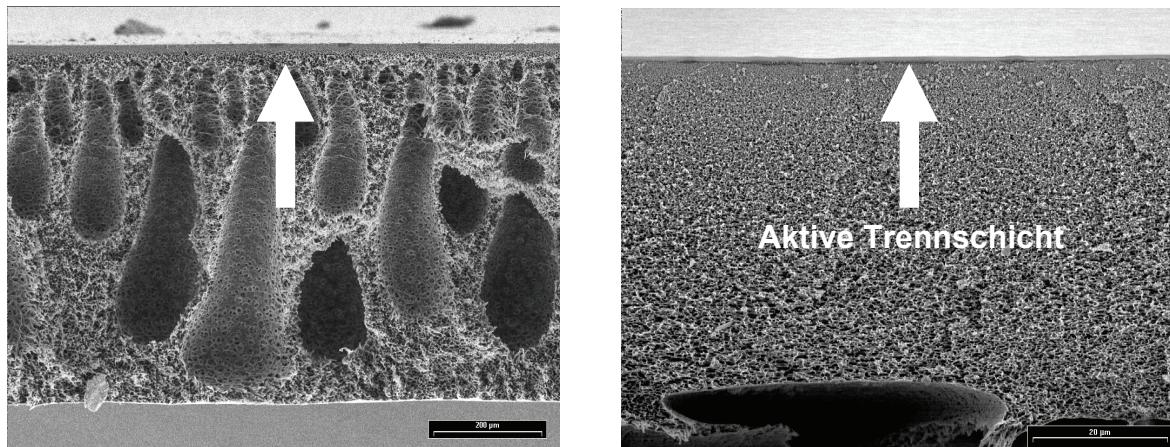


Abbildung 2: Integralasymmetrische und zusammengesetztasymmetrische Membran
(Quelle: GKSS 2004).

Synthetische, also aus makromolekularen Verbindungen künstlich hergestellte Membranmaterialien wurden für unterschiedliche Anwendungsfälle bezüglich Selektivität und Permeatfluss optimiert (MELIN ET AL. 2003). Hieraus hat sich über die Jahre hinweg ein weites Spektrum von organischen und anorganischen Materialien für die Herstellung synthetischer Membranen entwickelt. Dieses reicht von Regeneratcellulose über Hochleistungspolymeren bis zu keramischen Werkstoffen,

Metallen und Spezialglas. Eine detaillierte Beschreibung der gängigen Membranmaterialien und Herstellungsverfahren erfolgt aufgrund der komplexen Materie an dieser Stelle nicht, kann jedoch der folgenden Literatur entnommen werden (ZEMAN ET AL. 1997, MELIN ET AL. 2003, STEPHENSON ET AL. 2000, MULDER 1993, RAUTENBACH ET AL. 1981). An dieser Stelle soll die Tabelle 1 einen kurzen Überblick über gängige organische und anorganische Membranmaterialien geben.

Tabelle 1: Membranwerkstoffe in Membranbioreaktoren (Quelle: RAUTENBACH 1996)

Aktive Schicht	Struktur	pH-Bereich	Tmax [°C]	MWCO [kD]	Chlor-beständigkeit [ppm]
organische Membranmaterialien					
Polysulfon (PS)	AS/CO	1-13	90	1-500	20
Polyethersulfon (PES)	AS/CO	1-14	95	1-300	20
Polyacrylnitril (PAN)	CO	2-10	45	10-400	20
Polyamid (PA)	CO	6-8	80	1-50	20
Celluloseacetat (CA)	AS/CO	3-7	30	1-50	20
Polyvinyliden-fluorid (PVDF)	CO	2-11	70	50-200	20
Polyethylen (PE)	CO	2-12	40	20-100	20
Furanpolymer (FP)	CO	1-12	65	5-100	1000
anorganische Membranmaterialien					
Zirkoniumoxid (ZrO₂)	CO	0-14	350	10-300	k.A.
Aluminiumoxid (Al₂O₃)	CO	0-14	400	10-300	k.A.
Aluminiumoxid (Al₂O₃)	CO	1-10	150	0,004µm-0,1µm	k.A.
Titaniumoxid (TiO₂)	AS	1-10	300	0,001µm-0,1µm	k.A.

AS = asymmetrische Membran; CO = Compositemembran

Membrantrennverfahren können nach der Art und Triebkraft des Stofftransports, dem Trennprinzip, der Größe der Membranporen oder der Molmasse der größten

noch durchgelassenen Komponenten und dem Aggregatzustand der sie berührenden Fluide unterschieden werden (MELIN ET AL. 2003). In der Mikrofiltration wird die Trenngrösse i. d. R. mit dem Porendurchmesser der Membran in μm oder nm angegeben. Die meisten Hersteller von Ultrafiltrationsmembranen dagegen geben einen „Cutt-Off-Wert“ zur Bestimmung der Trenngrösse an. Dieser definiert das Molekulargewicht, welches unter spezifischen Versuchsbedingungen, die nicht einheitlich definiert sind, zu 90% von der Membran zurückgehalten wird. So werden bei der Angabe eines Cutt-Off von z. B. 30.000 Dalton 90 % der Moleküle der Testsubstanz mit einem Molekulargewicht > 30.000 Dalton durch die Membran zurückgehalten.

Die folgende Tabelle 2 grenzt die verschiedenen Membrantrennverfahren voneinander ab.

Abbildung 3 grenzt Membranverfahren hinsichtlich ihrer Trenncharakteristik voneinander ab. Eine strenge Abgrenzung zwischen den einzelnen Verfahren erfolgt wegen der überlappenden Leistungsspektren nicht. Enthalten ist eine Übersicht über die von den einzelnen Verfahren zurückgehaltenen Substanzen.

Mikrofiltrationsmembranen – mit einem Porendurchmesser von ca. $0,05\text{ }\mu\text{m}$ bis $2\text{ }\mu\text{m}$ – werden üblicherweise für den Rückhalt kolloidaler und suspendierter Stoffe eingesetzt. Ultrafiltrationsmembranen mit einer Porenweite von ca. $0,005\text{ }\mu\text{m}$ bis $0,1\text{ }\mu\text{m}$ sind zur Abtrennung gelöster Makromoleküle geeignet. Nanofiltrationsmembranen halten Moleküle mit Molmassen über 300 g pro mol zurück. Wegen der elektrostatischen Wechselwirkungen von Ionen mit dem Membranmaterial erlauben sie auch die Trennung einwertiger von mehrwertigen Ionen. Mit Umkehrosmosemembranen mit einer Porenweite von 1 nm bis 10 nm können gelöste Stoffe fast vollständig aus Wasser zurückgehalten werden. Sie kommen daher oft zur Trinkwassergewinnung aus Meerwasser zum Einsatz.

Tabelle 2: Klassifizierung von Membrantrennverfahren (Quelle: MELIN ET AL. 2005, HOWELL 1993, geändert)

Membranprozess, Phasen	Triebkraft	Transportart	Membrantyp	Anwendung
Mikrofiltration, fl / fl	Druckdifferenz bis 3 bar	Siebeffekt	PM AS / S	Konzentrieren von Lösungen
Ultrafiltration, fl / fl	Druckdifferenz bis 10 bar	Siebeffekt	PM AS	Konzentrieren, Fraktionieren und Reinigen makromolekularer, wässriger Lösungen
Nanofiltration, fl / fl	Druckdifferenz bis 60 bar	Siebeffekt	LDM AS mit ionogenen Gruppen	Fraktionierung gelöster Stoffe wässriger Lösungen
Umkehrosmose, fl / fl	Druckdifferenz bis 200 bar	Diffusion	LDM AS	Aufbereiten wässriger Systeme
Elektrodialyse, fl / fl	Elektrisches Feld orthogonal zur Membran	Ionenaustausch, -diffusion	LDM S mit ionogenen Gruppen	Abtrennung von Ionen aus wässrigen Lösungen
Dialyse, fl / fl	Konzentrationsdifferenz	Diffusion gelöster Komponenten	PM S	Künstliche Niere bzw. Säurerecycling
Pervaporation, fl / g	Absenken des permeatseitigen Drucks	Komponentendiffusion	LDM AS	Abtrennung von Spurenstoffen aus wässrigen oder orga. Lösungen
Gaspermation, g / g	Druckanhebung Feed bis 80 bar oder Druckabsenkung Pemeat → Partialdruckdifferenz	Komponentendiffusion	LDM AS	Trennung: Wasserstoff/Stickstoff, Kohlendioxid-/Methan, Sauerstoff/Stickstoff

AS = Asymmetrisch; S = Symmetrisch

PM = Porenmembran; LDM = Lösungs-Diffusions-Membran; Fl = flüssig, g = gasförmig

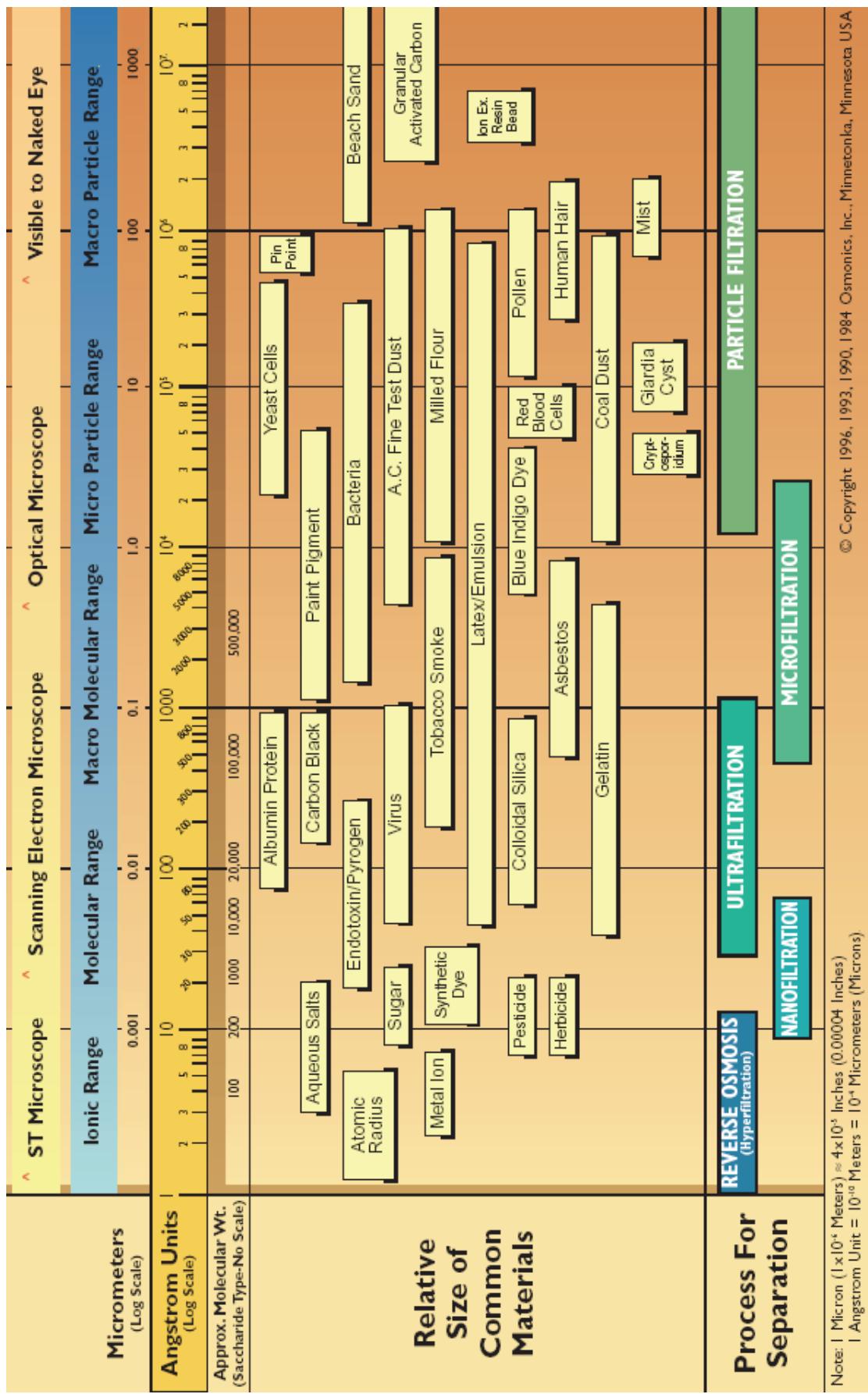


Abbildung 3: Zuordnung und Größenordnung des Partikelrückhalts druckgetriebener Membrantrennverfahren (Quelle: GENERAL ELECTRIC 2004)

2.2 Theoretische Prozessgrundlagen für Ultra- und Mikrofiltrationsmembranen

2.2.1 Grundlagen des Stofftransports

Der Stofftransport durch die bei der Ultra- und Mikrofiltration eingesetzten Porenmembranen kann durch das idealisierte Porenmodell für Filtrationsanwendungen beschrieben werden. Im Porenmodell wird die Membran als ein poröses Gebilde aus parallelen Kapillaren gleichen Durchmessers betrachtet, so dass der Fluss einer Flüssigkeit durch eine poröse Membran analog zur Strömung durch Haufwerke mit Hilfe der Carman-Kozeny-Beziehung beschrieben werden kann (MELIN ET AL. 2003, STEPHENSON ET AL. 2000).

$$J_p = \frac{\Delta P}{\mu * R_M} = A * \Delta P \quad (\text{Gl. 1})$$

Gleichung 1 basiert auf dem Darcy-Gesetz und der Hagen-Poiseuill'schen Gleichung, die aus der Filtrationstheorie zur Beschreibung des Stofftransports bekannt sind. Eine laminare Strömung in den zylindrischen Poren vorausgesetzt, errechnet sich die Strömung in den Kapillaren der Membran nach Hagen-Poiseuille.

$$J_p = \frac{d_h^2}{32\mu} * \frac{\Delta P}{L} \quad (\text{Gl. 2})$$

Erweitert man diese theoretische Betrachtung gemäß den Aussagen der Carman-Kozeny-Beziehung auf Strömungen in Schüttsschichten, erfordert dies die Berücksichtigung der Tortuosität, Porosität des durchströmten Mediums und des Verhältnisses von Volumen zu innerer Oberfläche des durchflossenen Porensystems. In der Praxis wird der lineare Zusammenhang zwischen Permeatfluss und Triebkraft folgendermaßen beschrieben (MELIN ET AL. 2003):

$$A = \frac{\varepsilon^3}{\mu * (1 - \varepsilon)^2 * AV^2 * 2 * \tau * \delta} \quad (\text{Gl. 3})$$

Die Deckschichtbildung und innere Verblockung der Poren werden in diesem idealisierten Modell nicht berücksichtigt.

Der Membranwiderstand R_M ergibt sich nach STEPHENSON ET AL. (2000):

$$R_M = \frac{\delta * (1 - \varepsilon)^2 * 2 * AV^2}{\varepsilon^3} \quad (\text{Gl. 4})$$

Fasst man die Terme zur Beschreibung der Membranstruktur zu einer Membrankonstante A zusammen (Gleichung 1), so wird deutlich, dass der Fluss proportio-

nal zu Druckdifferenz ΔP ist. Man spricht in diesem Zusammenhang von membrankontrolliertem Stofftransport.

2.2.2 Stofftransport unter dem Einfluss von Fouling

2.2.2.1 Allgemeines

Der Transporttheorie nach dem Porenmodell liegt die Filtration einer einphasigen, membrangängigen Lösung zugrunde. Abweichungen vom linearen Zusammenhang zwischen Permeatfluss und transmembraner Druckdifferenz, sind in der Praxis zu beobachten, wenn eine Filtration von Stoffgemischen stattfindet. Die zu beobachtende Begrenzung des Permeatflusses ist auf unterschiedliche hydrodynamische und diffusive Effekte zurückzuführen. Diese führen zu einer feedseitigen Konzentrationsüberhöhung an der Membranoberfläche und der Bildung einer Gel- und Deckschicht auf der Membran, die mit steigendem Transmembrandruck zunehmend dicker und kompakter wird, so dass von einem decksichtkontrollierten Stofftransport gesprochen werden kann.

In der Ultra- und Mikrofiltration wird der Gel- und Deckschichtaufbau den kolloidalen Partikeln zugeschrieben, wobei Konzentrationspolarisation dem Gel- und Deckschichtaufbau vorausgeht und diesen initiiert (CHEN ET AL. 2004). Unter Konzentrationspolarisation ist hierbei die Zunahme der Konzentration von Stoffen an der Membran mit dem konvektiven Fluss zu verstehen. Zur Beschreibung dieser maßgebenden durchflussmindernden Vorgänge an einer Membran werden im Folgenden das Gel-Permeations-Modell und das Deckschichtmodell vorgestellt.

Zur Beschreibung des Stofftransports durch Ultra- und Mikrofiltrationsmembranen gibt es verschiedene Modelle. MELIN (2003) teilt diese Modelle je nach Art des Stofftransports durch die Membran in „Diffusionsmodelle“ oder „hydrodynamische Stofftransportmodelle“ ein. Andere Autoren wie LOJKINE ET AL. (1992) teilten die Mikrofiltrationsmodelle in zwei Gruppen, die „resistance“ und „back flux“ Modelle ein. Das folgende Gel-Permeations-Modell gehört zur Gruppe der „back flux“ Modelle.

2.2.2.2 Gel-Permeations-Modell

Feedseitig ist durch den Volumenfluss durch die Membran eine Lösungsmittelverarmung vor der Membran zu beobachten, die einen zur Membran gerichteten Konzentrationsanstieg zur Folge hat – auch Konzentrationspolarisation genannt.

Der Transport des gelösten Stoffes zur Membranoberfläche erfolgt dabei durch einen konvektiven Fluss $J_{K,S}$ (STAUDE 1992):

$$J_{K,S} = J_P * c_{S,F} \quad (\text{Gl. 5})$$

Mit dem konvektiven Fluss steigt die Konzentration der gelösten Komponenten in der direkt an die Membran angrenzenden laminaren Grenzschicht. Eine Gelschicht entsteht, wenn durch Konzentrationsüberhöhung hinsichtlich höhermolekularer und kolloidalen Substanzen eine Überschreitung ihrer Löslichkeit hervorgerufen wird, so dass diese Substanzen auf der Membranoberfläche ausfallen. Dort wirken diese als eine Sekundärmembran. In diesem Fall ist oft zu beobachten, dass sich der Permeatfluss unabhängig von der transmembranen Druckdifferenz und vom Membrantyp auf einen konstanten Endwert einstellt. Man spricht vom Gel-Permeations-Modell, welches zur Gruppe der Diffusionsmodelle zu zählen ist (MELIN ET AL. 2003). Abbildung 4 zeigt diesen Prozess schematisch.

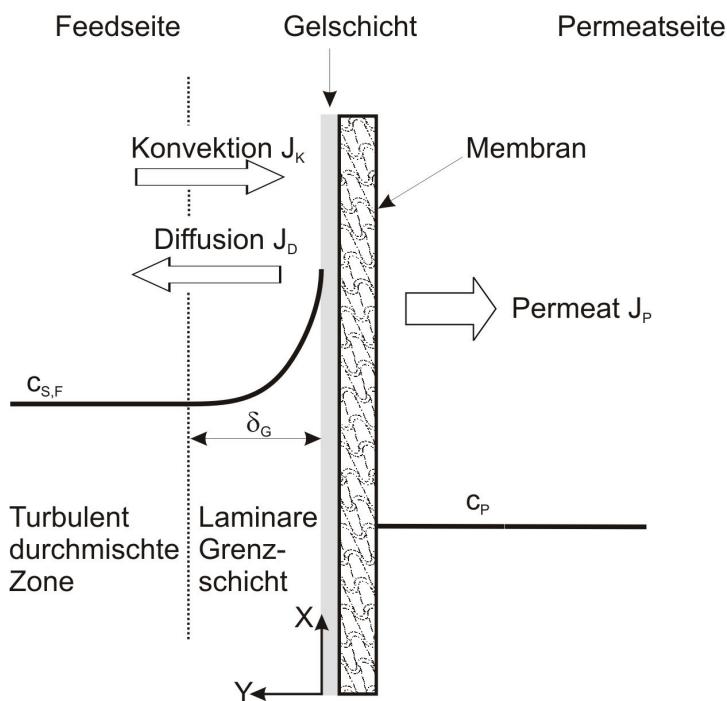


Abbildung 4: Konzentrationspolarisation und Gel-Permeations-Modell (Quelle: MULDER 1996 und MELIN ET AL. 2003, geändert)

Durch den in der laminaren Grenzschicht entstehenden Konzentrationsgradienten dc/dy gibt es eine Rückdiffusion aus der Grenzschicht in die turbulent durchmischte Zone. Dieser diffusiven Fluss J_D kann durch das 1. Fick'sche Gesetz beschrieben werden (MULDER 1996). Es gilt:

$$J_D = -Di * \left(\frac{dc}{dx} \right) \quad (\text{Gl. 6})$$

Ein Gleichgewichtszustand stellt sich in der laminaren Grenzschicht ein, wenn der konvektive Stofftransport zur Membran durch einen diffusiven Stoffstrom von der Membran weg ausgeglichen wird.

Somit können die Gleichungen 5 und 6 gleichgesetzt werden. Durch Integration der Stoffbilanz über die feedseitigen Konzentrationsgrenzschicht ergibt sich unter stationären Verhältnissen für den Permeatfluss folgender Zusammenhang (STEPHENSON ET AL. 2000, BOTHE ET AL. 2004):

$$J_P = \frac{Di}{\delta_G} * \ln \left(\frac{c_{S\infty,G}}{c_{S,F}} \right) = K * \ln \left(\frac{c_{S\infty,G}}{c_{S,F}} \right) = K * \ln c_{S\infty,G} - K * \ln c_{S,F} \quad (\text{Gl. 7})$$

Der Quotient Di/δ_G kann durch einen Stoffübergangskoeffizienten K ersetzt werden, der den Übergang des Substrates aus der Grenzschicht in die freie Lösung beschreibt. Dieser kann mit Hilfe der bekannten Stoffübergangsgesetze berechnet werden (MELIN ET AL. 2004):

$$Sh = K * \frac{\Delta h}{Di} = C * Re^a * Sc^n \quad (\text{Gl. 8})$$

Deutlich wird, dass bei Diffusionsmodellen eine bessere Hydrodynamik in Form einer größeren Reynoldszahl eine Permeatflusssteigerung zur Folge hat.

Für Partikel und Kolloide werden Diffusionskoeffizienten mit der Stokes-Einstein-Beziehung abgeschätzt. Für kugelförmige Partikel gilt (MELIN ET AL. 2003):

$$Di = \left(\frac{K * T}{3 * \pi * d_p} \right) \quad (\text{Gl. 9})$$

Die mit Gleichung 9 berücksichtigte Diffusion hat ihren Ursprung in der Brown'schen Molekularbewegung und hängt von der Temperatur und der Partikelgröße ab.

2.2.2.3 Widerstandsmodell

Für kolloidiale Gemische mit einer Partikelgröße $>0,1 \mu\text{m}$ können die Entmischungserscheinungen vor der Membran nicht mehr mit molekularen Transportvorgängen, d.h. auf der Grundlage von Diffusionsvorgängen erklärt werden. Das zuvor vorgestellte Gel-Permeations-Modell ist daher nicht auf Mikrofiltrationsmembranen anzuwenden (MELIN ET AL. 2004).

Das Widerstandsmodell basiert auf der einfachen Modellvorstellung des Resistance in Series Model, welches besagt, dass sich durch den Aufbau einer Deckschicht auf der Membran ein zusätzlicher, in Reihe geschalteter Strömungswiderstand (R_C), auch Deckschichtwiderstand oder Kuchenwiderstand genannt, ergibt (MELIN ET AL. 2003, MULDER 1996, GASPER 1990, FANE 1986, BOERLAGE ET AL. 1998, MC CARTHY ET AL. 2002). Gleichung 10 sowie Abbildung 5 erläutern diesen Zusammenhang.

$$J_P = \frac{\Delta P}{\mu * R_{GE}} = \frac{\Delta P}{\mu * (R_M + R_C)} \quad (\text{Gl. 10})$$

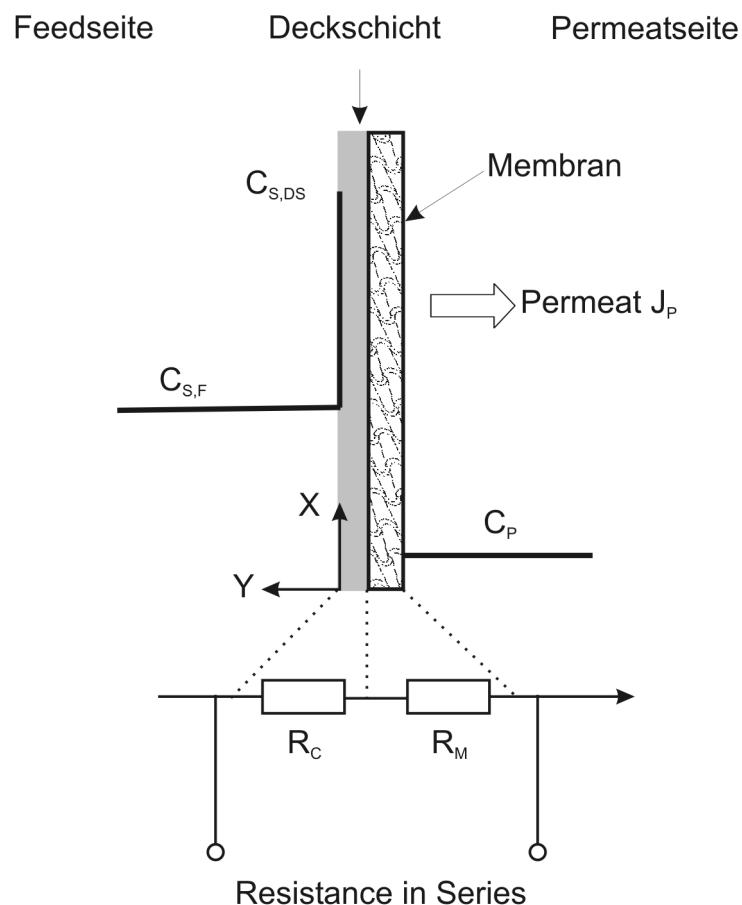


Abbildung 5: Widerstandsmodell nach MULDER (1996)

Andere Autoren wie CHANG ET AL. (1998, 1999a), BOERLAGE ET AL. (1998) und SHIMIZU ET AL. (1993) ergänzen den Membranwiderstand (R_M) z. B. um einen Foulingfaktor (R_f) als weiteren, den Strömungswiderstand vermindern Faktor zur Berücksichtigung der Auswirkungen der Adsorption von Partikeln in den Membranporen und auf den Porenöffnungen.

Das Widerstandsmodell aus Gleichung 1 wurde von vielen Forschern insbesondere in der industriellen Anwendung für die Entwicklung der Kuchenfiltrationstheorie

herangezogen. Gemäß dieser Theorie nimmt der Kuchenwiderstand bei wachsender Dicke des Kuchens zu und wird als Produkt aus dem spezifischen Filtrationswiderstand pro Gewichtseinheit des Filterkuchens (α) und der flächen spezifischen Kuchenmasse (m) angegeben.

$$R_C = m * \alpha = \frac{c_{S,F} * V_p}{A_M} * \alpha \quad (\text{Gl. 11})$$

Für inkompressible Deckschichten und unter konstantem Druck, wie man dies aus labortechnischen Filtrationsversuchen her kennt, kann α gemäß der Carman-Kozeny Beziehung berechnet werden (BOERLAGE 2001, FANE 1996):

$$\alpha = \frac{180(1-\varepsilon)}{\rho_{p_{A,F}} * d_{p_{A,F}}^2 * \varepsilon^3} \quad (\text{Gl. 12})$$

Gemäß der Carman-Beziehung führt eine Reduktion der Porosität des Kuchens oder eine Abnahme des Partikeldurchmessers zu einer Zunahme des spezifischen Filtrationswiderstandes α (BOERLAGE ET AL. 2001). Darüber hinaus haben die Partikelbeschaffenheit und die Größenverteilung der Partikel einen wesentlichen Einfluss auf die Filtrationseigenschaften von Suspensionen (GASPER 1990).

Kombiniert man Gleichung 11 und Gleichung 12, so ergibt sich daraus die Grundgleichung der kuchenbildenden Filtration (ALLES 2000, FANE 1986):

$$J_p = \frac{1}{A_M} \frac{dV}{dt} = \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P}{\mu * \left(R_M + \frac{\alpha * V_p}{A_M} \right)} \quad (\text{Gl. 13})$$

Diese so genannte Grundgleichung der Filtration kann für konstanten Druck, Kuchenwiderstand, Porosität und Konzentrationsparametern integriert werden. Nach einer Umformung ergibt sich folgende Gleichung:

$$\frac{t}{V_p} = \frac{\mu * R_M}{A_M * \Delta P} + \frac{\mu * c_{S,F} * \alpha}{2 * \Delta P * A_M^2} * V_p \quad (\text{Gl. 14})$$

Diese Gleichung wird zur experimentellen Bestimmung der Filtrationswiderstände von Suspensionen eingesetzt (VDI 1997).

Wird die in der Zeit t anfallende Filtratmenge V in der Form $t/V = f(V)$ aufgetragen, ergibt sich im Fall einer idealen Filtration durch lineare Interpolation eine Gerade (Abbildung 6). Die Steigung dieser Geraden $\tan \beta = t/V_p/V_p$ entspricht nach GASPER (1990):

$$\frac{\mu * c_{S,F} * \alpha}{2 * A_M^2 * \Delta P} \quad (\text{Gl. 15})$$

und der Ordinatenabschnitt dem Filtermediumwiderstand

$$\frac{\mu * R_M}{\Delta P * A_M} \quad (\text{Gl. 16})$$

Der spezifische Kuchenwiderstand alpha berechnet sich demnach zu (ATV 1978):

$$\alpha = \tan \beta * \frac{2 * A_M^2 * \Delta P}{\mu * c_{S,F}} \quad (\text{Gl. 17})$$

Mit diesem Parameter können die Filtrierbarkeit von Suspensionen und Filtersystemen bewertet und Änderungen von Betriebsbedingungen beurteilt werden. Abbildung 6 verdeutlicht diesen Zusammenhang nochmals.

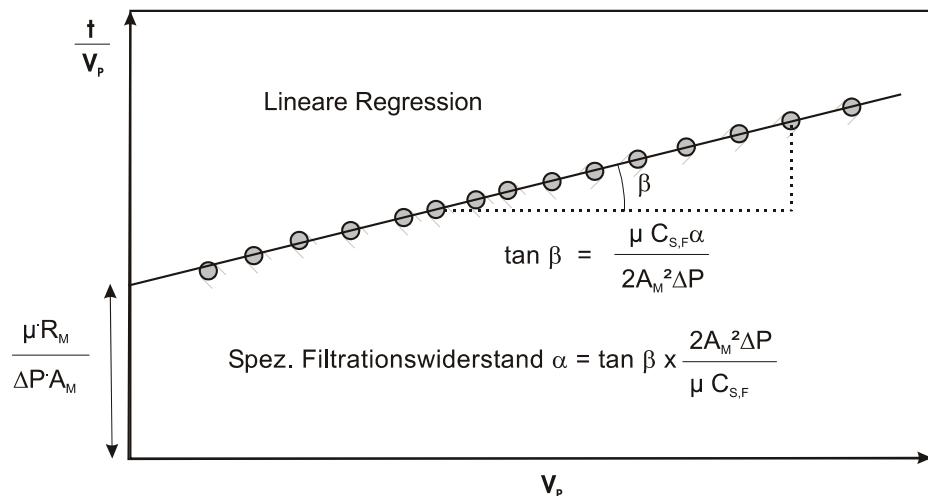


Abbildung 6: Filtrationskurve bei konstantem Transmembrandruck

2.3 Membrantrennverfahren in der kommunalen Abwasserreinigung

2.3.1 Charakterisierung von Membranbelebungsverfahren

Die Nachteile des konventionellen Belebungsverfahrens liegen in der verfahrenstechnischen Integration der Nachklärung mit dem Ziel der Fest-Flüssig-Phasentrennung – also der Trennung von Belebtschlammflocken vom gereinigten Abwasser. Die Reinigungsleistung von konventionellen Belebungsanlagen hängt entscheidend von der Abtrennung ungelöster Stoffe in den Nachklärbecken ab, da diese Stoffe beträchtliche Konzentrationen an BSB₅, CSB, anorganischem Stickstoff und Phosphor enthalten (GÜNTHER ET AL. 2001). Diese durch eine unzurei-

chende Abtrennung ungelöster Stoffe verursachte Sekundärverunreinigung des Kläranlagenablaufs wird u. a. durch Blähschlammbildung, Denitrifikationsprozesse in der Nachklärung, Zerfall von unterbelasteten Schlammflocken, Nocardia-Schaumbildung und anhaftenden Luftblasen aus der Nitrifikationsstufe verursacht. Diese Problematik hat unter anderem zur Entwicklung des Membranbelebungsverfahrens geführt (MUDRACK ET AL. 2003).

Unter dem Begriff „Membranbelebungsverfahren“ ist die Kombination aus Belebungsbecken und einer Membranfiltrationseinheit – auch Membranmodul genannt – zu verstehen, die als Ersatz der konventionellen Nachklärung der Fest-Flüssig-Phasentrennung dient. Erfahrungswerte zur Leistungsfähigkeit und die mit Anwendung dieser Verfahrenstechnik verbundenen Vor- und Nachteile werden in Kapitel 2.3.1.3 diskutiert.

Differenziell zu beschreiben ist das Membranbelebungsverfahren anhand der Art der Einbindung der Membranmodule in das Belebungsverfahren. Darüber hinaus erfolgen eine Differenzierung anhand der verschiedenen Modulbauformen und deren spezifischen Betriebsweisen.

Hinsichtlich der Einbindung der Module unterscheidet man Systeme mit trocken und getaucht angeordneten Modulen (MELIN ET AL. 2003, ATV-DVWK 2004). Die getauchten Module wiederum werden hinsichtlich ihrer direkten Anordnung im Belebungsbecken oder der in einem externen Filtrationsbecken unterschieden. Die Abbildung 7 zeigt derzeit gängige Anordnungsmöglichkeiten der Verfahrensketten in Membranbelebungsanlagen, die in Kapitel 2.3.1.1 und Kapitel 2.3.1.2 diskutiert werden.

Als die wesentliche verfahrenstechnische Randbedingungen, die bei dem Betrieb von Membranbelebungsverfahren zu berücksichtigen ist, gilt eine ausreichende Vorbehandlung des Abwassers, um die Membran vor Beschädigungen zu schützen und einen stabilen Betrieb von Membranbelebungsanlagen zu gewährleisten (ATV-DVWK 2004, ÖWAV 2002, VAN DER ROEST ET AL. 2002). Der Rückhalt von Haaren, Fasern und Fetten, die im großtechnischen Betrieb nachweislich zu einer Verzopfung und Beschädigung beidseitig eingespannter Hohlfaserkapillarmodule geführt haben, ist für die Gewährleistung der Membranfunktion entscheidend. Dies gilt auch für abrasive Stoffe wie Sande, die die Membranoberfläche schädigen können. Eine mehrstufige Vorbehandlung, bestehend aus konventionellem Rechen, Sand- und Fettfang mit nachgeschalteter Siebung oder einem Vorklärbecken, ist in das Membranbelebungsverfahren zu integrieren. Bei dem Betrieb einer Vorklärung sind Vorkehrungen gegen das Übertreten von Schwimmstoffen in das Belebungsbecken vorzusehen. Siebe sollten eine Durchgangsweite ≤ 3 mm (ggf. ≤ 1 mm) aufweisen (ATV-DVWK 2004).

Eine der wichtigsten betriebstechnischen Randbedingung von Membranbelebungsverfahren betrifft den Abfall der hydraulischen Leistungsfähigkeit von Membranen mit fortschreitender Betriebszeit durch Fouling und Scaling. Hierzu zählen Ablagerungen auf der Membran in Form von Deckschichten und Biofilmen und Ablagerungen von Substanzen in der Membran, die bis zu einer Verblockung der Poren führen können (MELIN ET AL. 2001).

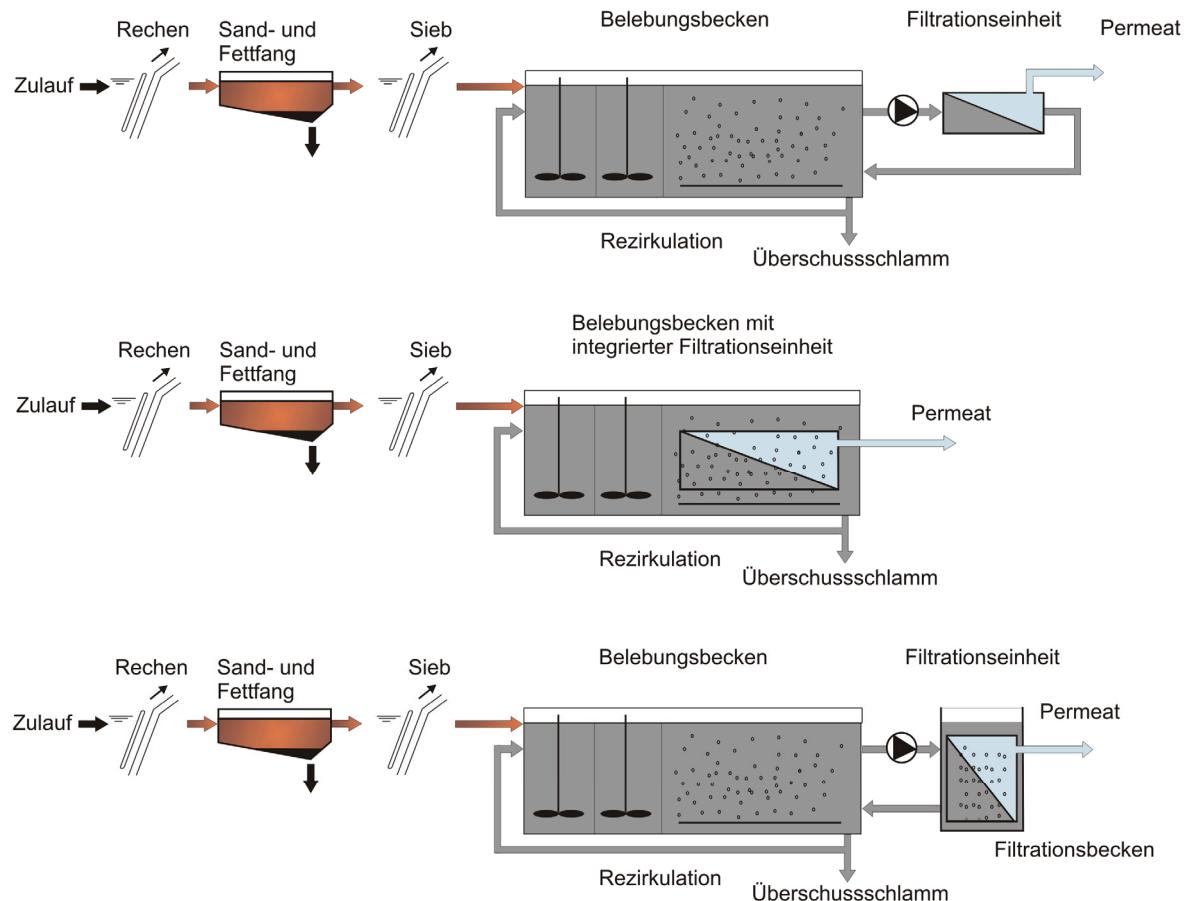


Abbildung 7: Mögliche verfahrenstechnische Anordnung von Membranmodulen

Bei der Deckschichtbildung wird zwischen Fouling und Scaling oder nur Fouling unterschieden. Organische und anorganische Kolloide und partikuläre Inhaltsstoffe aber auch gelöste Stoffe führen zu Foulingerscheinungen auf der Membran und in den Membranporen. Eine verminderte hydraulische Leistungsfähigkeit der Membran ist die Folge. Unter Scaling wird die Krustenbildung auf der Membran durch Überschreiten der Sättigungskonzentration eines Salzes verstanden. Die Ablagerung und das Wachstum von Mikroorganismen auf der Membranoberfläche werden als Biofouling bezeichnet. Eine vertiefte Diskussion der Foulingproblematik und der maßgebenden Einflussfaktoren ist dem Kapitel 2.3.2 zu entnehmen. An dieser Stelle sei jedoch darauf hingewiesen, dass Membranfouling im Anlagenbetrieb, z. B. durch Kontrolle der Deckschicht, durch eine grobblasige Membranbelüftung oder intervallweise Permeatrückspülung bzw. Membranstillstandszeiten vermindert werden kann. Mittels physikalischer oder chemischer Methoden zur

Membranreinigung, die ein integraler Bestandteil druckbetriebener Membranverfahren sind, kann Membranfouling unter spezifischen Betriebsbedingungen wieder zu beseitigen sein. Der Erfolg und die finanziellen Aufwendungen für die Membranreinigung sowie der für die Reinigung notwendige Anlagenstillstand haben einen entscheidenden Einfluss auf die Leistungsfähigkeit und die Wirtschaftlichkeit von Membranbelebungsanlagen (MELIN ET AL. 2003).

Membranbelebungsanlagen können daher nur dann ökonomisch betrieben werden, wenn Membranfouling sowie -scaling und die Anzahl der notwendigen Reinigungsvorgänge vermindert werden. Die Beantwortung von Fragen hinsichtlich der Ursache- und Wirkungsbeziehungen beim Membranfouling gilt als eine der wesentlichen Herausforderungen im Rahmen der zukünftigen Anstrengungen zur Steigerung der ökonomischen Attraktivität der Membrantechnik.

2.3.1.1 Trocken aufgestellte Membranmodule

In der industriellen Abwasserreinigung bereits seit langem erprobt ist das Konzept der externen Trockenaufstellung des Membranmoduls (Abbildung 7). Integraler Bestandteil dieses Konzeptes sind Rohrmodule. Diese bestehen aus mehreren, im Inneren eines druckfesten Rohres angeordneten schlauchförmigen Membranrohren, die i. d. R. einen Durchmesser von bis zu 2,5 Zentimetern haben können. Mittels Pumpe wird der Belebtschlamm durch diese Membranrohre hindurchgefördert. Durch den im Modul aufgebauten Druck permeiert ein Teil des Schlammwassers durch die Membran zur Außenseite der Membranrohre und wird, ggf. unterstützt durch eine Pumpe, als Permeat abgezogen. Die aufkonzentrierte Biomasse wird wieder in das Belebungsbecken rezirkuliert. Erste Erfahrungen aus dem Betrieb halbtechnischer Versuchsanlagen zur Reinigung kommunalen Abwassers zeigen, dass durch eine tangentiale Anströmung von $1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ und ggf. mehr (FRECHEN ET AL. 2003) und unterstützt durch eine zyklisch betriebene grobblasige Belüftung die Deckschichtbildung kontrolliert werden kann. Analog zu den getauchten Modultypen hängt die Höhe des Filtratflusses von dem Modultyp und der Höhe der Trockensubstanzkonzentration ab. Trocken aufgestellte Membranmodule können bei einem konstanten Filtratfluss von $40 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ bis $50 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ betrieben werden (VAN DER ROEST ET AL. 2002, FRECHEN ET AL. 2003). Bedingt durch die Umwälzung des Belebtschlammes ergibt sich jedoch im Vergleich zu getaucht angeordneten Modulen ein erhöhter Energieaufwand. Gemäß großtechnischer Erfahrungen aus der industriellen Abwasserreinigung ist von einem Energiebedarf von $2 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $10 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}$ auszugehen (PETERS 2004), was bisher den großtechnischen Einsatz trocken aufgestellter Membranmodule auf kommunalen Kläranlagen als unwirtschaftlich erscheinen ließ. In den weiteren Ausführungen wird dieses System daher nicht weiter betrachtet.

2.3.1.2 Getauchte Membranmodule

Bei der getauchten Anordnung der Membranmodule sind diese direkt in das zu filtrierende Abwasser-Belebtschlamm-Gemisch im Belebungsbecken oder einem externen Filtrationsbecken eingelassen.

Hohlfaser- und Plattenmodule sind die gängigsten Modulsysteme, die derzeit in der kommunalen Abwasserreinigung eingesetzt werden. Bei kleineren, dezentralen Anwendungen werden auch Kapillarmodule eingesetzt.

Die transmembrane Druckdifferenz, die i. d. R. weniger als 0,5 bar beträgt und zur Erzeugung eines Permeatflusses dient, wird durch eine Pumpe erzeugt oder ergibt sich aus einer hydrostatischen Wasserspiegeldifferenz zwischen dem zu filtrierenden Feed und dem Permeat. Die Höhe des Filtratflusses variiert je nach Membran und der Höhe der Trockensubstanzkonzentration an der Membran (FRECHEN 2003). Getaucht aufgestellte Membranmodule können bei einem konstanten Filtratfluss von bis zu $30 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ betrieben werden (ÖWAV 2002).

Zur Kontrolle der Deckschicht auf der Membran wird Luft direkt am Fußpunkt eines Moduls eingeblasen. Diese Belüftung wird auch als Cross-Flow-Belüftung bezeichnet. Die aufsteigenden, grobblasigen Luftblasen erzeugen Scherkräfte an der Membran, sowie bei den Kapillarsystemen zusätzlich eine leichte Bewegung der Kapillaren, die die Deckschichtkontrolle zusätzlich unterstützt (MELIN 2003). Die Cross-Flow-Belüftung garantiert darüber hinaus den gezielten Austrag der während des Filtrationsvorganges durch die Membran zurückgehaltenen Feststoffe aus dem Membranmodul, so dass eine zu hohe Aufkonzentrierung des Abwasser-Belebtschlamm-Gemisches im Membranmodul verhindert wird. Der spezifische Energiebedarf, der für den großtechnischen Betrieb von Membranbelebungsanlagen mit getauchten Membranmodulen angegeben wird, beträgt $0,9 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $1,2 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}$ (WEDI 2004 a).

Zur Sicherstellung einer ausreichenden Kontaktzeit zwischen Belebtschlamm und Abwasser besteht die Möglichkeit der Kaskadierung des Belebungsbeckens oder Sicherstellung einer Ppropfenströmung (ATV-DWK 2004). Ausgangspunkt sind halb- und großtechnische Betriebserfahrungen, die einen Zusammenhang zwischen der Abnahme der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran und deren Kontakt mit nicht vollständig biologisch gereinigten Komponenten des Abwassers vermuten lassen. Wissenschaftlich fundierte Untersuchungen zu dieser Problematik und zur Verminderung von Membranfouling durch die gezielte Wahl einer spezifischen Beckenanordnung oder zur Sicherstellung einer Mindestkontaktzeit zwischen Abwasser und Belebtschlamm liegen bisher noch nicht vor.

Die mit dieser Arbeit vorliegenden Ergebnisse zeigen darüber hinaus, dass eine Abhängigkeit zwischen der hydraulischen Leistungsfähigkeit von Membranen und

der Trockensubstanzkonzentration im Belebungsbecken besteht. Dieser Punkt kann bei der Wahl des Bemessungspermeatflusses im Ertüchtigungsfall von Kläranlagen mit einer Membranfiltrationsstufe von entscheidender Bedeutung sein, da sich verfahrensuntypisch niedrige Trockensubstanzkonzentrationen von nur $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ergeben, wenn im Umbaufall bestehender Kläranlagen das vorhandene Belebungsbecken- und Nachklärbeckenvolumen für die Membranbelebungsstufe genutzt wird. Die Anordnung eines externen Filtrationsbeckens eröffnet daher unter bestimmten Betriebsumständen eine neue verfahrenstechnische oder betriebstechnische Einflussmöglichkeit. Hierunter zu verstehen ist die Entkopplung der Trockensubstanzkonzentration des Filtrationsbeckens von der des Belebungsbeckens durch Regelung des Volumenstroms zur Beschickung der Filtrationskammer. Bei der mehrstraßigen Anordnung von externen Filtrationsbecken eröffnet sich darüber hinaus die Möglichkeit, einzelne Filtrationsstraßen zum Zweck der chemischen Reinigung oder Wartung still zu legen.

2.3.1.2.1 Bauformen und Betriebsweisen großtechnisch eingesetzter Membranmodule

Für den Bereich der kommunalen Abwasserbehandlung wurden in den letzten Jahren neue Generationen effizienterer Membranmodule entwickelt. Großtechnisch werden bisher Plattenmodule und Hohlfasermodule eingesetzt. Hinsichtlich der Betriebsweisen unterscheidet man kontinuierlich und diskontinuierlich, mit periodischen Filtrationspausen bzw. periodischer Rückspülung betriebene Membranmodule (Abbildung 8). Beide Modulsysteme werden zur Kontrolle der Deckschicht auf der Membran mit einer grobblasigen Cross-Flow-Belüftung ausgestattet, die durch zyklischen Betrieb oder doppelstöckige Modulanordnung hinsichtlich ihrer energetischen Effizienz verbessert wurden. Unabhängig von der Betriebsweise ist bei der Berechnung des Permeatflusses zwischen dem Brutto- und Netto-permeatfluss zu unterscheiden.

Konkurrenzfähige, großtechnisch bereits schon erprobte Hohlfasermodule werden derzeit von den Firmen Mitsubishi, Zenon und Puron angeboten. Plattenmodule werden von den Firmen Kubota und Huber geliefert. Hohlfasern, deren Länge geringfügig größer als die Distanz zwischen Kopf und Fußelement ist, werden je nach System horizontal oder vertikal angeordnet. Ebenso systemabhängig erfolgt eine ein- oder zweiseitige Einharzung der Hohlfasern zum Zweck der Fixierung und Permeatabführung. Plattenmodule bestehen aus einer mit Drainagekanälen versehen Trägerplatte, auf die beidseitig eine Membran aufgebracht ist. Die Belüftungseinrichtung für die Membranen befindet sich bei allen Systemen am unteren Fußpunkt des Moduls. Im Gegensatz zu Plattenmodulen ergibt sich bei den Hohlfasermodulen ein zusätzlicher mechanischer Reinigungseffekt durch die Berüh-

nung der Hohlfasern untereinander, die durch den starken Turbulenzeintrag der Cross-Flow-Belüftung hervorgerufen wird.

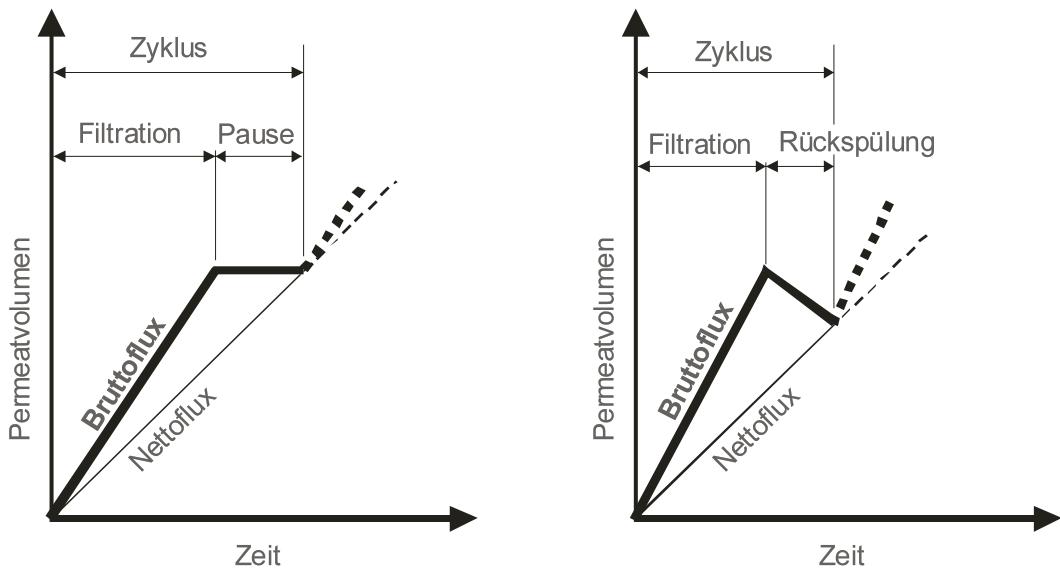


Abbildung 8: Betriebsweisen von Cross-Flow-Membranmodulen (Quelle: ATV-DVWK 2004)

Die Entfernung der Deckschicht wird je nach Herstellerkonzept durch regelmäßiges Rückspülen mit Permeat unterstützt. Ist eine Rückspülung nicht möglich – wie dies bei Membranplatten z. T. der Fall ist – werden Stillstandszeiten, in denen kein Permeat abgezogen wird, vorgesehen. Rückspülung oder Stillstandzeiten erfolgen nach festgelegten Zeitintervallen. Übliche Zykluszeiten (Filtration und Rückspülung) liegen im Bereich einiger Minuten.

Im Folgenden werden die marktgängigen Verfahren zur Ausrüstung großtechnischer Kläranlagen vorgestellt.

2.3.1.2.2 Hohlfasermodule

ZeeWeed® Modul der Firma Zenon

Das von der kanadischen Firma Zenon Environmental Inc. als ZenoGem®-Verfahren entwickelte biologische Abwasserreinigungsverfahren wird weltweit bereits auf einer Vielzahl von kommunalen Kläranlagen eingesetzt. Der hierbei eingesetzte Modultyp mit der Produktlinienbezeichnung ZeeWeed® besteht aus vielen parallel angeordneten Hohlfasermembranen, deren Durchmesser außen ca. 2,0 mm und innen ca. 1,0 mm beträgt (Abbildung 9). Die einzelnen Hohlfasern sind senkrecht zwischen zwei Kunstharzblöcken in die vorhandenen Rahmenteile eingeklebt. Die einzelnen Membranen sind oben in einer Sammelleitung zusammengefasst, über die das Permeat abgesaugt wird.

Der Porendurchmesser der Membran beträgt $< 0,1 \mu\text{m}$ (Nenndurchmesser; echter Durchmesser ca. $0,035 \mu\text{m}$). Bei dem Membranmaterial handelt es sich um Polyvinylidenefluorid (PVDF).

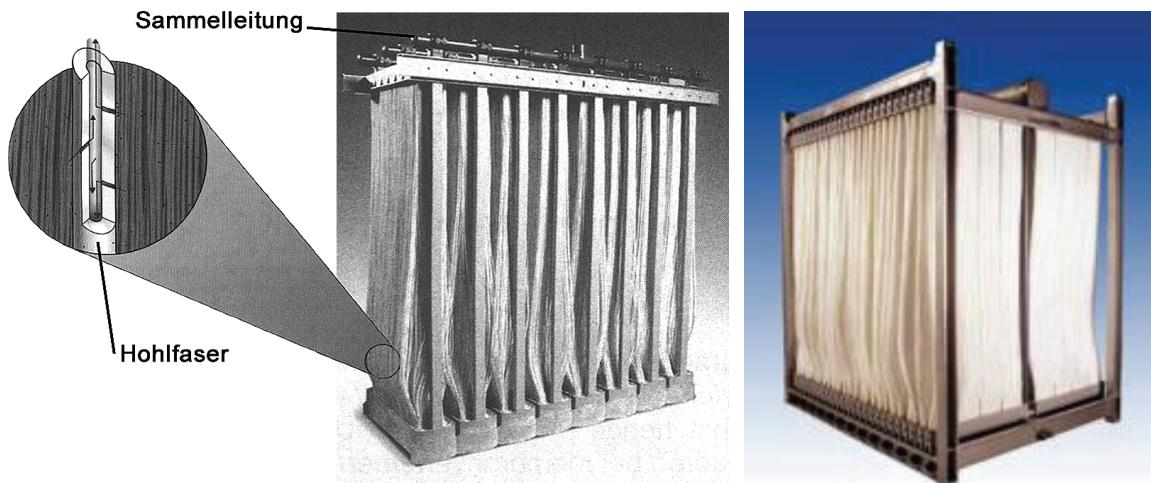


Abbildung 9: ZeeWeed® Hohlfasermodul (Quelle: Zenon GmbH)

Integraler Bestandteil der Betriebsstrategie dieses Membransystems ist das zyklische Rückspülen von Permeat. Je nach Bedarf kann hierbei das Permeat mit Laugen und Säuren dotiert werden, um organische und anorganische Verunreinigungen in und auf der Membran zu beseitigen. Bei der neuen Produktgeneration des Zee-Weed-Moduls wurde durch eine hydraulische Optimierung eine gleichmäßige hydraulische Belastung des Modulsystems und somit eine verminderte Verschlammungsneigung erzielt. Zur energetischen Optimierung wird die Modulbelüftung durch einen so genannten Air-Cycling-Betrieb diskontinuierlich betrieben, so dass die Belüftungszeit halbiert wurde (MELIN 2003).

Sterapore™ System der Firma Mitsubishi

Ein weiteres marktreifes Membranmodul wird unter der Produktbezeichnung Sterapore™-L von der japanischen Fa. Mitsubishi angeboten (Abbildung 10). Die für den Einsatz auf kommunalen Kläranlagen angebotenen Filtrationsmembranen mit horizontal eingespannten Hohlfasern weisen einen Porendurchmesser von $0,4 \mu\text{m}$ auf. Diese Hohlfasermembranen, die aus Polyethylen (PE) gefertigt sind, besitzen im Gegensatz zum Zenon-System kein inneres Stützgewebe und sind daher nicht rückspülbar. Der Hersteller empfiehlt, den Permeatfluss nicht wesentlich über $10 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ zu steigern. Eine großtechnische Anlage dieses Typs ist in Deutschland noch nicht realisiert; in Österreich (St. Peter ob Judenburg) wird eine Anlage dieser Art seit April 2002 betrieben.

Durch die Queranströmung der Fasern soll eine effektive Abreinigung der Deckschicht und somit eine verminderte Verzopfungs- und Verschlammungsneigung erzielt werden. MELIN ET AL. (2003) berichten jedoch von einer erhöhten mechanischen Belastung der Membran, sowie von Verzopfungsproblemen in den Ein-

spannbereichen der Hohlfasern und empfiehlt für dieses System daher eine gute Vorreinigung.

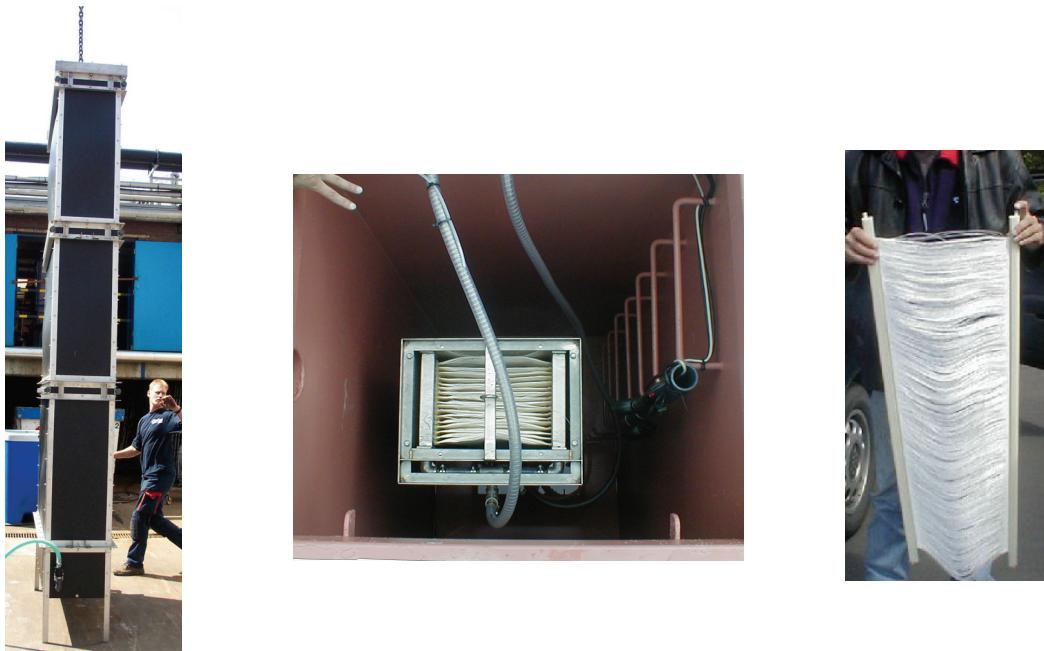


Abbildung 10: Mitsubishi Sterapore™ Hohlfasermodul (Quelle: RWBafvalwater; Uni-Kassel; UniKassel (von links nach rechts))

Modulsystem der Fa. Puron

Ein speziell auf die extremen Anforderungen in kommunalen Kläranlagen ausgelegtes Membranmodul bietet seit wenigen Jahren die deutsche Firma Puron an (Abbildung 11). Dem Problem der Verzopfung wird laut Aussage des Herstellers durch Verzicht auf eine kopfseitige Fixierung der Kapillare erfolgreich begegnet. Haare und faserige Verbindungen können so frei nach oben abgestreift werden. Die Luftzufuhr für das aus Faserbündeln bestehende System erfolgt durch eine in jedem Faserbündel mittig angeordnete Luftzufuhrdüse, die eine Verkürzung der Belüftungszeit der Module auf 10 % bis 20 % der Filtrationszeit erlaubt. Seit 2003 wird auf der kommunalen Kläranlage Simmerath eine im Teilstrom betriebene Demonstrationsanlage dieses Typs mit einer Ausbaugröße von 750 Einwohnerwerten und einer Gesamtmembranfläche von 1000 m² betrieben. Weitere großtechnische Installationen zur Reinigung kommunalen Abwassers wurden bisher noch nicht realisiert.

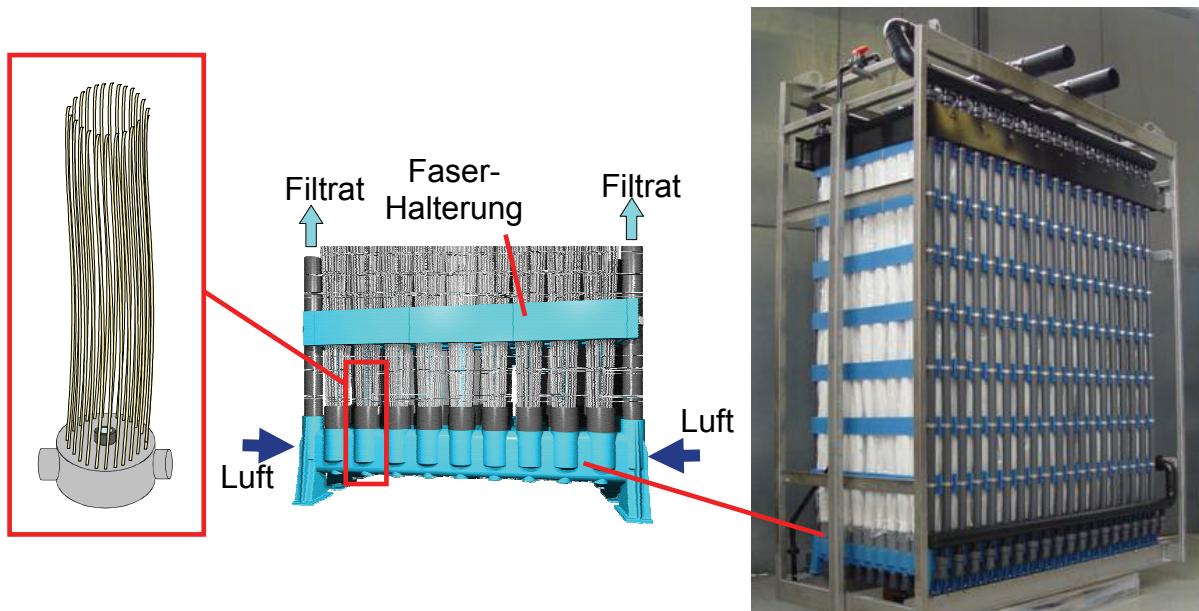


Abbildung 11: Puron Hohlfaser-Membransystem (Quelle: Puron AG)

2.3.1.2.3 Plattenmodule

Modulsystem der Fa. Kubota

Das Membranplattensystem der Firma Kubota, das ein- oder doppelstöckig angeboten wird, setzt sich aus Plattenpaketen, bestehend aus mehreren Filtrationsplatten, zusammen (Abbildung 12). Auf der Trägerplatte befinden sich die beidseitig aufgebrachte Membran und ein Stützvlies sowie Drainagekanäle, die einen möglichst ungehinderten Transport des Permeats gewährleisten sollen. Die Porenweite der Membranporen beträgt $0,4 \mu\text{m}$, das Membranmaterial besteht aus Polyethylen. Am Fußpunkt verfügt das Modul über eine Einströmöffnung für den zu filtrierenden Belebtschlamm und über eine etwas höher montierte Belüftungseinrichtung. Durch die Belüftung wird, ähnlich wie bei einer Mammutfpumpe, die Überströmung (Crossflow) der Membranfläche erreicht.

Die Kontrolle der Deckschicht durch regelmäßiges Rückspülen der Membran während des Betriebes ist wegen der Konstruktion der Trägerplatten, die eine Fixierung der Membranen ausschließlich am Rand der Membranplatten vorsieht, nicht möglich. Eine Minimierung einer Deckschichtbildung wird somit fast ausschließlich durch die Überströmung der Membran erzielt. Durch periodische Stillstandsphasen, in denen kein Permeat abgezogen wird, entspannt sich die Membran. Dies unterstützt die Deckschichtkontrolle durch die Cross-Flow-Belüftung zusätzlich. Für die chemische Reinigung der Module wird jedoch Reinigungsflüssigkeit bei geringem Überdruck in die Membran eingelassen und somit definitionsgemäß „zurück gespült“.

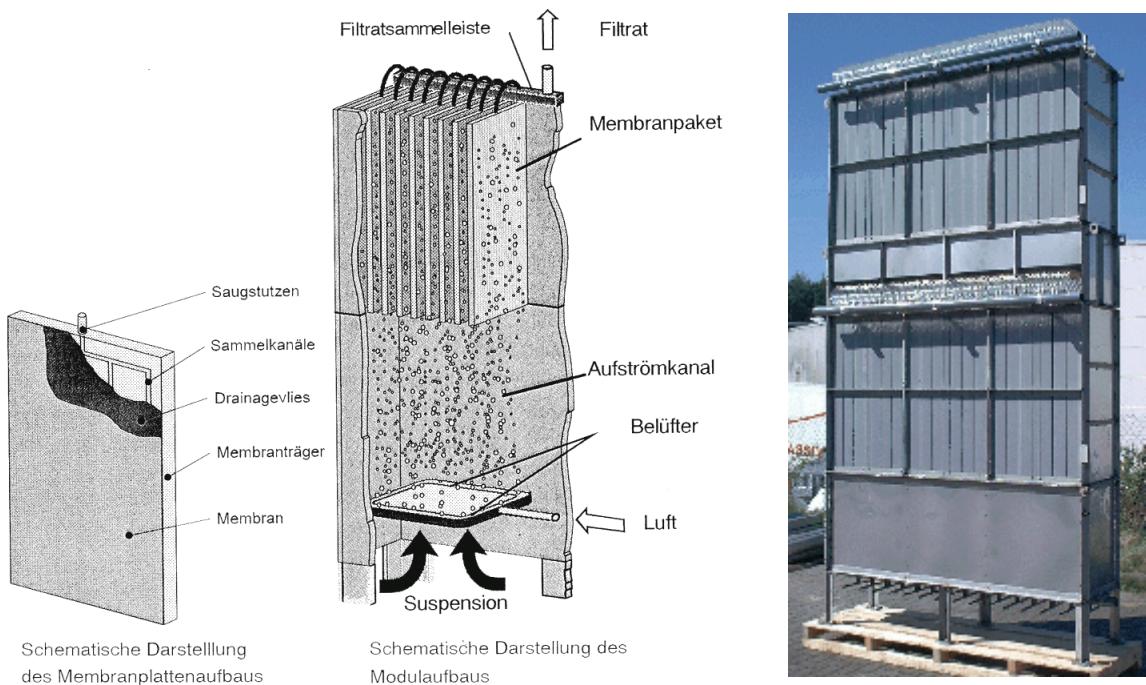


Abbildung 12: „Doppeldecker“-Applikation des Kubota-Plattenmoduls (Quelle: Aggerwasser GmbH)

Durch die doppelstöckige Anordnung der Membranplattenpakete wird die eingetragene Luft der Cross-Flow-Belüftung doppelt ausgenutzt. Zudem wurden durch ein optimiertes Belüftungssystem die Rand- und Spaltverblockungen weitgehend minimiert (MELIN ET AL. 2003).

Das HUBER VRM®-System

Eine weitere Neuentwicklung der letzten Jahre ist die rotierende Flachmembran der Fa. HUBER (Abbildung 13). Kern der Anlagentechnik ist eine „Vacuum Rotation Membrane (VRM)“-Einheit. Sie besteht aus einer rotierenden Hohlwelle, um die die Membranplatten in einem definierten Abstand radial angeordnet sind. Analog dem Plattensystem der Fa. Kubota sind die Membranen als Flachmembranen mit einem unterlegten Drainagevlies auf einer Trägerplatte fixiert. Die Porenweite beträgt 0,038 µm. Bei dem Membranmaterial handelt es sich um Polyethersulfon (PES).

Das Permeat wird zentral über die Hohlwelle aus dem Reaktor entnommen. Zur Deckschichtentfernung rotiert die Membran. Zusätzlich wird die Membran über eine im Zentrum des Rotationsbereichs installierte Verteileinrichtung kontinuierlich, radial nach oben mit Luft und intervallweise mittels einer Spülpumpe mit Belebtschlamm angeströmt (Abbildung 13).

Eine großtechnische Umsetzung dieses Systems ist auf der Kläranlage Knautnaundorf (900 EW, Betreiber: Kommunale Wasserwerke Leipzig) in Betrieb.

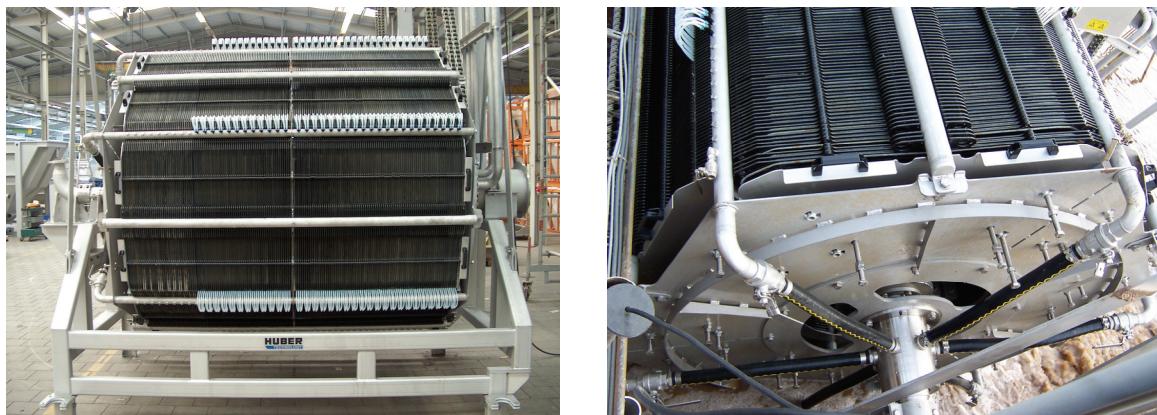


Abbildung 13: Huber Membranbelebungsverfahren VRM® (Quelle: Huber AG)

2.3.1.3 Leistungsfähigkeit kommunaler Membranbelebungsanlagen

Biologische und hydraulische Leistungsfähigkeit

Die Trenngrenze von Ultra- und Mikrofiltrationsmembranen wird durch Siebeffekte zwischen Membranpore und den Komponenten des zu filtrierenden Gemisches bestimmt. Somit bestimmen die morphologischen Eigenschaften der Membran wie die Porenradiengröße (ØDEGAARD ET AL. 2000, COSTA ET AL. 2002, HUANG ET AL. 2000, CHANG ET AL. 1999a) und Porenradienverteilung (SCHLEICHER-SCHUELL 2000), aber auch die Partikel- und Molekülgröße der Feedkomponente (COSTA ET AL. 2002) sowie deren Gestalt (SCHLEICHER-SCHUELL 2000) den Stoffrückhalt durch die Membran. Im Betrieb verschiebt jedoch die trotz Deckschichtkontrolle auftretende Foulingschicht – die als Sekundärmembran wirkt – maßgebend die Trenngrenze und den Stoffrückhalt der Membran in Richtung vermehrter Rückhaltung kleiner Partikel und Moleküle (FRECHEN ET AL. 2005a, CROZES ET AL. 1993, WIESNER ET AL. 1996, HUANG ET AL. 2000, AL-MALACK ET AL. 1997, CHANG ET AL. 1999a, JUDD ET AL. 2000). Darüber hinaus führen Adsorptionsvorgänge an der Membranoberfläche (CHANG ET AL. 1999a, FUKADA ET AL. 2000), den Porenwänden (CHANG ET AL. 1999a) und die Porenverblockung zu einer veränderten Trenncharakteristik (ØDEGAARD ET AL. 2000, FUKADA ET AL. 2000, AL-MALACK ET AL. 1997). Dies kann zu einem Rückhalt von Stoffen, die kleiner als die kleinsten Membranporen sind, führen. Eine potenziell höhere Reinigungsleistung von Membranbelebungsanlagen beruht daher nicht nur ausschließlich auf dem Rückhalt partikulärer Stoffe durch die Membran, sondern auch durch den Rückhalt gelöster Stoffe durch die als Sekundärmembran wirkende Deckschicht.

Verschafft man sich einen Überblick über die Reinigungsleistung von Membranbelebungsanlagen (Tabelle 3), so wird sehr schnell deutlich, dass im Vergleich zu konventionellen Kläranlagen hinsichtlich der Parameter CSB, BSB₅, N_{ges} keine wesentlichen Unterschiede festzustellen sind.

Tabelle 3: Leistungsdaten großtechnischer und versuchstechnischer Membranbelebungsanlagen

MBR Typ ¹	V _{BB} [m ³]	t _{hydr.} [h]	t _{TS} [d]	TS [kg/m ³]	B _{TS} [kg/kg ² d]	ÜS [kg/kg ² d]	Konzentrationen Zulauf/Ablauf [mg/l]				Reinigungsleistung [%]				Quelle
							CSB	BSB ₅	NH ₄ -N ⁶ Nges ⁷ Pgess ⁸	PO ₄ -P ⁹ Pgess ⁹	CSB	BSB ₅	NH ₄ -N ⁶ Nges ⁷ Pgess ⁸	PO ₄ -P ⁹ Pgess ⁹	
G/UF/H	1.780	10-18	40	12	0,025	1,0	686/18	221/<5	53,4/0,7 75,2/4,8	17,3/ 1,3 ⁹	97	100	99 ⁶ 94 ⁷	92 ⁹	Stein 2004 ¹⁰
G/UF/P	68	3,8-6	7,5	12	(0,09)	(1,4)	1.726/86	804/13	75,2/9 113/59	18,2/ 7,6 ⁹	95	98	88 ⁶ 48 ⁷	58 ⁹	Stein 2004 ¹⁰
G/UF/H	1.660	23 ¹¹	45-60	8-10	0,02	280/1	521/15,6	240/0	33,3/k.A 57,8/9,8	8,4/0,67 ⁹	97	100	83 ⁷	92 ⁹	Wedi 2004 ¹¹
G/UF/H	10.000	30-34	k. A.	12-15	0,09- 0,12	0,55- 0,8	k.A./50	k.A./<10	k.A./0,2 ⁷	k.A.	>98	>99,5	>99,9 ⁷	k.A.	Agger- wasser 2004
E/UF/R	5,7	22,8	42	10,8	0,09 ³	0,28 ⁵	/	/	/	/	95	/	72 ⁷	94 ⁹ SPF	Van d. Roest et al. 2002
G/?/H	3,12	13,4	72	12,9	0,02 ²	/	/	135/1,3	34/7,1 ⁷	4/1 ⁹	/	99	79 ⁶	75 ⁹	Ueda et al. 1999
G/UF/H	2,6-3,9	10-16	3120	/	0,07 ³	/	900/45	/	/	/	95	/	/	/	Rosen- berger et al. 1999
G/?/H	/	2	50	15	0,39 ²	0,25 ⁴	482/10	220/<5	39/0,4	9,2/8,1	>97,7	97,9	99 ⁶	12 ⁹	Coté et al. 1997
G/?/P	/	7,6-11	25-40	12-18	0,02- 0,04 ³	/	79/6	176/1,7	22,4/0,1	3,7/1,2	99	92,4	99,5 ⁶	67,6 ⁹	Ishida et al. 1993
G/?/H	1	7,3	50	15	0,1 ²	0,2	/	457/10,5	38/11	11,9/9,4	97,7	/	71,1 ⁶	21 ⁹	Buisson et al. 1998

*¹ **G = getaucht, E = extern, UF = Ultrafiltration, MF = Mikrofiltration, H =Hohlfaser, P = Membranplatten; R = Rohrmodul;**

*² **BSB₅;**

*³ **CSB;**

*⁴ **BSB_{5,abgebaut};**

*⁵ **CSB_{abgebaut};**

*⁶, *⁷, *⁸, *⁹ s. **Tabellenkopf**;

*¹⁰ **Zu- und Ablaufwerte 85 % - Wert;**

*¹¹ **Mittelwert;**

SPE = simultane P-Fällung; BPE = biologische P-Elimination

Lediglich für den Parameter P_{ges} können niedrigere Ablaufwerte erreicht werden, da die partikulären Phosphorverbindungen vollständig abgetrennt werden. Darüber hinaus ist durch den Ersatz der Nachklärung nicht, wie dies bei konventionellen Kläranlagen z. T. im Nachklärbecken zu beobachten ist, mit einer Phosphorrücklösung zu rechnen (DORGELOH 2004).

Wie bei konventionellen Belebungsanlagen erfolgt in Membranbelebungsanlagen eine biologische Phosphatentfernung durch Inkorporation in den Belebtschlamm. Sie kann jedoch auch durch Zugabe von chemischen Fällmitteln erfolgen. Da viele Membranbelebungsanlagen allerdings bei einer niedrigen Schlammbelastung betrieben werden, vermindert sich die biologische Phosphatentfernung durch den geringen Überschussschlammfall. Hierdurch muss ggf. geringfügig mehr Fällmittel zugegeben werden, als dies üblicherweise aus dem Betrieb konventioneller Kläranlagen bekannt ist.

Bezüglich des Abbaus von Stickstoffverbindungen besteht bei Membrananlagen die Gefahr, dass durch hydraulische Stoßbelastungen und durch das im Vergleich zu konventionellen Belebungsanlagen geringere Belebungsbeckenvolumen Konzentrationsspitzen an Ammonium und Nitrat im Ablauf auftreten können. Mit erhöhten Nitratablaufwerten ist zu rechnen, wenn bei der Dimensionierung der Belebungsstufe der Sauerstoffverschleppung durch den aus dem Filtrationsbecken zurückgeführten Belebtschlamm nicht Rechnung getragen wird.

Über die in Tabelle 3 dargestellten chemischen Parameter hinaus ist bei störungsfreiem Betrieb einer Membranbelebungsanlage von einer weitgehenden Hygienisierung des Anlagenablaufs auszugehen. Die Qualitätsanforderungen der EU-Badegewässerrichtlinie können eingehalten werden (FRECHEN ET AL. 2003 u. 2004b, ATV-DVWK 2004, DORGELOH 2004, ÖWAV 2002, WOZNIAK 2004).

BROCKMANN ET AL. (1998) beziffern die durch Membranfilter hervorgerufene Elimination von pathogenen Keimen mit 6 log-Stufen. Giardien und Cryptosporidien als parasitäre Vertreter gefährlicher Krankheitserreger werden um mehr als 6 log Stufen vermindert (DORGELOH 2004). Beide Angaben beziehen sich auf Membranen mit einer nominellen Porenweite von $\leq 0,4 \mu\text{m}$.

Neben Bakterien werden auch Viren durch Mikro- und Ultrafiltrationsmembranen zurück gehalten. Viren lagern sich üblicherweise an Bakterien und Partikeln an, so dass sie durch deren Rückhalt aus dem Abwasserstrom entnommen werden können (ATV-DVWK 2004). PARAMESHWARAN ET AL. (2001) berichten, dass durch Membranbelebungsanlagen 99,9% der im Abwasser üblicherweise vorkommenden Viren – wie Enteroviren – zurück gehalten werden. Dies entspricht ungefähr der in konventionellen Kläranlagen mit weitergehender Abwasserreinigung durch Chlorung erzielten Virenreduktion (USRAEL 1980). Sie ist damit z. T. deutlich effektiver als die mit 76 % bis 99 % angegebene Virenreduktion durch konventionelle Belebungsanlagen ohne weitergehende Abwasserreinigung.

Nach neusten Ergebnissen von WONG (2004), der durch Versuche mit einer Mikrofiltrationsmembran und einem feststofffreien Feed eine Reduktion von MS-2-Phagen um nur 0,5 log Stufen feststellte, ist der zuvor beschriebene Größenausschluss durch die Membran als maßgebender Faktor für den Rückhalt von Viren auszuschließen.

Vielmehr haben verschiedene andere Faktoren einen maßgebenden Einfluss auf den Rückhalt von Viren durch Mikro- und Ultrafiltrationsmembranen. Neben der Höhe der Trockensubstanzkonzentration, festgestellt durch WONG ET AL. (2004) und CICEK ET AL. (1998), beeinflussen die Größe und Oberflächeneigenschaften der Organismen ebenso deren Rückhalt (WONG 2004). CHIEMCHAISRI ET AL. (1992), zitiert von HUANG (2000) berichten, dass ein verbesserter Virenrückhalt durch eine

durch Stoffwechselprodukte der Bakterien verursachte Gelschicht auf der Membran zu verzeichnen sei.

Da Viren sich, wie zuvor beschrieben, an Bakterien und Partikel anlagern, ist davon auszugehen, dass die Konzentration von Belebtschlammorganismen und der von Ihnen produzierte adhäsive Schleim einen maßgebenden Einfluss auf den Rückhalt von Viren haben. Die von WONG (2004) durchgeführten Untersuchungen, die eine maximale Virenreduktion bei einer Trockensubstanzkonzentration von $6 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ zum Ergebnis hatten, stehen im Widerspruch zu Untersuchungen von NAZIM ET AL. (1998). Diese konnte mit zunehmender Trockensubstanzkonzentration eine höhere Virenreduktion feststellen.

Als besonders leistungsfähig haben sich Membranbelebungsverfahren mit Mikro- oder Ultrafiltrationsmembranen hinsichtlich der Elimination persistenter Spuren- bzw. Mikroschadstoffe herausgestellt (SCHRÖDER 2003 und 2004, KRAUTH ET AL. 1998). Ein erhöhtes Belebtschlammangebot in Membranbelebungsanlagen führt im Vergleich zu konventionellen Belebungsanlagen zu einem größeren Adsorptionsvermögen des Schlammes. Zum anderen führt eine für Membranbelebungsanlagen typische, niedrige Schlammbelastungen zu einem geringen Überschuss-schlammfall und einem hohen Schlammalter, was die vermehrte Etablierung von Spezialisten innerhalb des Bakterienkonsortiums fördert, die persistente Mikroschadstoffe abzubauen vermögen (SCHRÖDER 2004). Im Vergleich zu konventionellen Belebungsanlagen konnten im Ablauf von Membranbelebungsanlagen in Abhängigkeit von den betrachteten Spurenstoffen z. T. deutlich geringere Konzentrationen nachgewiesen werden (BRANDS ET AL. 1998, HEEGEMANN ET AL. 2002, KLOEPFER ET AL. 2003, LI ET AL. 2000, SCHRÖDER 2003 und 2004, KRAUTH ET AL. 1998, ZÜHLKE ET AL. 2003).

Zur vollständigen Elimination von Mikroschadstoffen sind Membranbelebungsverfahren jedoch nur geeignet, wenn weitere Behandlungsschritte wie physikalisch-chemische oder chemische Verfahren nachgeschaltet werden (SCHRÖDER 2004).

Zusammenfassend ergeben sich nach derzeitigem Wissensstand durch Anwendung des Membranbelebungsverfahrens folgende Vorteile:

- ➲ Verbesserte chemische Beschaffenheit des Kläranlagenablaufs durch vollständigen Rückhalt partikulärer und z. T. gelöster organischer Substanzen und von Mikroschadstoffen aus dem Kläranlagenzulauf
- ➲ Weitgehende Hygienisierung des Kläranlagenablaufs durch vollständigen Rückhalt von Bakterien und in Teilen von Viren
- ➲ Kompakte Bauweise durch geringeren Bedarf an zu bauendem Belebungsbeckenvolumen
- ➲ Entkopplung der Biomassekonzentration vom Sedimentationsverhalten des

- Belebtschlams und somit Vermeidung von Betriebsproblemen durch Bläh-schlamm und Schwimmschlamm
- ⌚ Konkurrenzfähige Alternative zur Ertüchtigung von Kläranlagen bei Nutzung bestehenden Beckenvolumens unter Berücksichtigung zusätzlichen emissi-ons- und immissionsseitiger Nutzen, wie z. B. eine Verminderung der Abwas-serabgabe und gewässerseitigen Belastungen
 - ⌚ Ermöglichung von Abwasserrecycling insbesondere in ariden Gebieten durch Nutzung des Kläranlagenablaufs als Brauchwasser oder bei einer nachge-schalteten Umkehrosmoseanlage als Trinkwasser

Dem gegenüber stehen folgende Nachteile des Membranbelebungsverfahrens:

- ⌚ Hohe Betriebskosten durch einen hohen spezifischen Energiebedarf von $0,9 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $1,2 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}$, maßgebend verursacht durch die Deckschicht-kontrolle auf der Membran, aber auch durch die Höhe der Feststoffkon-zentration auf 0,5 verminderten α -Wertes
- ⌚ Erhöhtes wirtschaftliches Risiko durch mangelnde Erfahrungen mit zu erwar-tenden Membranstandzeiten und eine fehlende Kompatibilität der meisten marktgängigen Membransysteme untereinander
- ⌚ Rückgang der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran, hervorgerufen durch organische und anorganische Ablagerungen auf und in der Membran (Membranfouling und Scaling)
- ⌚ Gefahr erhöhter Ablaufwerte in Zeiten hydraulischer Stoßbelastung durch das geringere erforderliche Beckenvolumen
- ⌚ Höherer betrieblicher Aufwand durch die erhöhten Anforderungen hinsichtlich der mechanischen Vorreinigung des Abwassers mittels Feinstreichen und Sie-ben sowie die turnusmäßige chemischen Membranreinigung zur Beseitigung leistungsmindernden Membranfoulings
- ⌚ Kompliziertes Handling der Anlage durch ein gut ausgebildetes und erfahre-nes Betriebspersonal

Ungeachtet der zuvor genannten Nachteile von Membranbelebungsverfahren wird diese Technik zukünftig durch die verbesserte stoffliche aber vor allem hygieni-sche Beschaffenheit des Ablaufs ihre Anwendung finden.

2.3.2 Leistungsminderung poröser Membranen durch Fouling

2.3.2.1 Definition von Membranfouling

Eine einheitliche Definition zum Begriff „Fouling“ besteht in der Membrantechnik nicht, da jeweils unterschiedliche Effekte und Mechanismen dazu gezählt werden (MELIN ET AL. 2003).

MELIN ET AL. (2003) fassen alle leistungsmindernden Verschmutzungen der Membran unter dem Begriff Fouling zusammen. Hierunter fällt jedoch nicht die Konzentrationspolarisation und die Ausbildung einer reversiblen Deckschicht, die im Prozessbetrieb durch betriebliche Maßnahmen wie die intervallmäßige Rückspülung von Permeat kontrolliert und hierdurch die Membran dauerhaft gesehen auf einem konstanten Leistungsniveau gehalten werden kann. Von Fouling kann demnach erst ausgegangen werden, wenn die Leistung einer Membran verschmutzungsbedingt niedriger ausfällt, als dies auf Grund der reversiblen Deckschichtbildung zu erwarten gewesen wäre, oder wenn die Leistung stetig absinkt (MELIN ET AL. 2003). Verbleibt trotz chemischer Membranspülung ein hydraulischer Leistungsrückgang der Membran, so ist von irreversiblem Fouling die Rede (MELIN ET AL. 2003, FANE 1996).

Der Begriff "Fouling" wird im weiteren Verlauf in Anlehnung an die Definition der International Union of Pure and Applied Chemistry (IUPAC) (IUPAC 1996) verwendet:

"Process resulting in loss of performance of a membrane due to the deposition of suspended or dissolved substances on its external surfaces, at its pore openings, or within its pores."

Unter Fouling sind demnach alle Prozesse zu verstehen, die zu einem Leistungsrückgang der Membran führen, also Konzentrationspolarisation, reversible und irreversible Deckschichtbildung sowie Scaling und Biofouling. Verbleibt nach Durchführung einer chemischen Membranreinigung eine hydraulische Leistungsminderung der Membran, so ist von „Membranpoisening“ bzw. Membranvergiftung zu sprechen (WIESNER ET AL. 1996).

Folglich ist beim Fouling zwischen fünf unterschiedlichen Mechanismen zu unterscheiden (MELIN ET AL. 2003 und WITTEVEEN ET AL. 2000):

- ⇒ Konzentrationspolarisation (WITTEVEEN ET AL. 2000)
- ⇒ Deckschichtbildung
 - (Gel- und Deckschichtbildung durch irreversible Adsorption, Kompaktierung, Einlagerung und Ausfällung organischer und anorganischer Bestandteile)
- ⇒ Porenverblockung
 - (sterische Blockung der Porenöffnung)
- ⇒ Porenverengung
 - (Adsorption in der inneren Porenstruktur)
- ⇒ Biofouling
 - (Wachstum von anhaftenden, in EPS eingebetteten Mikroorganismen)

Unter dem Begriff Scaling subsumieren MELIN ET AL. (2003) die Auskristallisierung von Salzen wie Sulfaten, Carbonaten, Silikaten und Fluoriden. Diese kristallinen Ablagerungen, die auch als Steinbildung bezeichnet werden, behindern den Durchfluss durch die Membran. Da Ultra- und Mikrofiltrationsmembranen jedoch nach MELIN ET AL. (2003) diese Stoffe nicht zurück halten, ist dort nicht mit Scaling zu rechnen.

Unter Biofouling versteht man die unerwünschte Ablagerung von Mikroorganismen auf Oberflächen, die zu Biofilmen führen, die aus Mikroorganismen und von ihnen gebildeten Schleimsubstanzen (EPS) bestehen (FLEMMING 1995).

2.3.2.2 Foulingmechanismen

Die betriebsbedingte Permeatflussabnahme bei porösen Membranen gliedert sich in zwei Stufen, eine anfänglich stark ausgeprägte Phase, gefolgt von einer langsamem, aber steten Abnahme des Permeatflusses über die Betriebszeit. Traditionell wird die anfängliche Flussabnahme der Konzentrationspolarisation zugeschrieben (FANE 1996), die sich in einer Zunahme der Feedkonzentration an der Membran manifestiert. Die langfristige Abnahme des Permeatflusses steht im Zusammenhang mit den zuvor beschriebenen Mechanismen des Membranfoulings, wobei die Bedeutung der Konzentrationspolarisation im letzteren Fall in den Hintergrund tritt. Zu betonen ist jedoch, dass die Konzentrationspolarisation Fouling initiiert (CHEN ET AL. 2004, MULDER 1996).

Die erste Phase des Membranfoulings (Abbildung 14) ist von einer sehr starken Permeatflussabnahme in kurzer Zeit geprägt, die durch Membranporenverblockung und -verengung verursacht wird (BOERLAGE 2001, SONG 1998, FANE 1996). Der Grad der Porenverblockung wird von der Form und relativen Größe der Partikel zur Porengröße bestimmt (FANE 1996). Die Porenverengung steht in Zusammenhang mit der Adsorption membrangängiger Substanzen wie Makromolekülen, die eine Affinität zum Membranmaterial haben. Neben dem erheblichen Permeatflussabfall durch Adsorption von Substanzen in den Öffnungen der Membranporen bildet sich eine Schicht adsorbierter Makromoleküle auf der Membran, die gegenüber der eigentlichen Membran eine „neue Membranoberfläche“ mit geänderten Eigenschaften darstellt. Das Foulingverhalten des Feed wird dann nicht mehr von den ursprünglichen Membraneigenschaften, sondern von den Wechselwirkungen mit den adsorbierten Makromolekülen bestimmt (MELIN ET AL. 2001).

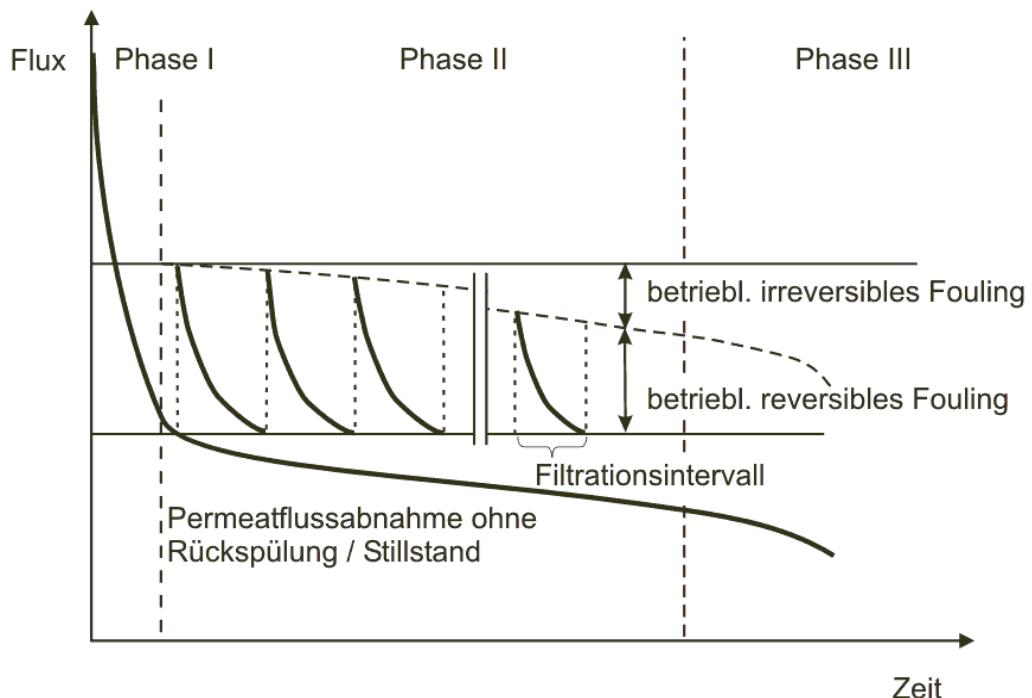


Abbildung 14: Schematische Darstellung der drei Phasen der Permeatflussabnahme

Eine weitergehende Abnahme des Permeatflusses in Phase zwei resultiert aus der Formation und dem Wachstum einer Deckschicht auf der Membran durch Adsorption gelöster Substanzen und von Partikeln (MAKDISSY ET AL. 2002). Verschiedene Autoren differenzieren bei der Deckschichtbildung zwischen der Bildung einer von CHIEMCHAIISRI ET AL. (1994) als schleimig oder gelartig bezeichneten Schicht und der eigentlichen Deckschicht (KIM ET AL. 2004, MARKDISSY ET AL. 2002, MELIN ET AL. 2004). MELIN ET AL. (2004) führen die gelartige Schicht auf die Aufkonzentration von kolloidal gelösten Metallhydroxiden zurück, WIESNER ET AL. (1996) hingegen machen so genanntes makromolekulares Material verantwortlich.

In der Praxis setzen sich Deckschichten z. T. aus hoch kompressiblen Materialien wie mikrobiellen Zellen zusammen. Daher kann die Porosität des Filterkuchens mit steigendem Transmembrandruck abnehmen, mit der Folge einer inhomogenen Verteilung der Porosität in der Deckschicht und eines zunehmenden spezifischen Filtrationswiderstands (α). Zusätzlich ist eine Abnahme der Deckschichtporosität durch die Ablagerung feiner Partikel zu verzeichnen (BOERLAGE ET AL. 2001, WIESNER ET AL. 1996), die zu einer Verblockung (Cake Clogging) und Verengung der Poren in der Deckschicht führt. Auch die Umlagerung von Partikeln zu Gunsten einer besseren Haftung an der Membranoberfläche kann die Deckschicht un-durchlässiger machen (MELIN ET AL. 2001). Deckschichtkompression und Cake Clogging können unabhängig voneinander auftreten und zu dem in Abbildung 14 abgebildeten Filtrationsverlauf der Phase III führen (BOERLAGE ET AL. 2001).

Unter spezifischen Betriebsbedingungen, die z. T. durch den Anlagenbetreiber zu beeinflussen sind, ergibt sich ein Gleichgewicht aus konvektiver Partikeldeposition auf und in der Deckschicht und einem Partikelrücktransport in den Feed. Dieser Gleichgewichtszustand mündet in eine konstante Deckschichtdicke und einen konstanten Permeatfluss. Verschiedene Autoren sprechen in diesem Zusammenhang von dem so genannten kritischen Permeatfluss oder kritischem Druck (SONG ET AL. 1998, CLECH ET AL. 2003, HOWELL 2004). Wird die Membrananlage unter diesem kritischen Schwellwert betrieben, ist kein Fouling zu erwarten. Durch ein geeignetes Feststoffmanagement an der Membran durch eine deckschichtkontrollierende Cross-Flow-Belüftung sowie Rückspül- und Stillstandsintervalle kann der Gleichgewichtszustand beeinflusst und ein höherer Plateau-Permeatfluss erzielt werden.

Um die komplexen Vorgänge beim Auftreten von Konzentrationspolarisation und Membranfouling näher beschreiben zu können, sind die hydrodynamischen und intermolekularen Kräfte, die diese Vorgänge beeinflussen, zu betrachten. Obwohl Membranfouling bisher ein noch ungenügend erforschtes Problem darstellt, kann jedoch von folgenden vereinfachten Annahmen ausgegangen werden:

Der Partikeltransport an der Membran wird durch zwei gegensätzlich gerichtete Kräfte bestimmt. Dies sind zum einen Kräfte die in Richtung der Membran wirken, wie Schwerkrafteinflüsse, Van-der-Waalschen Anziehungs Kräfte und die durch die transmembrane Druckdifferenz (TMP) erzeugten Schleppkräfte des konvektiven Transportvorgangs. Zum anderen wirken diffusive, der Membran abgewandte Kräfte, die durch die Brown'sche Molekularbewegung induziert werden, Abstossungs Kräfte aus der elektrische Doppelschicht sowie Auftrieb und schwerkraftinduzierte Diffusion (CHOI ET AL. 2004) sowie die durch die Membranüberströmung verursachten Scherkräfte. Je nachdem ob die Deckschicht zu- oder -abnimmt, überwiegt eine der beiden Kräfte. Insgesamt ist Membranfouling jedoch das Ergebnis komplexer physikalischer, chemischer und biologischer Einflüsse, wobei die im Feed enthaltenen Mikroorganismen und ihre Größe, Form, Hydrophobizität, Oberflächenladung sowie Konzentration und chemische Zusammensetzung der von ihnen produzierten Extrazellulären Polymeren Substanzen (EPS) und die Diversität der Mikroorganismen einen signifikanten Einfluss auf das Fouling haben kann (CHANG ET AL. 1998, CHOI ET AL. 2002, NAGAOKA ET AL. 1996).

2.3.2.3 Maßgebliche organische und anorganische Foulants

2.3.2.3.1 Allgemeines

Membranfouling stellt insbesondere in Membranbelebungsanlagen ein sehr komplexes Phänomen dar, so dass die Zuordnung von Foulingtrends zu spezifischen Foulants schwierig ist (JUDD 2004).

Nach wie vor bestehen divergierende Auffassungen hinsichtlich der Bedeutung der einzelnen Fraktionen, die im Feed von Membranbelebungsanlagen als potentielle maßgebende Foulants vorzufinden sind.

Hinsichtlich der Stoffgruppen, die im Rahmen von Fouling an der Verschmutzung der Membran beteiligt sind, ist jedoch zwischen folgenden maßgebenden Gruppen zu unterscheiden (MULDER 1996 ergänzt durch BOERLAGE 2001 und MELIN ET AL. 2003):

- ⌚ Ausgefällte organische Substanzen
(Makromoleküle (z. B. EPS), biologische Substanzen (z. B. Teile der NOM))
- ⌚ Ausgefällte anorganische Substanzen
(Metallhydroxide wie Eisen- und Manganhydroxide, Calciumsalze etc.)
- ⌚ Partikuläre Substanzen
(Abfiltrierbare Stoffe im Belebungsbecken und Mikroorganismen etc.)

Im Folgenden wird auf diese Stoffgruppen eingegangen.

2.3.2.3.2 Organische Substanzen

2.3.2.3.2.1 Extrazelluläre Polymere Substanzen

Extrazelluläre Polymere Substanzen (EPS), die einen wesentlichen Bestandteil von Belebtschlammflocken darstellen und organische Makromoleküle mikrobiellen Ursprungs sind, stellen einen wichtigen Vertreter von Foulants dar. Sie liegen als an den Belebtschlamm gebundene EPS und suspendiert als gelöste EPS vor.

Die gebundenen EPS, die auch als ECP bezeichnet werden (extracellular polymers) (NAGAOKA 1999), stellen neben dem gebundenen Wasser und den eigentlichen Zellen den drittgrößten Teil der organischen Gelmatrix der Belebtschlammflocken (LI ET AL. 1990, zitiert von DILEK ET AL. 1994). Zu ihnen zählen u. a. Polysaccharide, Proteine, Nukleinsäuren und Lipide (FLEMMING ET AL. 2000), aber auch Huminsäuren (GÜNTHER ET AL. 2002, FROELUND ET AL. 1996). Die Produktion der EPS ist sowohl vom jeweiligen Organismus als auch von ihrem physiologischen Zustand und den Umweltbedingungen abhängig. Die EPS beeinflussen

und formen den Raum zwischen den Zellen und sind wesentlich für die biologischen sowie physikalisch-chemischen Eigenschaften von Schlämmen, Flocken und Biofilmen verantwortlich (FLEMMING ET AL. 2000). Die überwiegend negativen Gruppen der EPS weisen starke elektrostatische Wechselwirkungskräfte auf und es können Van-der-Waals- und Wasserstoffbrückenbindungen zwischen den Biopolymeren und hydrophilen und hydrophoben Verbindungen aus dem umgebenden Medium auftreten (SPÄTH 1983 zitiert von HUBER 1999).

Definitionsgemäß sind die EPS außerhalb der Zellen lokalisiert. Sie gelangen gemäß Abbildung 15 durch aktive Sekretion, Ablösen von Bestandteilen der äußeren Zellmembran (Desorption) und Zellysis der gebundenen EPS in die Wasserphase des Belebtschlamm (LASPIDOU ET AL. 2002, FLEMMING ET AL. 2000). Nach Untersuchungen von HSIEH ET AL. (1994), zitiert von HUBER (1999), werden die gebundenen EPS durch Abbau und Hydrolyse oder durch scherkraftinduzierte Desorption von den Zelloberflächen abgelöst. SUTHERLAND (2001) und BARKER ET AL. (1999) machen hydraulischen Stress dafür verantwortlich. Desorption tritt auf, da Teile der von den Bakterien produzierten organischen Makromoleküle gut löslich und nur schwach an das EPS-Hauptgerüst gebunden sind (UHLINGER ET AL. 1983 zitiert von HUBER 1999).

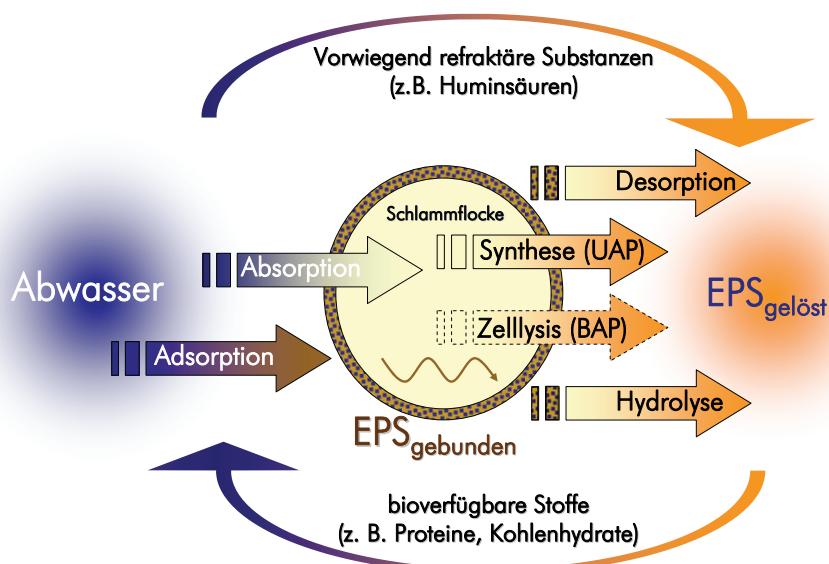


Abbildung 15: Modellschema zur EPS-Bildung

Bei den biologisch verfügbaren Substanzen der SMP handelt es sich um Proteine und Kohlenhydrate (RYSO-NIELSEN 1975), die dem Substratmetabolismus der Bakterien wieder zur Verfügung stehen.

Liegen die EPS gelöst in der Wasserphase des Belebtschlamm vor, so werden diese als lösliche mikrobielle Produkte bezeichnet (Soluble Microbial Products,

SMP) (NAMKUNG ET AL. 1986). Die SMP weisen unterschiedliche Molekülgrößen auf und sind z. T. biologischen Abbauvorgängen nicht mehr verfügbar.

Die SMP können wiederum in die Untergruppen Substrate Utilization Associated Products (UAP), die direkt durch den Substratmetabolismus produziert werden und den Biomas Associated Products (BAP), die vermutlich durch Biomassezerfall entstehen, eingeteilt werden (DUNCAN ET AL. 1999, LASPIDOU ET AL. 2002, LEE ET AL. 2001).

Proteine, Polysaccharide, Lipide und Huminsäuren sind bereits im Zulauf von Kläranlagen vorzufinden (NIELSEN ET AL. 1992). Diese Stoffe sind jedoch nicht ausschließlich mikrobiellen Ursprungs, also per Definition EPS, sondern auch die Folge anthropogener Aktivität. In den folgenden Kapiteln werden diese Stoffe jedoch im Rahmen der Diskussion der Ergebnisse der Abwasseranalyse unter dem Begriff EPS subsumiert. Erforderlich ist diese Diskussion, da neben der mikrobiellen Produktion der EPS zusätzlich auch Proteine und Kohlenhydrate aus dem Abwasser in die EPS eingelagert werden können (NIELSEN ET AL. 1999) oder in gelöster Form in der Wasserphase des Belebtschlamm nachzuweisen sind. In eigens durchgeführten Untersuchungen wurde jedoch nachgewiesen, dass es sich bei den in Kläranlagenabläufen nachzuweisenden gelösten organischen Verbindungen überwiegend um bakteriell erzeugte gelöste organische Substanzen handelt und weniger um solche, die im Zulauf vorhanden sind (NAMKUNG ET AL. 1986). Bestätigt wird dies durch Untersuchungen von KAIYA ET AL. (2000), die anhand des Molekulargewichts der Stoffe in Deckschichten und im Zulauf von Kläranlagen ausschließen konnten, dass in der Deckschicht organische Stoffe zu finden sind, die bereits im Zulauf der Kläranlage nachzuweisen waren.

Nach SCHIEGL ET AL. (1997), zitiert von HUBER (1999), verlassen die bereits im Zulauf der Kläranlage nachzuweisenden Huminsäuren die Kläranlage weitgehend unverändert. Eine Elimination von Huminsäuren während der aeroben Abwasserbehandlung lässt sich durch Adsorption an den belebten Schlamm und dessen Entnahme in Form von Überschusschlamm erklären.

Eine vollständige Elimination von Biopolymeren im Abwasser ist jedoch nicht möglich. Zum einen werden alle Verbindungen nur bis zu einer minimalen Konzentration abgebaut, zum anderen entstehen Zwischenprodukte, die aus dem Substrat gebildet werden, die jedoch z.T. mikrobiell nicht weiter abgebaut werden können. Darüber hinaus werden permanent Stoffe von der Biomasse freigesetzt, um eine „Gleichgewichtskonzentration“ zwischen den Zellen und dem umgebenden Medium herzustellen – insbesondere Kohlenhydrate und Proteine. Diese Stoffe bilden unter anderem auch die Hydrolyseprodukte, die beim Absterben der Biomasse freigesetzt werden (HUBER 1999).

2.3.2.3.2.2 Biologische Substanzen

Ein wichtiger Vertreter dieser Substanzen sind die aus der Trinkwasseraufbereitung bekannten natürlichen organischen Substanzen (NOMs). Hierunter zu verstehen sind, neben molekularen Bruchstücken von Pflanzen, Huminstoffe, die aus den Fraktionen Fulvin- und Huminsäuren bestehen (KRAUSE 2002) und auch partikuläre Stoffe wie Algen und Mikroorganismen. Das Ausmaß des durch NOM verursachten Membranfoulings wird durch die Eigenschaften der NOM selbst, aber auch durch die Membran- und Rohwassereigenschaften bestimmt. Zur Gruppe der organischen Substanzen gehören auch die in industriellen Prozessen anzutreffenden Öle und Fette, wobei Öle in kolloidaler Form vorliegen (MELIN ET AL. 2003, BELFORT ET AL. 1994).

2.3.2.3.3 Anorganische Substanzen

Ist von anorganischer Präzipitation bzw. Scaling im Zusammenhang mit Membranfouling die Rede, so betrifft dies Spurenmetalle wie Eisen, Aluminium, Mangan, Kupfer, Zink, Chrom und Blei, die in niedriger Konzentration im Feed vorhanden sind. Eine Erhöhung des pH-Wertes über pH=7 führt zur Konvertierung dieser Metalle in unlösliche Oxide und Hydroxide. Diese neigen zur Agglomeration und setzen sich unter Bildung einer Gelschicht als Einzelsubstanz oder komplexiert mit organischem oder kolloidalem Material auf der Membranoberfläche ab (BOERLAGE 2001), wobei in Abhängigkeit spezifischer Randbedingungen wie der Stoffkonzentration, der Temperatur und des pH-Wertes die Foulingerscheinungen irreversibel sein können (LAINÉ ET AL. 2002). CHOO ET AL. (1996) führte eine Verhärtung der Deckschicht direkt an der Membran auf anorganische Präzipitation zurück.

2.3.2.3.4 Partikuläre Substanzen

Eindeutig anerkannt ist, dass die kolloidale Fraktion des Feed – in diesem Fall gleichzusetzen mit der partikulären Fraktion – signifikant zum Fouling beiträgt (DEFRANCE ET AL. 2000, BOUHABILA ET AL. 2001, HOWE ET AL. 2002). STEPHENSON ET AL. (2000) bezeichnen kolloidale/partikuläre Stoffe neben Proteinen als die Schlüsselkomponenten, die am Membranfouling beteiligt sind. Eine Differenzierung zwischen feinkolloidalen und gelösten Makromolekülen ist bisher jedoch schwierig (JUDD 2004).

Kolloidale und partikuläre Stoffe umfassen u. a. anorganisches Material, Belebtschlammflocken, Lipide, Fett- u. Ölpartikel, sowie andere organische Partikel wie z. B. Proteine, die auch in partikulärer Form auftreten können (STEPHENSON ET AL. 2000). Die Partikelgröße und Partikelgrößenverteilung sowie die Oberflächenladung des suspendierten Materials entscheidet über dessen Foulingvermögen

(STEPHENSON ET AL. 2000). Partikuläre Stoffe, die auf der Membran akkumuliert sind, können z. B. durch Reinigungsmaßnahmen im Betrieb wie z. B. durch Rückspülung von Permeat oder durch die Cross-Flow-Belüftung von der Membran beseitigt werden (LIU ET AL. 2004). Sind die Membranporen größer oder gleich der Größe der Kolloide, kann es zu Porenverblockung oder Porenverengung kommen.

2.3.2.4 Einflussfaktoren auf Membranfouling im Anlagenbetrieb

Fouling in Membranbelebungsanlagen ist ein von vielen Faktoren beeinflusstes Phänomen, welches, wie zuvor bereits erläutert, theoretisch schwer zu beschreiben ist. Dennoch sollen in diesem Kapitel die wichtigsten Einflussfaktoren auf das Membranfouling sowie die wichtigsten Abhängigkeiten von Beziehungen zwischen den Einflussfaktoren vorgestellt werden. Die Abbildung 16 fasst die Einflussfaktoren zusammen, eine detaillierte Diskussion erfolgt in den folgenden Kapiteln.

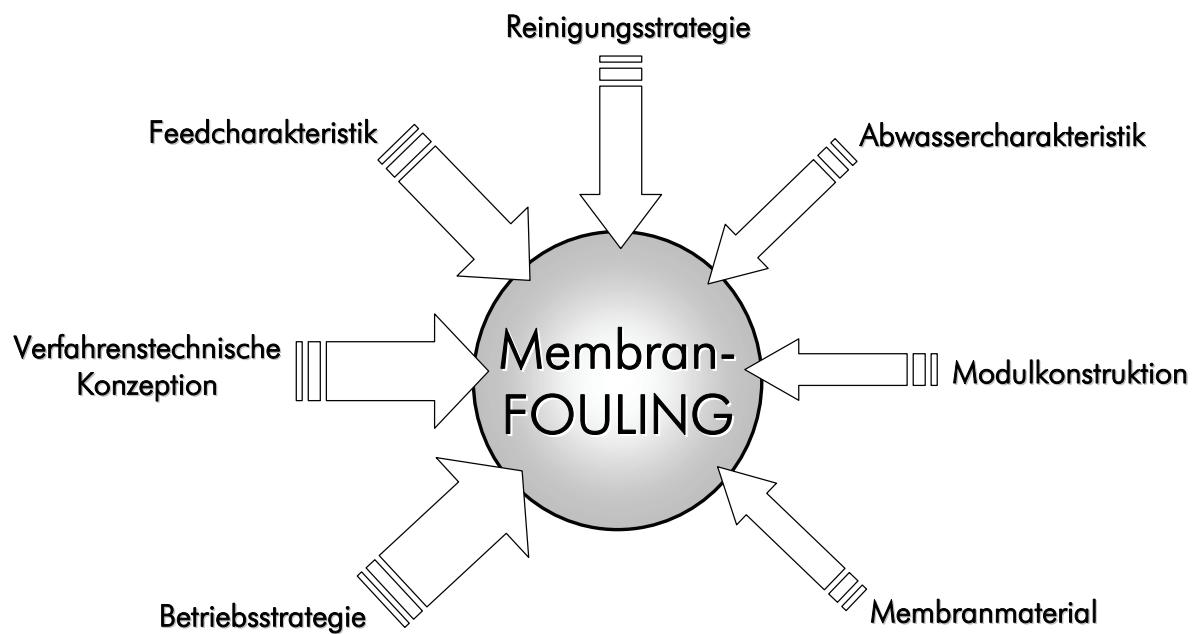


Abbildung 16: Maßgebende Einflussfaktoren auf das Membranfouling aus Sicht eines Anlagenbetreibers

2.3.2.4.1 Betriebsstrategie

Die Betriebsstrategie hat neben der verfahrenstechnischen Konzeption den entscheidenden Einfluss auf die Ausprägung des Membranfoulings. Bereits bei der Bemessung des biologischen Teils der Kläranlage ergeben sich deutliche Einflussmöglichkeiten auf die spätere Betriebsstrategie und somit auf das Membranfouling. Besonders wichtig ist – wie in Kapitel 2.3.2.4.2 noch diskutiert wird – die

Festlegung des Bemessungsschlammalters und die daraus abzuleitende Trocken-
substanzkonzentration.

Folgende Betriebsparameter sollen im Hinblick auf ihren Einfluss auf das
Membranfouling diskutiert werden:

- ⌚ Höhe des Permeatflux und der transmembranen Druckdifferenz
- ⌚ Intensität der Cross-Flow-Belüftung
- ⌚ Zyklenzeiten
- ⌚ Trockensubstanzkonzentration
- ⌚ Schlammbelastung bzw. Schlammalter
- ⌚ Hydraulischer Stress z. B. durch Pumpen

2.3.2.4.1.1 Permeatfluss und Transmembrandruck

Allgemein gilt, dass mit abnehmendem Permeatfluss Membranfouling vermindert
auftritt (JUDD 2004).

Betrachtet man den TMP und Permeatfluss, besteht zwischen diesen beiden Pa-
rametern bis zu einem kritischen Druck ein linearer Zusammenhang. Mit Über-
schreitung des kritischen Drucks, der von der Porengröße, der Intensität der
Cross-Flow-Belüftung und von der Konzentration des Feed abhängt, verstärkt sich
der Deckschichtaufbau und -widerstand (LOJKINE ET AL. 1992). Dies ist nicht über-
raschend, da mit steigendem Permeatfluss nicht nur eine signifikante Zunahme
der Deckschichtbildung sondern auch eine Kompression der Deckschicht zu beo-
bachten ist. FANE (1996) konnte eine Zunahme des spezifischen Filtrationswider-
standes mit steigendem TMP nachweisen.

Nach HERMANOWICZ (2004) ist von einem signifikanten Einfluss der EPS bezüglich
der Kompressibilität der Deckschicht auszugehen. CHU ET AL. (2004) und BIN ET
AL. (2004) gehen von zunehmender Verblockung und Verengung der Membranpo-
ren aus, wobei CHU ET AL. (2004) die EPS hierfür verantwortlich machen.

Nach Untersuchungen von NAGAOKA ET AL. (1999) steigt bei steigendem Mem-
randruck generell der Einfluss der EPS auf das Membranfouling. Verringert sich
der TMP oder die Feedkonzentration können die Substanzen, die ausschließlich
durch den spezifischen Permeatfluss (konvektiven Fluss) an der Membran fixiert
sind, zurück in den Feed gelangen (LOJKINE ET AL. 1992).

Neben der Höhe des Permeatflusses während des Filtrationsbetriebes hat dessen
Höhe zum Zeitpunkt der Inbetriebnahme eines Membranmoduls ebenso einen
entscheidenden Einfluss auf das Foulingverhalten der Membran. Membranen mit
einem höheren Anfangsfluss zeigten in eigens durchgeführten Versuchen mit ei-
ner BSA-Lösung durch den hohen konvektiven Fluss einen hohen Grad an ausge-

fällten und aggregierten Proteinen an den Porenöffnungen durch Konzentrationspolarisation (KIM ET AL. 1992).

Unbestritten ist, dass in Membrananlagen, die auf einen niedrigen Permeatfluss ausgelegt sind, dass Ausmaß des Membranfoulings vermindert ist und sich die Standzeit der Membran verlängert (WEB ET AL. 2004). Vergegenwärtigt man sich die derzeitige Praxis bei der hydraulischen Auslegung der Filtrationsstufe von Membranbelebungsanlagen, so wird die Höhe des Netto-Permeatfluss i. d. R. in Abhängigkeit von der Menge des Mischwasserzufluss, von zu erwartenden Störfallszenarien sowie von der maximal möglichen Leistungsfähigkeit des gewählten Modulsystems festgelegt. Mit dem Bemessungspermeatfluss gilt es den Kläranlagenzufluss zu jeder Jahreszeit und Witterungsbedingung filtrieren zu können. Aus Kostengründen wird jedoch i. d. R. ein möglichst hoher Bemessungspermeatfluss gewählt.

Bereits in der Planungsphase stellt die Ermittlung eines geeigneten Bemessungspermeatflusses daher einen entscheidenden Schritt zur Einflussnahme auf das Foulingverhalten dar. Die Wahl eines subkritischen Membranflusses, der per Definition der Permeatfluss ist, bei dem über längere Perioden von bis zu einem Monat kein betrieblich irreversibles Fouling der Membran zu erwarten ist (WEB ET AL. 2004, DEFRAНCE ET AL. 1999), stellt den entscheidenden Schritt zur Vermindeung des Membranfoulings dar.

Verbunden ist dieses Konzept jedoch mit einem Bedarf an zusätzlicher Membranfläche. Höhere Membraninvestitionskosten stehen dabei potentiell längeren Membranstandzeiten gegenüber, da die Membran durch das verminderte Fouling einer verminderten Anzahl an chemischen Reinigungsvorgängen ausgesetzt werden muss. Allerdings ist mit erhöhten Energiekosten für die Belüftung einer größeren Membranfläche zu rechnen. Diesen Aspekt gilt es jedoch im Rahmen von halbtechnischen Versuchen näher zu untersuchen, da bei einem verminderten Permeatfluss ggf. neuer Spielraum hinsichtlich der Optimierung der Cross-Flow-Belüftung zu erwarten ist.

Die dynamische Entwicklung der Investitionskosten für Membranen wird zeigen, ob diese zu einer Änderung der hydraulischen Bemessung von Membranbelebungsanlagen in Richtung auf eine konservativere Festlegung des Bemessungspermeatflusses führen wird.

2.3.2.4.1.2 Intensität der Cross-Flow-Belüftung

Die Intensität der Cross-Flow-Belüftung bestimmt die Höhe der hydraulischen Turbulenz und somit den Grad der Abreinigung der Deckschicht auf der Membran sowie der Partikel, die für das Porenfouling verantwortlich sind (VISVANATHAN ET AL. 1997). Mit zunehmender Deckschichtdicke steigt die Effektivität der Cross-flow-

Belüftung durch erhöhten Rücktransport von Partikeln in den Feed (WIESNER ET AL. 1996). Die Höhe des Langzeitflusses und die Zeit die bis zu dessen Erreichen vergeht, werden maßgeblich durch die Intensität der Scherkräfte an der Membran bestimmt. Je höher die Scherkräfte an der Membran, umso höher liegt der erzielbare Permeatfluss und umso schneller wird dieser erreicht (WANG ET AL. 1999).

Mit zunehmender Cross-flow-Intensität erhöht sich jedoch insbesondere der Rücktransport größerer Partikel mit der Folge der Abnahme der durchschnittlichen Partikelgröße auf der Membran (FANE ET AL. 2000). Hierdurch vermindert sich die Porosität der Deckschicht und der Deckschichtwiderstand steigt an (LOJKINE ET AL. 1992, WIESNER ET AL. 2004).

Die Effektivität der Cross-Flow-Belüftung nimmt jedoch auch mit zunehmender Trockensubstanzkonzentration ab, da sich die Viskosität des Belebtschlams erhöht und sich die Hydrodynamik und die Scherkräfte an der Deckschicht verändern. Darüber hinaus zeigt sich bei Membranen, die bereits irreversibel gefoulert sind, nur eine geringe Abhängigkeit des TMP von der Intensität der Cross-Flow-Belüftung (FANE 1996).

2.3.2.4.1.3 Zyklenzeiten

Die Zyklenzeiten beeinflussen den langfristig erzielbaren Permeatfluss (VISVANATHAN ET AL. 1997, FRECHEN ET AL. 2003) und somit das Foulingverhalten der Membran, da die Stillstands- bzw. Rückspülzyklen der vermehrten Abreinigung der Membran dienen. Hierbei gilt es jedoch zu berücksichtigen, dass sich der Nettopermeatfluss durch die Veränderung der Zyklenzeiten vermindern kann.

Nach JIANG ET AL. (2004) ist eine Abnahme des Membranfouling bei abnehmender Rückspülhäufigkeit zu verzeichnen. Ursächlich steht dies im Zusammenhang mit der Abnahme der Verblockung der Membranporen, die durch die verminderte Häufigkeit der Deckschichtbeseitigung seltener mit kolloidalen Partikeln in Kontakt stehen, die die Membranporen verblocken können.

Eine generelle Empfehlung für optimierte Zyklenzeiten kann wie bei der Wahl der Intensität der Cross-Flow-Belüftung nicht gegeben werden, da diverse Einflußfaktoren wie z. B. die Trockensubstanzkonzentration maßgeblich den Filtrationsverlauf bestimmen. Die Zyklenzeiten sollten daher empirisch, für jeden Einzelfall gesondert, ermittelt werden. Üblicherweise führen jedoch die von den Membranherstellern empfohlenen Zyklenzeiten zu einer guten Abreinigung der Membran.

Da selbst das Rückspülen von Permeat langfristig gesehen nicht zu einer ausreichenden Verminderung adsorbiert Materialien auf der Membran oder in den Poren führt (KERRY ET AL. 2002) kann daher auf eine chemische Membranreinigung dauerhaft nicht verzichtet werden.

2.3.2.4.1.4 Trockensubstanzkonzentration

Im Allgemeinen wird mit zunehmender Trockensubstanzkonzentration von einem verstärkten Anstieg des TMP berichtet (ROMERO ET AL. 1991, AL-MALACK ET AL. 1997, MAGARA ET AL. 1991, TAKEHSI ET AL. 1991). Die Ursachen hierfür sind vielschichtig und liegen zum einen in einem schnellen Verblocken der Membranporen zu Beginn der Inbetriebnahme und in der Zunahme der Deckschichtdicke sowie der Viskosität des Feed. Eine erhöhte Viskosität, die durch den erhöhten Feststoffanteil und die Akkumulation gelöster EPS verursacht wird, führt zu Änderungen der Hydrodynamik und der Scherkräfte an der Deckschicht (BIN ET AL. 2004) und daher zu einem geänderten Feststoffmanagement.

LEE ET AL. (2001) und CICEK ET AL. (1998) wiederum berichten von verschlechterten Filtrationseigenschaften bzw. von einem abnehmenden Permeatfluss mit abnehmender Trockensubstanzkonzentration, LESJEAN ET AL. (2004) und CHO (2004) wiederum konnten keine Korrelation zwischen dem Membranfouling und der Trockensubstanzkonzentration nachweisen.

In Anbetracht des vorhandenen, jedoch noch nicht eindeutig geklärten Einflusses der Trockensubstanzkonzentration auf das Membranfouling besteht zu diesem Punkt aufgrund der divergierenden Ergebnisse noch dringender Forschungsbedarf.

2.3.2.4.1.5 Schlammbelastung und Schlammalter

Viele Autoren weisen auf einen Zusammenhang zwischen der Höhe der Schlammbelastung und der Ausprägung des Membranfoulings hin, wobei die Abhängigkeiten sehr unterschiedlich beschrieben werden.

LEE ET AL. (2001), LEE Y. ET AL. (2002) und CHA ET AL. (2004) z. B. berichten mit steigender Schlammbelastung von einer Zunahme des Membranfouling und führen dies auf die Akkumulation gelöster EPS (SMP) im Belebtschlamm zurück. CHANG ET AL. (1998) sowie WU ET AL. (2004) wiederum führen dies auf eine Zunahme der an den Belebtschlammflocken gebundenen EPS zurück. Im Gegensatz hierzu führt nach LI ET AL. (1990) eine hohe Schlammbelastung zu einer hohen Wachstumsrate der Organismen mit dem Ergebnis einer abnehmenden Konzentration an gebundenen EPS, wohingegen eine niedrige Schlammbelastung zu einer Zunahme der gebundenen EPS durch Zellautolyse führt. THUY ET AL. (2004) hingegen konnten keine signifikante Zunahme der Produktion gebundener EPS mit zunehmender Schlammbelastung feststellen.

BOUHABILA ET AL. (1998) wiederum stellten erst bei einem Schlammalter von 30 Tagen eine Verminderung des Fouling fest, bei geringeren Schlammaltern verzeichneten sie ein annähernd gleiches Foulingverhalten der Membran. Andere

Autoren wie LEE ET AL. (2002) bestätigen diesen Trend, wobei jedoch ab einem bestimmten Schlammalter die Abnahme des Permeatfluss unabhängig vom Schlammalter wurde.

BARKER ET AL. (1999) verzeichneten eine nicht näher bezifferte optimale organische Schlammbelastung, bei der eine minimale Konzentration an SMP zu verzeichnen war. Bei zu hoher Schlammbelastung ist der Schlamm demnach überladen, so dass das Nährstoffangebot nicht verstoffwechselt werden kann. Bei niedriger Schlammbelastung ist von einer Zersetzung der Bakterien und/oder Freigabe von organischer Substanz durch die Mikroorganismen auszugehen.

NAGAOKA ET AL. 1999 stellten anhand von Untersuchungen mit Membranplatten mit einem Porendurchmesser von $0,2 \mu\text{m}$ und synthetischem Abwasser fest, dass die Schlammbelastung nur dann einen großen Einfluss auf den Foulingprozess hat, wenn der Permeatfluss unter $4,2 \text{ L}^* \text{m}^{-2} * \text{h}^{-1}$ und die Schlammbelastung unter $2 \text{ g TOC}^* \text{L}^{-1} * \text{d}^{-1}$ liegen. Außerhalb dieser Bedingungen beeinflusst die Schlammbelastung den Foulingprozess wenig.

Insgesamt wird jedoch deutlich, dass im Rahmen der Bemessung des biologischen Teils einer Kläranlage der Wahl der Schlammbelastung bzw. des Schlammalters eine entscheidende Rolle zukommt. Hierdurch kann auf die Produktion und das Freisetzen der EPS im Rahmen von Zellysis Einfluss genommen werden, welche als maßgebende Foulants bezeichnet werden. Dieser Punkt ist jedoch für jeden Anwendungsfall spezifisch zu untersuchen. Bisher kann keine optimale Schlammbelastung, bei der eine verminderte Konzentration an EPS zu verzeichnen ist, angegeben werden. Dies gilt auch für den Einfluss der einzelnen Fraktionen der EPS (Proteine, Huminsäuren und Kohlenhydrate) am Membranfouling, welcher bisher noch nicht systematisch untersucht wurde.

2.3.2.4.1.6 Stressbedingungen des Belebtschlams

Membranfouling und die Konzentration an EPS stehen in einem direkten Zusammenhang (NAGAOKA ET AL. 1996). SUTHERLAND (2001) und BARKER ET AL. (1999) berichten von einer Abhängigkeit der Konzentration gelöster EPS von den Stressbedingungen, denen Belebtschlammorganismen ausgesetzt sind. Zu den Auslösern gehören extreme Temperaturschwankungen, osmotische Schocks, Nährstoffdefizite und toxische Substanzen (APPLEGATE ET AL. 1991, SUTHERLAND ET AL. 1971, WOOLFAARDT ET AL. 1999). Andere Untersuchungen berichten von Membranfouling durch Proteinaggregate, die durch hydraulischen Stress bzw. große Scherraten, die üblicherweise in der Umgebung der Membranoberfläche oder an den Membranporen zu beobachten sind, hervorgerufen werden (BELFORT ET AL. 1994). Die bisher geringe Anzahl an Veröffentlichungen zu dieser Thematik machen auch zu diesem Punkt weitergehende Untersuchungen notwendig.

2.3.2.4.2 Verfahrenstechnische Konzeption

Die Bemessung des biologischen Teils von Membranbelebungsanlagen kann nach derzeitigem Wissenstand auf Grundlage des ATV-DVWK Arbeitsblattes A-131 erfolgen. Durch den in konventionellen Membranbelebungsanlagen erhöhte Trockensubstanzkonzentration von in der Regel ca. $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ergibt sich gegenüber konventionellen Belebungsanlagen ein um den Faktor 3 bis 4 vermindertes Belebungsbeckenvolumen. Als potentieller Nachteil diskutiert wird die mit dem verminderten Belebungsbeckenvolumen verbundene Abnahme der biologischen Reinigungsleistung durch die verminderte Kontaktzeit zwischen Abwasser und Belebtschlamm. Darüber hinaus deuten Betriebserfahrungen aus Versuchsanlagen und großtechnischen Membranbelebungsanlagen auf verstärktes Fouling der Membran durch Kontakt mit biologisch nur teilgereinigtem Abwasser hin. Eine ausreichende Kontaktzeit zwischen dem zulaufendem Abwasser und dem Belebtschlamm wird daher empfohlen (MUNLV 2003). Durch eine geeignete Gestaltung der Beckenvolumina (Kaskadierung oder Propfenströmung) und durch die Vermeidung von Kurzschluss-Strömungen zwischen dem zufließenden Abwasser und der Membran soll diesem Betriebsproblem begegnet werden können (ATV-DVWK 2004). Hydraulische Pufferbecken, die als eine Variante zum Afangen hydraulischer Spitzen empfohlen werden (ATV-DVWK 2004, ÖWAV 2002), sollten darüber hinaus die Gefahr des Kontaktes der Membran mit nicht gereinigtem Abwasser und somit die Gefahr zunehmenden Membranfoulings vermeiden.

Bisher sind diese Punkte jedoch wissenschaftlich noch nicht ausreichend untersucht worden. Eine fundierte Vorgabe über eine Mindestkontaktzeit kann nach Aussage der ATV-DVWK (2005) nicht getroffen werden. Daher fordert das Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes NRW (MUNLV 2003) für Membranbelebungsanlagen aus Sicherheitsgründen einen Aufschlag von 50 % auf das gemäß ARA-BER oder DenikaPlus berechnete Belebungsbeckenvolumen. Darüber hinaus wird eine Mindestdurchflußzeit für den kritischen Bemessungsfall in Höhe von 6 h für die Einhaltung der Mindestanforderungen und von 8 h für weitergehende Anforderungen gefordert. Da wirtschaftliche Gründe in einem Vergleich mit den Investitionskosten konventioneller Kläranlagen keine großen Spielräume hinsichtlich der Ausweitung des Belebungsbeckenvolumens über die nach ATV-DVWK Arbeitsblatt 131 ermittelten Volumina hinaus erwarten lassen, bedürfen Forderungen nach einer Mindestkontaktzeit weitergehender Forschungsanstrengungen.

Darüber hinaus stellt die Wahl des erforderlichen Schlammalters bei der Bemessung des biologischen Teils einer Kläranlage einen wichtigen Einflußfaktor hinsichtlich der Reduzierung der im Betrieb zu erwartenden Konzentration an EPS dar, die als maßgebliche Foulants identifiziert wurden (Kapitel 2.3.2.4.1.5).

Dies gilt insbesondere auch bei der Ertüchtigung konventioneller Kläranlagen. Wird hierbei vorhandene Bausubstanz als Belebungsbecken genutzt, kann sich je nach Wahl des Bemessungsschlammalters eine Trockensubstanzkonzentration ergeben, die mit $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ für das Membranbelebungsverfahren eher untypisch niedrig liegt, gemäß Kapitel 2.3.2.4.1.4 jedoch einen großen Einfluss auf das Fouling der Membran haben kann.

Über die zuvor genannte Problematik hinaus zeigen die Erfahrungen aus dem Betrieb großtechnischer Anlagen, dass der Grad der Vorreinigung des Kläranlagenzulaufs über das Maß von Membranfouling und somit über die Standzeit der Membranen entscheidet. Bestimmte Abwasserbestandteile wie Haare und Faserstoffe können bei einigen Modultypen ohne geeignete Vorreinigung zu Verzopfungen im Membranmodul führen (VAN DER ROEST ET AL. 2003), aber auch Fette und Öle (BELFORT ET AL. 1994). Während die ATV-DVWK (2004) neben dem obligatorischen Sand- und Fettfang eine zweistufige Vorreinigung, bestehend aus Rechen und Sieb oder Rechen mit Vorklärung, empfiehlt, bezeichnen VAN DER ROEST ET AL. (2002) den Einbau eines Siebes als definitiv erforderlich. Grundsätzlich wird empfohlen, dass Siebe eine Durchgangsweite von $\leq 3 \text{ mm}$ aufweisen sollten. Je nach den spezifischen Randbedingungen können jedoch auch Siebe mit Durchgangsweiten von $\leq 1 \text{ mm}$ erforderlich sein (ATV-DVWK 2004). Um die Membran effektiv vor Grobstoffen zu schützen, wird empfohlen, Rechen und Siebe redundant auszuführen und keine der mechanischen Reinigungsstufen mit einem Notumlauf auszustatten.

2.3.2.4.3 Feed- und Abwassercharakteristik

2.3.2.4.3.1 Diverse Einflussfaktoren

Sowohl die chemisch- physikalischen Eigenschaften des Kläranlagenzulaufs (WIESNER ET AL. 1996) als auch des Belebtschlams (Feed) können die Leistungsfähigkeit einer Membranbelebungsanlage nachhaltig beeinflussen.

Abwasser- und Feedparameter, die häufig in Zusammenhang mit Membranfouling genannt werden, sind BSB, CSB, TOC, DOM, N_{ges} , pH-Wert, Ionenstärke und Salzgehalt sowie Stoffgruppen wie NOM und auch EPS und deren Fraktionen, die auch im Zulauf von Kläranlagen nachzuweisen sind.

Verschiedene Autoren gehen von einem Zusammenhang zwischen Membranfouling und den Parametern BSB (AYA 1994), CSB (AYA 1994, LE ET AL. 2003, SATO ET AL. 1991), TOC (NAGAOKA ET AL. 1998, HUANG ET AL. 2000), DOC (CHOI 2001) und N_{ges} (CLECH ET AL. 2003) aus. Demnach ist bei zunehmender Konzentration dieser Parameter mit verstärktem Membranfouling zu rechnen. Weitere Untersuchungen mit gleicher Zielsetzung konnten jedoch hinsichtlich der Parameter DOC

(CHO ET AL. 2004) und N_{ges} (NAGAOKA ET AL. 1996) den Einfluss dieser Parameter auf das Membranfouling nicht bestätigten.

Neben den zuvor genannten Parametern stellen weitere wie die Flocken- und Partikelgröße sowie die Oberflächenladung des Feed, Schaum und Fadenbakterien sowie die rheologischen Eigenschaften des Belebtschlammes potenzielle Faktoren dar, die die Foulingeigenschaften des Feed beeinflussen können.

Schlüsselfaktoren, die das Membranfouling beeinflussen, sind die Form und Größe der Belebtschlammflocken, sowie die Porosität der Deckschicht (CHANG ET AL. 1999b).

Nach BLÖCHER ET AL. (2002) nimmt die Membranleistung mit zunehmender Flockenformation zu. Größere Flocken und Partikel formen eine Deckschicht mit einer größeren Porosität, die zu einer signifikant höheren Permeabilität führt als bei Belägen die aus kleineren Flocken bestehen (LEE S. ET AL. 2002).

Schaum führt nach CHANG ET AL. (1998) durch die damit verbundene Zunahme der Hydrophobizität und der gesteigerten Anzahl von Luftblasen im Schlamm zu einer Zunahme des Deckschichtwiderstandes.

Fadenbakterien wiederum führen im Betrieb von Rohrmembranen bei der Reinigung industriellen Abwassers zu einer Abnahme des Permeatflusses (BLÖCHER ET AL. 2002). WITZIG ET AL. (2002) wiederum konnten bei getauchten Hohlfasermodulen und kommunalem Abwasser keinen Einfluss von Fadenbakterien auf den Permeatfluss feststellen.

2.3.2.4.3.2 Extrazelluläre Polymere Substanzen

Wie in Kapitel 2.3.2.3.2.1 erläutert, stellen die EPS und deren Fraktionen eine der wichtigsten Gruppe von Membranfoulants dar und bestimmen vor diesem Hintergrund die Filtrationseigenschaften des Feed maßgebend.

EPS werden von vielen Autoren als maßgebende Ursache für Fouling zitiert (CHO ET AL. 2004, CHANG ET AL. 2001). Extrazelluläre Polymere Substanzen führen demnach nicht nur zu einer Zunahme der Viskosität des Belebtschlammes und zu einer Abnahme der Permeabilität, sondern auch zu einer zunehmenden Deckschichtadsorption auf der Membran (CHU ET AL. 2004).

NAGAOKA ET AL. (1999) konnten experimentell nachweisen, dass durch eine Abnahme der EPS-Konzentration um 40 % eine äquivalente Abnahme des hydraulischen Widerstands der Deckschicht zu verzeichnen war. CHIEMCH AISRI ET AL. (1994) führen dies darauf zurück, dass die EPS die Hohlräume zwischen den Partikeln in der Deckschicht füllen und somit die Porosität der Deckschicht vermindern. NAGAOKA ET AL. (1996) und CHANG ET AL. (1998) kommen hinsichtlich der

SMP zu dem Ergebnis, dass diese die maßgebenden Foulants darstellen, da sie eine Gelschicht in den Membranporen verursachen. DRENSLA ET AL. (2004) identifizierten als maßgebende Foulingkomponenten in den Membranporen Huminstoffe. CHO ET AL. (2004) konnten experimentell keinen Zusammenhang zwischen den gelöst vorliegenden SMP und Membranfouling feststellen.

Die Adsorption von Belebtschlamm und EPS und hier insbesondere von Huminsäuren und Proteinen, aber auch NOM, wird stark durch den pH-Wert und die Ionenstärke des Feed bestimmt. Betrachtet man eine Zelle als ein Kolloid-Teilchen, dann gilt, bei der Annäherung einer Zelle an eine Oberfläche aber auch untereinander, dass die Stärke und Art der elektrostatischen Wechselwirkung von der Ladung der Zelle und des Substrates abhängen. Diese Ladung ist durch Veränderung des Elektrolyten – etwa durch Änderung des pH-Wert oder der Ionenstärke – beeinflussbar. Bei einer niedrigen Ionenstärke gibt es eine hohe Energiebarriere, die bei der Annäherung eines Partikels an die Oberfläche überwunden werden muss.

EPS z. B. beinhalten in hohem Maße negative Oberflächenladungen. Während der reversiblen Adhäsion von Zellen können die EPS eine Brücke zwischen Zelle und Oberfläche erzeugen (FLEMMING 1994). Dies gilt insbesondere für Proteine, deren Ladung, Stabilität und Tendenz, Aggregate zu bilden, stark von pH-Wert und Ionenstärke beeinflusst werden (FANE 1996). Eine Abnahme des pH-Wertes unter pH=7,4 führte nach Untersuchungen von RODGERS ET AL. (1993) mit einer 1% BSA-Lösung zu einer Verminderung der Permeabilität. FANE ET AL. (1990) verzeichneten eine Abnahme des Permeatfluss bei zunehmender Ionenstärke.

Differenziert man zwischen den Fraktionen der EPS, so konnten z. B. OEDEGARD ET AL. (2000), FUKADA ET AL. (2000) und ZEMAN ET AL. (1996) belegen, dass Huminsäuren Membranfouling verursachen können. Das Foulingpotential von Huminsäuren verstärkt sich mit Zunahme der Salzkonzentration, die eine Verdichtung der Huminsäuren zur Folge hat (YUAN ET AL. 2004). Durch Huminsäuren verursachtes Membranfouling ist im Gegensatz zu dem durch Proteine verursachten Fouling z. T. nur schwer durch eine chemische Reinigung zu beseitigen (OEDEGARD ET AL. 2000).

Die Ursache für die Anlagerung von Huminsäuren sehen ASSENMACHER ET AL. (1996) in sterischen und diffusiven Effekten, also dem Grössenausschluss und einer behinderten Rückdiffusion aus der laminaren Grenzschicht. Die damit verbundene Anreicherung dieser hochmolekularen Verbindungen an der Membran erhöht die adsorptiven Vorgänge. GÜNTHER ET AL. (2002) vermuten anhand von Versuchen mit Modellösungen zur Aufbereitung von Trinkwasser, dass sich Huminstoffe mit den auf der Membran abgeschiedenen anorganischen Partikeln vernetzen können, was zu einer erschwerten Ablösung dieses Verbundes führt.

Divalente Kationen (Ca^{2+}) spielen sowohl bei der Bildung der Flockenstruktur (FLEMMING ET AL. 2000) als auch bei der Komplexierung von NOM eine entscheidende Rolle. Sie führen zu einer Verminderung der Ladung der Huminstoffe und der elektrostatischen Abstoßung zwischen den makromolekularen Huminstoffen, was zu einer vergrößerten Aggregation bzw. zu einer Komplexierung führt (KHAYET ET AL. (2004), COMBE ET AL. (1999)). Darüber hinaus fungiert Calcium als Brücke zwischen einer negativ geladenen Membranoberfläche und den durch Dissoziation negativ geladenen Huminsäuren (JUCKER ET AL. 1994). Bei gleichzeitig niedrigem pH-Wert führt dies zu vermehrter Adsorption von Huminsäuren an der Oberfläche der Membran (WIESNER ET AL. 1996). Die Ionenstärke und der pH-Wert des Feed bestimmen zudem die Oberflächenladung der Membranoberfläche der Membranporen (PONTIÈ ET AL. 1997) sowie die Eigenschaften der Deckschicht auf der Membran (WANG ET AL. 1999, FANE 1996).

2.3.2.4.4 Reinigungsstrategie

Die Art und Häufigkeit der chemischen Membranreinigung wird durch alle weiteren, in Abbildung 16 dargestellten Einflußfaktoren des Membranfoulings bestimmt. Die Betriebsstrategie und hier insbesondere die Höhe des Permeatflusses sowie der Schlammbelastung und die hieraus abzuleitende Trockensubstanzkonzentration, die maßgeblich die Feedzusammensetzung bestimmen, sind neben der Art der Vorreinigung des Abwassers die maßgebenden Einflußfaktoren, die die erforderliche Reinigungsstrategie bestimmen.

Das Ziel der chemischen Membranreinigung ist die Aufrechterhaltung der optimalen Leistungsfähigkeit der Membran, ohne jedoch die Standzeit des Membranmaterials drastisch zu vermindern (HOWELL 1993). Nach MELIN ET AL. (2001) besteht die Aufgabe der chemischen Reinigung in der Entfernung der unterschiedlichsten Foulingphänomene und in der Ermöglichung eines Austrags der Foulingssubstanzen ohne neuerliche Anhaftung. Zu den wichtigsten Reinigungsmechanismen gehören:

- ⇒ Erhöhung der elektrostatischen Abstoßungskräfte bzw. Verminderung der hydrophoben Wechselwirkungen durch Beeinflussung des Zeta-Potentials oder der Hydrophilität der Membran
- ⇒ Chemische Modifikation der Foulingssubstanzen, z. B. Verseifung von Fetten und Ölen, Oxidation oder Spaltung von Proteinen, Komplexierung von zweiwertigen Kationen, Rücklösung von Metalloxiden durch entsprechende Säuren
- ⇒ Ablösen der Foulingssubstanzen von der Membran, z.B. durch konkurrierende Adsorption von Tensiden
- ⇒ Lösung der Foulingssubstanzen in der Reinigungsflüssigkeit
- ⇒ Abtötung von Mikroorganismen auf der Membran

Grundsätzlich stehen zur Reinigung von Membranen verschiedene Reinigungschemikalien zur Verfügung. Die Tabelle 4 fasst die wichtigsten Grundsubstanzen und deren Wirkungsweise zusammen (LIU ET AL. 2004, MELIN ET AL. 1999):

Tabelle 4: Arten und Wirkungsweisen von Reinigungschemikalien

Kategorie	Wirkungsweise	typische Chemikalie
alkalisch	Hydrolyse, Lösung	NaOH
sauer	Lösung	Zitronensäure, Salpetersäure; Salzsäure
oxidierend/ desinfizierend	Oxidation, Desinfektion	NaOCl, H ₂ O ₂ , Peroxoessigsäure
Komplexbildner	Komplexbildung	Zitronensäure, EDTA
Tenside	Emulgierung, Dispergierung, Oberflächenkonditionierung	Anionische Tenside
Enzyme	Protein-, Fettspaltung	Proteasen, Lipasen

Alkalische Reiniger werden hauptsächlich zur Entfernung von organischem und biologischem Fouling verwendet. Sie verursachen eine Zunahme der negativen Ladung der Membran, aber auch von Foulants wie z. B. Huminsäuren, was eine stärkere Abstoßung der negativ geladenen Foulants von der Membran zur Folge hat. Proteine und Polysaccharide werden in alkalischer Umgebung hydrolysiert, Fette und Öle werden verseift und bilden wasserlösliche Mizellen.

Saure Reiniger werden zur Beseitigung von anorganischen Ausfällungen wie metallischen Hydrogelen eingesetzt. Zur Entfernung von Eisenoxiden eignet sich Zitronensäure als Komplexbildner, für einige Polysaccharide oder Proteine auch Säuren. Darüber hinaus verbessern Säuren und Komplexbildner die Membranreinigung durch die Beseitigung von divalenten Ionen wie Calcium.

Oxidierende Substanzen erzeugen bei organischen Foulants funktionelle Gruppen, die die Hydrophilität der Substanzen erhöhen und somit die Adhäsion an die Membran verringern.

Tenside konditionieren mit ihrer hydrophil/hydrophoben Doppelstruktur darüber hinaus gleichermaßen die Membran, beeinflussen also die Kräftebilanz zwischen Membran und Partikel in Richtung Abstoßung. Bestimmte Tenside können jedoch auch irreversibel Membranen verblocken, so dass hinsichtlich ihrer Anwendung Vorsicht geboten ist.

Enzymatische Reiniger werden oft für die Reinigung von Membranen eingesetzt, die eine geringe chemische Beständigkeit aufweisen. Die wesentlichen Nachteile, die mit der Anwendung dieser Substanzen verbunden sind, liegen in ihrer Eigenschaft, nur spezifische Verschmutzungen anzugreifen, längere Reinigungszeiten zu benötigen und wesentlich teurer als die zuvor genannten Reiniger zu sein.

Der Erfolg und Aufwand der chemischen Membranreinigung haben einen großen Einfluss auf die Leistungsfähigkeit und Wirtschaftlichkeit von Membranbelebungsanlagen. Viele der Reinigungsschemikalien, die derzeit für eine effektive Membranreinigung eingesetzt werden, haben jedoch gleichzeitig eine schädigende Wirkung auf organische Polymermembranen. Daher gilt es bei der Membranreinigung einen Kompromiss zwischen der Effektivität der Reinigung, also der Effektivität der Beseitigung der Foulants, und der potentiellen Schädigung der Membran in Form einer beschleunigten Membranalterung zu finden (VOSSENKAUL 2004). Insbesondere die Veränderung der Membranstruktur durch chemikalienbedingtes Auswaschen von Kopolymeren, sowie eine dauerhafte Änderung der funktionellen Gruppen an der Membranoberfläche, führen zur Verschlechterung der chemisch-physikalischen Membraneigenschaften. Die Foulingneigung kann damit zunehmen und die mechanische Stabilität der Membran sich vermindern (MELIN ET AL. 2001).

Zu berücksichtigen ist darüber hinaus, dass die Effektivität der derzeit gängigen Reinigungsverfahren und somit die Beseitigung des Membranfoulings sehr unterschiedlich ausfallen kann. So wird die Effektivität einer Membranreinigung durch die Reinigungszeit, die chemischen Aktivität der Reinigungslösung, die Temperatur, sowie die hydrodynamischen Verhältnisse an der Membran bestimmt (MELIN ET AL. 2001). Die externe Reinigung des Membranmoduls durch Vollbad hat sich als die effektivste, aber auch aufwendigste Methode zur Beseitigung des Membranfoulings herausgestellt. Durch eine in In-situ-Reinigung an der Luft oder im Schlamm sind in Abhängigkeit des zu reinigenden Modultyps sehr unterschiedliche, z. T. nur relativ geringe Reinigungseffekte erzielt worden (DRENSLA ET AL. 2003). Betriebserfahrungen zeigen, dass durch eine in kurzen Zeitabständen (1 bis 2 Wochen) durchgeführte In-situ-Reinigung eine dauerhaft höhere hydraulische Leistungsfähigkeit der Membran garantiert werden kann, als dies ohne Implementierung dieser Reinigungsstrategie der Fall ist (DRENSLA ET AL. 2003, FRECHEN ET AL. 2003, VAN DER ROEST ET AL. 2002). Diese auch als Zwischenreinigung bezeichnete Reinigungsart führt jedoch nicht zu einem Wegfall, sondern nur zu einer Vergrößerung der Hauptreinigungsintervalle, in deren Rahmen eine externe Reinigung durch Vollbad durchgeführt werden muss (ATV-DVWK 2004). Inwieweit diese Reinigungsstrategie jedoch langfristig gesehen, trotz der Verwendung niedrig konzentrierter Reinigungsschemikalien, zu einer beschleunigten Membranalterung und somit beschleunigten Foulingneigung führt, gilt es im Rahmen zukünftiger Forschungsprojekte noch zu klären.

2.3.2.4.5 Modulkonstruktion

Ein funktionierendes Feststoffmanagement stellt eine der wichtigsten Anforderungen an das Design von Ultra- und Mikrofiltrationsmodulen dar. Die Forderung nach einer guten Modulspülbarkeit bzw. einer geringen Verblockungsneigung ist dabei schwer mit einer hohen Packungsdichte in Einklang zu bringen, die aus ökonomischer Sicht eine hohe Priorität besitzt. Die Modulkonstruktion ist daher bedeutsam bei der Beeinflussung des Membranfoulings (FANE ET AL. 2000).

Die Modulverstopfung, die durch eine zu hohe Feststoffbeladung, Verstopfungen durch faserige Stoffe oder die Ansammlung von Partikeln in unzureichend durchströmten Bereichen verursacht ist, vermindert die effektive Filterfläche der Membran und somit die Leistung des Moduls (MELIN ET AL. 2001). Die Betriebserfahrungen der letzten Jahre aus großtechnischen Membranbelebungsanlagen zeigen darüber hinaus, dass die Verzopfung der Module durch Haare bei bestimmten Typen getauchter Kapillarmodulen festzustellen ist und dieser nur durch eine optimierte Vorreinigung präventiv entgegenzuwirken ist. Die feedseitigen hydrodynamischen Verhältnisse, die je nach Modultyp variieren, aber auch die Art der Vorreinigung spielen daher eine bedeutende Rolle für ein optimiertes Feststoffmanagement in Membranmodulen.

In getauchten Membransystemen wird zur gleichmäßigen Deckschichtkontrolle eine grobblasige Cross-Flow-Belüftung zur Erzeugung von Scher- und Auftriebskräften an der Oberfläche der Membran betrieben. Eine Mindestwandschubspannung ist erforderlich, um eine irreversible Verblockung der Membran zu vermeiden. Durch eine Zunahme der Intensität und Größe der Luftblasen bei der Cross-Flow-Belüftung sowie Reduzierung der Feedkanalabmessungen ist die Höhe der Wandschubspannung positiv zu beeinflussen. Hierbei ist jedoch immer ein Kompromiss zwischen dem erforderlichen Energieaufwand für den Betrieb der Cross-Flow-Belüftung und dem gewünschten Reinigungseffekt, aber auch zwischen der Packungsdichte und der zunehmenden Foulingneigung der Membran, die mit abnehmender Abmessung des Feedkanals festzustellen ist, einzugehen (MELIN ET AL. 2001, YEO ET AL. 2004).

Unabhängig davon haben sich Hohlfaser- und Plattensysteme als konkurrenzfähige Modulsysteme am Markt für Membransysteme in der kommunalen Abwasserreinigung etabliert und werden großtechnisch bereits eingesetzt. Tabelle 5 fasst die mit diesen Systemen verbundenen Vor- und Nachteile zusammen. Die tatsächliche Leistungsfähigkeit der beiden Modulsysteme variiert jedoch je nach Anwendungsfall und kann von den in Tabelle 5 dargestellten Eigenschaften abweichen. Entscheidend bei der Wahl eines Modulsystems bei der kommunalen Abwasserreinigung ist, dass in der Regel nicht zwischen einer spezifischen Modul-

konstruktion und einem bestimmten Membranmaterial gewählt werden kann, da beide als feststehendes Modulsystem von den Herstellern angeboten werden.

Tabelle 5: Ordinale Bewertung der Eigenschaften von Membranmodulsystemen in der kommunalen Abwasserreinigung (Quelle: CAPANNELLI ET AL. 2004)

	Hohlfasermembranen	Membranplatten
Packungsdichte	exzellent	mittel
Foulingkontrolle	gering	gut
Toleranz gegenüber AFS	gering	mittel
Reinigungseigenschaften	gering	mittel

2.3.2.4.6 Membranmaterial

Membranfouling wird unter anderem durch die Membraneigenschaften (Porosität und Oberflächenmorphologie) und insbesondere durch die physikalisch-chemischen Eigenschaften des Membranmaterials bestimmt (MAKDISSY ET AL. 2002). Die physikalisch-chemischen Eigenschaften des Membranmaterials bestimmen die Wechselwirkungskräfte zwischen der Membran und den Feedsubstanzen (MELIN ET AL. 2001), aber auch die Reinigungsstrategie, da insbesondere bei Polymermembranen eine Membranschädigung auftreten kann (Kapitel 2.3.2.4.4).

Auch LAINÈ ET AL. (2002) und MELIN ET AL. (2001) sehen in den Eigenschaften des Membranmaterials einen signifikanten Einflussparameter für das Membranfouling, wobei KRAMER ET AL. (2000) und CUPERUS ET AL. (1991) die Hydrophobizität und Ladung (Ladungsdichte) der Membran als die wichtigsten materialcharakterisierenden Parameter herausstellen. Dies steht in Zusammenhang mit den auf der Oberfläche von Membranpolymeren sitzenden funktionellen Gruppen, die für die elektrostatischen Kräfte, hydrophoben Wechselwirkungen (van-der-Waalsche Kräfte) oder Wasserstoffbrücken zwischen Membran und Foulants verantwortlich sind.

Natürliche Substanzen und Kolloide tragen bei neutraler Umgebung oft eine negative Ladung. Diesen Punkt haben sich viele Membranhersteller zu nutze gemacht, indem die meisten Polymermembranen durch Ionisierung einzelner funktioneller Gruppen bei neutralem pH-Wert eine negative Oberflächenladung aufweisen. Zudem wird die Oberflächenladung der Membran durch die Adsorption von Ionen

oder sonstigen geladenen Molekülen an der Membran bestimmt. Somit steht die Stärke der negativen Ladung der Membran wie auch deren Ionisation mit dem pH-Wert in Zusammenhang (MELIN ET AL. 2001).

Hydrophobe Wechselwirkungen und insbesondere elektrostatische Wechselwirkungskräfte entscheiden über die adsorptive Anhaftung von Foulants an der Membranoberfläche (MELIN ET AL. 2001), wobei Membranfouling bei hydrophilen Membranen weniger ausgeprägt auftritt als bei hydrophoben Membranen (KRAUSE 2004, KRAMER ET AL. 2000, LAINÈ ET AL. 2002, CUPERUS ET AL. 1991).

Entscheidend ist, dass eine Beeinflussung der Kräftebilanz von der Anziehung hin zur Abstoßung und somit ein Entfernen des Fouling nur über die chemischen Umgebungsbedingungen möglich ist (MELIN ET AL. 2001).

Die wichtigsten Struktureigenschaften des Membranmaterials sind die Rauheit der Membranoberfläche, der spezifische Porenanteil der Membranoberfläche, der Porenrendurchmesser, die Porosität und die Porengrößenverteilung. Raue Membranoberflächen neigen mehr zum Fouling, da eine Zunahme der porenfreien Membranfläche zu einer größeren Adsorptionsfläche führt und zudem die hydrodynamischen Bedingungen an der Membran verschlechtert (CUPERUS ET AL. 1991). Im Allgemeinen resultieren eine hohe Porosität und eine homogene Porengrößenaufteilung in einer geringeren Membranverschmutzung, (KRAMER ET AL. 2000) wobei FANE ET AL. (1987) in diesem Zusammenhang von einer verminderten Verblockung der Poren ausgehen. LOJKINE ET AL. (1992) führen aus, dass mit abnehmender Porosität der Membran ein zunehmender Deckschichtwiderstand zu verzeichnen ist, da die zu permeierende Flüssigkeit lateral fließen muss, um die Poren zu erreichen, also einen längeren Fließweg in der Deckschicht zurückzulegen hat. Entscheidend hinsichtlich des Foulingverhaltens der Membran ist jedoch das Verhältnis zwischen Partikelgröße, Porenweite und dem Abstand der Poren untereinander (LE ET AL. 1984).

3 Zielsetzung und Vorgehensweise

Die Zielsetzung dieser Dissertation war die Untersuchung des Foulingverhaltens und der Leistungsfähigkeit des Membranbelebungsverfahrens bei Trockensubstanzkonzentrationen von $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, die sich im bereits beschriebenen Ertüchtigungsfall kommunaler Kläranlagen ergeben können, aber auch bei für Membranbelebungsanlagen üblichen TR-Konzentrationen von $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$. Beispielhaft untersucht wurde dieses Konzept durch Betrieb des Kubota Membranplattensystems in einer halbtechnischen und labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage.

Die zielgerichtete Vorgehensweise, die dieser Dissertation zugrunde liegt, zeigt Abbildung 17. Ausgangspunkt für die Definition der Zielsetzung sowie aller weiterer Arbeiten war eine Literaturstudie, die während der gesamten Bearbeitungszeit aktualisiert und somit auf dem neusten Stand des Wissens gehalten wurde. Auf Basis der Literaturstudie wurden geeignete Methoden zur Untersuchung des Membranfoulings identifiziert, falls erforderlich weiterentwickelt und geeignete Untersuchungsanlagen geplant, gebaut und getestet.

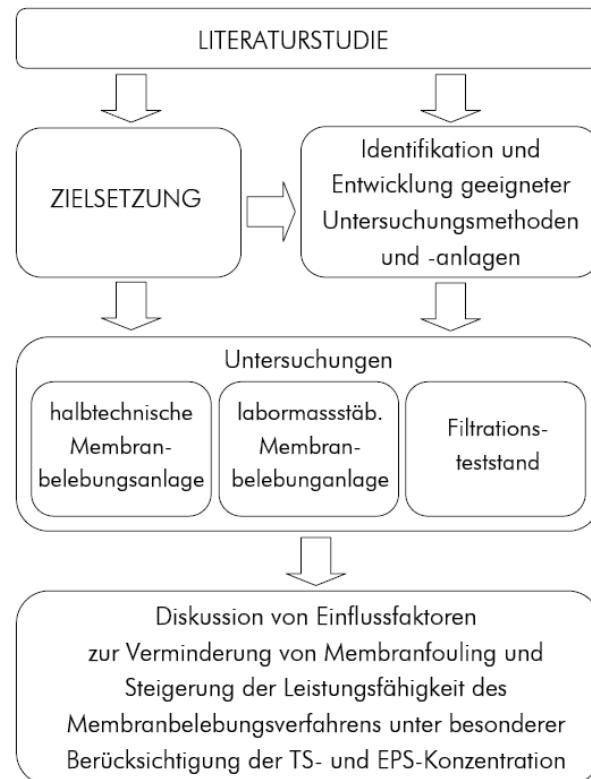


Abbildung 17: Vorgehensweise bei der Untersuchung der Zielsetzung

Der Schwerpunkt der Untersuchung lag neben der Darstellung der biologischen und hydraulischen Leistungsfähigkeit des Membranplattensystems in der systematischen Untersuchung des Foulingverhaltens des zu untersuchenden Membran-

plattensystems unter den beschriebenen Randbedingungen. Untersucht werden sollte die Auswirkung ausgesuchter Betriebsparameter auf das Membranfouling, um schließlich Empfehlungen für einen optimierten Betrieb geben zu können.

Zur Untersuchung des Foulingverhaltens war als zentraler Punkt die Produktion von EPS in quantitativer sowie durch Differenzierung der Fraktionen der EPS auch in qualitativer Sicht darzustellen und ihre zeitliche Dynamik aufzuzeigen. Hierbei galt es insbesondere, die Abhängigkeit der Produktion der EPS von diversen Betriebsparametern zu untersuchen.

Darüber hinaus ist der Einfluss der Trockensubstanzkonzentration, der Schlammbelastung sowie weiterer, auf das Fouling der Membran einflussnehmende Betriebsparameter darzustellen.

Des weiteren war der Einfluss der gelösten und gebundenen EPS auf das Membranfouling zu untersuchen. Eine Deckschichtanalyse sollte Auskunft über die Bedeutung der EPS und deren Fraktionen an der Deckschichtbildung geben sowie das Foulingpotential von Belebtschlamm und Abwasser in einem Vergleich abgeschätzt werden.

Die wichtigsten Untersuchungsziele lassen sich wie folgt zusammenfassen:

Untersuchung der Leistungsfähigkeit des Membranbelebungsverfahrens ausgestattet mit einem Membranplattensystem der Fa. Kubota:

- ⌚ Leistungsfähigkeit des Membranplattensystems hinsichtlich stofflicher und hygienerelevanter Parameter
- ⌚ Hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranplattensystems zur Empfehlung eines optimierten Bemessungspermeatflux und zum Erkennen kritischer Randbedingungen

Darstellung der Produktion gelöster und gebundener EPS sowie deren Abhängigkeit von diversen Betriebsparametern:

- ⌚ Konzentration und Zusammensetzung der gelösten und gebundenen EPS im Regelbetrieb und deren tageszeitliche Schwankungen
- ⌚ Abhängigkeit der EPS-Produktion von folgenden Betriebsparametern:
 - Schlammbelastung
 - Temperatur im Belebungsbecken sowie
 - Energieeintrag im Belebungsbecken

Untersuchungen zum Membranfouling:

- ⇒ Untersuchung und Charakterisierung des grundsätzlichen Foulingpotentials von Abwasser, Schlammwasser und Belebtschlamm
- ⇒ Untersuchung der Bedeutung folgender betrieblicher Einflussfaktoren auf die Deckschichtbildung:
 - Trockensubstanzkonzentration im Belebungsbecken
 - Schlammbelastung
 - Konzentration an gelösten und gebundenen EPS und deren Fraktionen
 - Schwankungen des pH-Werte im Belebungsbecken
- ⇒ Analyse der Deckschicht des Membranplattensystems auf die Konzentration an organischen und anorganischen Foulants

Über diese Punkte hinaus sollte die Wirkungsweise von anorganischen Flockungsmitteln auf die hydraulische Leistungsfähigkeit des im Rahmen halbtechnischer Versuche untersuchten Membranplattensystems untersucht werden.

Von besonderem Interesse war die Untersuchung der Abhängigkeit des Membranfoulings von der Trockensubstanzkonzentration im Belebungsbecken. Die vergleichende Untersuchung des Foulingpotentials von Abwasser, Schlammwasser und Belebtschlamm, wurde bisher noch nicht untersucht. Insbesondere Abwasser soll bei Kontakt mit der Membran zu verstärktem Membranfouling führen. Darüber hinaus wurde bisher nicht systematisch der Beitrag der einzelnen Fraktionen der EPS am Membranfouling dargestellt. Diesen Punkt galt es im Rahmen von Filtrationsversuchen und der gezielten Analyse der Deckschicht auf deren Konzentration an EPS und deren Fraktionen darzustellen.

4 Material und Methoden

4.1 Überblick über Versuchsanlagen und Versuchsdurchführung

Um die Versuchsergebnisse der Untersuchungen zur biologischen und hydraulischen Leistungsfähigkeit auf großtechnische Membranbelebungsanlagen übertragen zu können, wurde eine mit einem großtechnischen Membranmodul ausgerüstete, halbtechnische Membranbelebungsanlage – die im Weiteren als halbtechnische MBA bezeichnet wird – betrieben.

Für die Untersuchung der Ursachen und Hintergründe des Membranfoulings wurden, neben der halbtechnischen MBA, weitere labormaßstäbliche Versuchseinrichtungen betrieben. Der Betrieb der labormaßstäblichen Versuchseinrichtungen ist mit dem Vorteil eines verminderten betrieblichen Aufwands verbunden und ermöglicht eine schnelle Adaption an wechselnde Zielsetzungen diverser Untersuchungsphasen. Darüber hinaus erlauben labortechnische Einrichtungen die wiederholte Durchführung von Versuchen unter identischen, standardisierten Betriebsbedingungen.

Im Folgenden werden die betriebenen Versuchseinrichtungen und die mit ihnen verfolgten Untersuchungsziele vorgestellt. Eine Beschreibung der technischen Details erfolgt in Kapitel 4.2.

- ⌚ Halbtechnische MBA mit großtechnischem Doppelstockmodul der Fa. Kubota mit dem Ziel der:
 - Untersuchung der biologischen Leistungsfähigkeit der Membranbiologie
 - Untersuchung der hydraulischen Leistungsfähigkeit des Membranplatten-systems in Abhängigkeit von Trockensubstanzkonzentration, Intensität der Cross-Flow-Belüftung und Zyklenzeiten
 - Untersuchung der Konzentration und Zusammensetzung der EPS im Belebtschlamm der halbtechnischen MBA in Abhängigkeit diverser Betriebsparameter und deren Rückhalt durch die Membran
 - Darstellung der zeitlichen Dynamik der EPS-Konzentration bei schwankender Kohlenstoffkonzentration im Zulauf der halbtechnischen MBA
 - Abhängigkeit zwischen der gelösten und gebundenen Konzentration der EPS
 - Untersuchung der gefoulten Membran und der chemischen Zusammensetzung des Membranbelags

- ⌚ Autark betriebene, zweistraßige MBA mit labormaßstäblichen Membranplatten der Fa. Kubota mit dem Ziel der:
 - Darstellung der Abhängigkeit der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranplatten von der Trockensubstanzkonzentration
 - Untersuchung des Foulingpotentials von Schlammwasser und Abwasser
 - Untersuchung der Einflussnahme von Flockungsmitteln auf das Foulingverhalten der Membran unter besonderer Berücksichtigung des Einflusses der EPS
- ⌚ Teststand zur Bestimmung der Filtrierbarkeit von Belebtschlamm
 - Bestimmung der Filtrierbarkeit des Belebtschlamm in Abhängigkeit von Schlammbelastung, TR-Konzentration, EPS-Konzentration und Zusammensetzung, pH-Wert des Belebtschlamm und Flockungsmittelzugabe
 - Untersuchung der Zusammensetzung des Membranbelags

4.2 Versuchsaufbau und Versuchsdurchführung

4.2.1 Standort der Versuchsanlagen auf der Kläranlage Kassel

Sowohl die halbtechnische als auch labormaßstäbliche MBA wurde mit Abwasser aus dem Ablauf der Vorklärung der Kläranlage Kassel (350.000 EW) beschickt. Im Einzelnen durchlief das den Versuchsanlagen zugeführte Abwasser folgende verfahrenstechnische Stufen der Kläranlage Kassel:

- ⌚ Zulaufschneckenpumwerk (sechs Schneckenpumpen, Förderhöhe ca. 4,10 m)
- ⌚ Stabrechen (2/3 Qm: 25 mm Stababstand, 1/3 Qm: 10 mm Stababstand)
- ⌚ Belüfteter Sand- und Fettfang
- ⌚ Vorklärstufe, bestehend aus sechs Längsbecken mit einem Volumen von je 1.300 m³ (t = i. M. 2,33 m, A = 570 m²) und einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 2,1 h im Trockenwetterfall und 0,9 h im Regenwetterfall

4.2.2 Halbtechnische Membranbelebungsanlage

4.2.2.1 Anlagenkonzeption und Aufbau

Die halbtechnische MBA bestand aus einem 20' Container und einem separaten Behälter für die Biologie und dem darin installierten Doppelstockmodul. Sie wurde mit Belebtschlamm aus der Zentralkläranlage Kassel befüllt und in Betrieb ge-

nommen. In Abbildung 18 ist das Verfahrensfließbild der Pilotanlage dargestellt. Die Legende dazu findet sich in Tabelle A- 1.

Durch eine Kreiselpumpe (P-01) wurde das Abwasser aus dem 0,6 m³ fassenden Vorlagebehälter in das 6,4 m³ fassende Denitrifikationsbecken gepumpt. Mittels Rührwerk wurde das Denitrifikationsbecken permanent durchmischt.

Nitrifikation und Denitrifikation waren durch eine am Fuß der Trennwand angeordnete rechteckige Aussparung, mit einer Abmessung von 0,30 m * 0,15 m (Breite * Höhe), miteinander verbunden.

Das Doppelstockmodul der Firma Kubota mit einer Membranfläche von zwei mal 60 m², welches großtechnisch hinsichtlich Größe und Anordnung der Membranplatten baugleich zum Einsatz kommt, war in dem Nitrifikationsbehälter mit einem Volumen von 7,9 m³ eingesetzt. Die Rezirkulation erfolgte über eine Kreiselpumpe (P-04). Der Volumenstrom war druckseitig mittels Schieber manuell regelbar. In Verbindung mit dem Magnetventil MV03 konnte aus der Rezirkulationsleitung Überschüßschlamm entnommen werden.

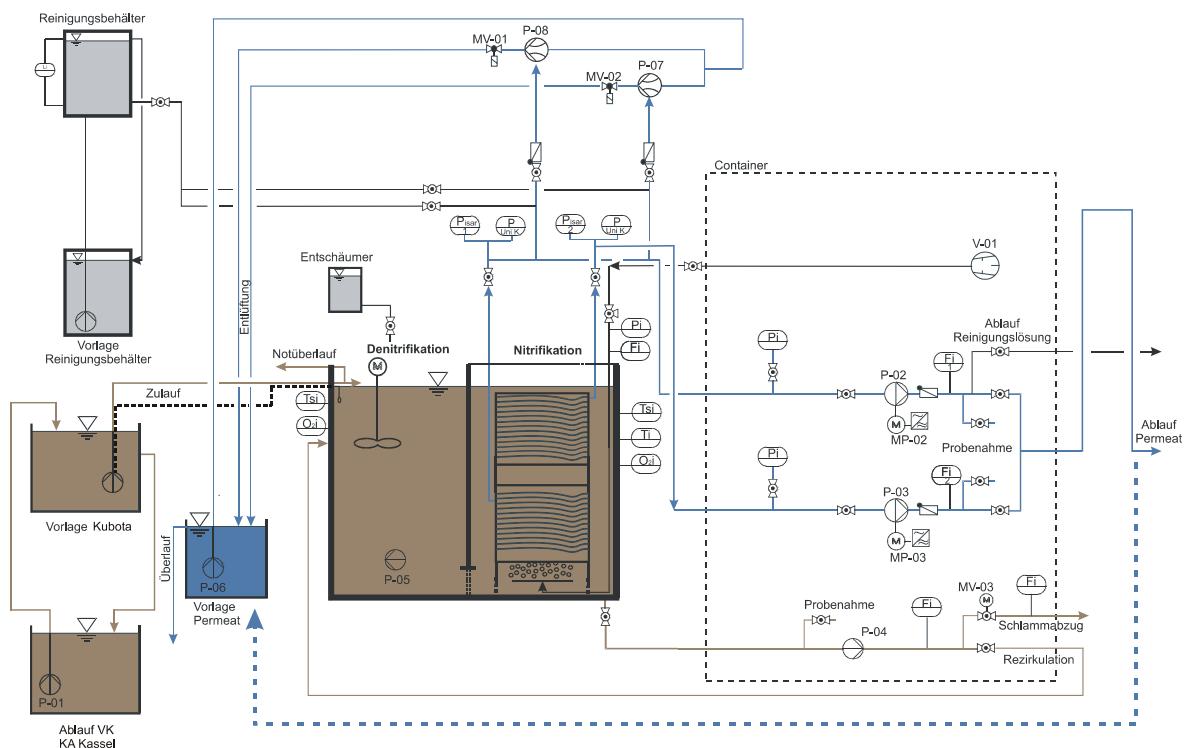


Abbildung 18: RI-Verfahrensfließbild der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

Der Permeatabzug erfolgte für das obere und untere Modul getrennt durch zwei hydraulisch entkoppelte Permeatabzugsysteme, bestehend aus Permeatleitungen, Drehkolbenpumpen (P-02, P-03), induktiven Durchflussmengenmessern (Fi1, Fi2) und digitalen Druckaufnehmern (PISAR 1, PISAR 2). Das Permeat wurde

über eine Ablaufsammelleitung der Großkläranlage Kassel zugeführt. Zwei zyklisch arbeitende Wasserstrahlpumpen (P-08, P-07), deren Betrieb an den der Permeatpumpen gekoppelt war, entlüfteten die Permeatleitungen am höchsten Punkt.

Der Cross-Flow-Volumenstrom zur Abreinigung der Membran und zur Sauerstoffversorgung der Belebtschlamm biozönose wurde durch die 0,78 m unter dem unteren Modul angeordneten mittelblasigen Belüftungselemente sichergestellt. In Tabelle 6 sind zur besseren Übersicht die wichtigsten Kennzahlen der halbtechnischen MBA zusammenfassend dargestellt.

Tabelle 6: Technische Kennzahlen der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

Reaktoren	
Nitrifikation	7.900 l ; $H * B * T = 3,97 \text{ m} * 1,90 \text{ m} * 1,05 \text{ m}$
Denitrifikation	6.400 l ; $H * B * T = 3,97 \text{ m} * 1,90 \text{ m} * 0,85 \text{ m}$
Gesamtvolumen	14.300 l
Maximaler/Mittlerer Wasserstand	4,03 m / 3,97 m ($\pm 0,06 \text{ m}$)
V_{DN}/V_{BB}	0,45
Membranmodul	
Modultyp	EK 150 S
Plattenanzahl	zwei mal 75 senkrecht angeordnete Platten
Plattenabstand	8 mm
Memranfläche	2 Module je 60 m^2
Membranmaterial	Polyethylen
Porengröße	0,4 μm
Abmessungen Modul	$H * B * T = 3,35 \text{ m} * 1,18 \text{ m} * 0,62 \text{ m}$ Höhe: Incl. Aufströmkänele 3,35 m
Abmessungen Membranplatte	$H * B * T = 1,0 \text{ m} * 0,49 \text{ m} * 0,06 \text{ m}$
Belüftungseinrichtung	
Belüftungsart	mittelblasige Belüftung
Belüftertyp	gelochte Rohrbelüfter
Durchmesser Belüfterlöcher	4,0 mm
erf. spez. Luftvolumenstrom ^{*)}	$0,65 \text{ N}^{-3} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} = 78,0 \text{ Nm}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$
Mittlere Einblastiefe	3,80 m
Aggregat	Drehkolbengebläse

^{*)} nach Ertüchtigung des Gebläses

Die eingesetzten Membranplatten wurden bereits vor den Untersuchungen in Kassel für die Dauer von zwei Jahren zur Reinigung kommunalen Abwassers und für

drei Monate zur versuchsweisen Reinigung von Deponiesickerwasser eingesetzt. Vor dem Einsatz in Kassel erfolgte eine mechanische Reinigung mittels Hochdruckreiniger sowie eine chemische Reinigung gemäß den Vorgaben der Firma Kubota mittels alkalischer und saurer Reinigungsschemikalien. Die Untersuchung des Permeats in den ersten Betriebstagen ergab hinsichtlich mikrobiologischer Parameter keine Auffälligkeiten, die auf schadhafte Stellen in der Membran durch den vorangegangenen Versuchsanlagenbetrieb gedeutet hätten.

4.2.2.2 Messung, Steuerung und Regelung

Ein vollautomatischer Betrieb der halbtechnischen Membranbelebungsanlage wurde durch eine SPS (speicherprogrammierbare Steuerung) gewährleistet, bei Bedarf konnte auch manuell in den Versuchsbetrieb eingegriffen werden.

Durch einen digitalen Datenschreiber wurden die online erfassten Daten visualisiert und auf Diskette abgelegt. Der Transmembrandruck und der Permeatvolumenstrom wurden getrennt für das obere und untere Modul und wie die TR-Konzentration sowie die Temperatur in der Nitrifikationszone online erfasst. Die in der Denitrifikations- und Nitrifikationszone installierten TS-Sonden ergänzten die tägliche TR_{BB}-Analytik im Labor.

Die mittels Frequenzumrichter gesteuerten Permeatpumpen (P-02, P-03) wurden durch einen nachträglich eingebauten Kompaktregler geregelt.

Die Förderleistung der Rezirkulationspumpe (P-04) und des Drehkolbengebläses für die Erzeugung des Cross-Flow-Volumenstroms (V-01) waren nur über manuell zu betätigende Absperrventile einregelbar. Das Rezirkulations- und Überschusschlammvolumen wurde mit einem induktiven Durchflussmesser (Fi3) messtechnisch erfasst. Der Cross-Flow-Volumenstrom konnte anhand eines installierten Schwebekörperdurchflussmessgerätes abgelesen werden. Eine automatische Regelung der Sauerstoffkonzentration in der Nitrifikation zur Deckung des Sauerstoffbedarfs der Biologie war nicht möglich.

Die Beschickung der Anlage mit vorgeklärtem Abwasser aus der Kläranlage Kassel erfolgte diskontinuierlich über einen in der Denitrifikationsstufe eingebauten Schwimmerschalter. Fiel der Wasserstand in der Denitrifikationsstufe, hervorgerufen durch den Permeatabzug, unter ein vorgegebenes Niveau, wurde durch die Zuführung von Abwasser automatisch ein Niveaualausgleich herbeigeführt. Die hieraus resultierende Wasserspiegelschwankung in der Belebung betrug maximal 0,12 m.

Der Permeatabzug erfolgte zyklisch. Auf eine Filtrationsphase mit konstantem Permeatabzug folgte jeweils eine Pause, in der bei konstant bleibender Belüftung kein

Permeat abgezogen wurde. Die von Kubota empfohlenen Zyklenzeiten, die für den Untersuchungsbetrieb überwiegend als Vorgabe dienten, setzte sich aus einer neunminütigen Phase des Permeatabzugs und einer Filtrationspause von einer Minute zusammen.

Während des gesamten Versuchsbetriebes wurden die online erfassbaren Messwerte (u. a. Transmembrandruck, Durchfluss, Temperatur der Belebung, TS der Belebung) grundsätzlich als Momentanwerte aufgezeichnet.

4.2.2.2.1 Empfohlene Betriebseinstellungen für Kubota-Membranplatten

Maßgebende Grundlage für den Betrieb der halbtechnischen Membranbelebungsanlage bildeten die durch den Membranlieferanten empfohlenen Betriebseinstellungen. Diese sind in der folgenden Tabelle 7 aufgelistet.

Bedingt durch den diesem Untersuchungsvorhaben bereits vorangegangen zweieinvierteljährigen Versuchsanlagenbetrieb wichen die Betriebseinstellungen im Versuchsbetrieb auf der Kläranlage Kassel jedoch bis zum 143. Untersuchungstag unplanmäßig von diesen empfohlenen Betriebseinstellungen ab. Die Ursache hierfür lag in der verfahrenstechnischen Modifikation der Anlage im vorangegangenen Anlagenbetrieb, die nicht mit einer notwendigen Modifikation der Programmierung der SPS verbunden war. Dieser Sachverhalt führte zu Zyklenzeiten, die durch die SPS, abweichend von den durch das Wartungspersonal manuell eingestellten Zyklenzeiten, automatisch um 30 sec. vermindert wurden. Messtechnisch festgestellt werden konnte dieser Umstand durch den Einbau von Drucktransmittern durch die Universität Kassel, die eine Kontrolle des permeatseitigen Unterdruckes in sekundengenauer Auflösung ermöglicht haben. Die tatsächlichen Zyklenzeiten betrugen daher bis zum 141. Untersuchungstag 510 sec. im Filtrations- und 90 sec. im Stillstandsbetrieb.

Ebenso abweichend von den empfohlenen Betriebseinstellungen wurde die Cross-Flow-Belüftung der halbtechnischen MBA betrieben. Dieser Volumenstrom war an einem Schwebekörperdurchflussmesser ablesbar und durch ein manuell zu betätigendes Absperrventil einregelbar. Der durch den Anlagenlieferanten fälschlicherweise auf einen zu niedrigen Betriebsdruck ausgelegte Schwebekörperdurchflussmesser führte zu einer verminderten Einstellung des Volumenstromes für die Cross-Flow-Belüftung des Membranmoduls. Durch Einbau eines auf den tatsächlichen, in der halbtechnischen Membranbelebungsanlage vorherrschenden Betriebsdruck geeichten Schwebekörperdurchflussmessers wurde festgestellt, dass bei voller Gebläseleistung der Cross-Flow-Volumenstrom mit ca. $0,5 \text{ Nm}^{3*\text{h}^{-1}}\text{m}^{-2}$ um rund 23 % unter den empfohlenen Betriebseinstellungen lag. Aus diesem Grund wurde das Drehkolbengebläse ertüchtigt und ein neuer Schwebekörperdurchflussmesser eingebaut, so dass ab dem 170. Untersuchungstag das vom Mem-

ranlieferanten empfohlene Fördervolumen von $0,65 \text{ Nm}^{3*\text{h}^{-1}*\text{m}^{-2}}$ gewährleistet werden konnte.

Über diese Problematik hinaus musste die Intensität der Cross-Flow-Belüftung mehrfach vermindert werden, um den Verlust an Trockensubstanz durch das Überschäumen der Membranbiologie einzämmen zu können.

Tabelle 7: Empfohlene Betriebseinstellungen für den Betrieb von Kubota-Membranplatten

Parameter		empfohlene Betriebseinstellung nach AGGERWASSER (2003)
Filtrationsdauer	[s]	540
Stillstandszeit	[s]	60
Transmembrandruck ^{*1}	[mbar]	< 150
Permeabilität ^{*1}	[$\text{L}^{*}\text{m}^{-2}*\text{h}^{-1}*\text{bar}^{-1}$]	> 200 - 250
Cross-Flow-Volumenstrom ^{*2}	[$\text{Nm}^{3*\text{m}^{-2}*\text{h}^{-1}}$]	0,65
Chemische Reinigung	[/]	ein bis zwei mal pro Jahr oder: TMP <= 200 mbar über 24 h

^{*1} : Im Dauerbetrieb bei einem Permeatflux von $20 \text{ L}^{*}\text{m}^{-2}*\text{h}^{-1}$ bis $25 \text{ L}^{*}\text{m}^{-2}*\text{h}^{-1}$ und einer Trockensubstanzkonzentration von $12 \text{ kg}^{*}\text{m}^{-3}$

^{*2} : Für ein Doppeldeckermodul (Typ EK 150 S – Membranfläche $2^{*}60 \text{ m}^2$)

4.2.2.3 Versuchsdurchführung

Ausgehend von den in Kapitel 4.1 beschriebenen Untersuchungszielen, die im Rahmen des Betriebes der halbtechnischen Membranbelebungsanlage untersucht werden sollten, wurden folgende Parameter variiert:

- ⌚ TR-Konzentration in der Belebung
- ⌚ Permeatflux
- ⌚ Filtrations- und Stillstandsintervalle
- ⌚ Gezielte Membranentspannung durch längere Filtrationspausen
- ⌚ Spezifischer Lufteintrag für die Cross-Flow-Belüftung

Extreme Schaumbildung, die zum Überströmen des Bioreaktors und dem damit verbundenen Verlust des Belebtschlams führte, sowie diverse Umbaumaßnahmen und Störfälle führten zu Verschiebungen im anvisierten Untersuchungsprogramm (Tabelle A- 2).

Eine detaillierte Beschreibung der gewählten Betriebseinstellungen erfolgt für jede Betriebsphase getrennt in den Kapiteln der Ergebnisdarstellung der hydraulischen Leistungsfähigkeit.

Die Betriebsphase II hatte den Aufbau einer stabilen Deckschicht auf der Membran bei TR-Konzentrationen von $> 12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ zum Ziel. Mittels der somit potentiell aufgebauten, die Membran effektiver schützenden Sekundärmembran sollte die Abnahme der hydraulischen Leistungsfähigkeit bei TR-Konzentrationen $< 8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ vermindert werden (Betriebsphase III). Zur Beschleunigung des Schlammwachstums wurde zeitlich begrenzt Essigsäure als externe Kohlenstoffquelle zudosiert.

Betriebsphase IV hatte die Untersuchung der hydraulischen Leistungsfähigkeit des Kubota-Plattenmoduls bei TR-Konzentrationen $> 12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ zum Ziel. Somit sollte in einem Vergleich mit bereits publizierten Erfahrungswerten zur hydraulischen Leistungsfähigkeit ausgeschlossen werden, dass spezifische äußere Einflüsse auf der Kläranlage Kassel für die verminderte hydraulische Leistungsfähigkeit der halbtechnischen Versuchsanlage verantwortlich waren.

Betriebsphase VI unterscheidet sich von Betriebsphase V durch einen optimierten Anlagenbetrieb ohne Laboranalytik der genannten Zulauf- und Ablaufparameter. Zu unterscheiden sind somit ein Versuchsanlagenbetrieb bei TR-Konzentrationen von $> 12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ und der genannten niedrigen von $< 8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

In der folgenden Tabelle 8 wird das mit diesem Vorhaben verfolgte Untersuchungsprogramm für die Ermittlung der hydraulischen Leistungsfähigkeit des Membranplattensystems vorgestellt. Die Einteilung der genannten Betriebsphasen wird bei der Beurteilung der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranbelebungsanlage aufgegriffen und vertieft diskutiert.

Tabelle 8: Betriebsphasen des durchgeführten Untersuchungsprogramms

BP	TR-Bereich [kg*m⁻³]	Zielsetzung der Betriebsphase
I	< 8	Ermittlung der maximalen hydraulischen Leistungsfähigkeit bei TR-Konzentrationen von 5 kg*m ⁻³ bis 7 kg*m ⁻³
II	> 12	Aufbau einer die Membran effektiv schützenden Deckschicht bei für Membrananlagen üblichen TR-Konzentrationen von > 12 kg*m ⁻³
III	< 8	Ermittlung der maximalen hydraulischen Leistungsfähigkeit bei TR-Konzentrationen von 5 kg*m ⁻³ bis 7 kg*m ⁻³ unter Berücksichtigung des Einflusses der in BP II aufgebauten Deckschicht
IV	> 12	Optimierung der hydraul. Leistungsfähigkeit des Membranmoduls bei TR-Konzentrationen von > 12 kg*m ⁻³
V	< 8	Wiederholung der in Betriebsphase III verfolgten Betriebsstrategie und Ergänzung des Untersuchungsprogramms hinsichtlich der Auswirkung folgender Parameter auf die hydraulische Leistungsfähigkeit: <ul style="list-style-type: none"> ⇒ Zyklenzeiten ⇒ Definierte Membranentspannung durch Stillstandsphasen ⇒ Intensität der Cross-Flow-Belüftung ⇒ Wiederholter Aufbau einer stabilen Deckschicht wie in Betriebsphase IV
VI	< 8	Phase des optimierten Betriebs ohne Laboranalytik biologischer und chemischer Parameter

4.2.3 Labormaßstäbliche Membranbelebungsanlage

4.2.3.1 Anlagenkonzeption und Aufbau

Die labormaßstäbliche Membranbelebungsanlage bestand aus zwei identischen, hydraulisch voneinander getrennt zu betreibenden Nitrifikationsbecken (Anlage I und Anlage II). In jedem Becken war eine labormaßstäbliche Membranplatte der Firma Kubota mit einer Membranfläche von 0,1 m² installiert. Der Belüfter zur Kontrolle der Deckschicht verlief in einem Abstand von 5 cm parallel unterhalb der Membranplatte. Zur Gewährleistung einer effektiven Kontrolle der Deckschicht wurde auf beiden Seiten der Membran in Anlehnung an die Großtechnik ein Aufströmkanal von ca. 7 mm Breite angeordnet. Weitere technische Details finden sich in Tabelle 9.

Wie die halbtechnische MBA wurde auch die Laboranlage mit Abwasser aus dem Ablauf der Kläranlage Kassel beschickt. In Abbildung 19 ist das Verfahrensfließbild der labortechnischen Anlage dargestellt. Die Legende dazu findet sich in Tabelle A- 1. Die Tabelle 9 gibt einen Überblick über die Reaktoren sowie die wichtigsten Betriebsparameter für den Untersuchungsbetrieb.

Die Inbetriebnahme erfolgte mit Belebtschlamm aus der halbtechnischen MBA. Jedes Filtrationsbecken war mit einer eigenen Membrankolbenpumpe für die Beschickung der Anlage mit Abwasser und einer Permeatpumpe ausgestattet. Die Zulaufpumpe wurde je nach Permeatflux auf die entsprechende Zulaufmenge eingestellt. Durch einen Kompaktregler und Frequenzumrichter wurde der online gemessene Permeatflux konstant gehalten.

Die Messung des TMP erfolgte kontinuierlich über einen in der Permeatleitung installierten Druckaufnehmer. Zur Entlüftung der Permeatleitung wurde ein nach Bedarf manuell zu bedienender Entlüftungsbehälter installiert. Die Dosierung des Flockungsmittels erfolgte über eine Dosierpumpe, die kontinuierlich das mit entionisiertem Wasser verdünnte Flockungsmittel zudosiert.

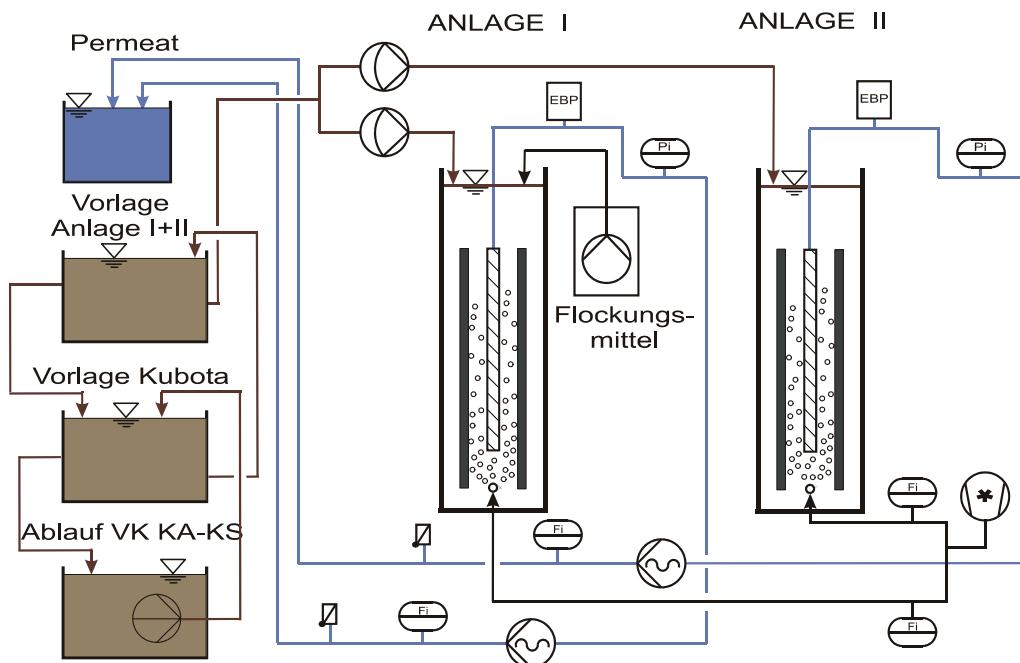


Abbildung 19: RI-Verfahrensfließbild der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage

Tabelle 9: Technische und betriebstechnische Kennzahlen der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage

Parameter	
Reaktorabmessungen $H*B*T [m]$	0,75 * 0,21 * 0,1
Reaktorvolumen [L]	11
Membranfläche [m^2]	0,1
Permeatflux [$L*m^{-2}*h^{-1}$]	Min./Max. 10 bis 25
Schlammbelastung [$kgBSB_5*kgTR^{-1}$]	Min./Max. 0,029 bis 1,0
Cross-Flow-Volumen [$Nm^3*m^{-2}*h^{-1}$]	2,0
Zyklenzeiten [min]	8/2 (Permeatabzug/Stillstand)

4.2.3.2 Versuchsdurchführung

Um den Einfluss organischer Flockungsmittel auf die hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranplattensystems untersuchen zu können, wurde in Reaktor 1 in zwei Betriebsphasen Flockungsmittel in einer Konzentration von $600 \mu L^*L^{-1}$ Permeat dosiert.

Die Reinigungsleistung wurde stichprobenartig im Ablauf beider Reaktoren hinsichtlich der Parameter CSB und NH_4 -N überprüft.

Die Festlegung der optimalen Dosiermenge und der Vergleich der Effektivität verschiedener Flockungsmittel untereinander wurden im Rahmen von Jar-Tests nach Vorgabe von DROSTE (1997) durchgeführt. Hierbei untersucht wurde die Abhängigkeit zwischen der Trübung sowie der Konzentration gelöster EPS von der Art und Konzentration des Flockungsmittels. Die untersuchten Flockungsmittel sind in Tabelle A- 3 aufgeführt.

Darüber hinaus wurden Filtrationstests durchgeführt um den Einfluss des im Jar-Test als am effektivsten identifizierten Flockungsmittels auf die Filtrationseigenschaften des Belebtschlams untersuchen zu können.

4.2.4 Versuchsstand zur Bestimmung der Filtrierbarkeit von Belebtschlämmen

4.2.4.1 Anlagenkonzeption und Aufbau

Die Bestimmung der Filtrierbarkeit der aus der halbtechnischen MBA entnommenen Belebtschlämme wurde mittels des in Abbildung 20 dargestellten Teststandes durchgeführt. Zentraler Bestandteil dieses Teststandes war eine gerührte „Ultrafiltrations-Testzelle“ der Fa. Amicon (Modell 8200) mit einem Volumen von 200 ml und einer effektiven Membranfläche von $28,7 \text{ cm}^2$. Der Betrieb der Rührzelle erfolgte mit aus labormaßstäblichen Membranplatten der Fa. Kubota ausgeschnittenem Membranmaterial und war somit identisch hinsichtlich des in der halbtechnischen MBA verwendeten Materials. Aus dem ausgeschnittenen Membranmaterial wurden aus einer gesamten Anzahl von 60 ausgeschnittenen Materialproben 15 Proben für die Versuche ausgewählt, deren Reinwasserfluss nicht mehr als $\pm 6\%$ voneinander abwichen. Zur Erzeugung des Reinwassers ($0,1 \mu\text{S} \cdot \text{cm}^{-1}$ bis $0,055 \mu\text{S} \cdot \text{cm}^{-1}$, TOC = 5 ppb - 10 ppb) wurde ein Millipore Reinstwassersystem Typ Milli-Q Academic a10 mit zusätzlicher vorgeschalteter Ionenaustauscherharz-kartusche eingesetzt.

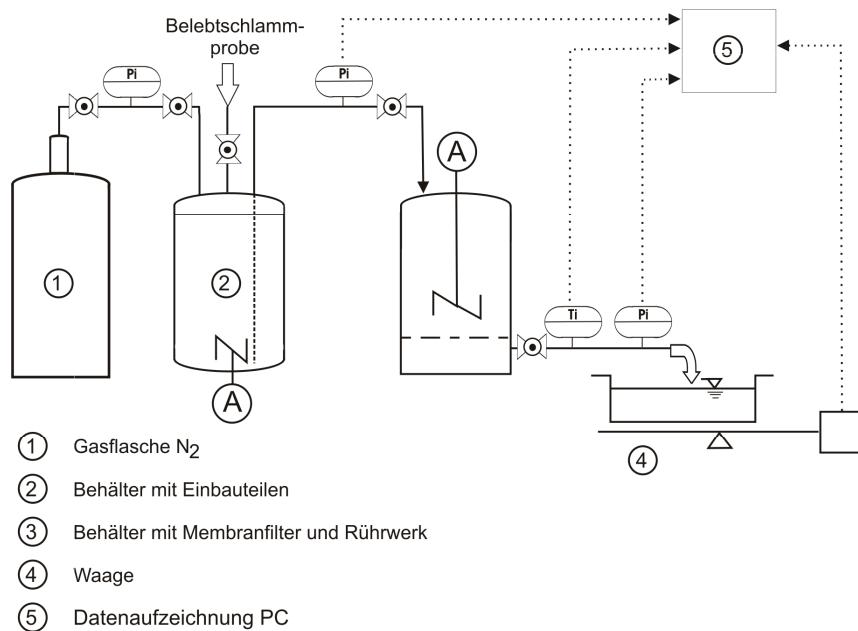


Abbildung 20: Versuchsstand zur Bestimmung der Filtrierbarkeit von Belebtschlämmen

Bestandteil des Teststandes war ein zehn Liter umfassender Vorlagebehälter für die Aufnahme der zu filtrierenden Probe, der unter Stickstoffatmosphäre bei einem für alle Versuche gleichem Druck von 2 PSI bzw. 0,138 bar betrieben wurde. Die Berechnung des TMP erfolgte aus den feed- und permeatseitig gemessenen Drücken. Turbulente Strömungsverhältnisse an der Membran wurden durch eine

Röhreinrichtung erzeugt. Die Röhreinrichtung wurde durch einen Magnetrührer, der in allen Versuchen mit einer konstanten Umdrehungszahl von $50 \text{ U} \cdot \text{min}^{-1}$ betrieben wurde, angetrieben. Zur online Messung des erzeugten Permeatvolumen stand eine digitale Waage zur Verfügung. In sekündlichen Abständen erfolgte während der Versuche auf einem PC die Erfassung und Abspeicherung der gemessenen Momentanwerte des TMP und des Permeatvolumen.

4.2.4.2 Versuchsdurchführung und Auswertung

Zur Bestimmung des spezifischen Deckschichtwiderstands wurde vor jedem Filtrationsversuch der Membranwiderstand der sauberen Membran durch einen Reinwasserversuch experimentell bestimmt und unter Anwendung folgender Formel berechnet:

$$J_{RW} = \frac{\Delta P}{\mu * R_M} \quad (\text{Gl. 18})$$

$$R_M = \frac{\Delta P}{\mu * J_{RW}} \quad (\text{Gl. 19})$$

Über die letzten 30 Sekunden eines 600-sekündigen Reinwasserversuches errechnete sich der Mittelwert des auf 10°C normierten Membranwiderstandes.

Aus den Daten des daran anschließenden eigentlichen Filtrationsversuchs wurde durch Filtration des zu charakterisierenden Filtrats (Belebtschlamm, dessen Wasserphase oder Abwasser) der Gesamtwiderstand aus Membran und Deckschicht wie folgt ermittelt:

$$R_{GE} = \frac{\Delta P}{\mu * J_P} \quad (\text{Gl. 20})$$

Die Versuchsdauer betrug 600 Sekunden, daher beziehen sich die Werte R_f , R_c , m auf diesen Zeitpunkt. Der spezifische Deckschichtwiderstand α entspricht dem mittleren Wert der in 600 Sekunden Versuchszeit errechneten Werte.

Subtrahiert man den Membranwiderstand von dem aus Gleichung 20 errechneten Gesamtwiderstand, so ergibt sich der aus dem Versuch resultierende Foulingwiderstand aus Porenverblockung und Deckschicht wie folgt:

$$R_F = R_{GE} - R_M \quad (\text{Gl. 21})$$

Gemäß der hier nochmals zitierten Gleichung 11 aus Kapitel 2.2.2.3 wurde der Deckschichtwiderstand wie folgt bestimmt:

$$R_C = m * \bar{\alpha} = \frac{c_{S,F} * V_p}{A_M} * \bar{\alpha} \quad (\text{Gl. 22})$$

Der mittlere spezifische Deckschichtwiderstand $\bar{\alpha}$ drückt gemäß dem Resistance in Series Model aus, wie viel hydraulischer Widerstand pro kg Deckschichtmasse erzeugt wird und spiegelt somit die mittlere spezifische Filtrationscharakteristik der Deckschicht wieder.

Die Deckschichtmasse, die pro m^2 Filterfläche erzeugt wird, wurde wie folgt berechnet:

$$m = \frac{c_{S,F} * V_p}{A_M} \quad (\text{Gl. 23})$$

Der spezifische Deckschichtwiderstand α zum Zeitpunkt i wurde basierend auf der Grundgleichung der Filtration (Kapitel 2.2.2.3, Gleichung 13) aus folgender Gleichung errechnet:

$$\alpha = \tan \beta * \frac{2 * A_M^2 * \Delta P}{\mu * c_{S,F}} \quad (\text{Gl. 24})$$

Nutzt man die Daten des Filtrationstests in der Form, dass die pro Zeiteinheit anfallende Filtratmenge (t/V) als Funktion des Permeatvolumen aufgetragen wird, so entspricht der lineare Teil dieser Filtrationskurve dem in Gleichung 24 enthaltenen Faktor $\tan \beta$ (s. hierzu auch Abbildung 6 in Kapitel 2.2.2.3).

Bei der Versuchsauswertung zu berücksichtigen waren folgende Annahmen, auf denen das Resistance in Series Model basiert:

- ⌚ Von einem vollständigen Partikelrückhalt wird ausgegangen
- ⌚ Eine Kompression der Deckschicht liegt nicht vor
- ⌚ Partikel der Deckschicht verlassen diese während des Filtrationsversuchs nicht
- ⌚ Vernachlässigt werden:
 - der Teil des Filtrationsversuchs in dem die Porenverblockung überwiegt
 - die osmotischen Druckdifferenzen zwischen der Feed- und Permeatseite
 - Schwerkrafteinflüsse auf die Partikel

4.2.5 Untersuchte Kläranlagen im Rahmen der EPS - Messphasen

Um die in der halbtechnischen MBA gemessene Konzentration an EPS mit dem Niveau konventioneller Kläranlagen vergleichen zu können, wurden drei großtechnische Belebungsanlagen zur Reinigung kommunalen Abwassers (Anlagen A – C) beprobt. Die Tabelle 10 gibt einen Überblick über die untersuchten Anlagen. Der

Vollständigkeit halber sind zusätzlich die halbtechnische MBA (Anlage D) und die großtechnische Membranbelebungsanlage Monheim aufgeführt.

Tabelle 10: Untersuchte Belebungsanlagen im Rahmen der Analyse der EPS-Konzentration

Anlage	Ausbaugröße EW	Abwasserart	Verfahren	B_{TS} [kg* kgTR ¹ *d ⁻¹]	TS_{BB} [kg*m ⁻³]
A	300.000	Kommunal	Nitrifikation, NKB	0,16	4,1
B	16.000	Kommunal	Nitrifikation, NKB	0,10	2,8
C	12.500	Kommunal	vorg. DN, Nitrifikation, NKB	0,01	9,5
D	ca. 120	Kommunal	vorg. DN, Nitrifikation, Membranfiltration	0,025 - 0,05	5-12
Monheim	9.700	Kommunal	vorg. DN, Nitrifikation, Membranfiltration	0,02	8-10

N = Nitrifikation; vorg. DN = vorgeschaltete Denitrifikation; NKB = Nachklärbecken

4.3 Labormethoden und Analytik

4.3.1 Bestimmung chemisch-physikalischer Standardparameter

4.3.1.1 Messprogramm und Probenahme

Die biologische Leistungsfähigkeit der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage wurde nach einem erfolgreichen Einfahrbetrieb von wenigen Wochen stichprobenartig kontrolliert.

Zur Beprobung der halbtechnischen MBA wurden täglich Stichproben und 24 h - Mischproben entnommen. In Tabelle A- 4 ist das Messprogramm dargestellt.

Ziele der Analyse der täglichen Stichproben waren die Ermittlung der Trockensubstanzkonzentration im Membranbioreaktor, die Bestimmung des Schlammvolumenindex (ISV) sowie die Durchführung mikroskopischer und mikrobiologischer Untersuchungen. Die Analytik wurde im Labor Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel durchgeführt. Die Ermittlung der Trockensubstanzkonzentration im

Bioreaktor diente der Kalibrierung der im Bioreaktor installierten Inline-TS-Sonden (N/DN). Zur Kalibrierung weiterer installierter Inline-Sonden wurden täglich die Temperatur (Zulauf, DN, RZ), die O₂-Konzentration (N/DN) und die pH-Werte (Zulauf, DN, RZ) mit portablen Handsonden gemessen.

Für die Probenahme der 24-Std.-Mischproben waren gekühlte automatische Probennehmer im Zu- und Ablauf der halbtechnischen MBA installiert. Die 24-Std.-Mischproben wurden vor Ort mengenproportional aus den zeitproportionalen 2-Std.-Mischproben (gewonnen aus acht Einzelproben zu je 1/8 Liter alle 15 Minuten) gemischt. Die Analytik wurde im Labor des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel durchgeführt.

4.3.1.2 Messverfahren

Die Analyse der verschiedenen Abwasserparameter erfolgte anhand von DIN- bzw. EN-Vorschriften (Tabelle A- 5).

Zur Bestimmung der anorganischen Parameter wurden die Proben vorher im Labor filtriert. Die Analyse der Stickstofffraktionen im Zulauf der halbtechnischen MBA erfolgte summarisch durch Bestimmung des TN_B (NH₄-N + NO_x-N + org. N). Im Ablauf der halbtechnischen MBA wurden nur die Parameter NH₄-N, NO₃-N und NO₂-N bestimmt, da durch den Feststoffrückhalt der Membran der organische Stickstoff vernachlässigbar gering war.

Die mikrobiologischen Messungen wurden nicht nach genormten, sondern nach vereinfachten Methoden durchgeführt. Neue, so genannte Nährkartonscheiben der Fa. Sartorius erlauben die Zusammenfassung der Verfahrensschritte, d.h. dass in den Nährböden für jede Keimart gleichzeitig das Kultiviermedium und eine spezifische Substanz zum Färben der Keimart enthalten sind. Die Bestimmungsmethoden für die einzelnen Keimarten sind Tabelle A- 6 zu entnehmen.

Hinsichtlich bestimmter Indikatororganismen erfolgte die Orientierung an der aktuellen EU-Badegewässerrichtlinie (Richtlinie 76/160/EWG vom 08.12.1975). Bemerkt sei jedoch an dieser Stelle, dass in dem Beschluss der EU-Umweltminister vom 28. Juni 2004 zur Novellierung der Badegewässerrichtlinie zukünftig die Erfassung von Darmenterokokken und Coli-Bakterien zur Überwachung der Badegewässergüte gefordert wird.

4.3.2 Bestimmung von EPS

4.3.2.1 Messprogramm und Probenahme

Zur Analyse der Konzentration an EPS im Belebtschlamm wurde aus dem Rezirkulationsstrom der halbtechnischen MBA an insgesamt 18 Messtagen jeweils um ca. 7:30 Uhr eine Belebtschlammprobe entnommen. In Tabelle A- 7 ist das Messprogramm dargestellt. Für einen Vergleich der Konzentration und Zusammensetzung der EPS mit Belebtschlämmen konventioneller Anlagen wurden die in Kapitel 4.2.5 genannten drei großtechnischen Kläranlagen beprobt. Die Anlage A wurde drei Mal im Abstand von jeweils einer Woche, die Anlage B drei Mal im Zeitraum von sechs Monaten und Anlage C zwei Mal mit einwöchigem Abstand beprobt.

Zusätzlich wurden im Zu- und Ablauf der halbtechnischen MBA im Rahmen einer zweitägigen Intensivmessphase 2-h-Ganglinien zur Bestimmung der Kohlenstoffbelastung (CSB, CSB_{filt} und TOC) gemessen. Parallel wurde zusätzlich jeweils um 11:00 Uhr und um 19:00 Uhr je eine Belebtschlammprobe aus der Nitrifikationszone zur Analyse der gelösten und gebundenen EPS genommen.

Die Bestimmung der EPS wurde unmittelbar im Anschluss an die Probenahme im Labor des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft durchgeführt. Die maximale Transportzeit der Proben betrug dreißig Minuten. Somit konnte eine signifikante Änderung der chemisch-physikalischen Eigenschaften der Proben ausgeschlossen werden.

4.3.2.2 Messverfahren

Die Extraktion der EPS von den Belebtschlammflocken wurde in Anlehnung an die Methode nach FROELUND ET AL. (1996) durchgeführt. Es erfolgte eine Optimierung dieser Bestimmungsmethode und ihrer wichtigsten Arbeitsschritte im Rahmen einer Sensitivitätsuntersuchung. Maßgebende Schritte bei der Extraktion gebundener EPS sind:

- ⌚ die Verwendung von Ionenaustauscherharz, das die divalenten Kationen Ca^{2+} und Mg^{2+} aus der Belebtschlammatrix entfernt und die EPS somit solubilisiert und
- ⌚ die Trennung der dann gelöst vorliegenden EPS von dem Gemisch aus Belebtschlamm und Ionenaustauscherharz durch Zentrifugation.

Die einzelnen Arbeitsschritte sind in Abbildung 21 dargestellt. Die Belebtschlammprobe (Probenvolumen 300 ml) wurde durch Zentrifugation auf ca. $9\text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ bis $11\text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ eingedickt. Das durch Zentrifugation separierte Schlammwasser, welches durch eine Pufferlösung ersetzt wurde, konnte für die spätere Analy-

se der gelösten EPS verwendet werden. Die Pufferlösung diente der Prävention von Zellysis und der exakten Bestimmung der TR-Konzentration des Schlamms. Zur Extraktion der gebundenen EPS von den Schlammpellets wurden in einem nächsten Schritt 70 Gramm Ionenaustauscherharz pro Gramm organischer Trockensubstanz zugegeben (Dowex Marathon C). Durch moderates Rühren unter definierten Randbedingungen (Extraktionszeit von 1,5 Stunden) und anschließende Trennung der Fest- und Flüssigphasen durch Zentrifugation lagen die gelösten EPS getrennt von den Schlammpellets in gelöster Form vor. Nach anschließender Filtration durch einen Cellulose-Acetat-Filter (Nalgene Syringe Spritzenvorsatzfilter) mit einer Porenweite von 0,45 µm wurde in dem somit gewonnenen Filtrat die Konzentration der EPS und deren Fraktionen bestimmt.

Das im Rahmen der Analyse der gebundenen EPS im ersten Arbeitsschritt anfallende Schlammwasser wurde zur Bestimmung der gelösten EPS durch einen Papierfilter (Schleicher+Schuell Sort 595 ½) und den zuvor genannten Cellulose-Acetat-Filter filtriert und so vollständig von den Schlammflocken getrennt. Auch hier erfolgte ein Nachweis – in diesem Fall der gelösten EPS – im Filtrat des mittels Spritzenvorsatzfilter nochmals filtrierten Schlammwassers.

Die Analyse der Proteine und Huminsäuren erfolgte nach der Methode von LOWRY, modifiziert nach Froelund (FROELUND ET AL. 1996) und die Analyse der Kohlenhydrate nach der Antron-Methode (RAUNKJAER ET AL. 1994). Die summarische Bestimmung der EPS erfolgte anhand des Parameters DOC konform der DIN- bzw. EN-Vorschrift (GDCH et al. 2004) mittels TOC-Analyzer. Die Tabelle A-8 gibt eine Übersicht über die berücksichtigten Analysevorschriften.

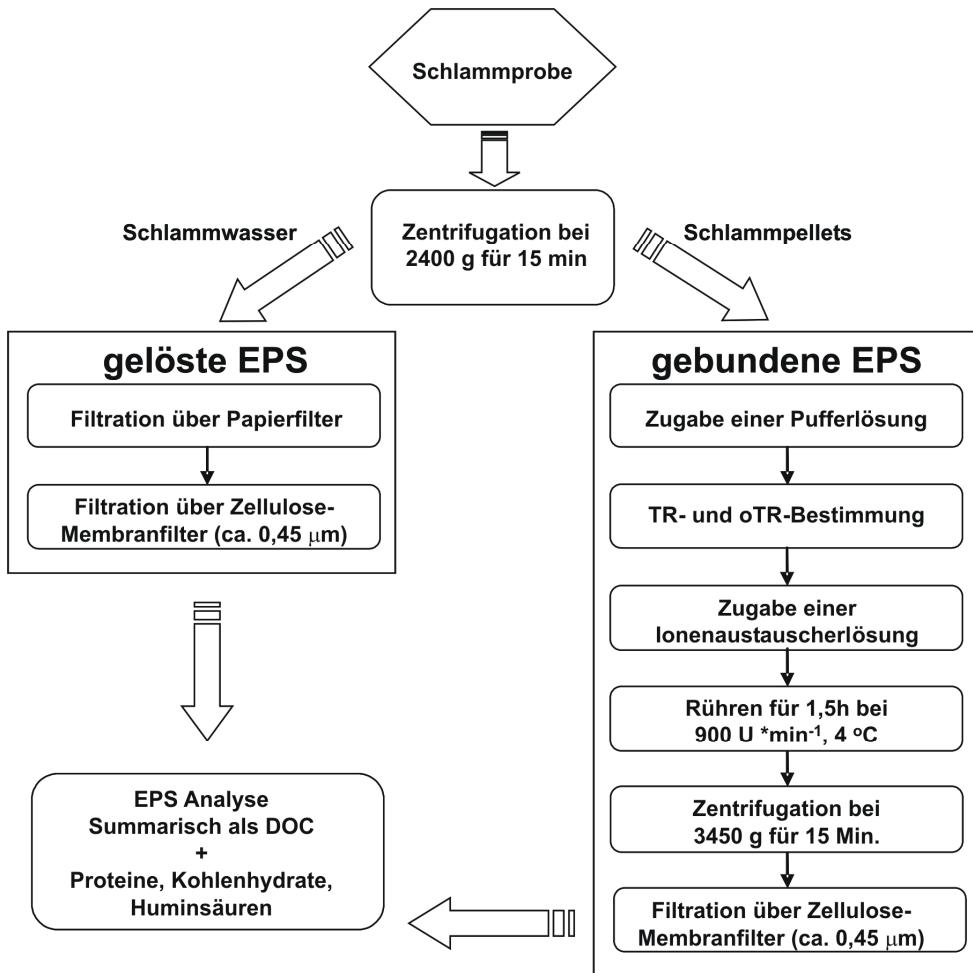


Abbildung 21: Schematische Darstellung der Methodik zur Analyse der EPS

4.3.3 Membranautopsie und Foulinganalyse

4.3.3.1 Deckschichtprobenahme und –analyse

Um die Deckschicht auf die organischen und anorganischen Bestandteile untersuchen zu können, wurden am 346. Betriebstag sämtliche 75 Membranplatten des oberen Membranmoduls der halbtechnischen MBA im Zuge des Austauschs der Membranplatten gegen fabrikneue Platten ausgebaut und beprobt. Der Membranbelag wurde mechanisch mittels eines mechanisch beständigen, aus Naturkautschuk bestehenden Spatenwischers von der Membran entfernt. Hierdurch konnte eine nahezu vollständige Entfernung der Deckschicht erreicht werden.

4.3.3.1.1 Bestimmung von EPS

Zur Bestimmung der Konzentration an gelösten und gebundenen EPS in der Deckschicht der Membranplatten der halbtechnischen MBA wurde ein Teil des gewonnenen Probenmaterials in 150 ml Pufferlösung resuspendiert und nach dem in

Kapitel 4.3.2.2 dargestellten Analyseverfahren der Anteil an EPS bestimmt. Diesem Schritt voran ging die Bestimmung der Trockenmasse nach EN 872 H33 und des Glühverlustes nach DIN 38409 H2-3.

Zur quantitativen Visualisierung der EPS unter einem Lichtmikroskop (Leica DM LB Durchlicht-Hellfeld- und Phasenkontrastmikroskop) wurden die Proben mit Zeichentusche (Standard Graph Nr. 550201) eingefärbt. Gemäß der Methode nach Jenkins (JENKINS ET AL. 1993) färbt die Tusche Belebtschlammflocken je nach deren Konzentration an EPS unterschiedlich intensiv ein. Je höher die Konzentration an EPS, umso stärker wird das Eindringen der Tusche in die Flocke behindert.

4.3.3.1.2 Rasterelektronenmikroskopie (REM) und energiedispersive Röntgenanalyse (EDX)

Für die optische Untersuchung der Oberfläche der Membranen aus Testzellenversuchen mit Belebtschlamm, der flüssigen Phase des Belebtschlammes sowie von Abwasser wurden diese ca. 16 h an der Luft getrocknet und danach in einem Exsikkator bis zur Durchführung der REM-Aufnahmen gelagert. Zur Durchführung der REM-Aufnahmen wurden die Membranen in einem Hochvakuum mit Gold bedampft. Die Aufnahmen wurden mit einem Feldemissions-Rasterelektronenmikroskop der Firma Philips (Typ XL30) erzeugt. Die qualitative und halbquantitative Bestimmung der elementaren Zusammensetzung der Deckschicht von Membranscheiben aus Testzellenversuchen wurde mittels EDX-Analyser durchgeführt.

4.3.3.1.3 Induktivgekoppelte Plasmaanalyse (ICP)

Zur Bestimmung der elementaren Zusammensetzung der Deckschicht von Membranplatten der halbtechnischen MBA wurde ein induktivgekoppelter Plasmaanalyser eingesetzt. Für den Vergleich mit der elementaren Zusammensetzung von Abwasser und der Wasserphase des Belebtschlammes wurden in je einem Keramikschälchen an zwanzig aufeinander folgenden Tagen Abwasserproben (Gesamtvolumen 10 L) und an vierzig aufeinander folgenden Tagen Proben der Wasserphase des Belebtschlammes ($V_{ges} = 20$ L) in einem Trockenschrank bei 105 °C verdampft. Zur Durchführung der Messungen wurden 5 g des somit gewonnenen Trockenrückstands der Proben mit Königswasser aufgeschlossen und gekocht. Die eigentliche Untersuchung auf die Elemente in der Probe wurde mit ICP-OES (Induktivgekoppeltes Plasma – Optisches Emissions-Spektrum) gemäß DIN EN ISO 1885 durchgeführt.

4.3.3.2 Analyse der Porenverblockung

Zur vergleichenden Beurteilung der Porenverblockung, die durch die Filtration von Belebtschlamm, dessen flüssigen Phase oder durch Abwasser verursacht wird, wurden definierte Filtrationsversuche mit diesen Medien durchgeführt. Die Filtrationsversuche wurden einheitlich bei einer erzeugten Permeatmenge von 100 ml abgebrochen. Nach Beendigung der Versuche wurde die Deckschicht auf der Membran mittels eines mechanisch beständigen, aus Naturkautschuk bestehenden Spatenwischers beseitigt. Anschließend wurde die Membranprobe auf eine undurchlässige Unterlage vertikal aufgespannt und mittels leichtem, definierten Wasserstrahl parallel zur Oberfläche der Membran gereinigt. Der Erfolg der Deckschichtbeseitigung und Reinigung wurde durch REM-Aufnahmen stichprobenartig kontrolliert.

4.3.3.2.1 Bestimmung des Reinwasserflusses

Als Kriterium für die Beurteilung der Porenverblockung wurden sowohl vor dem Versuch mit der sauberen Membran als auch nach dem Filtrationsversuch des jeweiligen Mediums Reinwasserversuche nach dem in Kapitel 4.2.4.2 beschriebenen Vorgaben durchgeführt. Als Kriterium für die vergleichende Beurteilung der Porenverblockung wurde die prozentuale Differenz zwischen dem auf 10°C normierten Reinwasserpermeatflux vor und nach Filtration einer feststoffbeladenen Suspension (Belebtschlamm, flüssige Phase des Belebtschlamm oder Abwasser) errechnet.

4.3.3.2.2 Porencharakterisierung mittels Quecksilberdruckporosimetrie (MIP)

Die Bestimmung der Porenverblockung wurde auch im Rahmen von Quecksilberdruckporosimeterversuchen durchgeführt. Eingesetzt wurde ein Quecksilberdruckporosimeter vom Typ AUTOPORE II 9220 der Firma MICROMETRICS, das Poren mit Radien von $2,23\text{ nm} - 2,23 \cdot 10^5\text{ nm}$ erfassen kann.

Die Quecksilberdruckporosimetrie (MIP) ist eine Methode, mittels derer poröse Festkörper anhand der mit diesem Verfahren ermittelten offenen Porosität, der Gesamtporenfläche (spez. Oberfläche) und der Porenradienverteilung charakterisiert werden können.

Da Quecksilber (Hg) sich gegenüber den meisten Feststoffen als nicht benetzende Flüssigkeit verhält, dringt es in poröse Stoffe nur unter Druckeinwirkung ein. Der Zusammenhang ist der folgenden Gleichung, auch Washburn-Gleichung genannt, zu entnehmen:

$$P = \frac{4 * \sigma * \cos \theta}{d} = \frac{2 * \sigma * \cos \theta}{R_{Hg}} \quad (\text{Gl. 25})$$

Der Radius R_{Hg} wird Äquivalent- oder Poreneingangsradius genannt und bezieht sich in der Regel auf Kapillaren mit zylindrischem Querschnitt. Aus oben genannter Beziehung geht hervor, dass bei konstantem, gegebenem Kontaktwinkel und konstanter, gegebener Oberflächenspannung der aufgewendete äußere Druck dem Radius umgekehrt proportional ist.

Um den Porenradius von Poren mit einem Radius von $< 7,5 \mu\text{m}$ bestimmen zu können, muss das Probengefäß evakuiert werden (0,05 Torr bzw. $6,7 * 10^{-6} \text{ Mpa}$). Wird das bei stufenweiser Druckerhöhung von der Probe aufgenommene Hg-Volumen aufgezeichnet, lassen sich verschiedene Verteilungskurven berechnen.

Bei der Bestimmung der Gesamtporosität (in Vol.-%) aus Quecksilberdruckporosimetriever suchen fehlen das Porenvolumen, das durch den Fülldruck bereits zu Beginn der Messung gefüllt ist sowie die Bereiche, die mit dem Maximaldruck nicht erreicht werden können (hier: Poren $< 0,0038 \mu\text{m}$).

Analog der Vorgehensweise zur Bestimmung des Reinwasserflusses wurde vor der Anwendung der Quecksilberdruckporosimetrie die Deckschicht unter standardisierten Bedingungen beseitigt.

5 Darstellung des Untersuchungsbetriebs der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

5.1.1 Biologische Leistungsfähigkeit der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

5.1.1.1 Allgemeines

Zur Beurteilung der biologischen Leistungsfähigkeit der halbtechnischen MBA werden im Folgenden verschiedene Parameter wie die chemischen Abwasserparameter im Zulauf der halbtechnischen MBA, der Verlauf der Trockensubstanzkonzentration, der Schlammbelastung und der Sauerstoffkonzentration im Belebungsbecken dargestellt. Anschließend erfolgt eine Darstellung der Reinigungsleistung der halbtechnischen MBA hinsichtlich der Parameter Kohlenstoff, Stickstoff und Phosphor.

5.1.1.2 Zulaufverhältnisse

Zur Charakterisierung der Abwasserzusammensetzung sind in Tabelle 11 die über den gesamten Untersuchungszeitraum von Mitte März 2003 bis Mitte Juni 2004 ermittelten Werte dargestellt. Auffallend ist das ungünstige mittlere CSB/BSB₅-Verhältnis von 2,8, wobei industriell-gewerbliche Indirekteinleiter als Verursacher ausgeschlossen werden können, da deren Anteil am Abwasseranfall sehr gering ist. Das im Hinblick auf die Stickstoffelimination wichtige TN_B/BSB₅-Verhältnis von im Mittel 0,43 ist als sehr ungünstig einzuordnen.

Tabelle 11: Zulaufbelastung der halbtechnischen Membranbelebungsanlage
(19.03.2003 – 13.06.2004)

	Anzahl	Min	Ø	STA^{*1}	Median	Max
	[⁻]	[mg*L ⁻¹]	[mg*L ⁻¹],[-]	[%]	[mg*L ⁻¹]	[mg*L ⁻¹]
CSB	431	105,0	356,0	22,7	354,0	628,0
BSB₅	396	7,0	127,0	27,2	128,0	251,0
AFS	432	14,6	89,49	33,9	87,0	381,0
TN_B	405	12,3	54,55	23,5	55,83	83,86
NH₄-N	415	6,07	41,34	26,7	43,12	70,74
org N^{*2}	385	0,13	12,71	44,2	12,40	41,48
NO₃-N	413	0,08 ^{*3}	0,47	121,5	0,26	3,31
NO₂-N	421	0,01 ^{*2}	0,23	77,9	0,18	1,07
PO₄-P	393	1,02	4,16	25,4	4,31	7,21
ges P	412	2,18	6,58	22,2	6,77	10,97
Parameterverhältnisse						
CSB/BSB₅	394	1,7	2,9	22,7	2,8	7,1
AFS/BSB₅	391	0,11	0,79	84,5	0,70	12,14
TN_B/BSB₅	375	0,22	0,47	66,1	0,43	5,87
org N/TKN	385	0,01	0,24	38,5	0,24	0,70

^{*1} : Standardabweichung

^{*2} : org. N = TN_B - NH₄-N - NO_x-N

^{*3} : Bestimmungsgrenze

5.1.1.3 Verlauf der Trockensubstanzkonzentration

In Abbildung 22 ist für den gesamten Untersuchungszeitraum der Verlauf der Trockensubstanzkonzentration in der Belebung dargestellt. Abgebildet sind die Werte der täglichen Laboranalytik (Stichproben). In Kapitel 4.1 wurde bereits auf die Zielsetzung der Betriebsphasen und die Wahl der Trockensubstanzkonzentration eingegangen.

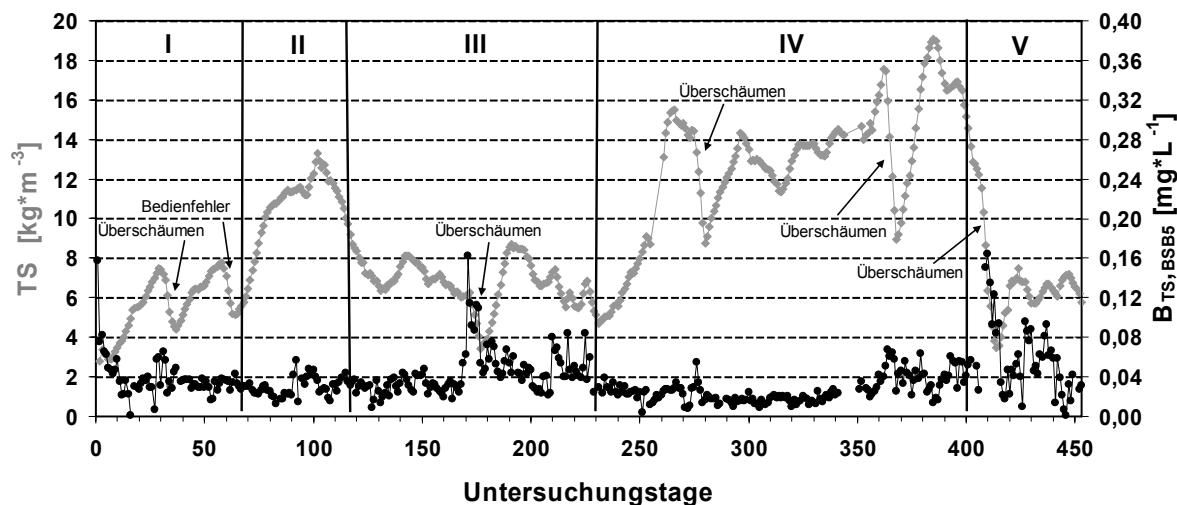


Abbildung 22: Trockensubstanzaufbau und –verlauf der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

Nach Befüllung der halbtechnischen MBA mit Belebtschlamm aus der Zentralkläranlage Kassel lag die Trockensubstanzkonzentration bereits bei ca. 4 kg*m^{-3} .

Schwankungen in der Trockensubstanzkonzentration begründeten sich grundsätzlich aus den schwankenden Zulaufverhältnissen der Parameter CSB bzw. BSB₅ und aus dem Zeitversatz zwischen Probenahme, der Probenanalyse zur Bestimmung der Trockensubstanzkonzentration und der daraus folgenden Festlegung der Überschussschlammmenge.

Darüber hinaus wurde in der ersten Betriebsphase z. T. übermäßig viel Überschussschlamm entnommen. Dieser Sachverhalt ist in der Abbildung 22 als Bedienfehler gekennzeichnet.

Ein weitaus größeres Problem stellte phasenweise eine intensive Schaumbildung auf der belüfteten Beckenzone dar, die z. T. zu einem Überströmen des Schaums über den Reaktorrand führte und innerhalb weniger Stunden den Verlust eines großen Teils der Trockensubstanz zur Folge hatte. Solche Ereignisse, die in ihrer extremsten Form in Abbildung 22 mit dem Begriff Überschäumen gekennzeichnet sind, machten einen stabilen Anlagenbetrieb z. T. unmöglich und erschwerten zudem die zwischen den Betriebsphasen I und II sowie III und IV gewünschte Zunahme der Trockensubstanzkonzentration.

Der organische Anteil des Belebtschlammes, der als Glühverlust (GV) angegeben wird, betrug im Mittel 70 % bei einer Standardabweichung von 4,7 %. Der Glühverlust bewegte sich somit in den für konventionelle Belebungsanlagen üblichen Spannweiten von 65 % bis 75 %.

5.1.1.3.1 Schlammbelastung und Schlammalter

Die Tabelle 12 zeigt die berechnete Schlammbelastung und das Schlammalter der halbtechnischen MBA für den gesamten Untersuchungszeitraum.

Die Schlammbelastung lag im Mittel bei rund $0,04 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ und konnte während der gesamten Untersuchungsdauer nicht wesentlich über die nominelle Stabilisierungsgrenze von $0,05 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ gesteigert werden.

Tabelle 12: Betriebsparameter und statistische Parameter der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (März 2003 bis Juni 2004)

Betriebsparameter	Statistische Parameter	Einheit	Wert
$B_{TS,CSB}^{*1}$	Anzahl	[/]	428
	Mittelwert	[kg*kgTS ⁻¹ *d ⁻¹]	0,106
	Standardabweichung	[/]	57,9%
	Median	[kg*kgTS ⁻¹ *d ⁻¹]	0,093
$B_{TS,CSB}^{*2}$	Anzahl	[/]	428
	Mittelwert	[kg*kgTS ⁻¹ *d ⁻¹]	0,100
	Standardabweichung	[/]	56,2%
	Median	[kg*kgTS ⁻¹ *d ⁻¹]	0,089
$B_{TS,BSB5}^{*1}$	Anzahl	[/]	426
	Mittelwert	[kg*kgTS ⁻¹ *d ⁻¹]	0,04
	Standardabweichung	[/]	63,1%
	Median	[kg*kgTS ⁻¹ *d ⁻¹]	0,03
t_{TS}^{*3}	Anzahl	[/]	231
	Mittelwert	[d]	34,1
	Standardabweichung	[/]	62,7%
	Median	[d]	28,5

^{*1} : mit externer Kohlenstoffquelle

^{*2} : ohne externer Kohlenstoffquelle

^{*3} : ohne TS-Verlust durch Überschäumen

Die Ursache hierfür lag in der geringen hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranen im Vergleich zu Erfahrungswerten aus dem großtechnischen Anlagenbetrieb. Dieser Umstand führte zu einem verminderten Zulaufvolumenstrom

bzw. einer verminderten Zulauffracht und abnehmender Schlammbelastung. Ausnahmen bilden Betriebstage, an denen die Trockensubstanzkonzentration durch Störfälle drastisch verringert wurde.

Als Folge der geringen Schlammbelastung stellte sich ein Schlammalter von im Mittel 34 Tagen ein. Bei der Berechnung des Schlammalters wurde neben den gezielten Überschussschlammentnahmen auch der Verlust an Trockensubstanz durch Überschäumen der halbtechnischen MBA berücksichtigt.

Die Variabilität und Höhe der Schlammbelastung und deren Verlauf wurde maßgeblich durch die Trockensubstanzkonzentration im Belebungsbecken, dem Zulaufvolumenstrom, der je nach Betriebsphase verschiedenen Änderungen unterlag, aber auch durch die vielen Ereignisse bei denen Trockensubstanz durch Überschäumen verloren ging, bestimmt. Die Abbildung 22 zeigt diese Abhängigkeit exemplarisch für die Trockensubstanzkonzentration.

5.1.1.3.2 Mikroskopisches Bild des belebten Schlamms

Einen Vergleich zwischen Belebtschlamm der großtechnischen Kläranlage Kassel und der halbtechnischen MBA zeigen Abbildung 23 und Abbildung 24. Wie aus der Literatur bereits bekannt ist, weist Belebtschlamm aus Membranbelebungsanlagen im Vergleich zu konventionellen Kläranlagen eine wesentlich offenere und kleinteilige Flockenstruktur auf. Dieser Trend ist in Abbildung 23 deutlich zu erkennen. Zum Teil muss man die Flockenstruktur nur noch als eine Ansammlung kleiner Agglomerate bezeichnen, die durch ein Netzwerk aus fadenförmigen Bakterien zusammengehalten wird.

Die Flockenstruktur des Belebtschlamm aus der konventionellen Kläranlage Kassel ist wesentlich dichter und nach außen schärfer abgegrenzt. Darüber hinaus sind viele freie Bakterien im Belebtschlamm der Membranlage zu beobachten. Nach EIKELBOOM ET AL. (1999) wird die Flockenstruktur u. a. von der Turbulenz im Belebungsbecken bestimmt. Kleine Flocken entstehen jedoch auch durch eine niedrige Schlammbelastung. In Membranbelebungsanlagen führt die zur Deckenschichtkontrolle betriebene Cross-Flow-Belüftung zu einer starken Scherbeanspruchung der Belebtschlammflocken und somit zu einer Kollabierung der klassischen Flockenstruktur. Darüber hinaus wurde die halbtechnische MBA mit einer niedrigen mittleren Schlammbelastung von $0,04 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ betrieben. Durch das sehr hohe Schlammalter während der gesamten Untersuchungsdauer waren häufig Rädertierchen (*Rotaria* sp., Abbildung 24 links), Schalenamöben (*Arcella* sp., Abbildung 24 rechts) und Wimpertierchen (*Ciliaten* sp.) unter dem Mikroskop zu identifizieren. Sie gelten als Indikator für eine gute Sauerstoffversorgung und ein hohes Schlammalter.

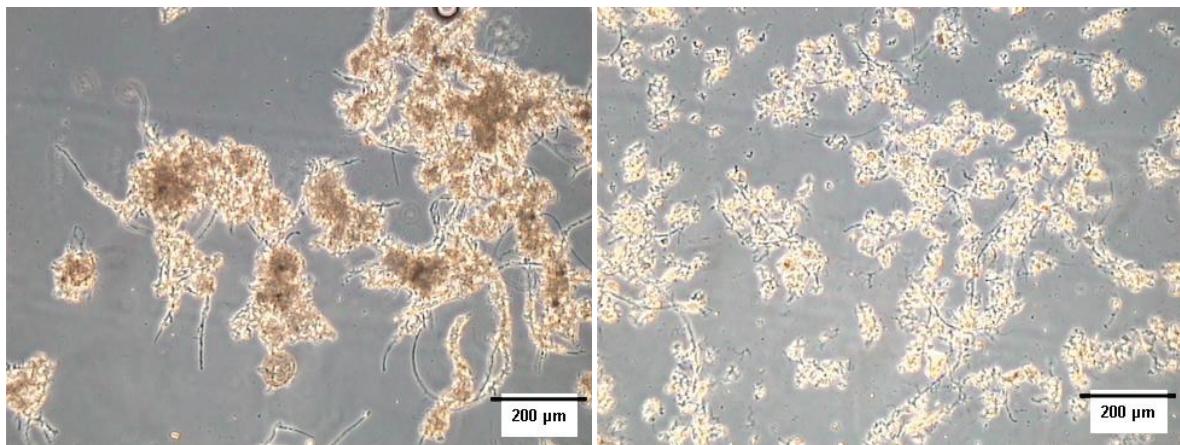


Abbildung 23: Belebtschlamm der Kläranlage Kassel (links), der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (rechts) - Phasenkontrastmikroskopie; 100-fach)

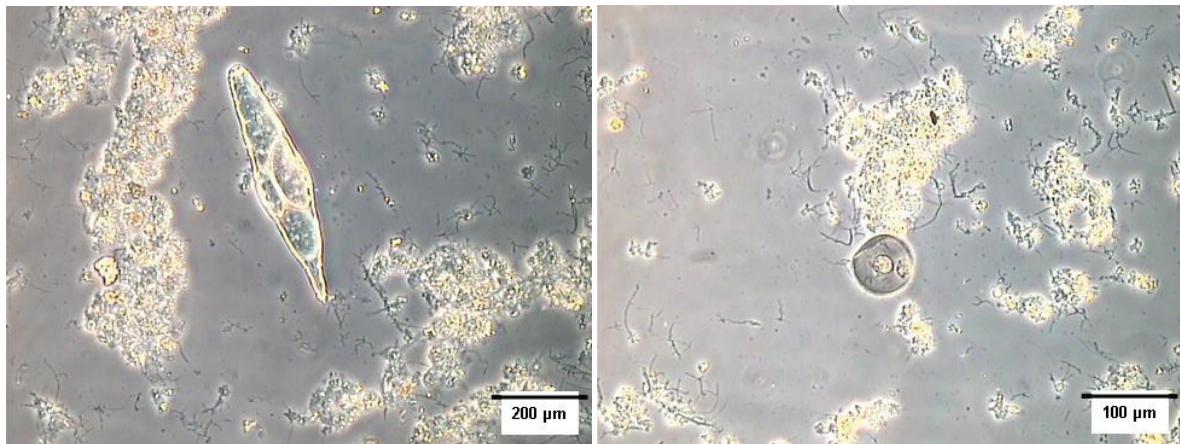


Abbildung 24: Belebtschlamm der halbtechnischen Membranbelebungsanlage, *Rotaria* sp. (links), *Arcella* sp. (rechts) (Phasenkontrastmikroskopie; 100-fach links; 200-fach rechts)

Wie in Abbildung 25 dargestellt, wurden im Belebtschlamm der halbtechnischen MBA gram-positive fadenförmige Organismen nachgewiesen. Zu Beginn der Untersuchung wurden in großer Anzahl Fadenbakterien des Typs *Microtrix parvicella* festgestellt. Die typisch verknäulte Wuchsform dieser Fadenbakterien ist erkennbar. Mit zunehmender Untersuchungsdauer vergesellschafteten sich zusätzlich Nocardioforme Actinomyceten mit ihrer typisch verästelten Wuchsform. Fadenbakterien führen nach KNOPP (1997) und HELMER-MADHOK (2003) zu Blähsschlamm, Schwimmschlamm und Schaum, wobei Schaum zu starken Problemen beim Betrieb von Membranbelebungsanlagen führen kann, wie dies bei der halbtechnischen MBA zu beobachten war. Als Gründe für das Auftreten fadenförmiger Organismen werden u. a. eine geringe Schlammbelastung ($< 0,15 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$) und niedrige Abwassertemperaturen genannt.

Schaumbildung und das Auftreten von fadenförmigen Mikroorganismen können sich gegenseitig potenzieren. Zum einen fördern fadenförmige Mikroorganismen durch ihre hydrophobe Zelloberfläche die Schaumbildung. Zum anderen reichern sich an Gasblasen, z. B. aus der Belüftung der aeroben Zone der Belebung, oberflächenaktive Stoffe durch deren hydrophobe Enden an der Oberfläche der Gasblasen an und stabilisieren diese durch Bildung eines kontinuierlichen Films. Nach RYTZ ET AL. (1999) gehören zu diesen Stoffen auch langkettige organische Säuren wie Humin- und Fulvinsäuren, aber auch Proteine. Bezuglich der Proteine wurden diese Beobachtungen durch NAKAJIMA (2004) bestätigt. Durch eine Verminderung der Intensität der Cross-Flow-Belüftung ging die Schaumbildung in der halbtechnischen MBA umgehend auf ein erträgliches Maß zurück. Dies lässt vermuten, dass in Membranbelebungsanlagen im Gegensatz zu konventionellen Belebungsanlagen die Schaumentwicklung durch höhere Belüftungsraten für die zusätzlich erforderliche Cross-Flow-Belüftung extremer ausfallen kann.

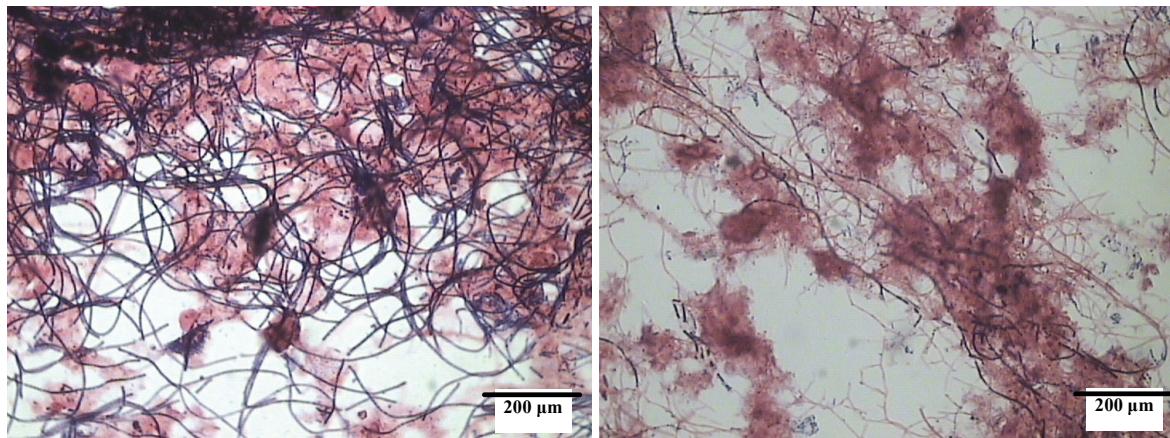


Abbildung 25: Belebschlamm der halbtechnischen Membranbelebungsanlage, *Microthrix parvicella* (links) und *Nocardioform actinomyceten* (rechts) (Gramfärbung; 1000-fach; 02.05.2003 links, 07.10.2003 rechts)

Bakterien wiederum lagern sich an diese angereicherten Grenzflächen bevorzugt an, da diese in den meisten Fällen einen Selektionsvorteil bieten. Die Ursache hierfür sind die Grenzflächen der Gasblasen, die mit hydrophoben Stoffen (z.B. Fetten) bis zu 200 Mal höher angereichert sind als das Umgebungsmedium. Demnach ist das Auftreten von Schaum eine ideale Voraussetzung für das massenhafte Wachstum von *Microthrix parvicella* (MÜLLER ET AL. 1999). Darüber hinaus kommt es mit zunehmender Dicke der Schaumschicht zu anaeroben Zonen in der Schaumschicht, was zum Teil zu einer starken Versäuerung und damit zur Bildung von kurzkettigen organischen Säuren führt. Dieser Umstand führt wiederum in der Schaumschicht zu einem verstärkten Wachstum von *Microthrix parvicella* und in der Folge zu einem ständigen Animpfen der darunterliegenden Suspension mit *Microthrix parvicella* (LEBEK 2003). Das massenhafte Auftreten von fadenförmigen Organismen kann durch die Abbildung 26 eindeutig belegt werden. Aus diesem Grund wurde der in der halbtechnischen MBA entstandene Schaum automatisch

durch eine eigens installierte Ablaufvorrichtung aus der halbtechnischen MBA ausgeschleust.

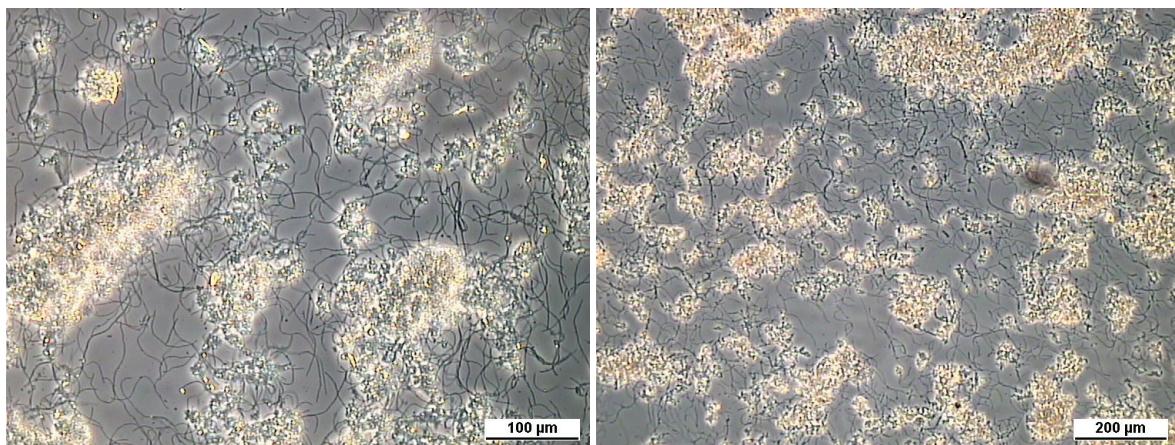


Abbildung 26: Schaum der halbtechnischen Membranversuchsanlage (Gramfärbung; 1000-fach; 02.05.2003)

5.1.1.4 Kohlenstoffelimination

Die aus den Tagesmischproben ermittelte mittlere CSB-Ablaufkonzentration lag bei $20,7 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, bei einer Standardabweichung von $7,9 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Berücksichtigt man die Dosierung der externen Kohlenstoffquelle, so betrug die mittlere Ablaufkonzentration $26,6 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, bei einer Standardabweichung von $37,5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

Die relativ hohe Standardabweichung war auf das gehäufte Auftreten von Störfällen wie z. B. Schaumereignissen, anlagentechnischen Problemen, aber auch auf die Dosierung von Essigsäure als externe Kohlenstoffquelle sowie von Entschäumer (Antispumin BA – Degussa AG) zurückzuführen.

Bezogen auf die CSB-Zulaufwerte zeigte die halbtechnische MBA für den gesamten Untersuchungszeitraum eine im Mittel sehr gute Kohlenstoffelimination von 92 % incl. der Tage mit Kohlenstoffdosierung und 94 % für die Tage ohne Dosierung.

Die Unterschreitungshäufigkeit für den Betrachtungszeitraum ist in Abbildung 27 dargestellt.

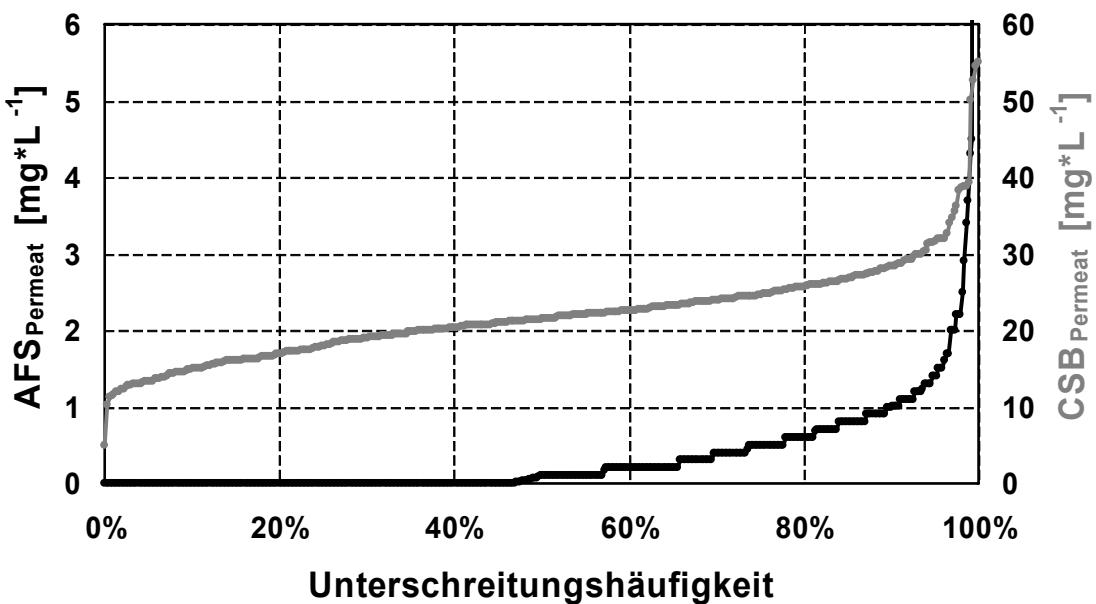


Abbildung 27: Unterschreitungshäufigkeiten AFS und CSB im Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

5.1.1.5 Stickstoffelimination

Die mit vorgeschalteter Denitrifikationsstufe ausgestattete halbtechnische MBA wurde mit Abwasser aus dem Ablauf der Vorklärung der Kläranlage Kassel beschickt.

Die in Abbildung 28 dargestellten Unterschreitungshäufigkeiten der im Ablauf der halbtechnischen MBA gemessenen Konzentration an anorganischem Stickstoff weisen auf ein deutliches Defizit in der Stickstoffelimination hin.

Dieser Umstand ist nicht auf eine unzureichende Nitrifikation der Belebungsstufe zurückzuführen, da diese im Mittel einen Wirkungsgrad von 93,5 % aufwies. Die mittlere $\text{NH}_4\text{-N}$ Ablaufkonzentration lag bei $2,8 \text{ mg*L}^{-1}$ bei einer Standardabweichung von $7,2 \text{ mg*L}^{-1}$ und einer mittleren TKN-Zulaufkonzentration von $53,8 \text{ mg*L}^{-1}$. Die Nitrifikation kann also als annähernd vollständig bezeichnet werden, obwohl die bereits erwähnten Störfälle höhere $\text{NH}_4\text{-N}$ Ablaufwerte erwarten ließen.

Die mittlere $\text{NO}_3\text{-N}$ Ablaufkonzentration lag bei $15,4 \text{ mg*L}^{-1}$ (Standardabweichung $7,9 \text{ mg*L}^{-1}$) und für N_{anorg} bei $18,5 \text{ mg*L}^{-1}$ (Standardabweichung $8,3 \text{ mg*L}^{-1}$). Bei einer mittleren TKN-Zulaufkonzentration ergibt sich somit eine mittlere Denitrifikationsleistung von 67 %.

Um die Leistungsfähigkeit der Denitrifikation zu quantifizieren, ist die in der halbtechnischen MBA erzielte Denitrifikationskapazität z. B. mit Vorgaben aus dem

ATV-DVWK-Arbeitsblatt 131 zu vergleichen. Die erzielte Denitrifikationskapazität ergibt sich nach Gleichung 26 aus dem Verhältnis der denitrifizierten Nitratfracht zur zugeführten CSB-Fracht.

$$DN - Kap = \frac{C_N - S_{orgN,AN} - S_{NH4,AN} - S_{NO3,AN} - X_{orgN,BM}}{C_{CSB,ZB}} \quad (\text{Gl. 26})$$

Eigene Messungen haben ergeben, dass der gelöste organische Stickstoff im Ablauf der halbtechnischen MBA mit $1,5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ anzusetzen ist. Der in die Biomasse eingebaute organische Stickstoff wurde nach Maßgabe des Arbeitsblattes ATV-DVWK-A131 berechnet.

Nach Gleichung 26 beträgt die auf 12°C normierte Denitrifikationskapazität 0,072.

Das Arbeitsblatt ATV-DVWK-A131 gibt für das Verhältnis von V_{DN}/V_{BB} der halbtechnischen MBA von 0,45 eine Denitrifikationskapazität von 0,725 vor. Hieraus folgt, dass die rein qualitative Denitrifikationskapazität der halbtechnischen MBA den Erfahrungswerten konventioneller Belebungsanlagen entsprach.

Sauerstoffverschleppung, eine weitere potentielle Ursache für eine unzureichende Denitrifikation, konnte bei sehr hohen Rezirkulationssraten von über 400 % beobachtet werden. Diese hohen Rezirkulationsraten wurden zeitlich begrenzt zur Untersuchung der Abhängigkeit der Denitrifikationsleistung von dem Rezirkulationsverhältnis eingestellt.

Als maßgebende Ursache für die unzureichende Denitrifikationsleistung ist das ungünstige TNb/BSB₅-Verhältnis in Verbindung mit dem ungünstigen CSB/BSB₅-Verhältnis anzusehen, dass auf eine unzureichende Versorgung mit leicht abbau-baren organischen Verbindungen schließen lässt.

Die Überprüfung dieses Sachverhalts ist mittels einer Bilanz der anoxischen Atmung und des Sauerstoffverbrauchs durch Kohlenstoffatmung in der Denitrifikation durchzuführen. Es ist davon auszugehen, dass die Denitrifikation proportional zur Kohlenstoffatmung im Denitrifikationsreaktor OVC_D ist. Nach dem Ansatz der Hochschulgruppen zur Bemessung von Belebungsbecken sind folgende Bilanzgleichungen anzuwenden:

$$2,86 * N_{d,m} * Q_{24} = a * f_D * V_D * OVC_R \quad (\text{Gl. 27})$$

$$OVC_R = 0,5 * \eta * S_0 * q_R + 0,24 * x_H * f_{T,bH} \quad (\text{Gl. 28})$$

$$X_H = \frac{Y_H * \eta * S_0 * q_R * t_{TS,G}}{q + b_{H*f_{T,bH}} * t_{TS,G}} \quad (\text{Gl. 29})$$

Gleichung 27 ergibt einen mittleren Sauerstoffbedarf für die Oxidation der Kohlenstoffverbindungen in der Denitrifikationszone von 2,05 kgO₂ bei einem Sauerstoffangebot von im Mittel 3,0 kgO₂ durch den zu denitrifizierenden Nitratstickstoff. Somit konnten rund 30 % des TKN im Zulauf nicht denitrifiziert werden. Diese Werte decken sich mit der mittleren Differenz aus den im Zu- und Ablauf gemessenen Stickstoffkonzentrationen. Die unzureichende Stickstoffelimination ist daher maßgeblich auf die ungünstige Abwasserzusammensetzung zurückzuführen.

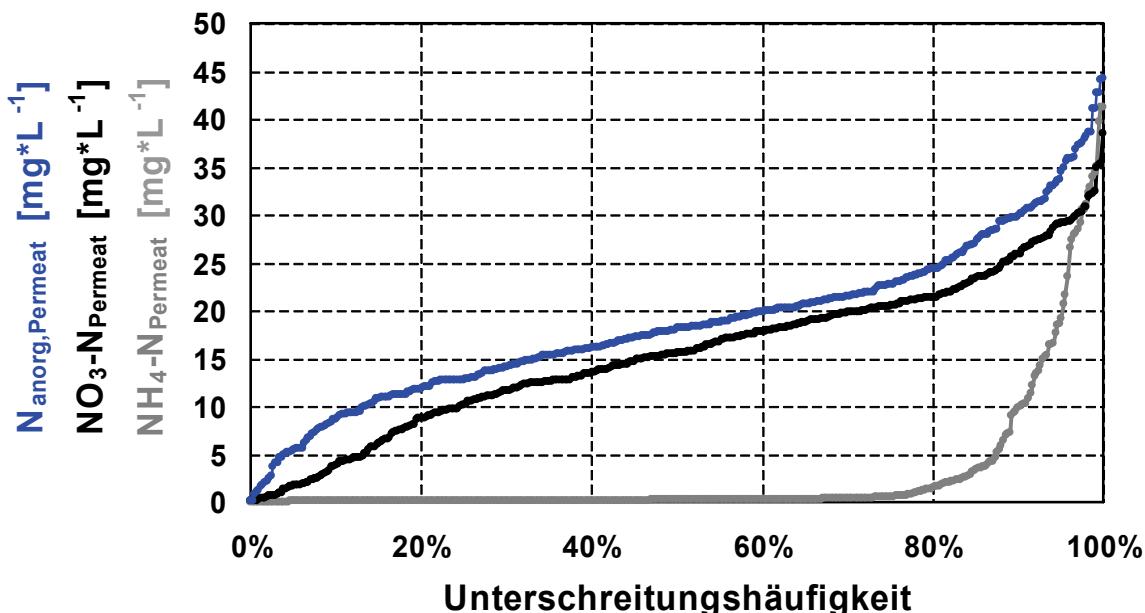


Abbildung 28: Unterschreitungshäufigkeiten NH₄-N, NO₃-N, N_{anorg} im Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

5.1.1.6 Phosphorelimination

Die halbtechnische MBA wurde nicht für eine gezielte biologische Phosphorelimination konzipiert. Auf eine gezielte chemisch-physikalische P-Fällung wurde ebenso verzichtet. Die gemessene P-Elimination resultiert daher ausschließlich aus der biologischen Phosphorinkorporation in den Belebtschlamm sowie durch den überwiegend vollständigen Rückhalt der Feststoffe durch Größenausschluss an der Membran.

Die Abbildung 29 zeigt die Unterschreitungshäufigkeiten der Ablaufparameter P_{ges} und $PO_4\text{-P}$. Die mittlere Ablaufkonzentration lag bei ca. $3,56 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ bei einer Standardabweichung von $1,1 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Bezogen auf die P-Zulaufwerte zeigte die halbtechnische MBA eine im Mittel gute P-Elimination von 44%.

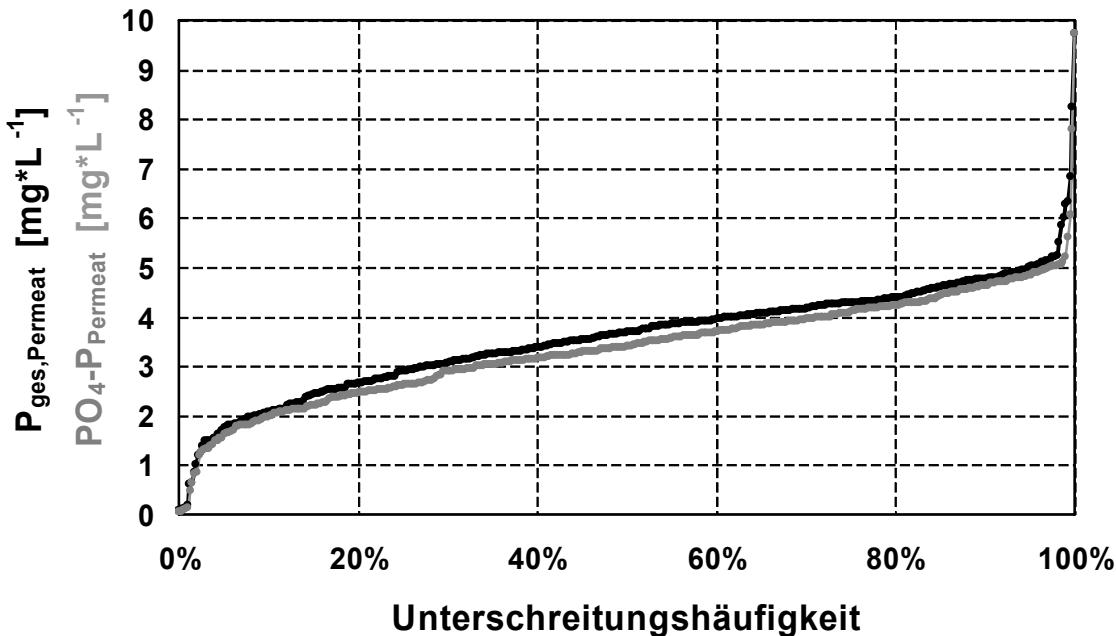


Abbildung 29: Unterschreitungshäufigkeit $PO_4\text{-P}$ und P_{ges} im Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

5.1.1.7 Abfiltrierbare Stoffe im Permeat

In Abbildung 27 (Kapitel 5.1.1.4) sind die Unterschreitungshäufigkeiten für die abfiltrierbaren Stoffe im Permeat dargestellt. In 90,9 % aller Tagesmischproben wurden im Ablauf der halbtechnischen MBA keine abfiltrierbaren Feststoffe nachgewiesen. Von einem vollständigen Rückhalt der Feststoffe ist für diesen Versuchszeitraum auszugehen.

In den verbleibenden ca. 10 % der Mischproben wurden im regulären Betrieb Konzentrationen von bis zu maximal $4,5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ festgestellt. Eine Abhängigkeit zur TR-Konzentration im Belebungsbecken konnte nicht festgestellt werden. Eine Beeinträchtigung der physikalischen Integrität der Membran ist somit auszuschließen.

Als Ursache hierfür ist vielmehr eine unsachgemäße Probenahme oder eine zeitlich begrenzte Undichtigkeit der einzelnen Permeatabzugsleitungen an der Membran zu Beginn der Untersuchungen sowie nach dem Wechsel der Membranen im oberen Modul am 345. Untersuchungstag zu sehen. Darüber hinaus war in den lichtdurchlässigen Permeatschläuchen mit der Zeit ein Bakterienbewuchs zu ver-

zeichnen, welcher zur Verunreinigung des Permeats führte. Aus diesem Grund wurden diese Schlauchleitungen durch lichtundurchlässige ersetzt.

5.1.1.8 Mikrobiologie

Zur Beurteilung der hygienischen Ablaufqualität der halbtechnischen MBA wurden über den gesamten Untersuchungszeitraum alle 14 Tage Stichproben nach Maßgabe der EU-Badegewässerrichtlinie entnommen. Bestimmt wurden die Indikatororganismen Escherichia coli, Coliforme (Leitkeime für fäkale Kontaminationen), Fäkalstreptokokken und Salmonellen. In Tabelle13 sind die gemessenen Werte zur Beurteilung der mikrobiologischen Ablaufqualität den Anforderungen der EU-Badegewässerrichtlinie gegenübergestellt.

Wie die Messungen zeigen, überschreitet der Ablauf der halbtechnischen MBA nicht die Leit- und Grenzwerte der EU-Badegewässerrichtlinie. Der einmalige Maximalwert von 850 KBE hinsichtlich der Gesamtcoliformen Keime ist statistisch nicht relevant und vermutlich auf eine unsachgemäß durchgeführte Probenahme zurückzuführen. Ein statistisch relevanter Zusammenhang zwischen dem Auftreten solcher Extremwerte, aber auch generell zwischen dem Grad der Hygienisierung des Permeats und dem Anlagenbetrieb der halbtechnischen MBA, konnte nicht nachgewiesen werden. Dies gilt insbesondere hinsichtlich der Betriebsphasen mit einer Trockensubstanzkonzentration von unter $8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

Tabelle13: Mikrobiologische Anforderungen der EU-Badegewässerrichtlinie (91/692/EWG) und Ergebnisse der Analysen im Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

		Fäkal-coliforme [Anz./100 ml]	Gesamt Coliforme [Anz./100 ml]	Fäkal-streptokokken [Anz./100 ml]	Salmonellen [Anz./1 L]
EU-BGR^{*2}		100 / 2000 ^{*1}	500 / 10.000 ^{*1}	100 / k.V. ^{*1}	k.V / 0 ^{*1}
Modul oben	Anzahl	22	22	22	22
	Min/Max	0 / 3	0 / 850	0 / 100	0 / 2
	Ø	0,5	79,5	13,2	0,2
Modul unten	Anzahl	23	23	23	23
	Min/Max	0 / 6	0 / 230	0 / 40	0 / 1
	Ø	0,8	15,5	3,3	0,0

^{*1} : Leitwert/Grenzwert

^{*2} : BGR = Badegewässerrichtlinie

5.1.2 Hydraulische Leistungsfähigkeit der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

5.1.2.1 Allgemeines

In den folgenden Kapiteln wird bei der Darstellung der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Betriebsphasen zwischen dem oberen und unteren Modulteil unterschieden. Auslöser ist das unterschiedliche Foulingverhalten und somit die unterschiedliche hydraulische Leistungsfähigkeit der Modulteile. Dieses führte im Versuchsanlagenbetrieb z. T. zu unterschiedlichen Fluxraten, mit denen die beiden Teile des Moduls betrieben werden mussten. Ein vorzeitiges Reinigen der Membran oder eine automatische Abschaltung der halbtechnischen MBA wegen Überschreitung des für einen Dauerbetrieb empfohlenen Transmembrandrucks konnte somit hinausgezögert und ein kontinuierlicherer Anlagenbetrieb gewährleistet werden.

5.1.2.2 Betriebsphase I

Betriebsphase I diente der Untersuchung der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Kubota-Membranplatten in einem für Membrananlagen verfahrensspezifisch niedrigem Trockensubstanzbereich von $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

Die Tabelle A- 9 enthält die in Betriebsphase I gewählten Betriebseinstellungen. Gemäß der Zielsetzung der Betriebsphase I wurde der Einfluss unterschiedlicher Fluxraten auf den Transmembrandruck und die Permeabilität untersucht. Alle weiteren, in Tabelle A- 9 dargestellten Abweichungen von den empfohlenen Betriebseinstellungen ergaben sich aus betriebstechnischen Zwangspunkten. So wurde zeitweise, wie bereits in Kapitel 5.1.2.1 dargelegt, die Intensität der Cross-Flow-Belüftung zur Beeinflussung der Schaumentwicklung und der damit verbundenen Problematik des Verlustes von Trockensubstanz vermindert. Weiterhin mussten die Zyklenzeiten wegen der die bis zu diesem Zeitpunkt als nicht plausibel erscheinenden Druckaufzeichnung geändert werden, um durch eine längere Stillstandszeit der Membran ein vorzeitiges Verblocken zu vermeiden.

Zur Steigerung des Schlammwachstums nach einem mit TR-Verlust verbundenen Schaumereignis wurde zwischen dem 57. und 58. Betriebstag Essigsäure als externe Kohlenstoffquelle in das Denitrifikationsbecken zudosiert. Hierbei kam es durch eine schadhafte Dosierpumpe zu einer Überdosierung der Essigsäure mit der Folge einer pH-Wert-Absenkung auf $\text{pH} = 4,9$ und einer deutlich erhöhten CSB-Ablaufkonzentration.

Wie Abbildung 30 zeigt, wurde die halbtechnische MBA über drei Versuchstage mit einem moderaten Permeatflux von ca. $14,2 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ betrieben. Da erst ab dem 60. Versuchstag ein Kompaktregler für die Regelung der Permeatpumpen eingebaut werden konnte, war bis zu diesem Zeitpunkt kein konstanter Permeatabzug möglich.

Die Trockensubstanzkonzentration lag in den ersten 67 Untersuchungstagen zwischen $4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ und $8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$. Der gemessene Transmembrandruck stieg bereits nach drei Betriebstagen deutlich über die für den Regelbetrieb empfohlenen 150 mbar. Die zugehörigen, auf 10°C normierten Permeabilitäten lagen, korrespondierend zum Permeatflux, innerhalb kurzer Zeit unterhalb von $50 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ (Abbildung 31).

Der Permeatflux wurde daher sukzessive auf einen Wert von $6,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ vermindert, der vom 7. bis zum 23. Untersuchungstag beibehalten wurde. Eine nennenswerte Verbesserung der Permeabilität konnte für das untere Modul jedoch nicht festgestellt werden. Dies galt auch für die Verlängerung der Stillstandszeit der Membran zwischen dem 7. und 22. Untersuchungstag.

Die Abnahme des TMP am 18. Untersuchungstag ist mit den an diesem Tag durchgeführten technischen Umbauten und dem damit verbundenen Anlagenstillstand in Verbindung zu bringen.

Bereits in den ersten Tagen der ersten Versuchsphase zeichnete sich ab, dass ein stabiler Dauerbetrieb mit einer Fluxrate von $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ nicht erreicht werden konnte. Bei einem Permeatflux von $14,2 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ wurde bereits nach zwei bis drei Tagen der für einen Dauerbetrieb empfohlene Transmembrandruck von 150 mbar deutlich überschritten.

Da der Transmembrandruck über die Dauer von mehr als 24 h über 200 mbar lag, wurde die Membran am 29. Betriebstag zum ersten Mal gemäß den Betriebsempfehlungen des Membranlieferanten chemisch gereinigt. Das Verfahren der durchgeführten Membranreinigung ist in Kapitel 5.1.3 beschrieben.

Um die chemische Reinigung durchzuführen, wurde eine geeignete Systematik zur Gewährleistung eines konstanten Überdrucks zum Einbringen der Reinigungschemikalien in die Membran installiert. Diese wurde im Laufe der ersten drei Reinigungs durchgänge optimiert. Wie die nach erfolgter Wiederinbetriebnahme der halbtechnischen MBA errechnete Permeabilität von bis zu $850 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ erkennen lässt, konnte die Membran am 36. Betriebstag zum ersten Mal erfolgreich gereinigt werden. Wie Abbildung 31 auch zeigt, stellten sich nach der chemischen Membranreinigung am 36. Versuchstag, bei einem Permeatflux von ca. $9,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, innerhalb von ca. zwei Wochen wieder ein Transmembrandruck von über 150 mbar und Permeabilitäten von deutlich unter $100 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ ein. Um

dieser unerwartet schnellen Verminderung der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran gezielt entgegenzuwirken, wurde eine besondere Betriebsstrategie in der folgenden Betriebsphase II untersucht.

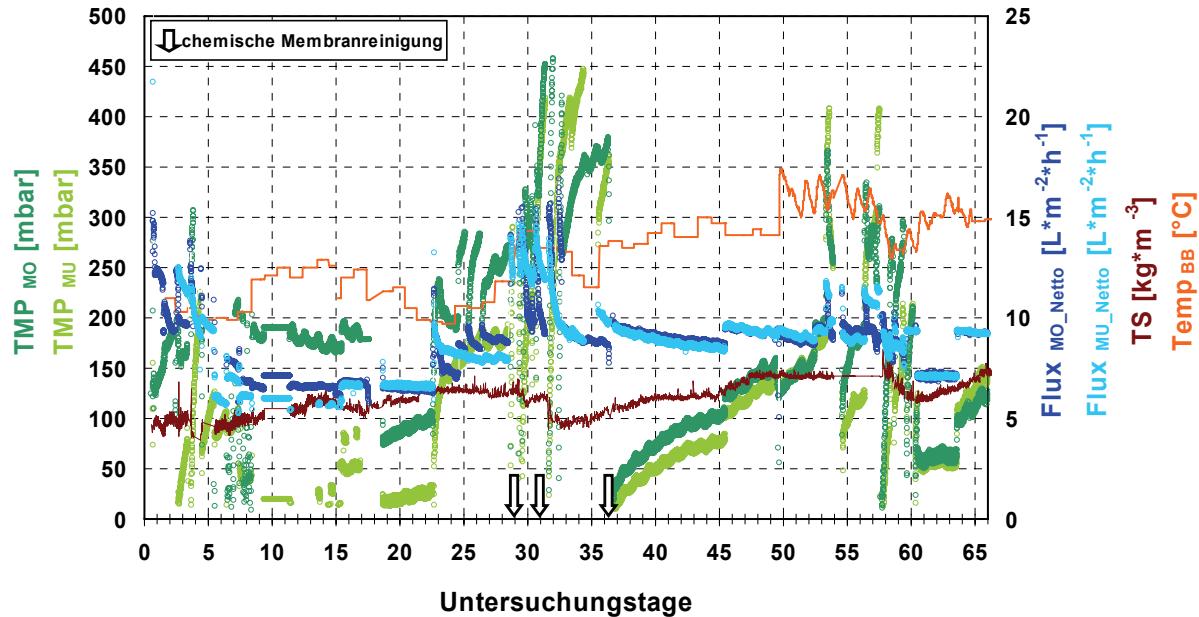


Abbildung 30: Betriebsphase I – Druckverläufe

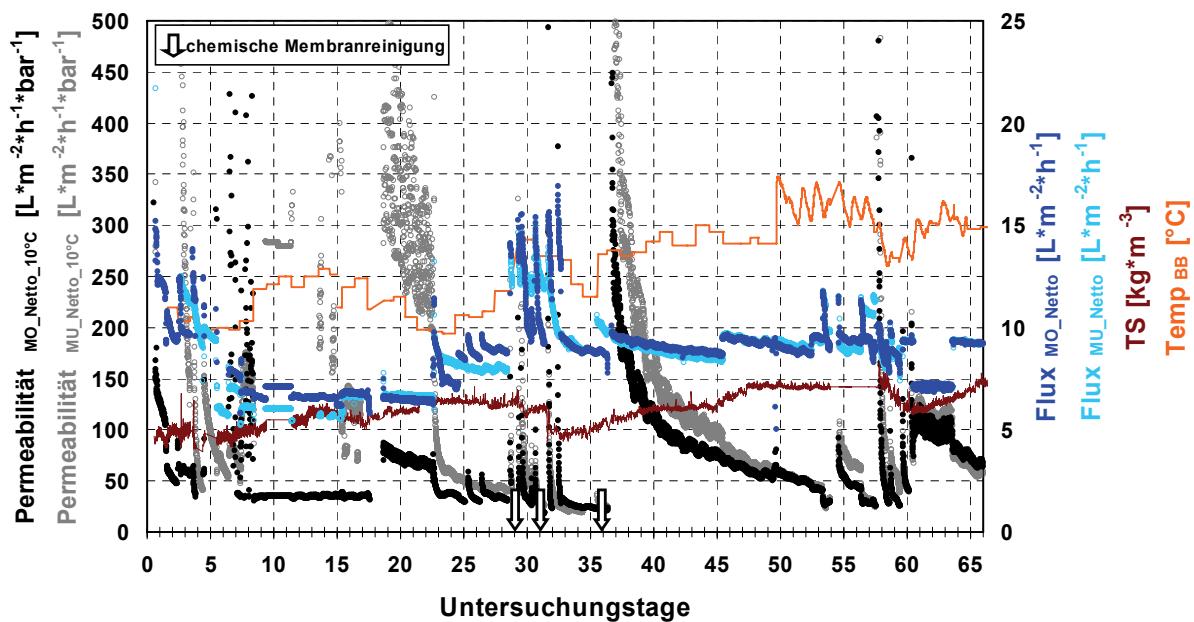


Abbildung 31: Betriebsphase I - Permeabilitäten

5.1.2.3 Betriebsphase II

Zielsetzung der in Betriebsphase II gewählten Betriebsstrategie war der Aufbau einer stabilen Deckschicht auf der Membran bei Trockensubstanzkonzentrationen

von $11 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $13 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, die einen Anlagenbetrieb bei niedrigen Trockensubstanzkonzentrationen und gleichzeitig hohen Permeabilitäten ermöglichen sollte. Theoretischer Hintergrund dieser Zielsetzung ist, dass eine Deckschicht als Sekundärmembran wirken und zu einem verminderten Fouling des eigentlichen Membranmaterials führen kann. In Tabelle A- 10 sind die Betriebseinstellungen aufgelistet.

Um die Membran wieder zu regenerieren, wurde diese am 91. Betriebstag, nach erfolgreichem Aufbau einer Trockensubstanzkonzentration von ca. $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, chemisch gereinigt. Danach wurde der Permeatflux innerhalb einiger Tage von ca. $10,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ auf ca. $23,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ gesteigert, um die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membran bei Trockensubstanzkonzentrationen von $11 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $13 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ zu testen und parallel eine die Membran effektiv schützenden Deckschicht aufzubauen. In Abbildung 32 sind die Fluxraten dargestellt.

Als unmittelbares Ergebnis der Betriebsphase II ist festzuhalten, dass entgegen den Herstellerangaben hinsichtlich der Leistungsfähigkeit der Membran selbst bei Trockensubstanzkonzentrationen von $11 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $13 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ – und einem Permeatflux von ca. $23,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ – innerhalb weniger Tage der für einen stabilen Dauerbetrieb maximal tolerierbare Transmembrandruck auf 150 mbar stieg. Die Permeabilität ging auf einen Wert von rund $150 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ zurück (Abbildung 33). Trotz einer schrittweisen Verminderung des Permeatflux auf ca. $14,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ konnte ein weiteres Absinken der Permeabilität auf ca. $120 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ und ein Anstieg des Transmembrandrucks auf ca. 90 mbar nicht verhindert werden. Berücksichtigt werden muss hierbei auch, dass die Intensität der Cross-Flow-Belüftung zu diesem Zeitpunkt mit $60 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ um ca. 23 % unter der Vorgabe des Membranherstellers von $78 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ lag.

Im weiteren Verlauf der Betriebsphase II wurden der Permeatflux auf ca. $9,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ und die Trockensubstanzkonzentration auf $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ vermindert. Diese Maßnahme sollte zum einen ein weiteres Ansteigen des Transmembrandrucks verhindern und zum anderen gemäß der zuvor erläuterten Betriebsstrategie eine Vergleichbarkeit mit den Betriebsergebnissen der Betriebsphase I herstellen.

Durch eine Essigsäuredosierung vom 68. bis zum 72. Versuchstag wurde das Schlammwachstum gesteigert.

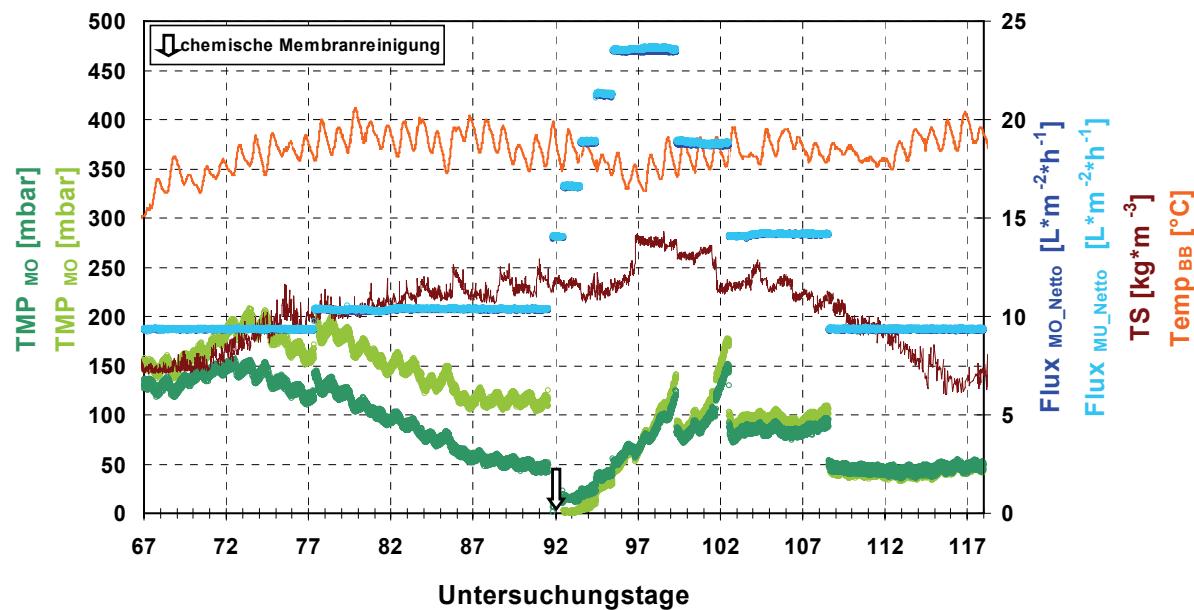


Abbildung 32: Betriebsphase II – Druckverläufe

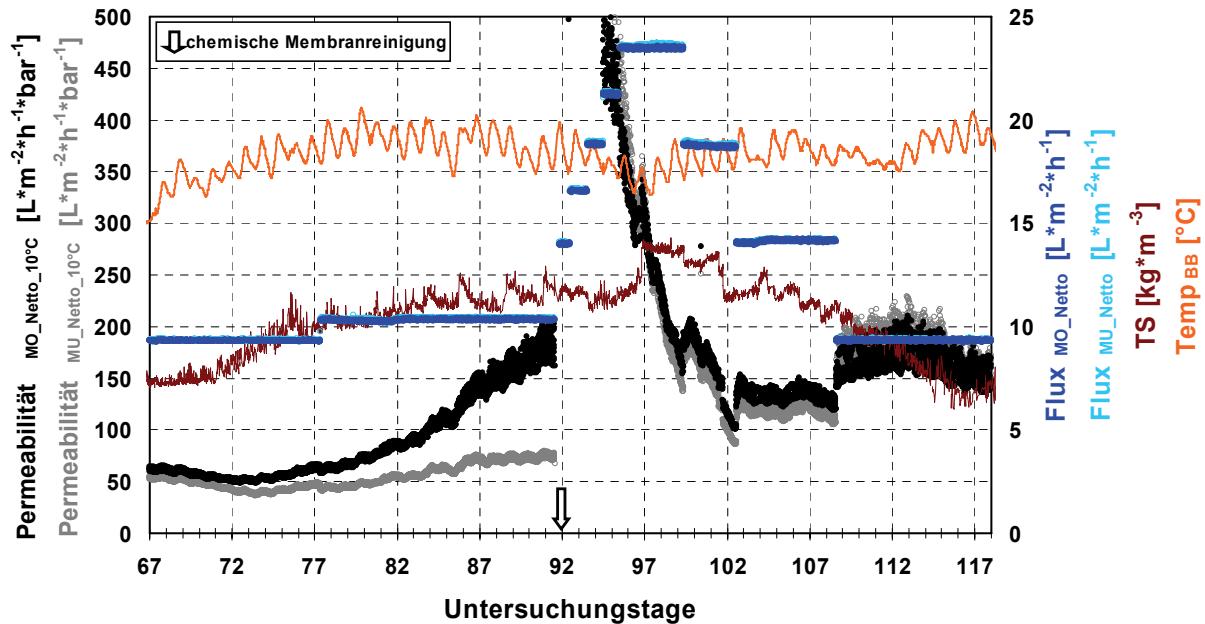


Abbildung 33: Betriebsphase II – Permeabilitäten

5.1.2.4 Betriebsphase III

Die Betriebsphase III diente der Untersuchung der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranplatten nach dem Aufbau einer stabilen Deckschicht in Betriebsphase II.

Die gewählte Abfolge der Betriebseinstellungen ist der Tabelle A- 11 zu entnehmen. Abbildung 34 und Abbildung 35 zeigen die Ergebnisse der zur Steigerung der hydraulischen Leistungsfähigkeit verfolgten Betriebsstrategie.

Die halbtechnische MBA wurde bis zum 142. Untersuchungstag durch eine für diesen Anwendungsfall fehlerhaft programmierte SPS abweichend von den empfohlenen Betriebseinstellungen betrieben. Ab dem 143. Untersuchungstag wurden daher die Zyklenzeiten auf neun Minuten Filtrationszeit und eine Minute Stillstandszeit abgeändert.

Weiterhin wurde am 150. Betriebstag das Gebläse zur Sicherstellung einer dauerhaft höheren Förderleistung ertüchtigt, so dass ab dem 169. Betriebstag, dem Tag des Einbaus eines neuen Schwebekörperdurchflussmessers zur Messung des Cross-Flow-Volumenstroms, die vom Hersteller empfohlene Intensität der Cross-Flow-Belüftung gewährleistet werden konnte. Die mit der Ertüchtigung des Gebläses verbundene Erhöhung der Belüftungsintensität führte an den weiteren Betriebstagen verstärkt zu Schaumereignissen. Dies erschwerte in den folgenden Betriebsmonaten ganz wesentlich die Sicherstellung einer gewünschten Trockensubstanzkonzentration. Diese Problematik trat bereits am 172. Betriebstag deutlich auf. Innerhalb weniger Stunden war an diesem Tag durch starke Schaumbildung auf dem belüfteten Beckenteil der Belebung eine Abnahme der Trockensubstanzkonzentration von $7,5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ auf $4,5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ zu verzeichnen.

Ein Vergleich der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran mit und ohne Aufbau einer stabilen Deckschicht auf der Membran ist in der Abbildung 35 und Abbildung 31 möglich.

Wie in der Abbildung 35 dargestellt, lagen die mittleren Permeabilitäten zwischen dem 120. und 134. Betriebstag – also der Phase mit stabiler Deckschicht auf der Membran und Trockensubstanzkonzentrationen von $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ – bei ca. $170 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$. Der Transmembran-Druck betrug laut Abbildung 34 ca. 50 mbar. Im Vergleich zu Betriebsphase II liegt dieser Wert besser, erreicht jedoch nicht die Erfahrungswerte eines stabilen Dauerbetriebs bei Trockensubstanzkonzentrationen von rund $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

Der am 135. Betriebstag auf $11,8 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ vergrößerte Permeatflux manifestierte sich in einer starken Zunahme des TMP und einer Abnahme der Permeabilität unter $100 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$. Dieser Trend konnte selbst durch zukzessives Vermindern des Permeatflux auf $6,3 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ und Erhöhung der Stillstandszeit der Membran auf drei Minuten am 158. Betriebstag nicht umgekehrt werden, so dass am 163. Untersuchungstag eine Permeabilität von ca. $50 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ zu verzeichnen war.

Am 169. Betriebstag wurde daher die Membran nach Maßgabe des Herstellers In-situ einer chemischen Reinigung unterzogen. Die mit der chemischen Reinigung

der Membran verbundene Beseitigung der in Betriebsphase II eigens aufgebauten Deckschicht war dabei unvermeidbar. Dieser Sachverhalt ist bei der noch folgenden Auswertung aller weiteren Untersuchungsergebnisse zu berücksichtigen.

Die in Betriebsphase III nach erfolgreicher chemischer Reinigung der Membran noch verbleibenden Versuchstage – in der Zeit vom 170. bis 231. Versuchstag – wurden daher genutzt, weitere Leistungstests der Membran bei niedriger Trocken-substanzkonzentration und ohne eigens aufgebauter Deckschicht durchzuführen.

Am 171. Betriebstag wurde die Anlage wieder mit einem Permeatflux von $12,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ angefahren. Innerhalb weniger Betriebstage war wieder ein rapider Anstieg des Transmembrandrucks auf über 100 mbar zu verzeichnen. Die zugehörige Permeabilität lag dabei unterhalb von $100 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$. Ein weiterer Anstieg des Permeatflux auf $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ führte zu einer weiteren Verschärfung des Druckanstiegs. Daher erfolgte am 186. Versuchstag erneut eine chemische Membranreinigung In-situ. Die darauf folgenden Betriebstage 187 bis 203 führten zu ähnlichen Versuchsergebnissen und machten eine wiederholte chemische Reinigung der Membran am 204. Untersuchungstag notwendig.

Als Ergebnis der Betriebsphase III ist daher festzuhalten, dass durch die in Betriebsphase II dargestellte und erprobte Betriebsstrategie, die den Aufbau einer stabilen Deckschicht zum Ziel hatte, die Permeabilität unter identischen Rahmenbedingungen (Permeatflux, TR-Konzentration) von ca. $50 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ in der Betriebsphase I auf ca. $150 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ in Betriebsphase III erhöht werden konnte.

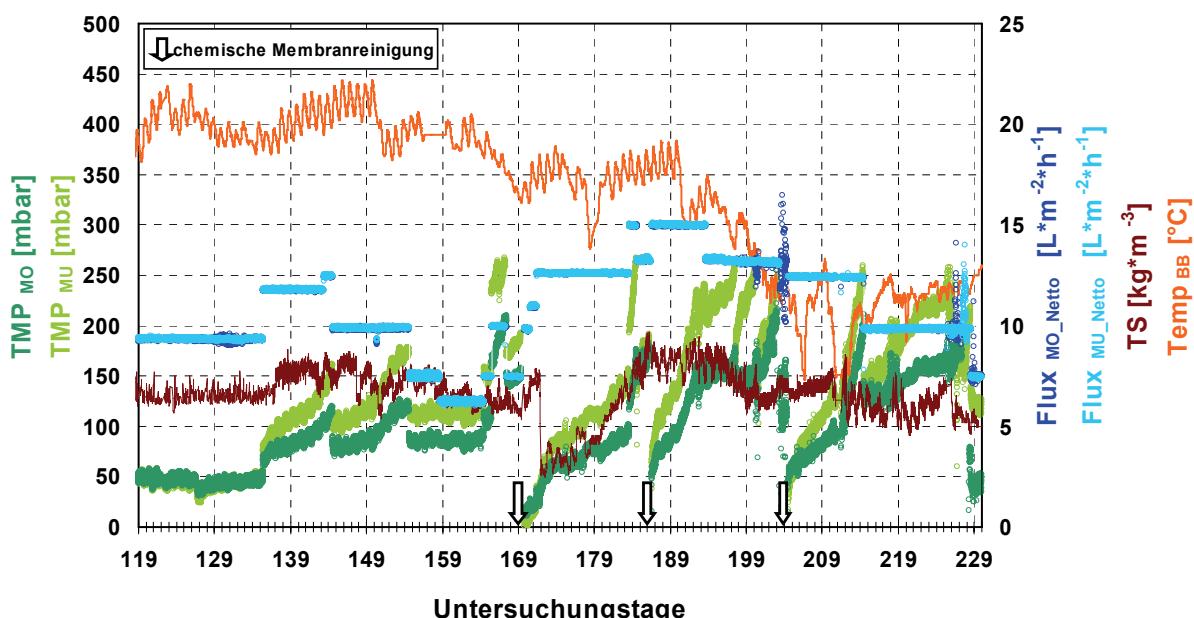


Abbildung 34: Betriebsphase III – Druckverlauf

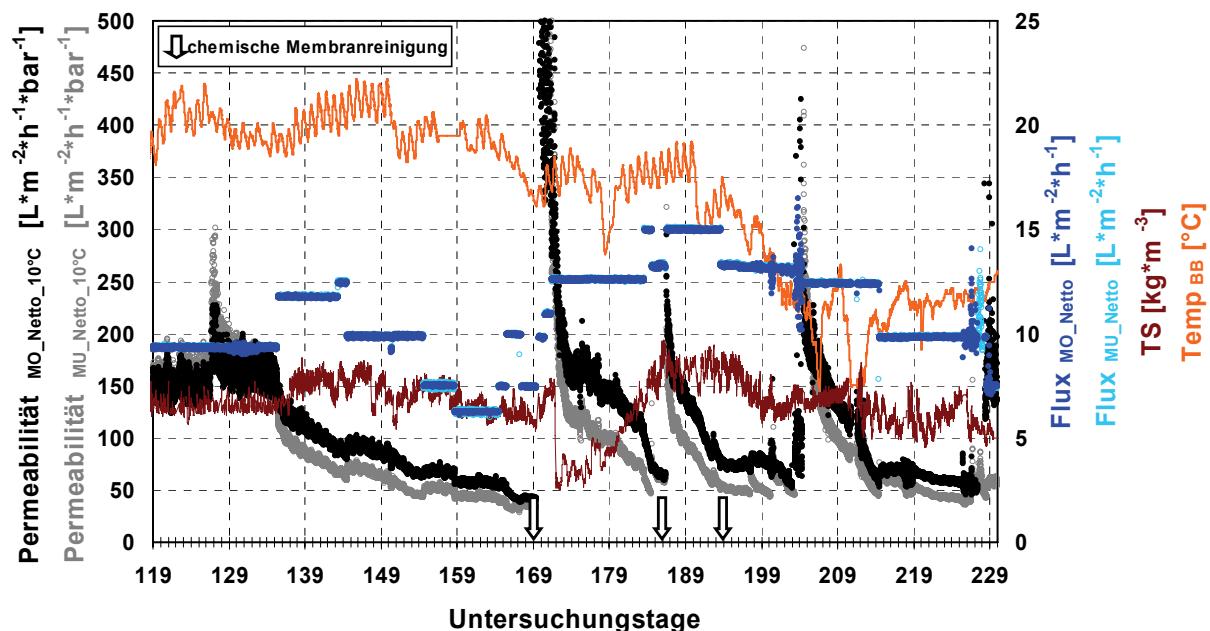


Abbildung 35: Betriebsphase III - Permeabilitäten

5.1.2.5 Betriebsphase IV

Die mit Betriebsphase IV verfolgte Zielsetzung bestand in der Ermittlung und Optimierung der hydraulischen Leistungsfähigkeit des Kubota-Membranplattenmoduls bei für Membrananlagen bisher üblichen Trockensubstanzkonzentrationen von $> 12 \text{ kg*m}^{-3}$. Durch einen Vergleich der Betriebsergebnisse der Betriebsphase IV mit bereits publizierten Erfahrungswerten sollte ausgeschlossen werden, dass spezifische äußere Einflüsse auf der Kläranlage Kassel für die bis dato unbefriedigende hydraulische Leistungsfähigkeit der halbtechnischen MBA verantwortlich waren.

Als weitere Maßnahme, die in die zuvor erläuterte Richtung zielt, wurden am 346. und 347. Betriebstag die Membranplatten im oberen Teil des Membranmoduls durch fabrikneue Platten gleichen Typs ersetzt. Somit sollten irreversible Verblockungerscheinungen, die durch den diesem Untersuchungsvorhaben bereits vorangegangenen 2 1/4 jährigen Versuchsanlagenbetrieb verursacht sein könnten, als weitere Ursache für die Leistungsverminderung der Membran ausgeschlossen werden.

Wie der Tabelle A- 12 zu entnehmen ist, wurde zur Eindämmung der Schaumentwicklung die Intensität der Cross-Flow-Belüftung zeitweise vermindert.

Die für einen Dauerbetrieb bei Trockensubstanzkonzentrationen von $> 12 \text{ kg*m}^{-3}$ empfohlenen Betriebsspezifikationen der Fa. Kubota betragen gemäß

Tabelle A- 12 20 $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ bis 25 $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$. Kurzfristig, über zwei bis drei Tage, soll eine Spitzenbelastung von 32 $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ möglich sein.

Davon ausgehend wurde zu Beginn der Betriebsphase IV – während der Betriebstage 232 bis 255 – eine Trockensubstanzkonzentration von mindestens 11 $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ eingestellt. Zur Steigerung des Schlammwachstums wurde vom 232. bis zum 261. Untersuchungstag Essigsäure zudosiert.

Nachdem die gewünschte Trockensubstanzkonzentration erreicht wurde, musste die Membran wegen Überschreitung des maximal tolerierbaren Transmembrandrucks von 150 mbar chemisch gereinigt werden. Die Wirksamkeit der Reinigung ist in der Abbildung 37 deutlich erkennbar.

Am 257. Betriebstag wurde die Anlage mit einem Permeatflux von 10 $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ wieder in Betrieb genommen. Bis zum 268. Betriebstag wurde der Permeatflux sukzessive auf 15 $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ angehoben. Infolgedessen kam es bis zum 270. Betriebstag zu einem starken Anstieg des Transmembrandrucks (Abbildung 36).

Allerdings vollzog sich dieser Anstieg für das untere Modul wesentlich stärker. Bereits nach zehn Tagen war für den unteren Modulteil ein Transmembrandruk von über 150 mbar zu verzeichnen. Wie in den Betriebsphasen zuvor konnte die starke Zunahme des Betriebsdrucks des unteren Moduls durch Verminderung des Permeatflux auf 10 $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ nicht mehr umgekehrt werden, so dass am 298. Betriebstag bereits Permeabilitäten von nur 50 $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ zu verzeichnen waren. Für das obere Modul hingegen lagen die Permeabilitäten am Ende des gleichen Zeitraums bei rund 140 $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$, so dass für diesen Modulteil von einer besseren hydraulischen Leistungsfähigkeit ausgegangen werden kann. Der Rückgang der Permeabilität machte eine weitere chemische Membranreinigung am 298. Untersuchungstag erforderlich.

Ab dem 332. Betriebstag konnte bei beiden Teilen des Moduls ein kontinuierlicher Anstieg der Permeabilität festgestellt werden. Diese Leistungssteigerung manifestierte sich in Permeabilitäten, die für das untere Modul bei ca. 1050 $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ und für das obere, welches am 346. Betriebstag mit neuen Membranplatten ausgestattet wurde, bei ca. 1600 $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ lagen. Der in dieser Phase gemessene Transmembrandruk viel auf Werte um 20 mbar.

Als Ursache für die ab dem 332. Betriebstag festgestellte Leistungssteigerung der Membran können zwei voneinander unabhängige Einflussgrößen in Frage kommen. Der erste Punkt betrifft die fehlerhafte Erfassung, Übertragung oder Aufzeichnung der Betriebsdaten. Dieser Punkt konnte durch eine mehrfach durchgeführte Überprüfung der in Frage kommenden technischen Einrichtungen – wie der Druckaufnehmer und induktiven Durchflussmesser – ausgeschlossen werden.

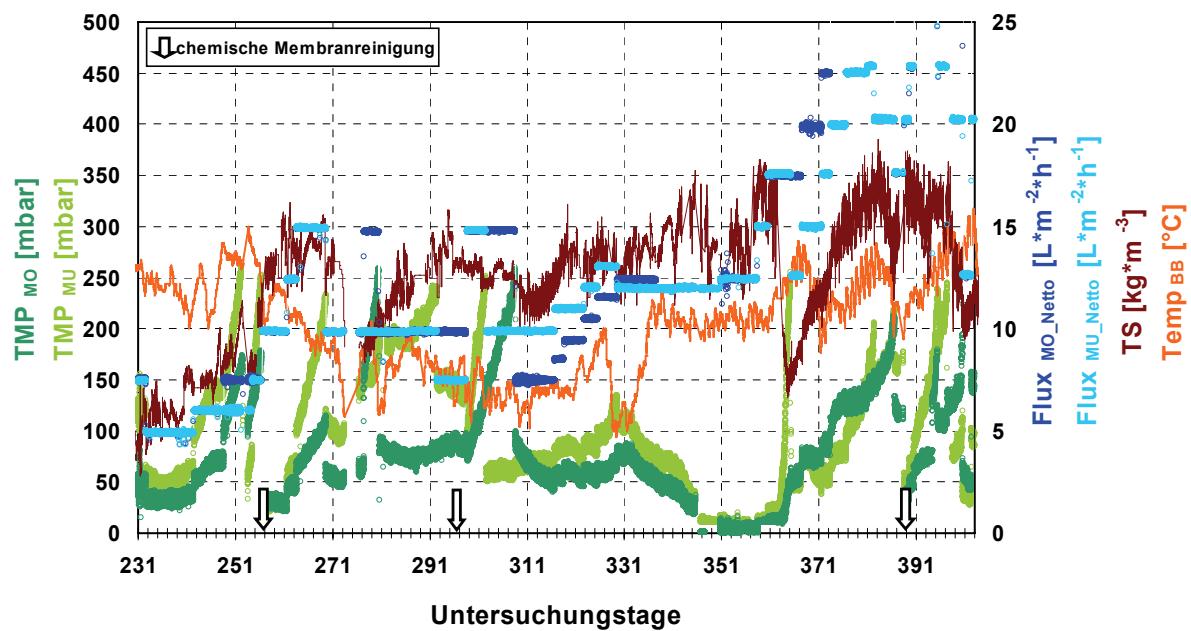


Abbildung 36: Betriebsphase IV – Druckverläufe

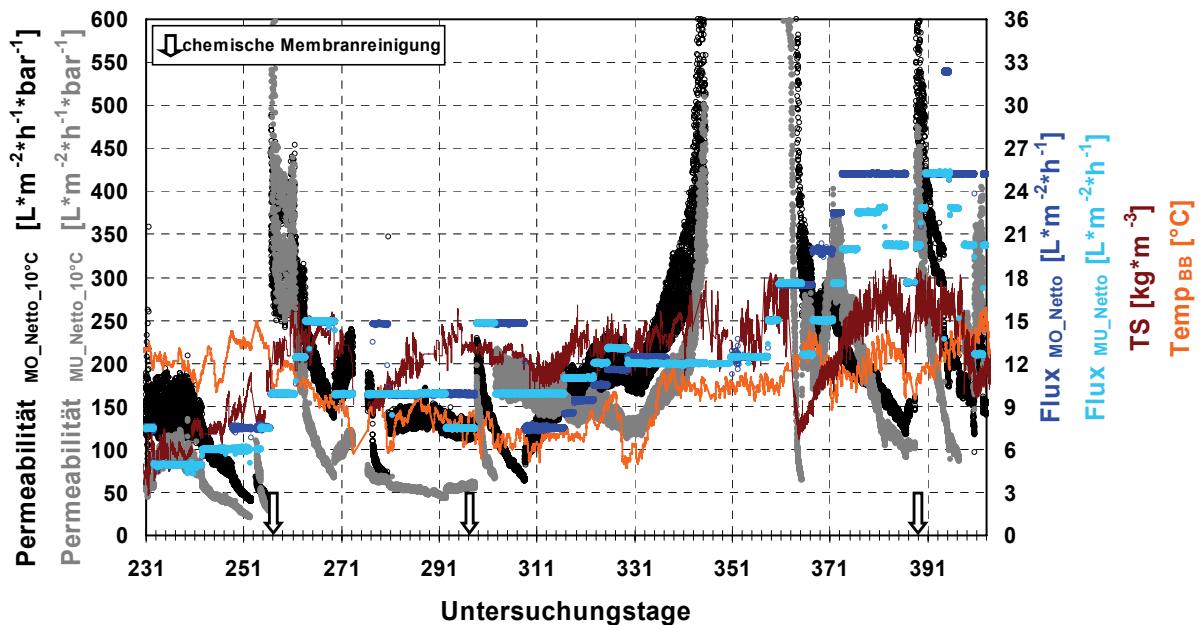


Abbildung 37: Betriebsphase IV - Permeabilitäten

Ein weiterer Punkt betrifft die Baumaßnahmen die zum Zwecke der Ertüchtigung der Zulaufleitung der Vorklärung der Kläranlage Kassel durchgeführt wurden. Um diese Arbeiten durchführen zu können, ohne die Vorklärung vollständig außer Betrieb nehmen zu müssen, wurden die Arbeiten für die beiden Beckenteile des Vorklärbeckens getrennt durchgeführt. Bis zum 332. Tag wurde der Beckenteil 1 für den Zeitraum der Umbaumaßnahmen stillgelegt, das Vorklärbeckenvolumen also

um 50% auf 4200 m³ vermindert. Ab dem 333. Betriebstag wurde das Vorklärbecken 1 wieder in Betrieb genommen, um zehn Tage später das Vorklärbecken 2 für dessen Ertüchtigung außer Betrieb zu nehmen. Dabei musste der in Vorklärbecken 2 abgesetzte Schlamm in Vorklärbecken 1 gepumpt und sukzessive in die Voreindicker des Faulturms abgezogen werden. Hierdurch und durch die plötzliche Verdopplung des Vorklärbeckenvolumens ab dem 333. Betriebstag ist theoretisch von einer geänderten Zusammensetzung des Zulaufs der halbtechnischen MBA auszugehen. Ein positiver Effekt auf die hydraulische Leistungsfähigkeit des Moduls ist aus diesem Grund denkbar. Die im Rahmen der Standardanalytik gemessenen Parameter lassen dahingehend keinen signifikanten Trend erkennen.

In den in Betriebsphase IV noch verbleibenden Betriebstagen, in denen der Permeatflux sukzessive auf 22,5 L*m⁻²*h⁻¹ gesteigert wurde, kam es am 365. Betriebstag durch einen defekten Schwimmerschalter der Zulaufpumpe zu einem Verlust von rund 50% der Trockensubstanz durch Ausschwemmen über den Notüberlauf der halbtechnischen MBA. Hierdurch musste die Trockensubstanzkonzentration erneut auf 12 kg*m⁻³ gesteigert werden. Um das in dieser Übergangszeit auftretende Membranfouling zu beseitigen, wurde die Membran am 389. Betriebstag erneut chemisch gereinigt.

In dem hieran anschließenden, finalen Leistungstest der Membran konnte über einen Zeitraum von ca. 14 Tagen die obere Membran bei Flüssen von 25 L*m⁻²*h⁻¹ betrieben werden. Der Transmembrandruck und die Permeabilität lagen am Ende dieser Phase für das obere Modul bei rund 150 mbar und 100 L*m⁻²*h⁻¹*bar⁻¹. Der Permeatflux des unteren Moduls musste bereits fünf Betriebstage nach einer chemischen Membranreinigung auf 20 L*m⁻²*h⁻¹ vermindert werden, um einen weiteren deutlichen Anstieg des Transmembrandrucks auf über 150 mbar zu verhindern.

In einem weiteren wichtigen Test wurde am 395. Betriebstag der Permeatflux auf 32 L*m⁻²*h⁻¹ gesteigert, um das Verhalten der Membran bei kurzzeitig auftretenden hydraulischen Spitzenbelastungen untersuchen zu können. Diese Maßnahme führte im oberen Modulteil innerhalb eines Betriebstages zur Überschreitung des empfohlenen maximalen Transmembrandrucks von 150 mbar und einer Permeabilität von rund 170 L*m⁻²*h⁻¹*bar⁻¹.

Das Resümee der vierten Betriebsphase lautet daher, dass das Leistungsbild der Kubota-Membranplatten hinsichtlich ihrer Filtrationsleistung an die Leistungsdaten derzeit großtechnisch betriebener konventioneller Membrankläranlagen heranreicht. Entgegen den Erfahrungen aus großtechnischen Anwendungen konnte ein Permeatflux von 25 L*m⁻²*h⁻¹ jedoch nur über einen Zeitraum zwei Wochen aufrechterhalten werden.

Dies gilt auch hinsichtlich der Eigenschaft der Membranplattensystems, hydraulische Spitzenbelastungen zu bewältigen. Diese Spitzenbelastung war, wie bei dem oberen Modulteil zu beobachten, nur für einen Tag darstellbar und führte im Vergleich zu dem Betrieb vor der Spitzenbelastung zu einer bleibenden Verringerung der Permeabilität um ca. $100 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$.

Eine signifikante Verminderung der hydraulischen Leistungsfähigkeit der oberen Membranplatten durch den diesen Untersuchungen vorausgegangenen $2 \frac{1}{4}$ jährigen Versuchsanlagenbetrieb konnte zu diesem Zeitpunkt nicht festgestellt werden. Der ab dem 332. Betriebstag zu beobachtende Leistungssprung der Anlage ließ für die weiteren Untersuchungen Optimierungsbedarf vermuten, konnte jedoch hinsichtlich seiner prägnanten Ausprägung analytisch nicht belegt werden.

Die im Vergleich zur Großtechnik verminderte hydraulische Leistungsfähigkeit bei Trockensubstanzkonzentrationen von über $11 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ wies bereits zu diesem Zeitpunkt auf eine, für diese Versuchsbedingungen und halbtechnische MBA spezifische Foulingproblematik hin. Die hierzu eigens durchgeführten Untersuchungen und deren Ergebnisse werden ab dem Kapitel 6 erläutert.

5.1.2.6 Betriebsphase V

Die Betriebsphase V diente der Ermittlung eines für den Dauerbetrieb geeigneten Bemessungspermeatflux für Kubota-Membranplatten unter der Randbedingung dieses Untersuchungsvorhaben einer verfahrensspezifisch niedrigen Trockensubstanzkonzentration. Darüber hinaus soll das Optimierungspotenzial der hydraulischen Leistungsfähigkeit der halbtechnischen MBA in Abhängigkeit der Intensität der Cross-Flow-Belüftung und der Zyklenzeiten festgestellt werden. In Tabelle A-13 sind die in Betriebsphase V gewählten Betriebseinstellungen aufgeführt. Ergänzend wurde während des Versuchsanlagenbetriebs die Auswirkung von Membranstillstandsphasen auf die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membran untersucht.

Bereits zu Beginn der Betriebsphase V baute sich, bedingt durch den in Betriebsphase IV vorangegangenen Anlagenbetrieb mit Trockensubstanzkonzentrationen von $> 12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, eine stabile Deckschicht auf der Membran auf. Im Unterschied zu allen vorangegangenen Betriebsphasen wurde zudem das Niveau des kritischen Membrandrucks, ab dem im Dauerbetrieb eine chemische Membranreinigung zu erfolgen hat, von 150 mbar auf 350 mbar erhöht. Dies schien durch die bisherigen Betriebserfahrungen vertretbar.

Bei einer Reduktion der Trockensubstanzkonzentration auf ca. $6 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ zu Beginn der Betriebsphase V stieg der Transmembrandruck auf über 250 mbar an. Darüber hinaus trat eine extreme Schaumbildung ab dem 407. Untersuchungstag auf,

so dass die Anlage bis zum 409. Untersuchungstag außer Betrieb genommen werden musste (Abbildung 38 und Abbildung 39). Dieses Schaumereignis führte zu einer Verminderung der Trockensubstanzkonzentration auf ca. $3 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$. Die Abnahme der Trockensubstanzkonzentration – in der Phase des Überschussschlammabzugs und Überschäumens – führte zu einer starken Abnahme der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran, was die Verminderung des Permeatflux auf $10 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ notwendig machte. Eine vermehrte Schaumbildung trat nach diesem Störfall bis zum Ende der Untersuchung nicht mehr auf.

In Abbildung 38 und Abbildung 39 wird deutlich, dass die Stillstandsphase ab dem 407. Untersuchungstag, in der die Cross-Flow-Belüftung weiterhin betrieben wurde, zu einer Membranentspannung und zu einer Verbesserung der hydraulischen Leistungsfähigkeit führte. Dieses Ergebnis deckt sich mit Erfahrungen aus anderen Betriebsphasen.

Vor diesem Hintergrund wurden Membranstillstandsphasen als neue Betriebsstrategie in das Untersuchungsprogramm aufgenommen (Betriebstage 419, 424, 428, 439 und 445). Das Ergebnis dieser Betriebsstrategie war, dass bei Membranstillstandszeiten von bis zu 11 h Stunden eine Abnahme des Transmembrandrucks von bis zu 170 mbar durch eine vermehrte Deckschichtabreinigung zu verzeichnen war. Nach Wiederinbetriebnahme der Anlage verminderte sich die hydraulische Leistungsfähigkeit der halbtechnischen MBA innerhalb von drei Tagen bis sieben Tagen wieder auf das vor der Entspannungsphase zu verzeichnende Niveau. Die Betriebsstrategie der gezielten Herbeiführung von Membranstillstandsphasen über mehrere Stunden ist folglich geeignet, die Durchführung einer chemischen Membranreinigung auf einen späteren Betriebszeitpunkt zu verlagern.

Das Ziel der Betriebsphase V war die Ermittlung des Bemessungspermeatflux. Die Ergebnisse zeigen, dass durch die eingesetzte Betriebsstrategie das untere und obere Modul für die Dauer von ca. 34 Tagen und 43 Tagen bei einem Permeatflux von $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ und einem Transmembrandruck von unter 350 mbar betrieben werden konnten. Im Vergleich zu den Ergebnissen aus Betriebsphase III zeigt sich hier eine deutliche Verbesserung der hydraulischen Leistungsfähigkeit. Dies unterstreicht den Erfolg der während der Untersuchungen durchgeführten Optimierungsmaßnahmen.

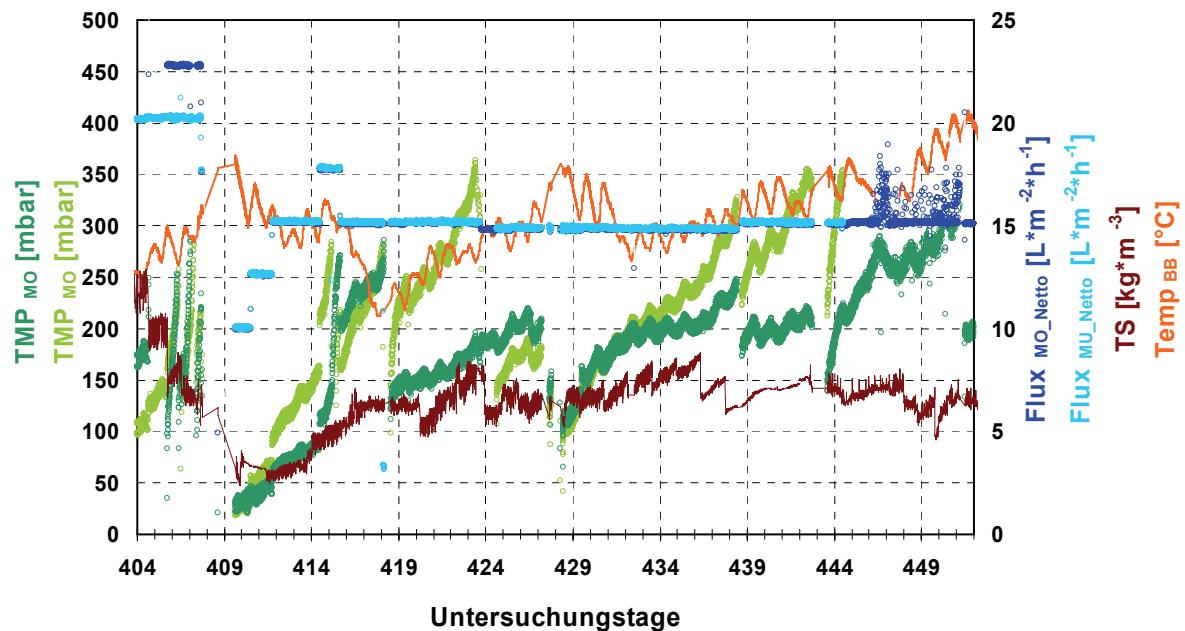


Abbildung 38: Betriebsphase V – Druckverläufe

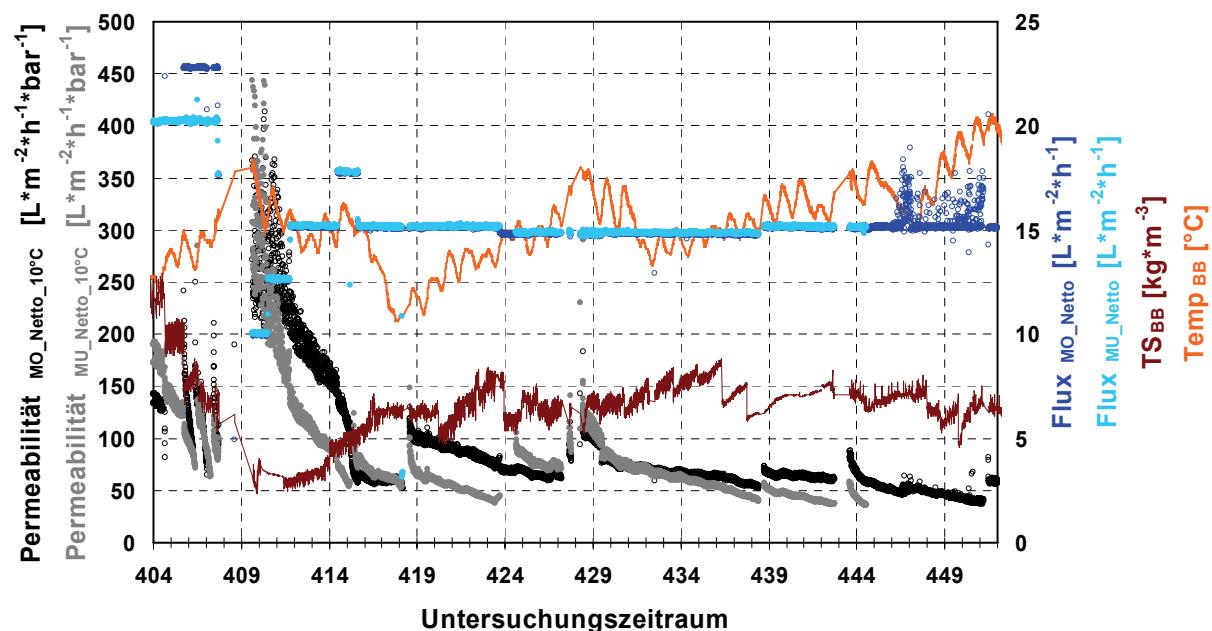


Abbildung 39: Betriebsphase V – Permeabilitäten

Betrachtet man – wie in Abbildung 40 dargestellt – die Änderung des Transmembrandrucks bei einer schrittweisen Zunahme des Permeatflux von $10 \text{ L}^* \text{m}^{-2} \text{*} \text{h}^{-1}$ auf $17,5 \text{ L}^* \text{m}^{-2} \text{*} \text{h}^{-1}$, so war bei einer Steigerung des Permeatflux auf $17,5 \text{ L}^* \text{m}^{-2} \text{*} \text{h}^{-1}$ der größte Druckanstieg zu verzeichnen. Der Anstieg des TMP verlief darüber hinaus während der Betriebsphase mit $17,5 \text{ L}^* \text{m}^{-2} \text{*} \text{h}^{-1}$ wesentlich steiler. Dieser Trend zeigt sich auch für die in Abbildung 41 dargestellten Permeabili-

täten. Von einem längerfristigen Versuchsanlagenbetrieb ohne die Notwendigkeit einer gehäuften chemischen Membranreinigung kann daher nur bei einem Permeatflux von $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ ausgegangen werden.

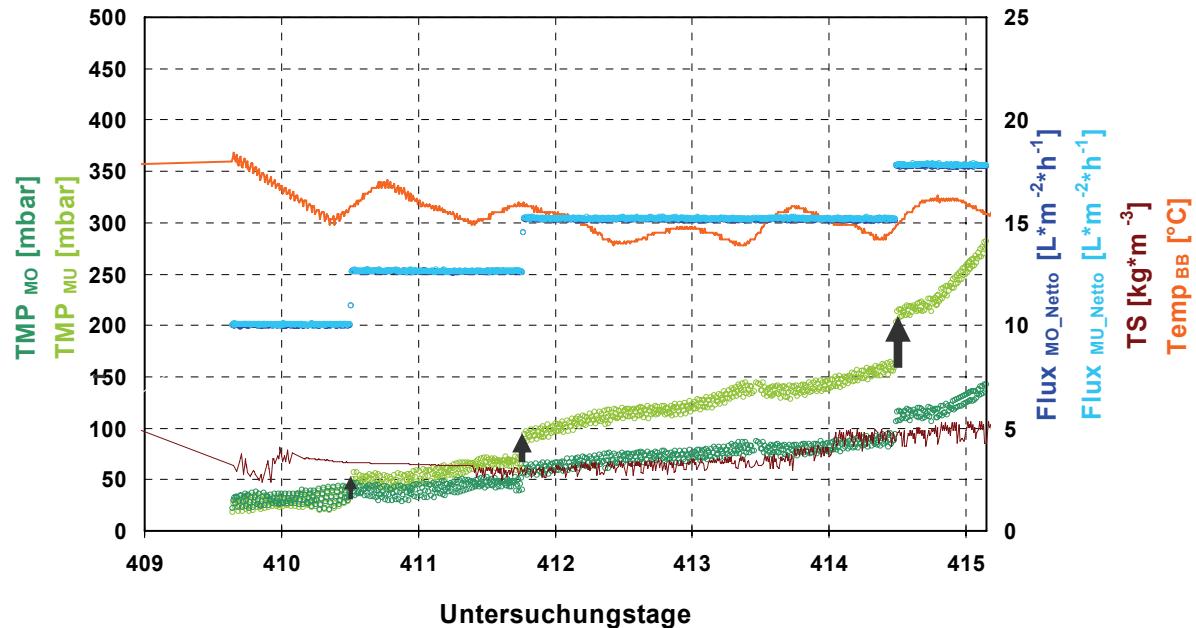


Abbildung 40: Betriebsphase V – Druckverlauf während der Betriebstage 410 bis 415

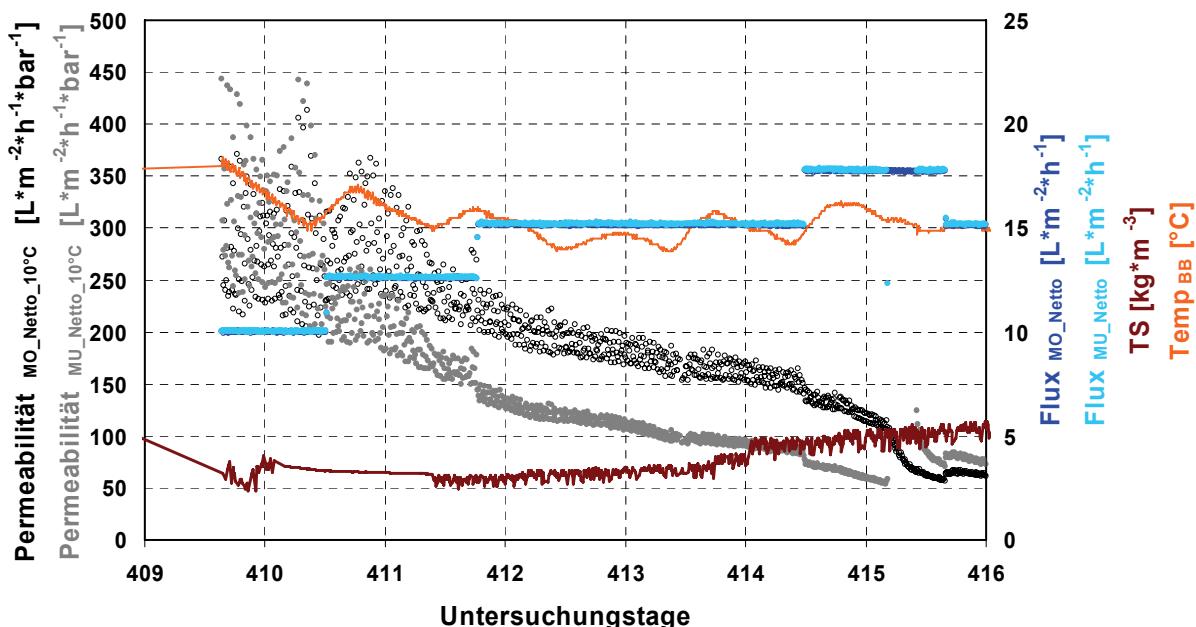


Abbildung 41: Betriebsphase V - Permeabilitäten während der Betriebstage 410 bis 415

Abbildung 42 und Abbildung 43 zeigen die Ergebnisse für die Betriebstage, in denen die Zyklenzeiten variiert wurden. Die Filtrationszeit und Stillstandszeit wurden

zwischen 4:1, 8:2 und 9:1 Minuten variiert (Tabelle A- 13). Für alle untersuchten Aufteilungen der Zyklen wurde ein Nettopermeatflux von $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ eingestellt. Hintergrund dieser Untersuchungen war, dass während einer Stillstandsphase nur durch einen vollständigen Abbau des Transmembrandrucks eine vollständige Membranentspannung und somit eine optimale Deckschichtkontrolle möglich ist. Für die halbtechnische MBA beträgt der Zeitraum einer vollständigen Membranentspannung während der im Regelfall einminütigen Stillstandsphase eines Zyklus – wie beobachtet – tatsächlich nur ca. 30 bis 40 Sekunden. Die Ursache hierfür liegt in dem langsamen Abbau des Transmembrandrucks während einer Stillstandsphase. Dies hat verfahrenstechnische Gründe und kann – was großtechnisch bereits erfolgreich umgesetzt wurde – durch eine ventilgesteuerte Belüftung der Permeatleitungen und den damit verbundenen abrupten Abbau des TMP zu Beginn der Stillstandsphase vermieden werden (EARTH TECH 2003, persönliche Mitteilung).

Wie die Ergebnisse zeigen, konnte während der kurzen Untersuchungsphasen keine eindeutige Abhängigkeit zwischen der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran und den Zyklenzeiten festgestellt werden. Endgültige Aussagen können nur durch einen längeren Untersuchungsbetrieb getroffen werden. Für eine objektive Beurteilung ist der parallele Betrieb von zwei baugleichen Modulen notwendig.

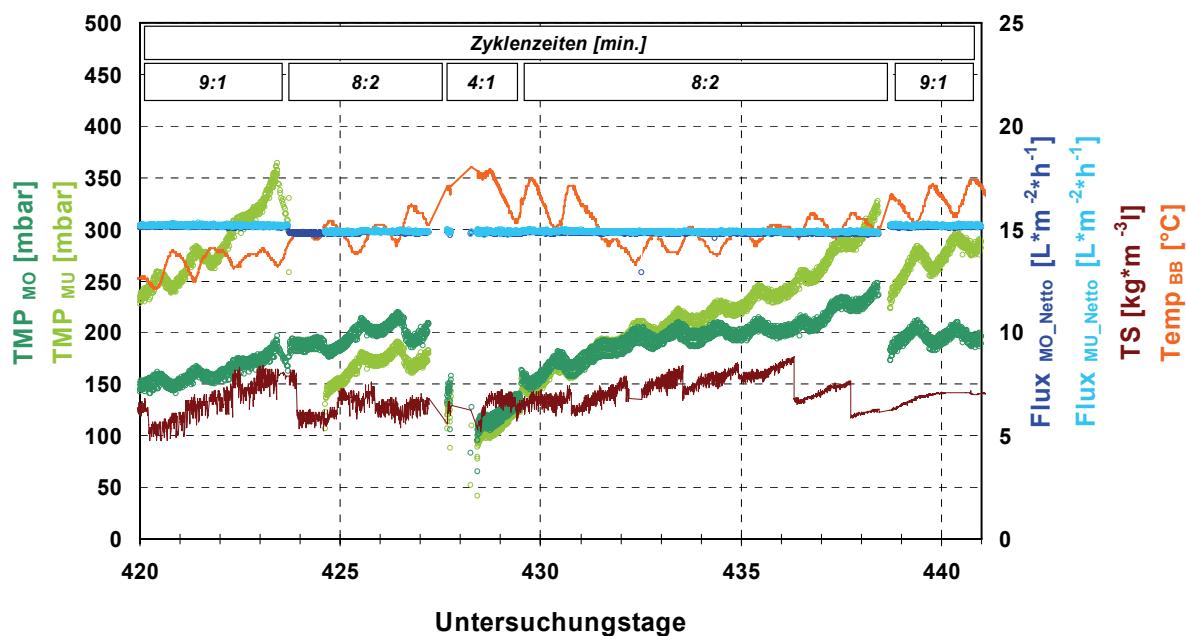


Abbildung 42: Betriebsphase V – Druckverlauf in Abhängigkeit der Zyklenzeiten

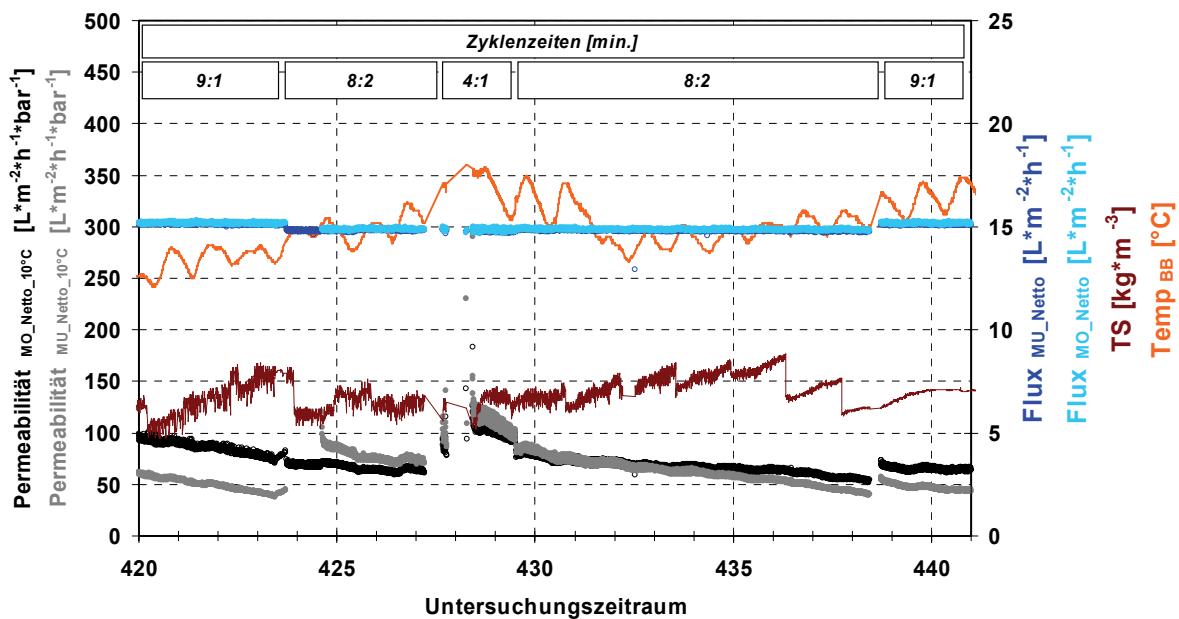


Abbildung 43: Betriebsphase V - Permeabilitäten in Abhängigkeit der Zyklenzeiten

Abbildung 44 und Abbildung 45 zeigen die Ergebnisse der Untersuchungen über die Abhängigkeit der hydraulischen Leistungsfähigkeit von der Intensität der Cross-Flow-Belüftung. Während dieser Untersuchungen blieb das untere Modul ab dem 444. Betriebstag wegen erneuter Überschreitung des zulässigen Transmembrandrucks abgeschaltet.

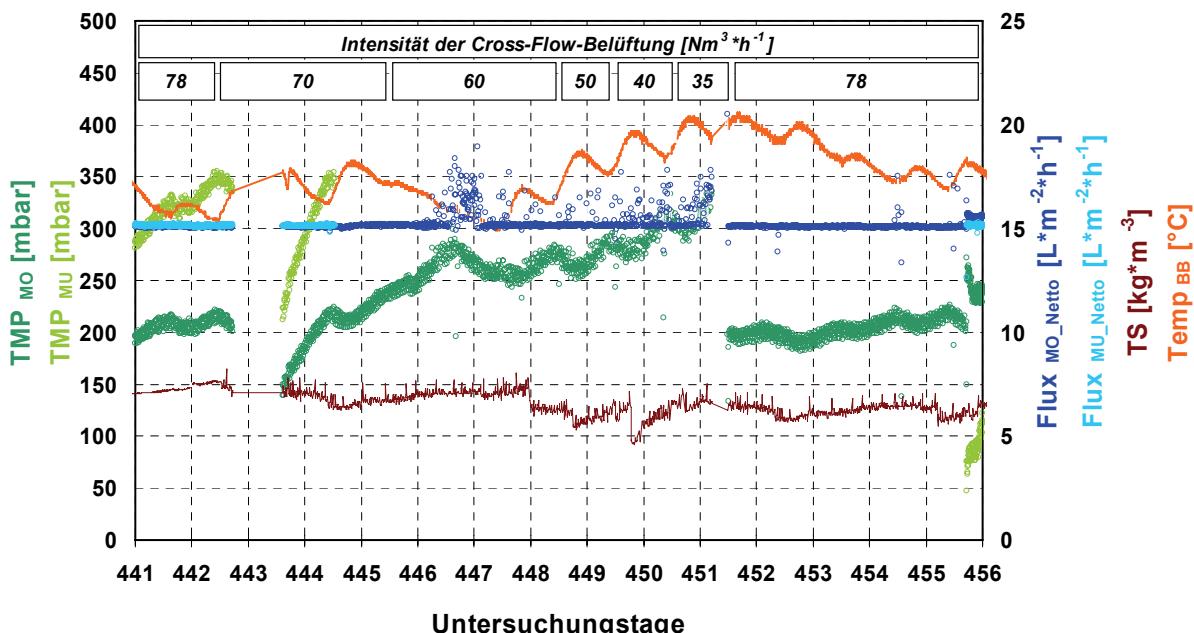


Abbildung 44: Betriebsphase V – Druckverlauf in Abhängigkeit von der Intensität der Cross-Flow-Belüftung

Die Ergebnisse zeigen, dass die Verminderung der Cross-Flow-Intensität zwischen dem 444. und 452. Betriebstag zu einer verstärkten Zunahme des Transmembrandrucks führte. Eine differenzierte Bewertung der einzelnen Betriebseinstellungen war nicht möglich. Wie im Rahmen der Variation der Zyklenzeiten bereits erläutert, sind auch für diese Untersuchungen längere Betriebsphasen notwendig.

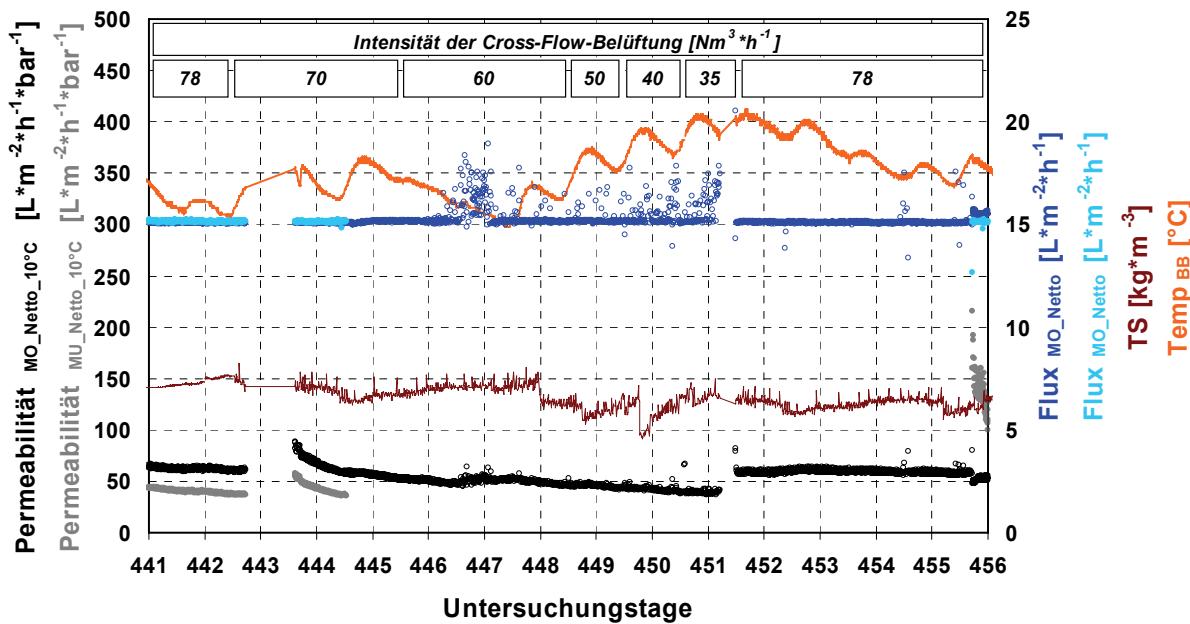


Abbildung 45: Betriebsphase V - Permeabilitäten in Abhängigkeit von der Intensität der Cross-Flow-Belüftung

Wie in den Abbildungen zuvor auch festzustellen ist, führte die Erhöhung der Cross-Flow-Intensität am 451. Betriebstag für den darauf folgenden Anlagenbetrieb zu einem nahezu stabilen Druckniveau von ca. 200 mbar und einer Permeabilität von rund $60 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$. Dieses Leistungsbild konnte bereits vor dem 443. Betriebstag, dem Beginn der Verminderung der Intensität der Cross-Flow-Belüftung, festgestellt werden und unterstreicht in diesem Punkt die Bedeutung der Vorgaben für die Betriebseinstellung. Aus heutiger Sicht ist daher ohne vertiefte Kenntnisse über diese Betriebsweise davon abzusehen von den empfohlenen Betriebseinstellungen zur Intensität der Cross-Flow-Belüftung abzuweichen. Dennoch bleibt zu hinterfragen, ob die Verringerung der Cross-Flow-Intensität bei Tolerierung eines höheren TMP und kürzeren Abständen zwischen den chemischen Membranreinigungen eine geeignete Betriebsweise zur Verminderung der Betriebskosten darstellt.

Zusammenfassend kann aus den Ergebnissen der Betriebsphase V festgehalten werden, dass sich die Implementierung einer längeren Membranstillstandsphase – insofern diese Option durch die hydraulischen Zulaufverhältnisse der Anlage mög-

lich erscheint – als eine geeignete Maßnahme zur Verbesserung der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran erwiesen hat. Durch Implementierung dieser Betriebsstrategie konnte die Häufigkeit der chemischen Membranreinigungen reduziert werden. Diese Folgerung setzte in der vorliegenden Untersuchung – abweichend von den empfohlenen Betriebseinstellungen – die Tolerierung eines maximal zulässigen Transmembrandrucks von 350 mbar und den Aufbau einer, die eigentliche Membran schützenden, stabilen Deckschicht voraus.

Die halbtechnische MBA konnte also durch Umsetzung dieser Betriebsstrategie bei einem Permeatflux von $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ für die Dauer von 43 Tagen für das obere und 33 Tagen für das untere Modul betrieben werden. Insofern ist als Ergebnis der Betriebsphase V ein Bemessungspermeatflux von $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ zu empfehlen. Je nach Höhe des maximal tolerierbaren Transmembrandrucks kann eine chemische Membranreinigung, wie in Kapitel 5.1.3 beschrieben, ein Mal pro Monat erforderlich werden.

Durch Änderung der Zyklenzeiten konnte kein eindeutiger Effekt auf die hydraulische Leistungsfähigkeit festgestellt werden.

Durch die Verminderung der Cross-Flow-Intensität hingegen war eine verstärkte Zunahme des Transmembrandrucks zu verzeichnen. Ohne vertiefte Kenntnisse über diese Betriebsweise ist aus heutiger Sicht von einer Abminderung der Cross-Flow-Intensität von den Vorgaben des Membranherstellers abzuraten. Dennoch bleibt zu hinterfragen, ob nicht die Verringerung der Cross-Flow-Intensität bei Tolerierung einer höheren transmembranen Druckdifferenz und kürzeren Reinigungsabständen, aber vermutlich geringeren Betriebskosten, eine geeignete Betriebsweise darstellt.

5.1.2.7 Betriebsphase VI

Die Zielsetzung der mit Betriebsphase VI verfolgten Strategie war die Durchführung einer Phase des optimierten Betriebs unter Berücksichtigung der Ergebnisse der vorangegangenen Betriebsphasen.

Die halbtechnische MBA wurde mit dem empfohlenen Bemessungspermeatflux von $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ bei Trockensubstanzkonzentrationen von $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ betrieben. Am 462. und 471. Betriebstag erfolgte eine chemische Membranreinigung. Die zweite Reinigung erwies sich als notwendig, weil die Reinigung am 462. Betriebstag unsachgemäß durchgeführt wurde. Die Tabelle A- 14 enthält die in Betriebsphase VI gewählten Betriebseinstellungen.

Deutlich wird, dass bei einem Permeatflux von $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ der obere Modulteil 22 Tage lang betrieben werden konnte, ohne dass ein Transmembrandruck von

175 mbar überschritten und eine Permeabilität von 70 mbar unterschritten wurde (Abbildung 46).

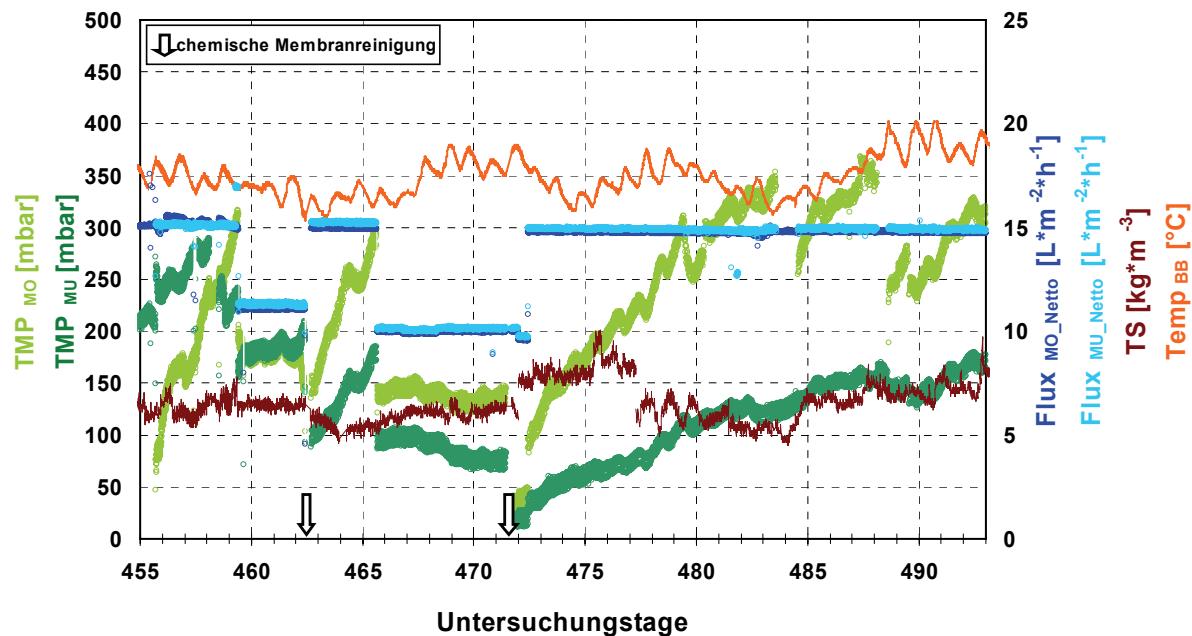


Abbildung 46: Betriebsphase VI – Druckverläufe

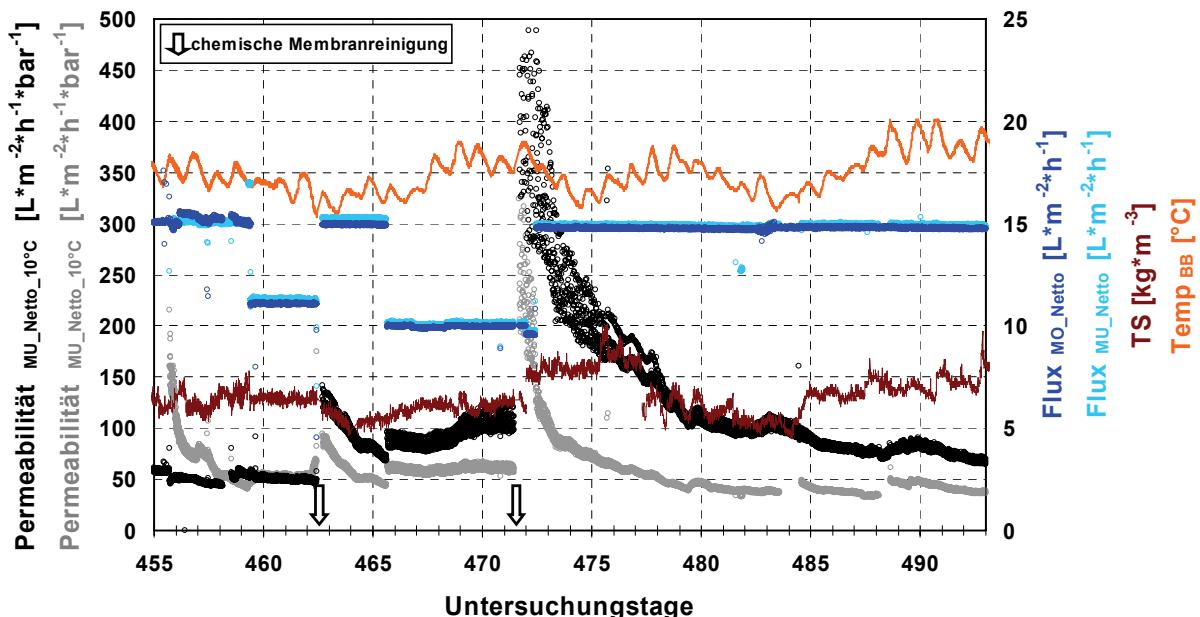


Abbildung 47: Betriebsphase VI – Permeabilitäten

Die hydraulische Leistungsfähigkeit des unteren Modulteils ist im Vergleich zu der in Betriebsphase V ermittelten Leistungsfähigkeit als schlechter einzustufen. Nach zwölf Betriebstagen wurde das untere Modul bereits durch Überschreiten der maximalen Transmembranbrandruckgrenze von 350 mbar am 483. Betriebstag abgeschaltet. Die Permeabilität lag zu diesem Zeitpunkt schon unter ca.

40 L*m⁻²*h⁻¹*bar⁻¹ (Abbildung 47). Nach Durchführung einer Entspannungsphase wurde der maximale Transmembrandruck bereits nach weiteren 3,5 Tagen wieder überschritten. Ursache hierfür ist die mit der Reinigung der Membran ebenso entfernte Deckschicht. Dieser Sachverhalt konnte bei dem oberen Modul allerdings nicht beobachtet werden.

5.1.3 Membranreinigung

Wie der zuvor diskutierte Betriebsverlauf der halbtechnischen MBA zeigt, ergab sich durch die deutliche Abnahme der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran mehrfach die Notwendigkeit der Durchführung einer chemischen Membranreinigung.

Da der Ausbau des großtechnischen Membranmoduls für eine externe Reinigung in einer Waschzelle ohne hohen technischen Aufwand nicht möglich war und dies in großtechnischen Anlagen ab einer gewissen Anlagengröße unwirtschaftlich erschien, wurde die Membran In-situ im belebten Schlamm gereinigt.

Hierzu wurde von der Universität Kassel eine geeignete Systematik – zur Gewährleistung eines konstanten Drucks für das Einbringen der Reinigungschemikalien in die Membran – installiert. Folgende Vorgehensweise wurde bei der chemischen Membranreinigung untersucht:

- ⌚ Ansetzen von 3,75 Liter Reinigungsflüssigkeit pro m² Membranfläche unter Beachtung folgender Punkte:
 - Reinigung im alkalischen Milieu:
maximale Chemikalienkonzentration (NaOCl; H₂O₂) = 2.000 ppm
maximaler pH-Wert = 12
 - Reinigung im sauren Milieu:
maximale Chemikalienkonzentration (Essigsäure, Oxalsäure, Salzsäure oder Zitronensäure) = 2.000 ppm
minimaler pH-Wert = 2
- ⌚ Einbringen der Reinigungsflüssigkeit in die Membran bei abgestellter Cross-Flow-Belüftung und einem maximal erlaubten Rückspüldruck von 0,2 bar
- ⌚ Gewährleistung einer Einwirkzeit von 2 h nach dem Einfüllen der erforderlichen Reinigungsflüssigkeit und daran anschließend Abzug mit dem Permeatvolumenstrom

Eine Überprüfung des Reinigungserfolgs ergab, dass durch die saure Reinigung mit Zitronensäure keine nennenswerte Verbesserung der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran zu verzeichnen war. Somit wurde im weiteren Untersuchungsbetrieb ausschließlich im alkalischen Milieu mit Natriumhypochlorid gemäß

der zuvor beschriebenen Vorgehensweise gereinigt. Dies stand im Widerspruch zu den z. T. hohen Konzentrationen an Elementen, die in der Deckschicht nachgewiesen werden konnten. Die Vermutung lag daher nahe, dass die Elemente in die gelartige Masse der Deckschicht eingebettet waren und nicht maßgeblich auf der Membran oder in den Membranporen adsorbiert vorlagen. Daher war davon auszugehen, dass bei einer Beseitigung der organischen Foulants durch eine chemische Membranreinigung im alkalischen Milieu die anorganischen Partikel zusammen mit den organischen Komponenten beseitigt bzw. freigesetzt und mit dem Cross-Flow-Volumenstrom abtransportiert wurden.

Eine objektive Bewertung des Reinigungserfolgs ist jedoch nur im Rahmen von Reinwasserversuchen möglich, die im Rahmen dieses Versuchsbetriebs wegen des hohen Aufwands nicht durchgeführt wurden. Zur Abschätzung des Reinigungserfolgs wurde daher die mittlere, auf 10°C normierte Permeabilität am Ende des ersten Filtrationszyklus nach einer chemischen Membranreinigung ermittelt (Tabelle 14).

Beurteilt man den Reinigungserfolg für den oberen und unteren Modulteil anhand der mittleren Permeabilität, so liegt diese für beide Modulteile auf einem ähnlichen Niveau. Die hohe Standardabweichung für den unteren Modulteil, bei dem bereits während des Anlagenbetriebs die Tendenz zu einem vergleichsweise deutlichen Fouling der Membran festzustellen war, spiegelt die Anwendungsgrenzen der Reinigungsprozedur wider, die auftritt, wenn Membranbeläge zu beseitigen sind, die über das in einem stabilen Anlagenbetrieb übliche Maß hinausgehen. Da die eingesetzten Membranplatten nicht rückgespült werden dürfen, empfiehlt es sich, anhand dieser Erfahrungen für besonders stark gefoulte Membranen eine externe Reinigung durchzuführen. Alternativ gibt es die Möglichkeit der In-situ Reinigung an der Luft, bei der der belebte Schlamm während des Reinigungsvorganges bis auf die Unterkante des Membranmoduls abgesenkt wird.

Tabelle 14: Mittlere Permeabilitäten am Ende des ersten Filtrationszyklus nach einer chemischen Membranreinigung (n=6)

	Modul oben	Modul unten
MW [L⁻² * m⁻² * h⁻¹ * bar⁻¹]	726	679
STABW [%]	9	34

6 Untersuchungen zum Membranfouling

6.1 Foulingpotential von Abwasser und Belebtschlamm

6.1.1 Allgemeines

Membranfouling wird unter anderem durch die chemisch-physikalischen Eigenschaften der Belebtschlammatrix bestimmt.

Neben den eigentlichen Belebtschlammflocken spielt die Wasserphase des Belebtschlammes beim Membranfouling eine maßgebende Rolle, da diese direkt durch die Deckschicht der Membran und die Membran selbst permeiert. Die in der Wasserphase des Belebtschlammes enthaltenen mikrobiologisch nicht abgebauten refraktären Substanzen aus dem Kläranlagenzulauf sowie die durch mikrobielle Aktivität und Lysis der Belebtschlammflocken freigesetzten Substanzen können die chemisch-physikalischen Eigenschaften der Belebtschlammatrix entscheidend beeinflussen.

Die folgenden Kapitel dienen der Darstellung und dem Vergleich des Foulingpotentials von Belebtschlamm, dessen Wasserphase und von Abwasser.

6.1.2 Extrazelluläre Polymere Substanzen

Abbildung 48 und Tabelle A- 15 dienen der Gegenüberstellung der prozentualen Zusammensetzung der EPS von Belebtschlamm, dessen Wasserphase sowie von Abwasser der halbtechnischen Versuchsanlage. Für diesen Vergleich wurden die jeweiligen EPS-Fraktionen in ihr Kohlenstoffäquivalent umgerechnet.

Auffällig ist die unterschiedliche Zusammensetzung der gelösten EPS der beispielhaft untersuchten Medien. Während bei Abwasser mit 57,9 % die Huminsäuren die größte EPS-Fraktion darstellen, bilden im Belebtschlamm die Kohlenhydrate mit 57 % die größte Fraktion bei den gelösten EPS und die Proteine mit 67 % bei den gebundenen EPS.

Da im Abwasser Kohlenhydrate mit nur 13,8 % die kleinste Fraktion darstellen, ist davon auszugehen, dass die Kohlenhydrate der gelösten EPS in der Wasserphase des Belebtschlammes zum großen Teil mikrobiellen Ursprungs sind. Diese These wird durch die mittlere Konzentration an Kohlenhydraten im Abwasser sowie in der flüssigen Phase des Belebtschlammes bestätigt und deckt sich mit den Aussagen von HUBER (1999). HUBER (1999) geht davon aus, dass von den Zellen die Kohlenhydrate und auch Proteine zur Herstellung einer „Gleichgewichtskonzentra-

tion“ zwischen der Zelle und dem die Zelle umgebenden Medium abgegeben werden.

Bei den gebundenen EPS dominieren die biologisch leicht abbaubaren Proteine als größte Fraktion, während die Kohlenhydrate die kleinste Fraktion darstellen. HUBER (1999) geht davon aus, dass ein großer Teil der Proteine der gebundenen EPS auf eine Anreicherung von Lyseprodukten zurückzuführen ist. Da die halbtechnische MBA mit einer mittleren Schlammbelastung von $0,04 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ überwiegend in einem aerob stabilisierenden Bereich betrieben wurde, ist auch für diese Untersuchungen grundsätzlich mit vermehrter Zellysis und Freisetzung von Proteinen zu rechnen. In eigens durchgeführten Untersuchungen an Belebtschlammproben einer Laboranlage konnte in den gebundenen EPS mittels horizontaler Gelelektrophorese keine DNA nachgewiesen werden, wie dies bei Zellysis zu erwarten ist (WETT ET AL. 2002). Die gebundenen EPS sind, basierend auf diesen Ergebnissen, überwiegend ein Produkt von Stoffwechselvorgängen in den Zellen und nicht die Folge der Adsorption von gelösten EPS an den Bakterien.

Bei der Beurteilung des Foulingpotentials der organischen Substanzen der drei untersuchten Medien ist auch der in Kapitel 6.2.6 diskutierte Rückhalt der EPS durch die Membran, der zudem die Zusammensetzung der Deckschicht beeinflusst (Kapitel 6.4), zu berücksichtigen.

Demnach kann in einem regulären Anlagenbetrieb – der zu definieren ist als ein Betrieb mit hoher biologischer Reinigungsleistung – das Foulingpotential kommunalen Abwassers durchschnittlicher Zusammensetzung hinsichtlich der organischen Foulants durch die biologisch schwer abbaubaren Huminsäuren bestimmt werden, da diese mikrobiell schwer abbaubar sind.

Das Foulingpotential der Wasserphase des Belebtschlammes kann durch die Kohlenhydrate und Proteine, die im regulären Anlagenbetrieb mikrobiellen Ursprungs sind, und die, was Kapitel 6.2.6 zeigen wird, in hohem Maß durch die Membran zurückgehalten wurden, bestimmt werden. Zudem können die zuvor diskutierten Huminsäuren das Foulingpotential der Wasserphase bestimmen. Hierfür verantwortlich zeichnen die adsorptiven Eigenschaften der Huminsäuren, deren limitierte biologische Abbaubarkeit und hohe Konzentration im Abwasser und deren verstärkte Entstehung bei Belebungsanlagen mit hohem Schlammalter. Durch den Rückhalt der Huminsäuren durch die Membran stellen Huminsäuren potentiell eine wichtige Fraktion im Hinblick auf Porenfouling dar. Die in Kapitel 2.3.2.4.3.2 diskutierten Aspekte deuten auch auf einen Einfluss bei der Vernetzung, also Stabilisierung der Deckschicht hin.

Die an den Belebtschlamm gebundenen vorliegenden Proteine bestimmen im Wesentlichen das Foulingpotential der gebundenen EPS, da diese aufgrund ihrer allgemein als hydrophob beschriebenen Molekülstruktur dazu neigen, sich an Oberflächen zu adsorbieren und somit die Deckschichtbildung zu begünstigen.

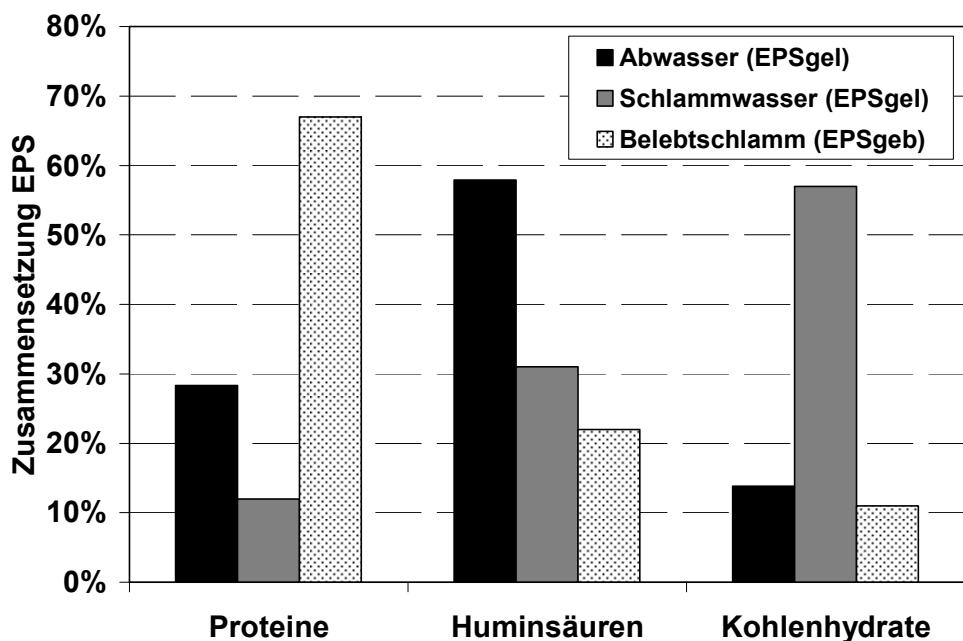


Abbildung 48: Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gelösten und gebundenen EPS im Belebtschlamm und Abwasser der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

6.1.3 Elementanalyse

Abbildung 49 und Tabelle 15 zeigen die im Trockenrückstand von Abwasser und dem Schlammwasser der halbtechnischen MBA gemessenen Konzentrationen an Elementen.

Beurteilt man das Foulingpotential beider Medien hinsichtlich der anorganischen Bestandteile, so weist kommunales Abwasser, hier beispielhaft dargestellt anhand des stark häuslich geprägten Abwassers der Stadt Kassel hinsichtlich der Konzentrationen der Elemente Eisen, Aluminium und Phosphor ein höheres Foulingpotential als das untersuchte Schlammwasser auf. Anhand der Elemente Magnesium und Calcium ist kein wesentlicher Unterschied zwischen den beiden Medien festzustellen. Dieses Ergebnis ist vor dem Hintergrund zu sehen, dass in der Deckschicht der Membran überdurchschnittlich viel Calcium und Eisen nachgewiesen werden konnte (Kapitel 6.4.3.2).

An dieser Stelle kann nicht beurteilt werden, in welcher Bindungsform die Elemente vorlagen. Es gilt jedoch festzuhalten, dass Calcium und Eisen-III-Ionen eine

wichtige Rolle bei der Ausbildung der Flockenstruktur sowie Ca^{2+} bei der Komplexbierung von Huminsäuren und deren Adsorption an die Membran spielen. Gelöste Eisen- und Aluminiumverbindungen wiederum können, wenn sie direkt auf der Membran oxidieren, an der Membranoberfläche anhaften und dort zu einer Verminderung des Permeatflux führen (ATV-DVWK 2002). Vor diesem Hintergrund und unter Berücksichtigung der Unterschiede bei den Elementekonzentrationen im Abwasser sowie der Wasserphase des Belebtschlammes weist das Abwasser von Kassel hinsichtlich der Eisen- und Aluminiumverbindungen ein höheres Foulingpotential als die Wasserphase des Belebtschlammes auf.

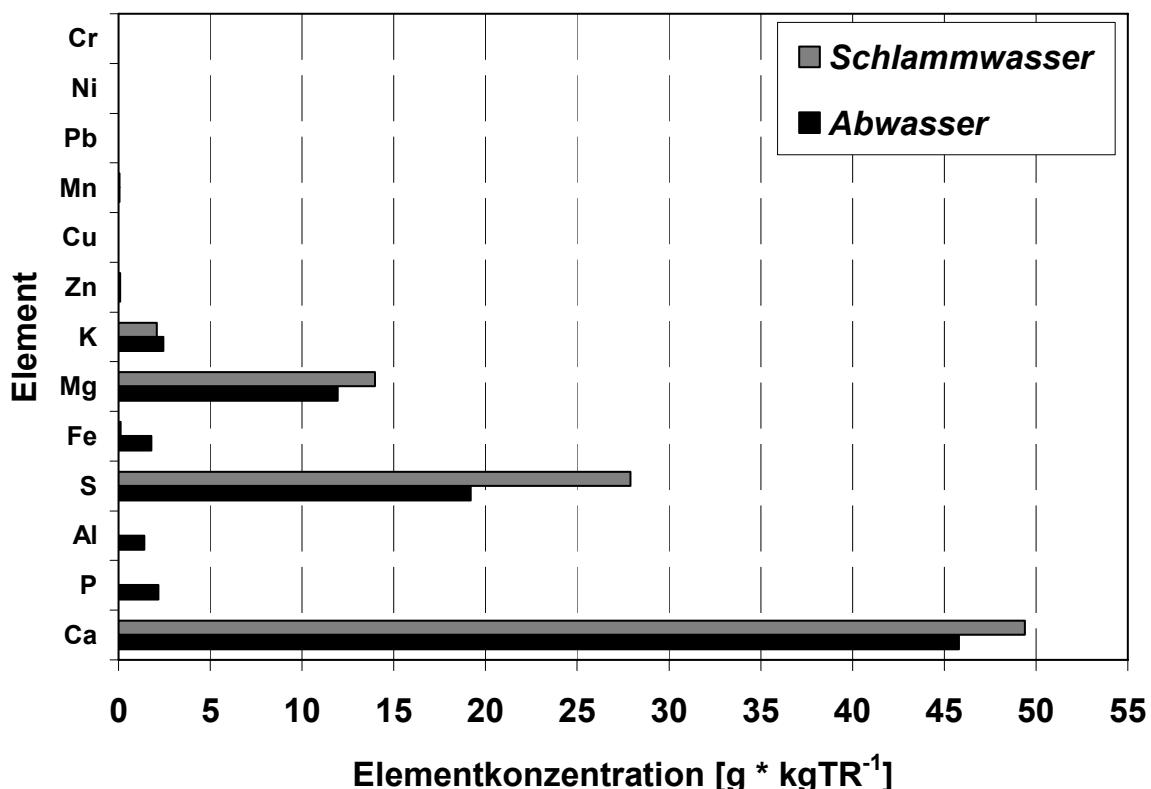


Abbildung 49: Vergleich der Elementezusammensetzung von Schlammwasser und Abwasser der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

Tabelle 15: Vergleich der Elementzusammensetzung von Abwasser und Schlammwasser der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

Element	Abwasser [g*kgTR⁻¹*L⁻¹]	Schlammwasser [g*kgTR⁻¹*L⁻¹]	ΔC^{*1} [%]
Calcium	45,8	49,41	+7,9
Gesamt-phosphor	2,18	0,0025	-99,9
Aluminium	1,4	0,021	-98,5
Gesamt-schwefel	19,18	27,91	+45,4
Eisen	1,79	0,115	-93,6
Magnesium	11,95	13,97	+16,9
Kalium	2,44	2,1	-13,9
Zink	0,079	0,082	+4,8
Kupfer	0,025	0,006	-75,9
Mangan	0,051	0,042	-18,9
Blei	0,0032	0,0	-100
Nickel	0,0	0,0	0
Chrom	0,0021	0,0	-100

^{*1}: Konzentration im Abwasser entspricht 100 %

6.1.4 Foulingverhalten

6.1.4.1 Filtrierbarkeit

Abbildung 50 sowie Tabelle A- 16 und Tabelle A- 17 zeigen die Ergebnisse der Filtrationsversuche zur Beschreibung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm, Schlammwasser und Abwasser.

Erwartungsgemäß liegt der spezifische Deckschichtwiderstand der flüssigen Phase des Belebtschlamm und auch des Abwassers durch die geringe Trockensubstanzkonzentration deutlich über dem des Belebtschlamm. Deutlich wird auch, dass der Deckschichtwiderstand (R_c) und das Foulingpotential (R_f) der Wasserphase des Belebtschlamm sowie des Abwassers den Wert des Belebtschlamm übersteigt, wenn dieser eine Trockensubstanzkonzentration < 1,5 kg*m⁻³ aufweist.

Die Bedeutung der Wasserphase des Belebtschlammes und auch des Abwassers am Membranfouling nimmt daher mit abnehmender TR-Konzentration im Filtrationsbecken zu und wird im Fall der Wasserphase des Belebtschlammes durch deren chemisch-physikalischen Eigenschaften und kolloidalen Bestandteile bestimmt. Hinsichtlich der Bedeutung des Schlammwassers und des Abwassers im Anlagenbetrieb sei an dieser Stelle bereits auf die entsprechenden Kapitel 6.1.4.4 und Kapitel 6.3.1 verwiesen, in denen diesbezüglich Ergebnisse aus eigenen Untersuchungen diskutiert werden.

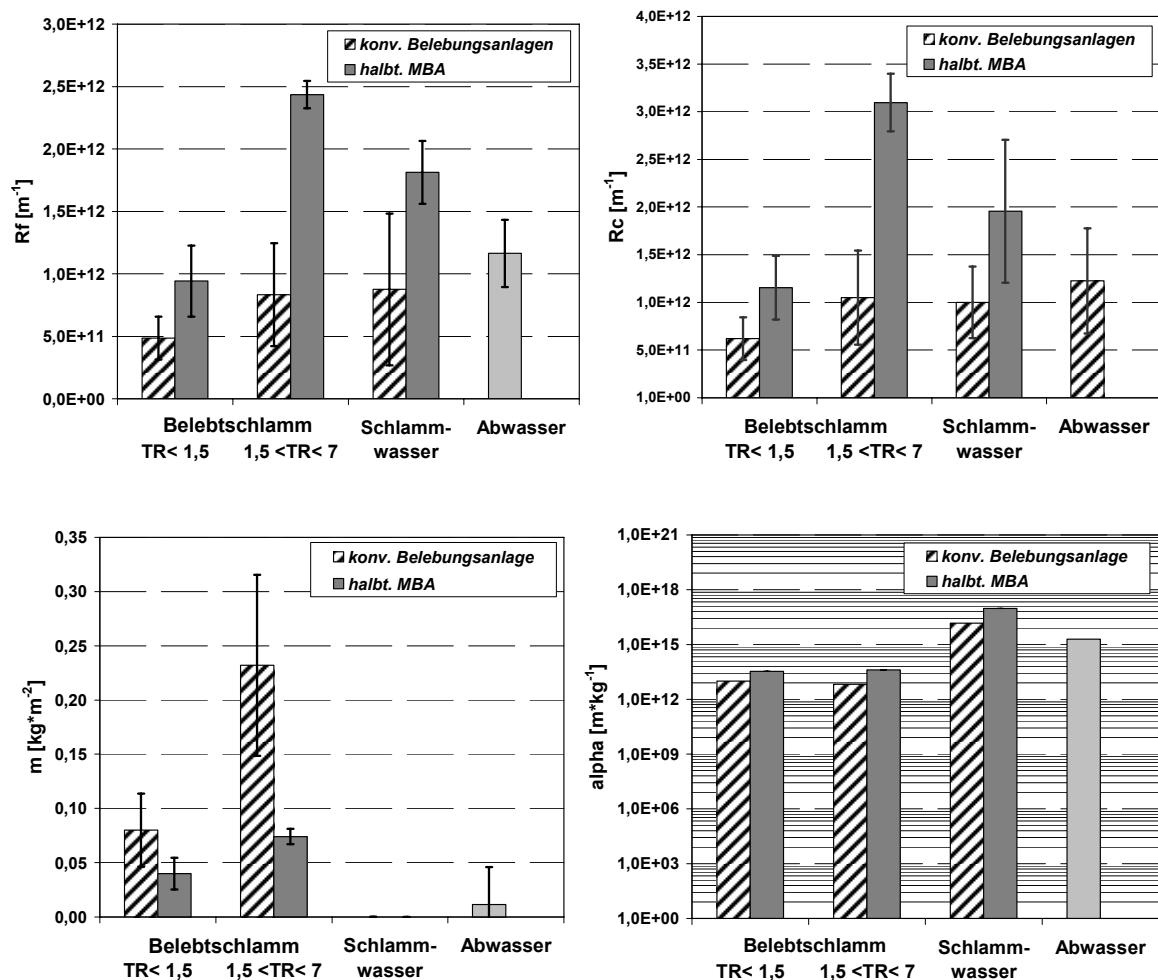


Abbildung 50: Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Abwasser, Belebtschlamm und Schlammwasser aus konventionellen Kläranlagen sowie der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

Weiterhin wird deutlich, dass der spezifische Deckschichtwiderstand α des Belebtschlamm der halbtechnischen MBA größer als der von konventionellen Kläranlagen ist. Nach Untersuchungen von FRECHEN ET AL. (2005) konnten in der halbtechnischen MBA im Vergleich zu den beprobten Anlagen deutlich mehr gelöste EPS in der Wasserphase festgestellt werden. Dies betrifft insbesondere die Proteine und Kohlenhydrate. Darüber hinaus führt die Zerschlagung der Flocken in der Membrananlage zu einem dichteren, weniger durchlässigen Membranbelag.

Dies ist im Wesentlichen auf die mit abnehmender Trockensubstanzkonzentration geringer werdende Masse an akkumulierter Deckschicht (m) zurückzuführen.

6.1.4.2 Rasterelektronenmikroskopische Aufnahmen der Deckschicht

Die folgende Abbildung 51 und Abbildung 52 zeigen rasterelektronenmikroskopische Aufnahmen von Membranbelägen aus Filtrationsversuchen mit einer gerührten Testzelle.

Abbildung 51 zeigt den Membranbelag nach Filtration von Belebtschlamm. Gut zu erkennen ist der dichte Membranbelag, bestehend aus organischen Ablagerungen (Agglomeraten), aber auch anorganischen Aggregaten, die mittels mehrfach durchgeföhrten, punktuellen EDX-Scans identifiziert wurden. Wie man dem Elementespektrum entnehmen kann, handelt es sich bei dem Membranbelag zu einem großen Teil um Phosphor, Aluminium, Silizium, Calcium, Schwefel, Kalium, Magnesium, Sauerstoff und Eisenverbindungen (Abbildung 54). Neben diesen Präzipitaten finden sich jedoch auch fadenförmige Bakterien in dem Membranbelag. Insgesamt erscheint der Membranbelag sehr inhomogen mit unterschiedlicher Dicke. Die Abbildung 51 zeigt, dass der Membranbelag auch aus Zellclustern besteht. Nach Untersuchungen von CLOETE ET AL. (2001) sind Zellcluster dieser Struktur in EPS eingelagert.

Im Vergleich zu dem EDX-Scan des Membranbelags, der sich durch Filtration von Abwasser ergibt, findet man die zuvor beschriebenen Agglomerate und Präzipitate in gehäufter Form auch auf dem Membranbelag des Abwassers (Abbildung 52). Der Membranbelag hat eine sehr reliefreiche, raua Oberflächenstruktur. Das Elementespektrum zeigt für das Abwasser einen hohen Anteil an Phosphor, Aluminium, Calcium, Sauerstoff und Siliziumverbindungen (Abbildung 55), jedoch nicht in der Intensität wie man diese von Membranbelägen aus der Filtration von Belebtschlamm kennt. Dies deutet auf eine mit fortschreitender Betriebszeit zunehmende Präzipitation bestimmter Elemente hin.

Der Membranbelag der Deckschicht aus der Filtration von Schlammwasser zeigt eine relativ glatte, vergleichsweise homogene Oberfläche (Abbildung 53). Einzelne Aggregate sind erkennbar, die bereits auf den beiden zuvor diskutierten Aufnahmen erkennbar sind. Es ist zu vermuten, dass die in Abbildung 51 sichtbaren Präzipitate durch den Zulauf über das Schlammwasser, aber auch möglicherweise durch Adsorption an den Belebtschlamm in den Membranbelag eingetragen wurden. Anhand des EDX-Flächenscans wird deutlich, dass das Elementespektrum nur hinsichtlich Silizium und Sauerstoff deutliche Peaks zeigt (Abbildung 56).

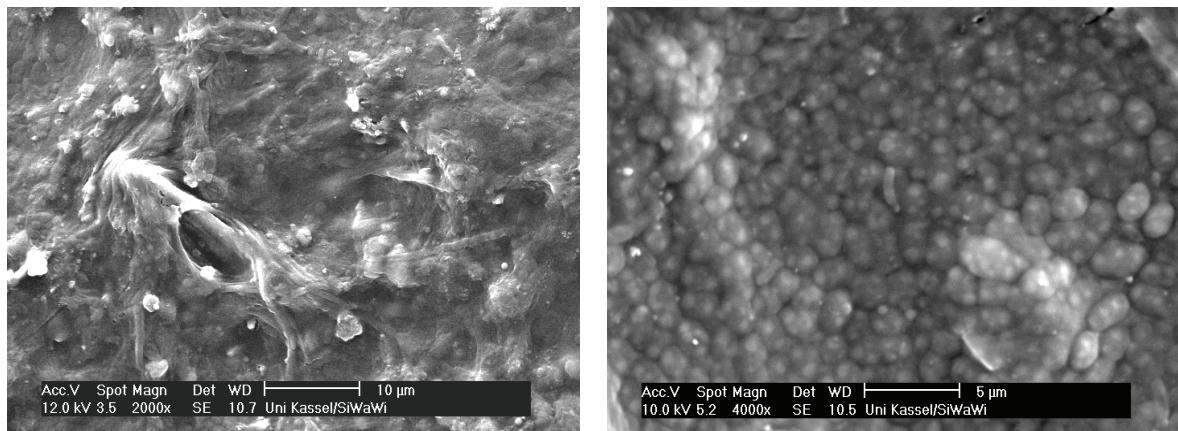


Abbildung 51: REM-Aufnahme der Deckschicht nach der Filtration von Belebtschlamm
(links: Vergrößerung 2000-fach; rechts: Vergrößerung 4000-fach)

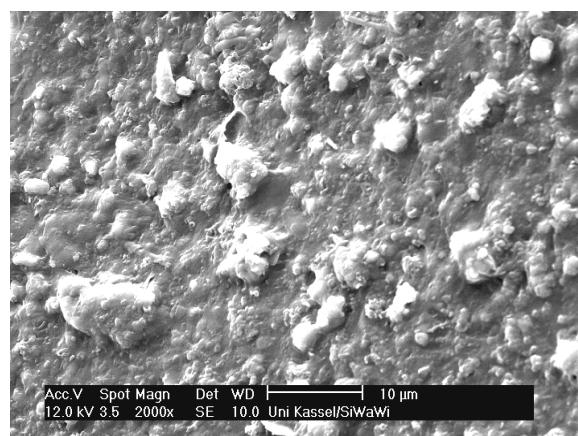


Abbildung 52: REM-Aufnahme der Deckschicht nach der Filtration von Abwasser (Vergrößerung 2000-fach)

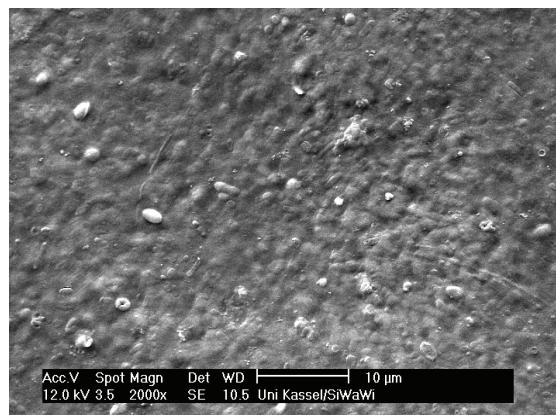


Abbildung 53: REM-Aufnahme der Deckschicht nach der Filtration des Schlammwas-
sers aus Belebtschlamm (Vergrößerung 2000-fach)

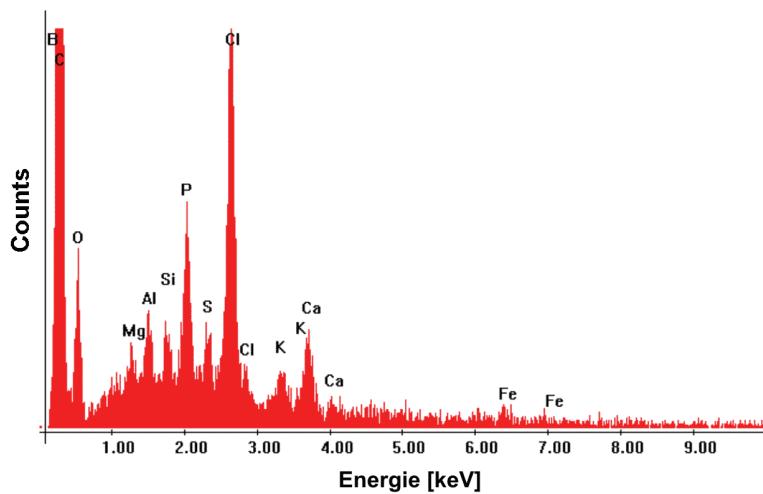


Abbildung 54: EDX-Analyse (Flächenscan) – Membranbelag aus Filtration von Belebtschlamm

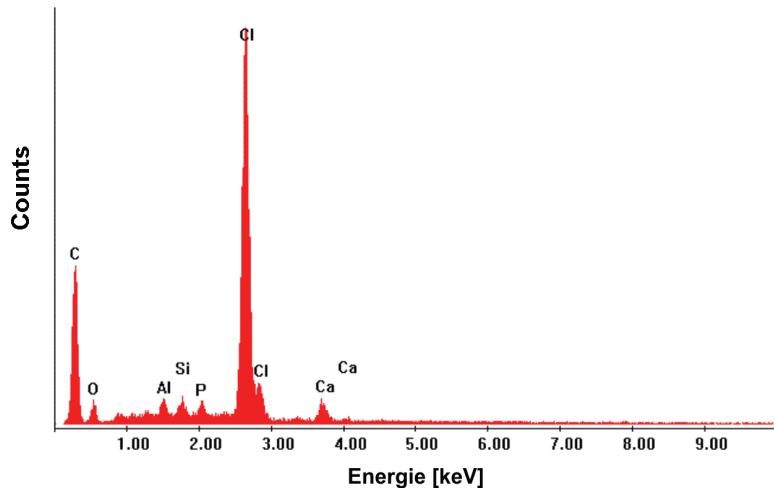


Abbildung 55: EDX-Analyse (Flächenscan) – Membranbelag aus Filtration von Abwasser

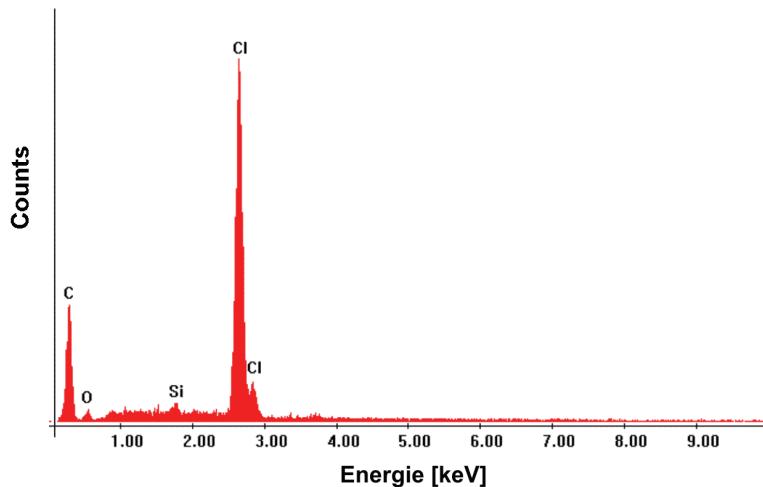


Abbildung 56: EDX-Analyse (Flächenscan) – Membranbelag aus Filtration von Schlammwasser

6.1.4.3 Porenverblockung

Bei Membranfouling ist zwischen Oberflächenfouling durch Deckschichtbildung und Porenfouling zu unterscheiden. Um das Ausmaß des Porenfoulings in Abhängigkeit des Feeds zu bestimmen, wurde nach mechanischer Beseitigung der Deckschicht der Rückgang des Reinwasserflusses nach Filtration dieser Medien bestimmt. Der Erfolg der speziellen Methode zur Deckschichtbeseitigung wurde mittels rasterelektronenmikroskopischer Aufnahmen kontrolliert.

In Abbildung 57 ist die Abnahme des RWF in Abhängigkeit vom Feed dargestellt. Die Ergebnisse zeigen, dass das höchste Ausmaß an Porenfouling durch die Filtration der Wasserphase des Belebtschlammes zu verzeichnen ist, gefolgt von Belebtschlamm und Abwasser. Im Vergleich zum Belebtschlamm ergibt sich durch Filtration der Wasserphase des Belebtschlammes eine im Mittel um 13,5 % höhere Abnahme des Reinwasserflusses (Tabelle 16). Dieses Ergebnis zeigt, dass die Deckschichtbildung einen hohen Stellenwert hinsichtlich des Rückhalts der in der Wasserphase des Belebtschlammes enthaltenen Foulants und somit auch hinsichtlich des Porenfouling hat.

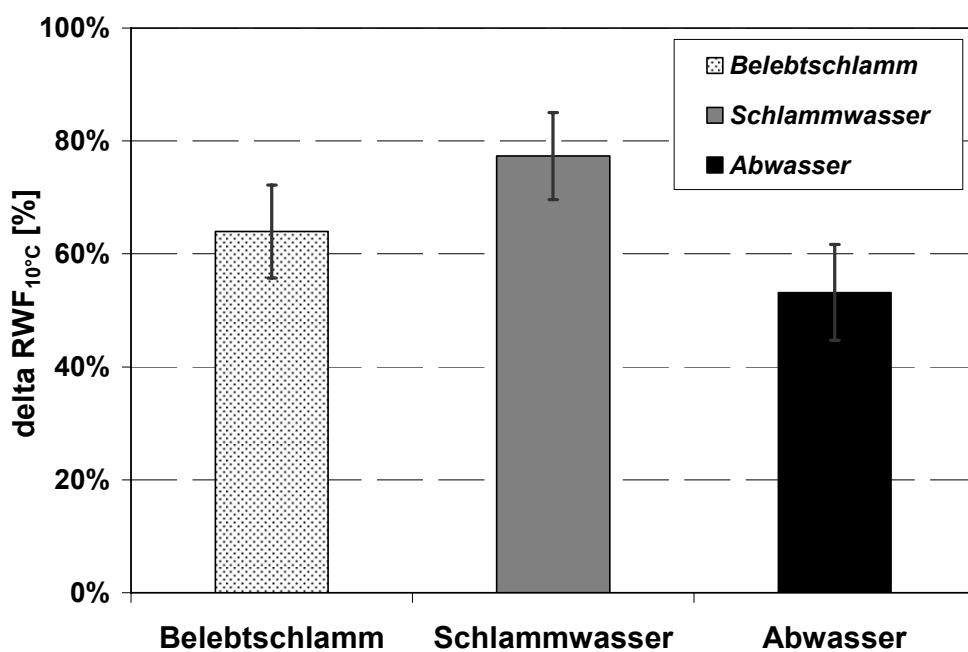


Abbildung 57: Mittlere prozentuale Abnahme des RWF durch Porenverblockung in Abhängigkeit des Feed

Tabelle 16: Mittlere prozentuale Abnahme des RWF durch Porenverblockung in Abhängigkeit des Feed

	Belebtschlamm	Schlammwasser	Abwasser
MW	64 %	77,5 %	53,2 %
STABW	8,3 %	7,7 %	8,5 %
Anzahl Werte	21	6	4

Um festzustellen, welche Porengrößen in besonderer Weise durch den untersuchten Feed verblockt werden, wurden Proben der von der Deckschicht befreiten Membran mittels Quecksilberdruckporosimetrie untersucht. Dieses Verfahren gehört zu den aussagekräftigsten und informativsten Methoden zur Bestimmung der Porenradienverteilung (PUSCH 1982) und ist besonders für die Charakterisierung von Membranen mit Makroporen einer Porenweite $>0,05 \mu\text{m}$ geeignet (CUPERUS ET AL. 1991). Abbildung 58 und Abbildung 59 zeigen die Ergebnisse dieser Untersuchungen. Bei der Ergebnisinterpretation ist zu berücksichtigen, dass die zur Berechnung der Porenradienweite verwendete Washburn-Gleichung Poren zylindrischer Form voraussetzt. Die Morphologie der untersuchten Membran ist jedoch als schwammartig zu beschreiben. Die Auswertung der Daten der Quecksilberdruckporosimetrie liefert daher nicht die Porenradienverteilung der trennaktiven Porenöffnungen auf der Membranoberfläche. Vielmehr wird die Porenradienverteilung über den gesamten Membranquerschnitt bestimmt, also auch für Stellen in der Membran, an denen der Porenradius aufgeweitet ist. Darüber hinaus werden auch Sackporen, also Poren, die nicht den gesamten Membranquerschnitt durchdringen, erfasst. Eine Aussage über die trennaktive, mittlere Porenweite der Membran ist daher nicht möglich.

Wie die Abbildung 58 anhand der Summenkurve der Porenradien zeigt, bestätigen sich die Ergebnisse der Reinwasserversuche zur Bestimmung der Porenverblockung. Die Filtration von Schlammwasser verursacht die größte Verblockung der Membranporen, gefolgt vom Belebtschlamm und dem Rohabwasser. Die Porenradienverteilung in Abbildung 59 zeigt für alle untersuchten Proben eine deutliche Abnahme des Porenanteils mit einem Porendurchmesser von ca. $0,7 \mu\text{m}$ bis ca. $1,5 \mu\text{m}$. Die Probe der Wasserphase des Belebtschlammes zeigt jedoch im Vergleich zu den anderen Proben eine überproportionale Abnahme des Porenanteils im Bereich von $0,7 \mu\text{m}$ bis $0,9 \mu\text{m}$.

Da die Probe durch Lufttrocknung für die Quecksilberdruckporosimetrie vorbereitet werden musste, ist davon auszugehen, dass die in die Poren eingedrungenen organischen Foulants durch den Trocknungsvorgang an Volumen verloren haben.

Die mittels Quecksilberdruckporosimetrie ermittelte Verminderung der Porenradien fiel daher möglicherweise geringer aus, als unter realen Betriebsbedingungen zu erwarten gewesen wäre.

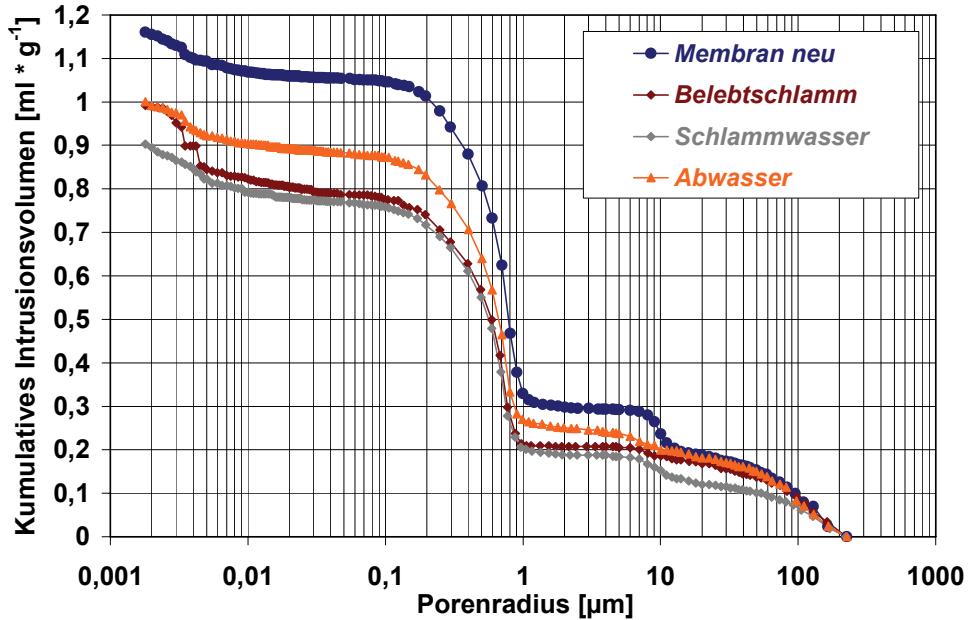


Abbildung 58: Quecksilberdruckporosimetrie – Intrusionsvolumen

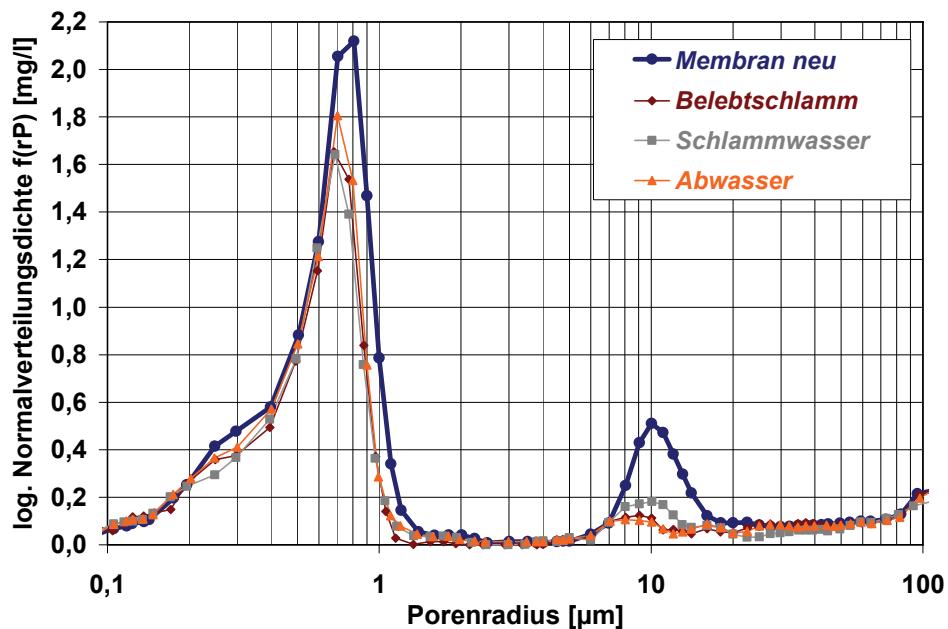


Abbildung 59: Quecksilberdruckporosimetrie – Porenradienverteilung

Als Ergebnis aller Versuche ist festzuhalten, dass die in die Membranporen einge-drungenen Foulants zu einer überdurchschnittlichen Abnahme der Poren mit ei-nem Durchmesser von ca. 0,7 µm bis ca. 1,5 µm führen. Die Foulants der Was-

serphase des Belebtschlams führen zu einer besonders starken Zunahme der Porenverblockung bei Poren mit einem Durchmesser von ca. 0,7 µm bis 0,9 µm.

Überraschend ist der zweite Peak in einem Größenbereich der Poren von 10 µm. Inwieweit es sich hierbei möglicherweise um einen „Messfehler“ durch die Art der Gewinnung des Probenmaterials oder ein messtechnisches Problem handelt, konnte abschließend nicht geklärt werden. Eine stichprobenartige Messung der Porendurchmesser auf der Oberfläche der Membran mittels Elektronenmikroskop ergab allerdings keine Hinweise auf Poren mit einem Durchmesser von 10 µm.

6.1.4.4 Einfluss von Abwasser im Anlagenbetrieb

Die Abbildung 60 zeigt den Verlauf des TMP für siebzehn Betriebszyklen, vor und nach Entnahme von 3 m³ Überschusschlamm. Die mit der Entnahme des Überschusschlams verbundene Absenkung des Wasserspiegels in der Membranbiologie führte in der Folge zur automatischen Förderung von 3 m³ Abwasser in die Denitrifikationsstufe der halbtechnischen MBA, mit dem Ziel, den Wasserstand auf das Niveau vor Entnahme des Überschusschlams zu bringen.

Wie ein Vergleich des TMP vor und nach Entnahme des Überschusschlams zeigt, stieg der Transmembrandruck innerhalb der ersten Membranzyklen nach Wiederinbetriebnahme der Anlage stark an. Dieser Trend war sowohl im Vergleich der Zyklen untereinander als auch im Vergleich des oberen und unteren Moduls zu beobachten. Erfahrungswerte aus dem Betrieb der halbtechnischen MBA belegen, dass diesem Effekt durch Verminderung des Permeatflux begegnet werden kann. Durch eine deutliche Verminderung des Permeatflux, ggf. unterstützt durch Stillstandsphasen ohne Permeatabzug, ist dieser Prozess in einem hohen Maß reversibel. Die Abnahme des TMP die durch Verminderung des Permeatflux hervorgerufen wurde, führte zu einer verstärkten Abreinigung der Teile der Deckschicht, die bisher mit dem konvektiven Fluss an der Membran haften geblieben waren und von der Cross-Flow-Belüftung nicht beseitigt werden konnten. Dies deutet darauf hin, dass durch die Zugabe von Abwasser die Deckschicht in ihrer Morphologie beeinflusst wird. Abwasserinhaltsstoffe setzen sich in die Poren der Deckschicht vermindern deren Durchlässigkeit und bilden eine gelartige Deckschicht.

Wie der Versuchsanlagenbetrieb auch erkennen lässt, hängt der TMP-Anstieg maßgeblich von dem entnommenen Volumen an Überschusschlamm und somit dem Volumen des zugeführten Abwassers ab. Hierzu wurden eigens labormässtäbliche Untersuchungen durchgeführt.

Die Abbildung 61 zeigt die Ergebnisse dieser Untersuchungen. Bereits die Entnahme von 1,2 Litern Überschusschlamm – dies entspricht rund 10 % des Reak-

torvolumens – und dessen Ersatz durch Abwasser führte zu einer leichten Zunahme des Anstiegs des TMP (Pfeil Nr. 1). Nach rund fünf Stunden wurde diese Prozedur wiederholt, was eine weitere deutliche Zunahme des Anstiegs des TMP mit steigender Tendenz zur Folge hatte. Die Entnahme von zwei Litern Über- schußschlamm rund elf Stunden nach der ersten Entnahme führte zu einer weiteren anhaltenden Zunahme des TMP.

Die Ergebnisse dieser Untersuchungen sagen nichts darüber aus, inwieweit die hydraulische Leistungsfähigkeit langfristig negativ beeinflusst wird, wenn die Membran über längere Betriebszeiträume in Kontakt mit unvollständig gereinigtem Abwasser – vor allem in geringer Konzentration – kommen würde. Ein zweimontäger Betrieb einer im Bypass der halbtechnischen MBA betriebenen zweistrassigen labormaßstäblichen MBA, die mit Belebtschlamm der halbtechnischen MBA beschickt wurde, zeigte jedoch keine signifikante Abnahme der Permeabilität der Straße, deren Feed zu 10 % aus zusätzlich dosiertem Abwasser bestand. Für die Klärung dieses Sachverhalts sind langfristig angelegte Untersuchungen notwendig.

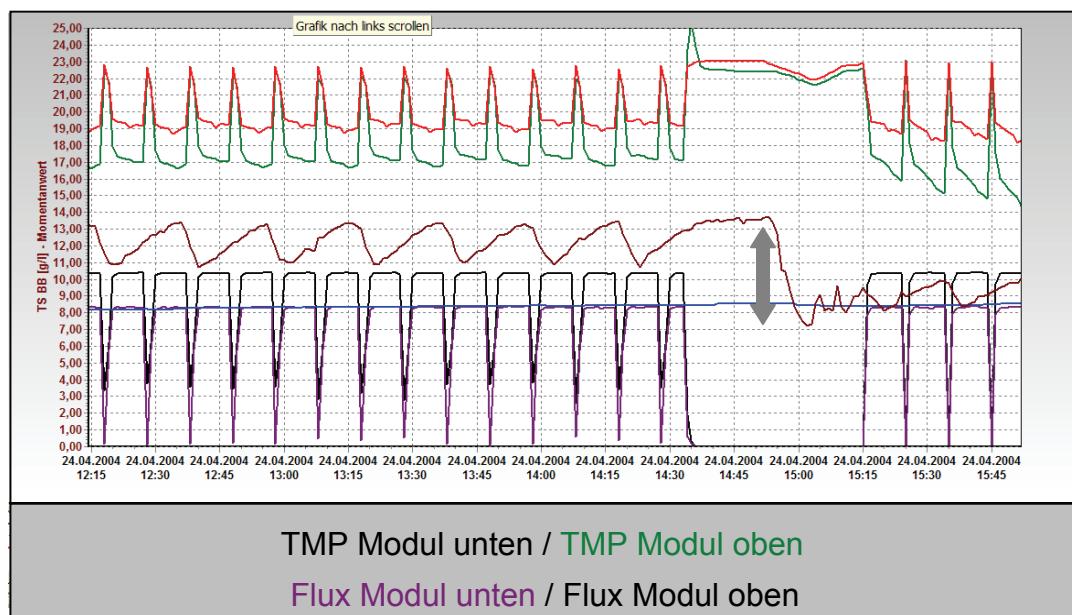


Abbildung 60: Einfluss eines verstärkten Abwasserzulaufs in das Belebungsbecken der halbtechnischen Membranbelebungsanlage auf den TMP

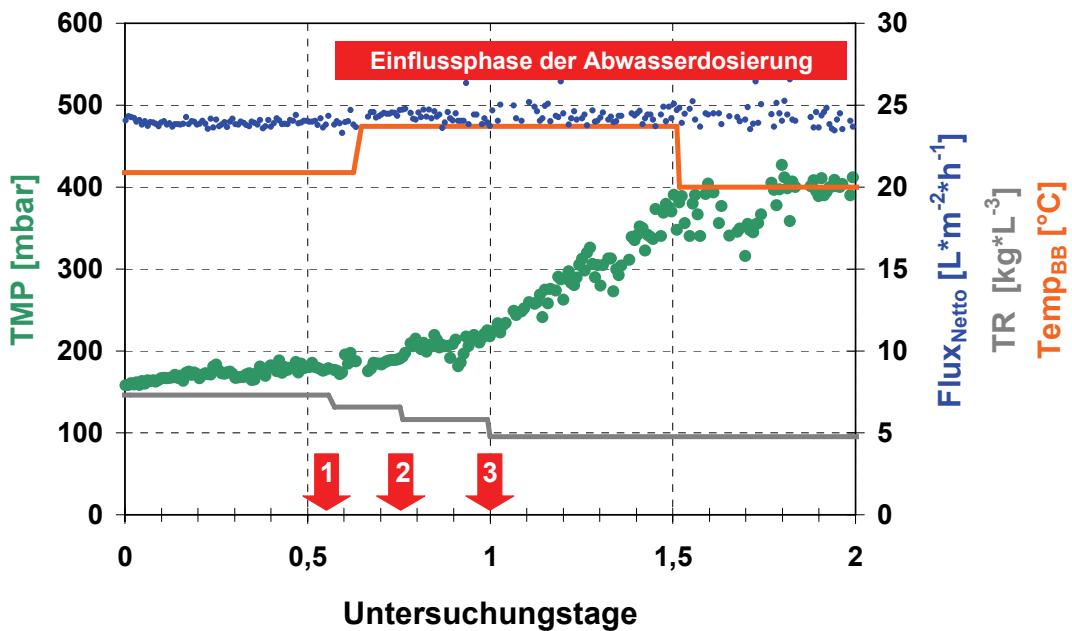


Abbildung 61: Einfluss einer gezielten Abwasserdosierung in das Belebungsbecken einer labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage auf den TMP

6.1.5 Diskussion

Die durch Membranfouling verursachte Abnahme der hydraulischen Leistungsfähigkeit der untersuchten Membranplatten wird durch den Widerstand der Deckschicht und die Abnahme der Anzahl und Leistungsfähigkeit der filtrationswirksamen Poren bestimmt.

Die Ergebnisse der Filtrationsversuche zeigen, dass die Deckschichtbildung einen hohen Stellenwert hinsichtlich des Rückhalts der in der Wasserphase des Belebtschlams enthaltenen Foulants und somit auch hinsichtlich des Porenfouling hat.

Es zeigt sich auch, dass durch Porenfouling die hydraulische Leistungsfähigkeit der untersuchten Membran gemessen am Reinwasserflux um über 70 % zurückgehen kann. Porenfouling hat somit einen entscheidenden Einfluss auf das Membranfouling. Hierfür verantwortlich zeichnen die chemisch-physikalischen Eigenschaften der Wasserphase des Belebtschlams. Diese können gemäß des diskutierten Foulingpotentials der untersuchten Medien Abwasser, Belebtschlamm und Schlammwasser der halbtechnischen Versuchsanlage, insofern ein regulärer Anlagenbetrieb mit hoher biologischer Reinigungsleistung vorliegt, maßgeblich durch die gelösten organischen Substanzen bestimmt werden, die mikrobiellen Ursprungs sind (EPS, vor allem Kohlenhydrate und Proteine), aber auch durch die biologisch schwer abbaubaren Huminsäuren, die aus dem Zulauf der Kläranlage stammen können. Darüber hinaus werden über den Kläranlagenzulauf Eisen- und

Aluminiumverbindungen der Anlage zugeführt, die, wenn sie auf der Membran oxidieren, an der Membranoberfläche anhaften und dort zu einer Verminderung des Permeatflux führen können. Die Ergebnisse zeigen auch, dass die Deckschichtbildung einen hohen Stellenwert hinsichtlich des Rückhalts der in der Wasserphase des Belebtschlams enthaltenen Foulants und somit auch hinsichtlich des Porenfoulings hat.

Auch der Deckschichtwiderstand wird – neben der Konzentration an gebundenen Proteinen – von den chemisch-physikalischen Eigenschaften der Wasserphase des Belebtschlams beeinflusst. Untersuchungen zeigen, dass durch gezielte Dosierung von Abwasser die hydraulische Leistungsfähigkeit vermindert wird. Auf Basis der Versuchsergebnisse beeinflusst die Zugabe von Abwasser die Deckschichtmorphologie indem Abwasserinhaltsstoffe den Porenraum der Deckschicht verstopfen oder deren Durchlässigkeit vermindern sowie zu einer Gelschichtbildung führen. Langfristige Untersuchungen müssen zeigen, ob eine geringe Konzentration an biologisch nicht gereinigtem Abwasser ähnliche Auswirkungen hat.

Zusammenfassend wird deutlich, dass die chemisch-physikalischen Eigenschaften der Wasserphase des Belebtschlams, die von den mikrobiologischen Prozessen im Belebungsbecken und von den Eigenschaften des Zulaufs der Kläranlage bestimmt werden, maßgeblich das Membranfouling beeinflussen. Bereits in diesem Stadium der Untersuchungen wird deutlich, dass eine dem Stand der Technik entsprechende Auslegung der Kläranlage – zur Sicherstellung einer effektiven biologischen Reinigungsleistung der Membranbiologie – eine entscheidende Bedeutung bei den Bemühungen zur Verminderung des Membranfoulings beigemessen werden muss.

6.2 Quantifizierung und Auswirkungen Extrazellulärer Polymerer Substanzen

6.2.1 Allgemeines

Die folgenden Kapitel dienen der Darstellung der Konzentration, Zusammensetzung und tageszeitlichen Schwankung der gelösten und gebundenen EPS der halbtechnischen MBA. Die Untersuchung der tageszeitlichen Schwankung der Konzentration an EPS sollte der Abschätzung dienen, inwieweit die beobachtete tageszeitliche Schwankung der hydraulischen Leistungsfähigkeit der halbtechnischen MBA durch die Produktion an EPS verursacht wird.

Im Rahmen von Filtrationsversuchen sollte die Abhängigkeit der Filtrationseigenschaften des Belebtschlams von der Konzentration an gebundenen und gelösten EPS dargestellt werden.

Die Ursache-Wirkungsbeziehungen beim Fouling von Membranen sind bis zum heutigen Tag noch nicht vollständig geklärt. Der Einfluss der bisher erforschten aber auch von weiteren bis zum heutigen Tag noch unerforschter Einflußfaktoren kann sich dabei überlagern, potenzieren oder gegenseitig aufheben. Dies macht eine Auswertung der Filtrationsversuche schwierig und kann darüber hinaus zu einer sehr hohen Standardabweichung der betrachteten Parameter führen. Zusätzlich ist zu berücksichtigen, dass ein Vergleich der Parameter R_c , R_f und m nur dann möglich ist, wenn die Filtrationsversuche bei gleicher Trockensubstanzkonzentration durchgeführt werden. Dies war für diese Versuche nicht der Fall, so dass nur ein Vergleich des auf die Trockensubstanzkonzentration normierten spezifischen Deckschichtwiderstands möglich ist.

6.2.2 Zulaufverhältnisse

In Tabelle 17 sind die im Zulauf der halbtechnischen MBA in 2-h Mischproben gemessenen Konzentrationen an Proteinen, Huminsäuren und Kohlenhydraten dargestellt.

Tabelle 17: Abwasserzusammensetzung der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

Uhrzeit Probenahme	CSB_{unf.} [mg*L⁻¹]	DOC [mg*L⁻¹]	Proteine [mg*L⁻¹]	Huminsäuren [mg*L⁻¹]	Kohlenhydrate [mg*L⁻¹]
10-12	137	21	10,5	34,6	6
18-20	260	40	22,4	45,2	7,4
10-12	99	19	2,9	37,5	5,2
18-20	262	40	22,7	42,9	9,7
<hr/>					
MW	189,5	30	14,6	40,1	7,1
STABW	84,1	11,6	9,7	4,9	2,0

Für einen Vergleich mit Messergebnissen anderer Autoren sind in der Literatur sehr wenige Zahlen publiziert. In Tabelle 18 dargestellt ist für die Parameter Proteine, Huminsäuren und Kohlenhydrate deren prozentualer Anteil am CSB im Zulauf kommunaler Kläranlagen. Um die relative Zusammensetzung der EPS beurteilen zu können, wurden die Einzelfraktionen der EPS basierend auf Umrechnungsfaktoren für die jeweilige EPS-Fraktion in ihr Kohlenstoffäquivalent umgerechnet. Die

Umrechnungsfaktoren sind unter der Tabelle 18 angegeben (NIELSEN ET AL. 1999). Der Kohlenstoffanteil der Fraktionen der EPS kann somit summiert und der prozentuale Anteil der jeweiligen Fraktion am gesamten Kohlenstoff berechnet werden. Diesen gegenüber gestellt sind die im Ablauf der Vorklärung der Kläranlage Kassel gemessenen Konzentrationen.

Die Analysen des Abwassers der halbtechnischen MBA zeigen einen sehr hohen prozentualen Anteil an biologisch schwer abbaubaren Huminsäuren sowie einen niedrigen prozentualen Anteil an Kohlenhydraten und Proteinen. Gemäß der im vorangegangenen Kapitel geführten Diskussion wird das Foulingpotential des Abwassers, das der halbtechnischen MBA zugeführt wurde, maßgeblich durch die Huminsäuren bestimmt.

Tabelle 18: Vergleich der Abwasserzusammensetzung nach diversen Autoren

Quelle	Proteine [% des CSB]	Huminsäuren [% des CSB]	Kohlenhydrate [% des CSB]
halbtechnische MBA^{*1}	7,8	21,1	3,7
WEDI (2004 b)	26,3	27	3
HENZE (1982)^{*4}	8	k. A.	12
TANAKA ET AL. (1991)^{*4}	12	2	6
NARKIS ET AL. (1980)^{*2;*4}	27	9	k. A.
NARKIS ET AL. (1980)^{*3;*4}	14	6	k. A.

^{*1}: Ablauf Vorklärung

^{*2}: Alter des Abwasser 10 Min. – 60 Min.

^{*3}: Alter des Abwasser 6 h – 12 h

^{*4}: zitiert durch NIELSEN ET AL. (1992)

Faktoren für die Umrechnung der EPS-Fraktionen in TOC nach:

Proteine: 0,375; Huminsäuren: 0,28; Kohlenhydrate: 0,378; alle in g C * g⁻¹ * oTR⁻¹

6.2.3 Konzentration und Zusammensetzung der am Belebtschlamm gebundenen EPS

Abbildung 62 und Abbildung 63 zeigen für die halbtechnische MBA den Verlauf der Konzentration der gebundenen EPS sowie die BSB₅-Schlammbelastung. Untersuchungstage, an denen zur Bekämpfung von Schaum Entschäumer und zur Steigerung des Schlammwachstums Essigsäure dosiert werden musste, sind auf der Abszisse gekennzeichnet. Die Tabelle 19 zeigt die Mittelwerte und die Standardabweichung der EPS-Messungen.

Den 58. Untersuchungstag ausgenommen, weist die halbtechnische MBA ein relativ stabiles Niveau an gebundenen EPS von im Mittel $13,0 \text{ mg DOC}^*\text{goTS}^{-1}$ bei einer Standardabweichung von $2,3 \text{ mg DOC}^*\text{goTS}^{-1}$ auf.

Während die Kohlenhydrate ein relativ stabiles Niveau über den Untersuchungszeitraum aufweisen, nimmt die Konzentration an Proteinen bezogen auf den Zeitpunkt der ersten Wochen nach Inbetriebnahme der Anlage tendenziell ab, die der Kohlenhydrate leicht zu.

Tabelle 19: Konzentration und Zusammensetzung der gebundenen EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

	DOC	Proteine	Huminsäuren	Kohlenhydrate
$\text{EPS}_{\text{geb}} [\text{mg}^*\text{goTS}^{-1}]$				
MW	13,0	27,5	12,2	4,6
STABW	2,3	6,5	3,6	1,1
Anteil am DOC der Fraktionen		67 %	22 %	11 %

Die Proteine stellen die größte Fraktion bei den gebundenen EPS, gefolgt von den Huminsäuren und Kohlenhydraten. Dies deckt sich mit Untersuchungen von CA-BASSUD ET AL. (2004). Bei einem Vergleich der absoluten Werte mit anderen Autoren ist zu bedenken, dass z. T. unterschiedliche Bestimmungsmethoden angewandt wurden. Die folgende Tabelle 20 zeigt Messergebnisse anderer Autoren, die die Extraktion der gebundenen EPS nach der Methode von Froelund durchgeführt haben. Vergleicht man diese Werte untereinander, so zeigen sich zum Teil deutliche Unterschiede in den gemessenen Konzentrationen.

Das Niveau an gebundenen EPS der halbtechnischen MBA bewegt sich im Bereich der Literaturwerte. Die große Spanne der Werte anderer Autoren resultieren z. T. aus den spezifischen Betriebsumständen der zumeist labortechnischen Membranbelebungsanlage und der unterschiedlichen Abwasserzusammensetzung insbesondere in den Fällen, in denen synthetisches Abwasser verwendet wurde. Proteine werden in allen Untersuchungen unabhängig von der angewandten Extraktionsmethode als die größte Fraktion der gebundenen EPS identifiziert.

Tabelle 20: Konzentration an gebundenen EPS in Membrananlagen (Quelle: diverse Autoren)

	DOC	Proteine	Huminsäuren	Kohlenhydrate
<i>EPS_{geb} [mg*goTS⁻¹]</i>				
CABASSUD ET AL. 2004 ^{*3}	/	25-30	12-13	7-8 ^{*1}
NUENGJAMNONG 2004 ^{*3}	4,81 ^{*2}	7,3	/	/
WETT ET AL. 2002 ^{*3}	3,08 ^{*2}	/	/	/
CHO 2004 ^{*3}	10-80 ^{*2}	/	/	/

^{*1}: Polysaccharide

^{*2}: Mittelwert

^{*3}: labormaßstäbliche MBA

Einer der Untersuchungstage mit einem betrieblichen Störfall ist der 58. Untersuchungstag. An diesem Tag kam es durch einen technischen Defekt zu einer Überdosierung von Essigsäure mit der Folge einer pH-Wert-Absenkung in der Membranbiologie auf einen Wert von pH = 4,9. WOLFAARDT ET AL. (1999) berichten, dass die Menge und Zusammensetzung der EPS durch die Lebensbedingungen der Mikroorganismen wie z. B. den pH-Wert beeinflusst werden können. Der am 58. Untersuchungstag festgestellte Peak an summarisch erfassten EPS ist vermutlich das Ergebnis widriger Lebensbedingungen – d. h. eines niedrigen pH-Werts (Abbildung 62). Als weitere Ursache für den EPS-Peak ist in Betracht zu ziehen, dass Essigsäure vermehrt auf der Oberfläche der Belebtschlammflocken adsorbiert und in dem EPS-Extraktionsschritt analytisch erfasst wurde.

Die ebenfalls hohe Konzentration an gebundenen Proteinen (Abbildung 63) weist jedoch auf eine vermehrte EPS-Produktion hin. Zellysis, in deren Rahmen es zu einem Freisetzen der im Cytosol gelöst vorliegenden Proteine kommt, ist als Ursache der Zunahme der Proteinkonzentration auszuschließen. In diesem Fall hätte die Konzentration an Proteinen in der gelösten Phase zunehmen müssen. Dies ist jedoch, wie in Abbildung 65 deutlich wird, nicht der Fall. Bei dem am 58. Untersuchungstag gemessenen EPS-Peak muss davon ausgegangen werden, dass es sich hierbei um einen durch widrige Betriebsumstände verursachten, abnormalen Wert handelt.

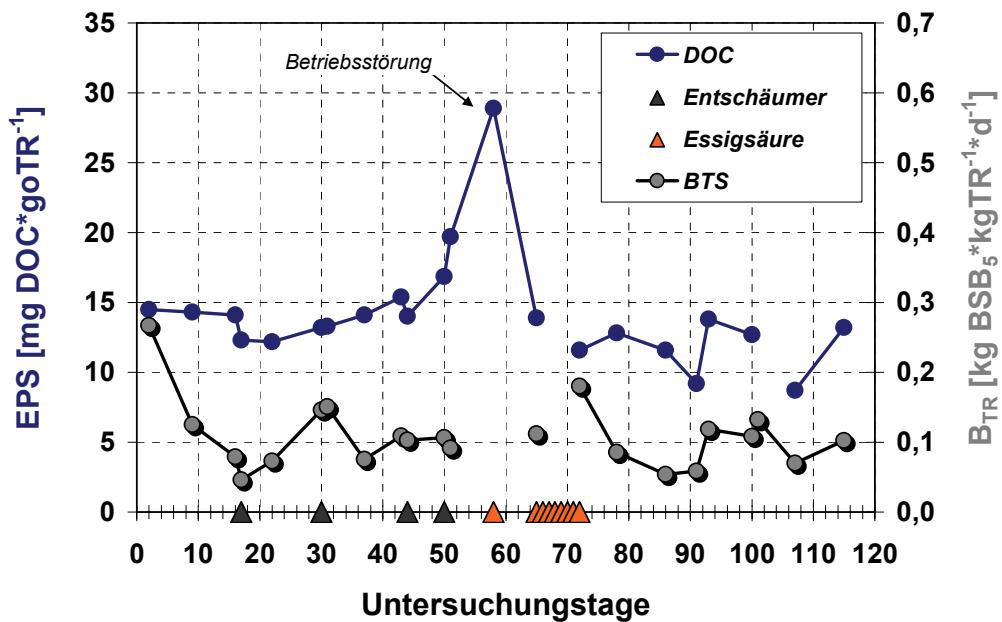


Abbildung 62: Konzentrationsverlauf der gebundenen EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

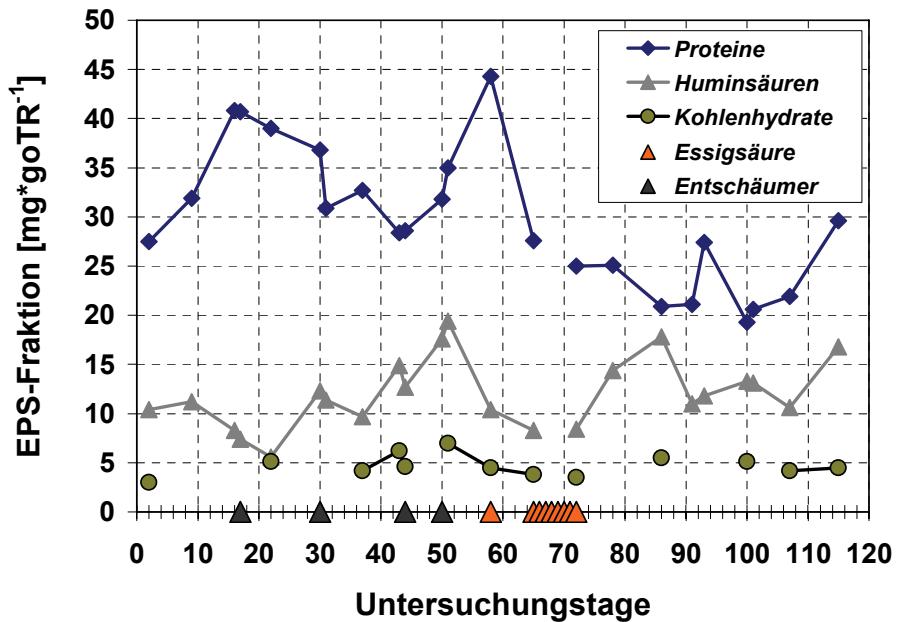


Abbildung 63: Konzentrationsverlauf der Fraktionen der gebundenen EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

6.2.4 Konzentration und Zusammensetzung der gelösten EPS

Die in der Wasserphase gelöst vorliegenden EPS weisen für den summarischen Parameter DOC eine wesentlich höhere Standardabweichung auf, als der summarische DOC-Wert der gebundenen EPS (Tabelle 21, Abbildung 64, Abbildung 65).

Im Gegensatz zu den gebundenen EPS bilden bei den gelösten EPS die Kohlenhydrate die größte Fraktion, gefolgt von den Huminsäuren. Proteine hingegen bilden die kleinste Fraktion. Eine Korrelation zwischen der Konzentration der gebundenen und gelösten EPS konnte nicht nachgewiesen werden.

Bezieht man die gelösten EPS, wie im Fall der gebundenen EPS, auf die organische Trockenmasse, so ergibt sich keine wesentliche Änderung der prozentualen Zusammensetzung der gelösten EPS-Fraktionen.

Auffällig ist die Abnahme der Konzentration an Huminsäuren und Kohlenhydraten ab dem 70. Untersuchungstag, also der Phase nach Dosierung von Essigsäure als externe Kohlenstoffquelle. Dies gilt gleichfalls für die Abnahme der Konzentration an Proteinen am 100. Betriebstag, die mit dem Beginn der gezielten Entnahme von Überschüßschlamm einherging.

Tabelle 21: Konzentration und Zusammensetzung der gelösten EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

	DOC	Proteine	Huminsäuren	Kohlenhydrate
$EPS_{gel} [mg \cdot L^{-1}]$				
MW	46,6	4,9	17,2	23,7
STABW	21,9	4,5	6,9	9,8
Anteil am DOC der Fraktionen		12 %	31 %	57 %

Untersuchungen des Belebtschlams der großtechnischen Membranbelebungsanlage Monheim, die im Labor des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft durchgeführt wurden, zeigen, dass sowohl die Konzentration der gelösten EPS als auch deren Zusammensetzung stark von den in der halbtechnischen MBA gemessenen Werten abweichen können (Tabelle 22). Auffällig ist, dass im Belebtschlamm der Kläranlage Monheim eine sechsfach geringere Konzentration an gelösten EPS gemessen wurde und dass nur noch Spuren von Proteinen und geringe Konzentrationen an Kohlenhydraten nachgewiesen wurden. Huminsäuren stellen, gemessen an ihrem Kohlenstoffäquivalent, mit 87 % die größte Fraktion der gelösten EPS dar.

Tabelle 22: Konzentration an gelösten EPS in Membrananlagen (Quelle: diverse Autoren)

	DOC	Proteine	Huminsäuren	Kohlenhydrate
$EPS_{gel} [mg \cdot L^{-1}]$				
CABASSUD ET AL. 2004 ^{*3}	/	8-12	22-35	15-27 ^{*1}
WETT ET AL. 2002 ^{*3}	1,2 ^{*2}	/	/	/
WEDI 2004 b	7,5 ^{*2}	<1,5 ^{*2}	11,7 ^{*2}	1,3 ^{*2}
CHO 2004 ^{*3}	4-33 ^{*2}	/	/	/

^{*1}: Polysaccharide

^{*2}: Mittelwert

^{*3}: labormaßstäbliche MBA

Die gelösten EPS in der Wasserphase des Belebtschlammes können sich aus biologisch nicht abgebauten Bestandteilen des Abwassers, aber auch aus Stoffwechselprodukten der Belebtschlammflocken zusammensetzen. HUBER (1999) konnte durch vergleichende Laborversuche mit synthetischem und kommunalem Abwasser nachweisen, dass die im Ablauf von konventionellen kommunalen Kläranlagen nachgewiesenen Biopolymere überwiegend von der Biomasse freigesetzt werden.

Da der Betrieb der halbtechnischen MBA durch häufige Störfälle gekennzeichnet war, war für diese Anlage an einigen Messtagen mit erhöhten Ablaufkonzentrationen und daher mit leicht erhöhtem abwasserbürtigem Anteil an den gelösten EPS zu rechnen. Darüber hinaus war der Belebtschlamm in der halbtechnischen MBA einem im Vergleich zu großtechnischen Kläranlagen vermehrtem hydraulischen Stress durch die Art der eingesetzten Rezirkulationspumpe (Kreiselpumpe statt Flügelradpumpe) und die Intensität der Cross-Flow-Belüftung ausgesetzt. Nach BARKER ET AL. (1999) und NAMKUNG ET AL. (1986) führt Stress wie z. B. Temperaturschwankungen oder toxische Schocks zu einer Zunahme der Konzentration an gelösten EPS. Der hohe spezifische Energieeintrag in der halbtechnischen MBA sowie das ungünstige C/N-Verhältnis im Zulauf des Belebungsbeckens können daher die Ursache für die im Vergleich zur großtechnischen Membrananlage in Monheim hohen Konzentrationen an Proteinen und Kohlenhydraten sein (Details hierzu in Kapitel 6.2.7).

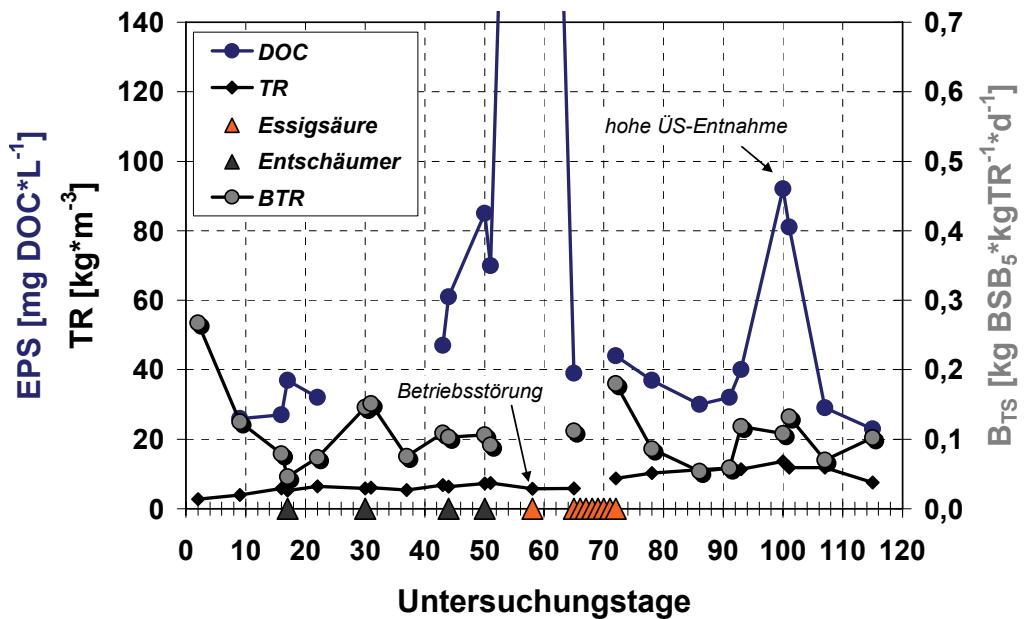


Abbildung 64: Konzentrationsverlauf der gelöst vorliegenden EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

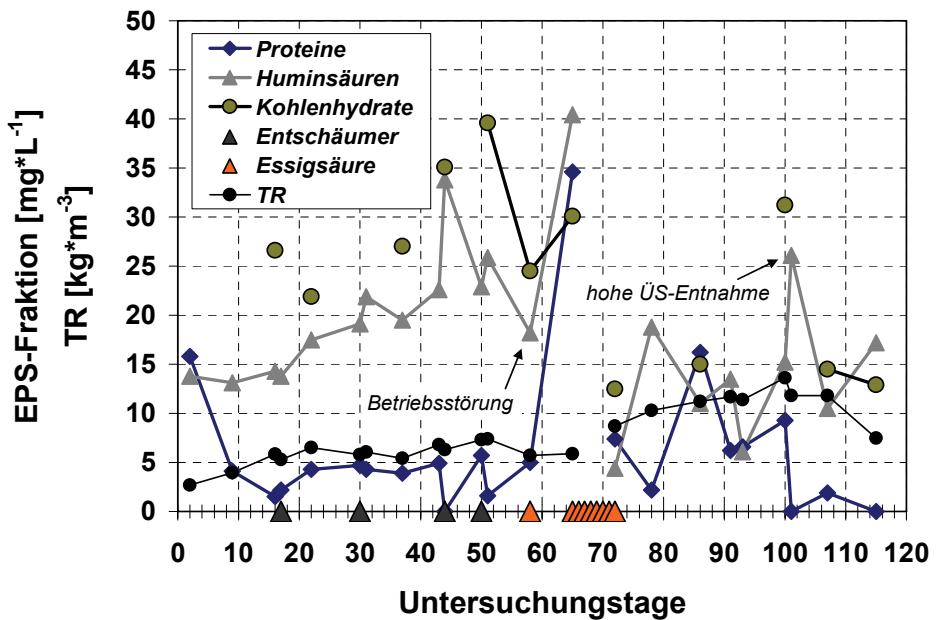


Abbildung 65: Konzentrationsverlauf der Fraktionen der gelösten EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

6.2.5 Tagesgang der EPS

Abbildung 66 und Abbildung 67 zeigen die Ergebnisse der Intensivmessphase, die zur Untersuchung der zeitlichen Dynamik der Produktion von EPS als Folge tageszeitlicher Schwankungen der Kohlenstoffbelastung im Zulauf der halbtechnischen MBA durchgeführt wurde.

Die Beurteilung der Änderung der Produktion der EPS über die Zeit erfolgt rein deskriptiv anhand der prozentualen Änderung der Konzentrationen über den Untersuchungszeitraum. Eine Bewertung anhand statistischer Methoden ist, bedingt durch den geringen Stichprobenumfang, nicht möglich. Die Methode zur Extraktion der gebundenen EPS wurde pro Probe fünffach durchgeführt. Der daraus berechnete Mittelwert und die Standardabweichung sind in Abbildung 66 und Abbildung 67 dargestellt. Als wichtige betriebliche Rahmenbedingung während der Intensivmessphase ist festzuhalten, dass die Abwassertemperatur und die verfahrenstechnischen Einstellungen der halbtechnischen MBA während der Intensivmessphase keinen wesentlichen Änderungen unterlagen.

Gemessen an der mittleren Konzentration unterliegen die gebundenen EPS über einen zweitägigen Untersuchungszeitraum nur geringen Schwankungen (Abbildung 70). Dies gilt auch für die Konzentration der Fraktionen der gebundenen EPS.

Prozentual gesehen verändert sich jedoch die Konzentrationen der gebundenen EPS bei gleichzeitiger Verdopplung der Schlammbelastung auf ca. $0,04 \text{ kgDOC} \cdot \text{kgTR}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$. So vermindert sich am 296. Untersuchungstag die mittlere Konzentration an gebundenen Huminsäuren zwischen 11:00 Uhr und 19:00 Uhr um ca. 25 % und die der Kohlenhydrate um ca. 23 % ab. Die Konzentration der Proteine geht nur um ca. 7 % zurück. Die summarische Konzentration der gebundenen EPS vermindert sich um rund 11 %.

Mit Verminderung der Schlammbelastung unter $0,02 \text{ kgDOC} \cdot \text{kgTR}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ steigt zwischen den Probenahmen am 296. Messtag um 19:00 Uhr und dem 297. Messtag die Konzentration der untersuchten Parameter wieder an. Dies gilt insbesondere auch unter Berücksichtigung der Standardabweichung der einzelnen Parameter. Die DOC-Konzentration nimmt um rund 17 %, die der Proteine um 23 %, die der Huminsäuren um 36 % und die der Kohlenhydrate um 25 % zu.

Über einen Untersuchungszeitraum von zwei Tagen ergeben sich die in Tabelle 23 genannten maximalen Änderungen der Konzentration an gebundenen EPS und deren Fraktionen.

Im Vergleich zu den gebundenen EPS ist die summarische Konzentration der gelösten EPS ebenso relativ stabil. Betrachtet man jedoch die einzelnen Fraktionen, so steigt die Konzentration an Huminsäuren innerhalb von zwei Untersuchungstagen um über 62 %, die der Proteine ging um rund 41 % zurück. Die Konzentration aller Fraktionen unterliegt gemäß Tabelle 23 während des Untersuchungszeitraums starken Schwankungen, die im Gegensatz zu den gebundenen EPS auch zu einer deutlichen Änderung der absoluten Konzentrationen führt. Eine eindeutig-

ge Übereinstimmung mit dem Verlauf der Schlammbelastung konnte nicht festgestellt werden.

Tabelle 23: Maximale Änderung der Konzentration der gebundenen und gelösten EPS über einen zweitägigen Untersuchungszeitraum

Parameter	$EPS_{gebunden} \Delta C_{max} [\%]$	$EPS_{gelöst} \Delta C_{max} [\%]$
DOC	+ 17	- 6,5
Proteine	+ 23	- 50
Huminsäuren	+ 36	+ 150
Kohlenhydrate	+ 25	+ 35

Zusammenfassend ist festzuhalten, dass die gelösten EPS bezogen auf die einzelnen Fraktionen stärkeren Schwankungen unterliegen als die gebundenen EPS. Bedingt durch die zum Teil hohe Standardabweichung der Konzentration an gebundenen EPS ist diese Aussage jedoch statistisch nicht abgesichert.

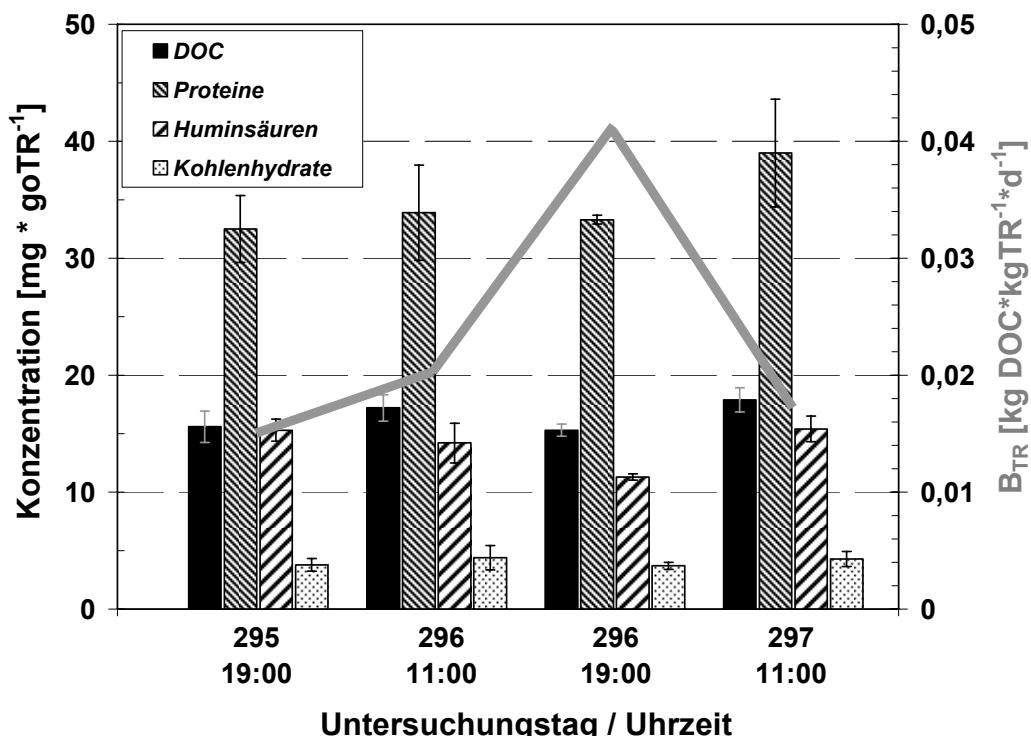


Abbildung 66: Tagesgang der gebundenen EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

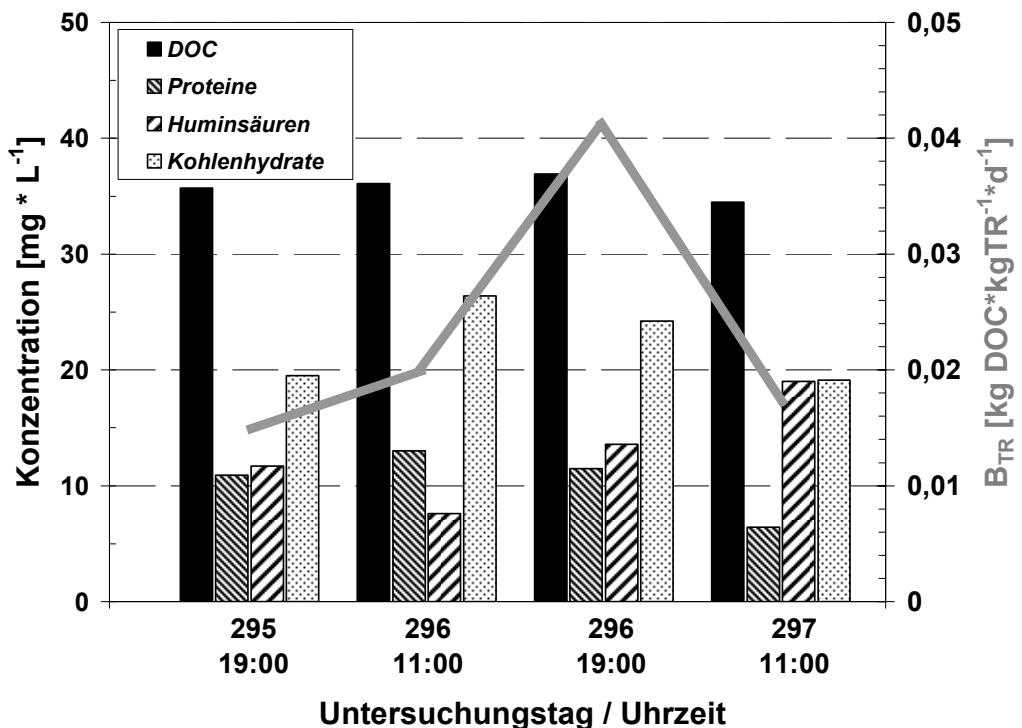


Abbildung 67: Tagesgang der gelösten EPS der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

6.2.6 Rückhalt der gelösten EPS durch die Membran

Um den prozentualen Rückhalt der gelösten EPS durch die Membran bestimmen und somit auf den Stellenwert der gelösten EPS den diese am Membranfouling haben rückschließen zu können, wurden parallel Messungen in der Wasserphase des Belebtschlams und im Permeat der halbtechnischen Versuchsanlage durchgeführt.

Zu bedenken ist, dass Mikro- bzw. Ultrafiltrationsmembranen mit einer nominellen Porenweite von 0,1 µm bis 0,4 µm nicht geeignet sind gelöste organische Substanzen zurückzuhalten, die ein Molekulargewicht in der Größenordnung der gelösten EPS aufweisen (HUANG ET AL. 2000).

Die Abbildung 68 bis Abbildung 71 zeigen die Konzentration der gelösten EPS in der Wasserphase des Belebtschlams und im Permeat. In Tabelle 24 ist der prozentuale Rückhalt der EPS und der Einzelfraktionen aufgeführt. Der Rückhalt der EPS durch die Membran wurde wie folgt berechnet:

$$R_M = \left(1 - \frac{C_p}{C_f} \right) * 100 \quad (\text{Gl. 30})$$

Bezogen auf den summarischen Parameter DOC werden in der halbtechnischen Versuchsanlage 60 % der gelösten EPS zurückgehalten. Betrachtet man die drei

gemessenen Einzelfraktionen der EPS, so werden im Mittel 90 % der Proteine, 65 % der Kohlenhydrate und nur 10 % Huminsäuren zurückgehalten.

Tabelle 24: Prozentualer Rückhalt von EPS durch die Mikrofiltrationsmembran der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

	DOC	Proteine	Huminsäuren	Kohlenhydrate
MW	62 %	90 %	10 %	65%
STABW	23 %	24 %	14 %	26 %

Die hohe Standardabweichung aller Parameter wurde durch die variablen Betriebseinstellungen sowie die physikalisch-chemischen Interaktionen zwischen Membran, Deckschicht und Feed hervorgerufen. Beispielhaft genannt sind die Trockensubstanzkonzentration, der Transmembranbranddruck, der pH-Wert und die Porosität der Deckschicht.

In Tabelle 25 sind die im Belebungsbecken und Permeat der Kläranlage Monheim analysierten Konzentrationen an gelösten EPS dargestellt. Bei der eingesetzten Membran handelt es sich um eine Hohlfasermembran mit einer nominellen Porenweite von 0,035 µm.

Tabelle 25: Konzentration gelöster EPS und deren Rückhalt – Kläranlage Monheim

	DOC	Proteine	Huminsäuren	Kohlenhydrate
[mg*L ⁻¹]				
MW Belebung	7,5	<1,5	11,7	1,3
MW Permeat	6,7	<1,5	10,2	0,8
[%]				
MW Rückhalt	11 %	/	13 %	38 %
STABW Rückhalt	17 %	/	15 %	14 %

Vergleicht man den Rückhalt der gelösten EPS der halbtechnischen MBA mit den Werten der Kläranlage Monheim, so werden in der halbtechnischen MBA 62 % der gelösten EPS und in der großtechnischen Anlage nur 11 % zurückgehalten. Bereits an dieser Stelle sei darauf hingewiesen, dass Untersuchungen zur Deckschichtbildung auf der Membran der halbtechnischen MBA die Bildung einer aus-

geprägten Deckschicht zum Ergebnis hatten (Kapitel 6.4). Deren gelartige Konsistenz weist auf die verstärkte Adsorption gelöster organischer Makromoleküle hin und begründet neben dem andersartigen Membranmaterial im Vergleich zur Kläranlage Monheim den hohen Rückhalt der gelösten EPS in der halbtechnischen MBA.

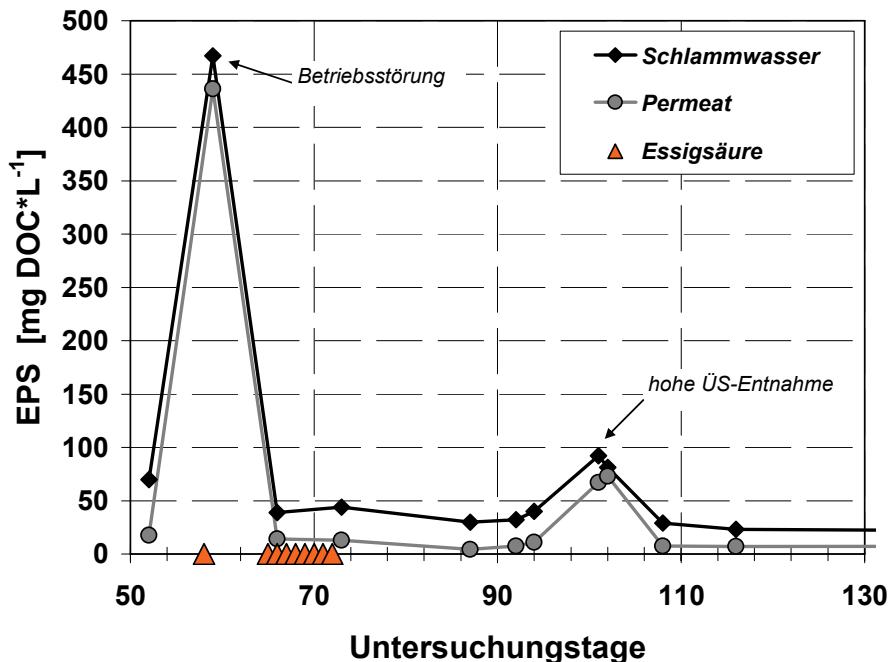


Abbildung 68: Summarische Konzentration an gelösten EPS im Belebungsbecken und Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

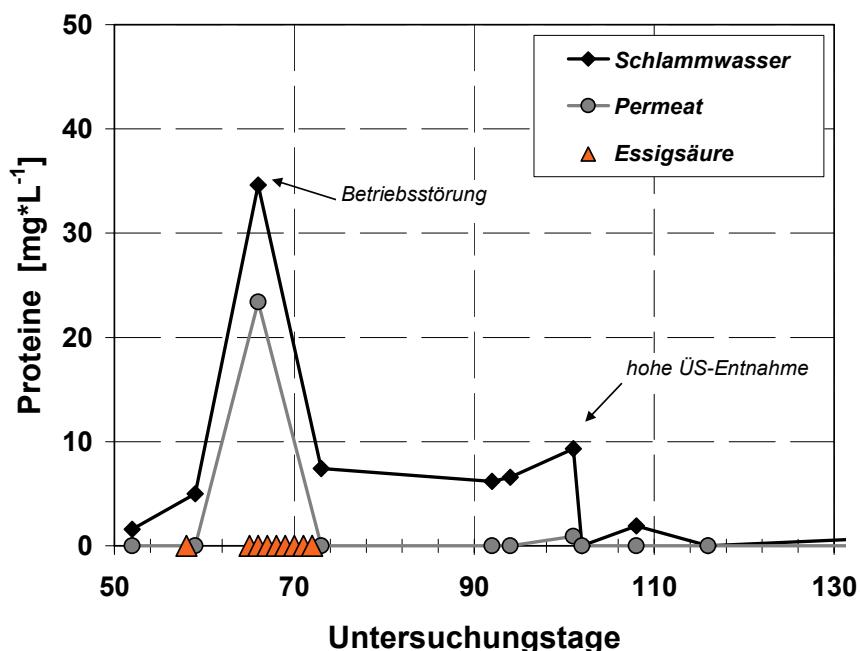


Abbildung 69: Konzentration an gelösten Proteinen im Belebungsbecken und Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

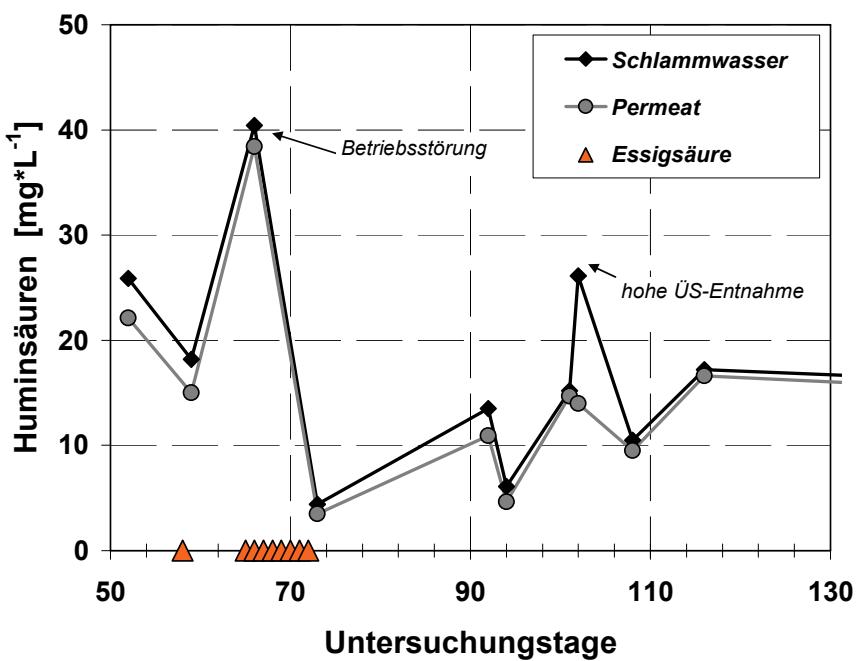


Abbildung 70: Konzentration an gelösten Huminsäuren im Belebungsbecken und Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

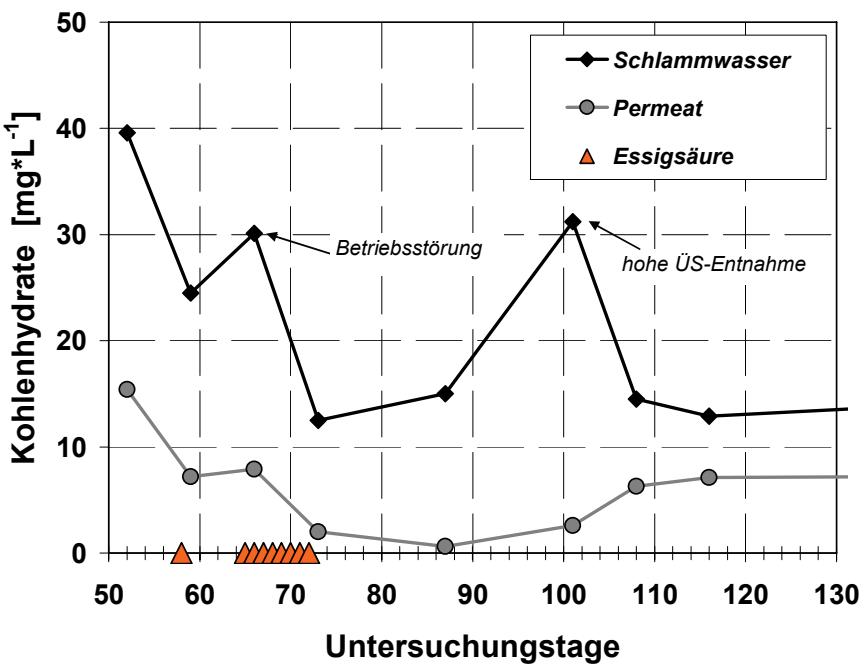


Abbildung 71: Konzentration an gelösten Kohlenhydraten im Belebungsbecken und Permeat der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

6.2.7 Einflussfaktoren auf die EPS-Produktion

6.2.7.1 Energieeintrag im Belebungsbecken

Verschiedene Autoren wie SUTHERLAND (2001) und BARKER ET AL. (1999) sehen einen Zusammenhang zwischen der Konzentration gelöster EPS und hydraulischem Stress, dem die Belebtschlammorganismen in Membrananlagen durch Rezirkulationspumpen und vor allem durch die Cross-Flow-Belüftung ausgesetzt sind.

In Tabelle 26 ist der spezifische Energieeintrag der untersuchten konventionellen Kläranlagen (A - C) und der halbtechnischen MBA dargestellt. Die Abbildung 72 und Tabelle A- 18 zeigen die mittleren Konzentrationen an gebundenen EPS der untersuchten Anlagen. Der Tabelle 10 (Kapitel 4.2.5) sind die anlagenspezifischen Betriebseinstellungen zu entnehmen.

Die Konzentration an gebundenen EPS der Anlagen A und B, die im Vergleich zur halbtechnischen MBA den geringsten spezifischen Energieeintrag im Belebungsbecken zu verzeichnen hatten, liegen gemessen am DOC-Wert auf dem höchsten Niveau. Zu berücksichtigen ist hierbei jedoch die hohe Schlammbelastung der Anlagen A und B. Die Werte der Anlage C und der halbtechnischen MBA – den Anlagen mit vergleichbarer Schlammbelastung – liegen auf einem ähnlichen Niveau. Bei den Proteinen und Huminsäuren wiederholt sich dieses Muster. Keine wesentlichen Unterschiede zeigen sich bei der Konzentration der Kohlenhydrate aller Anlagen.

Tabelle 26: Spezifischer Energieeintrag und Schlammbelastung im Belebungsbecken der untersuchten Anlagen

	Kläranlage A	Kläranlage B	Kläranlage C	halbtechnische MBA
spezifischer Energieeintrag [kW*m⁻³V_{BB}⁻¹] *	0,016	0,079	0,047	0,53
Schlammbelastung [kg*kgTR⁻¹*d⁻¹]	0,155	0,1	0,047	0,025 - 0,5

* kW = Summe der Anschlussleistung der installierten Aggregate (Belüftung, Rührwerk, Rezirkulations- und Rücklaufschlammpumpen)

Insgesamt wird deutlich, dass bei der halbtechnischen MBA, bei der im Belebungsbecken der höchste spezifische Energieeintrag zu verzeichnen war, das geringste Niveau an gebundenen EPS gemessen wurde. Eine Korrelation zwischen

dem spezifischen Energieeintrag und der prozentualen Zusammensetzung der gebundenen EPS (Abbildung 73) konnte nicht nachgewiesen werden.

Bei den in der Wasserphase des Belebtschlamm gelöst vorliegenden EPS zeigen sich z. T. deutliche Unterschiede zwischen den Werten der konventionellen Kläranlagen und der halbtechnischen MBA (Abbildung 74 und Tabelle A- 19). So weisen die drei großtechnischen konventionellen Kläranlagen keine gelösten Proteine auf, wohl aber die halbtechnische MBA. Bei den Kohlenhydraten weist die Membranbelebungsanlage die höchsten Konzentrationen auf. Insbesondere im Vergleich zur Anlage C, die eine ähnliche Schlammbelastung aufweist, ergibt sich ein deutlicher Unterschied in der Konzentration an Kohlenhydraten. Dies führt auch zu einer deutlichen Verschiebung der prozentualen Zusammensetzung der gelösten EPS der halbtechnischen MBA (Abbildung 75). Die größte Einzelfaktion bilden nicht mehr die Huminsäuren, sondern die Kohlenhydrate. Insgesamt weist die halbtechnische MBA ein deutlich höheres Niveau an gelösten EPS auf.

Als Resümee ist festzuhalten, dass der im Vergleich zu den konventionellen Kläranlagen bis zu 14-fach höhere spezifische Energieeintrag im Belebungsbecken der halbtechnischen MBA als eine Ursache für eine Zunahme der Konzentration der gelösten EPS und hier insbesondere die Konzentration der Kohlenhydrate und Proteine der EPS zu sehen ist. Bei den gebundenen EPS der halbtechnischen MBA liegen die Konzentrationen aller EPS-Faktionen im Vergleich zu den Anlagen mit niedrigem spezifischem Energieeintrag auf dem niedrigsten Niveau. Vorstellbar ist, dass durch den erhöhten Energieeintrag in der halbtechnischen MBA die EPS von den Belebtschlammflocken abgelöst werden und dann als gelöste EPS wieder zu finden sind, oder die Belebtschlammorganismen auf den hydraulischen Stress durch Zunahme der Produktion an Kohlenhydraten und Proteinen reagieren.

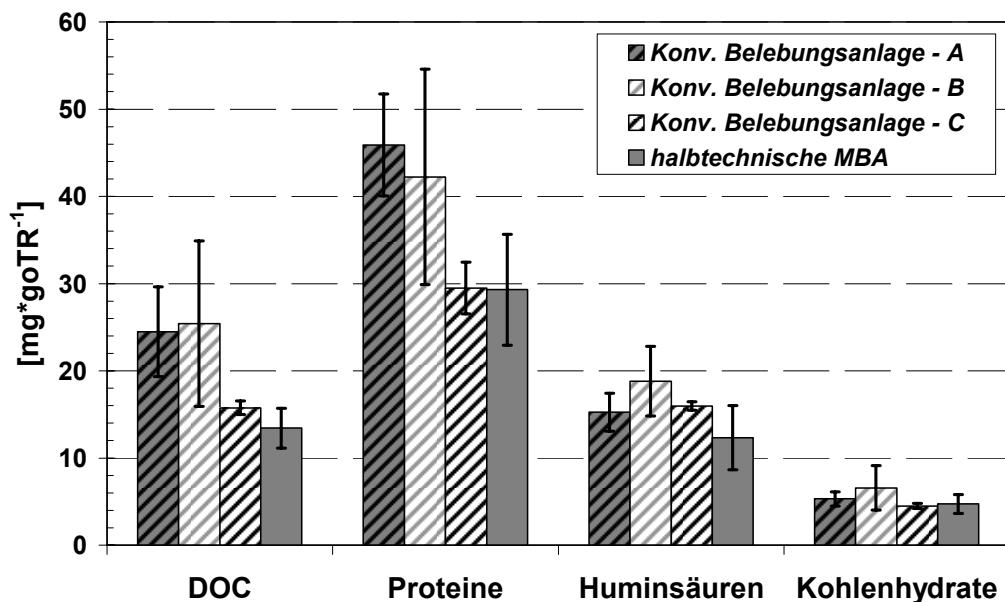


Abbildung 72: Vergleich der gebundenen EPS aus konventionellen Belebungsanlagen sowie der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (Quelle: FRECHEN ET AL. 2005, geändert)

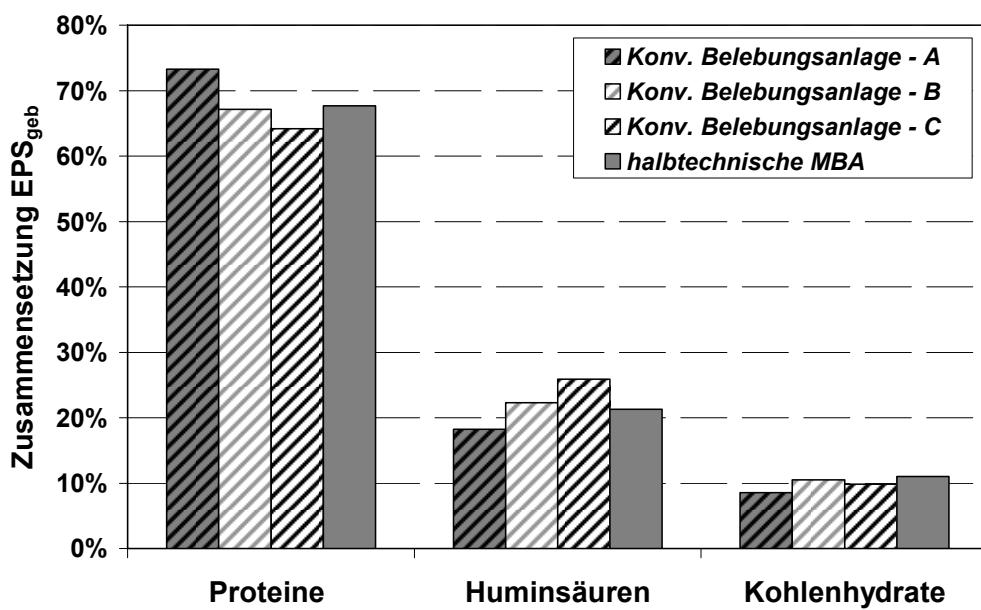


Abbildung 73: Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gebundenen EPS aus konventionellen Belebungsanlagen sowie der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (Quelle: FRECHEN ET AL. 2005, geändert)

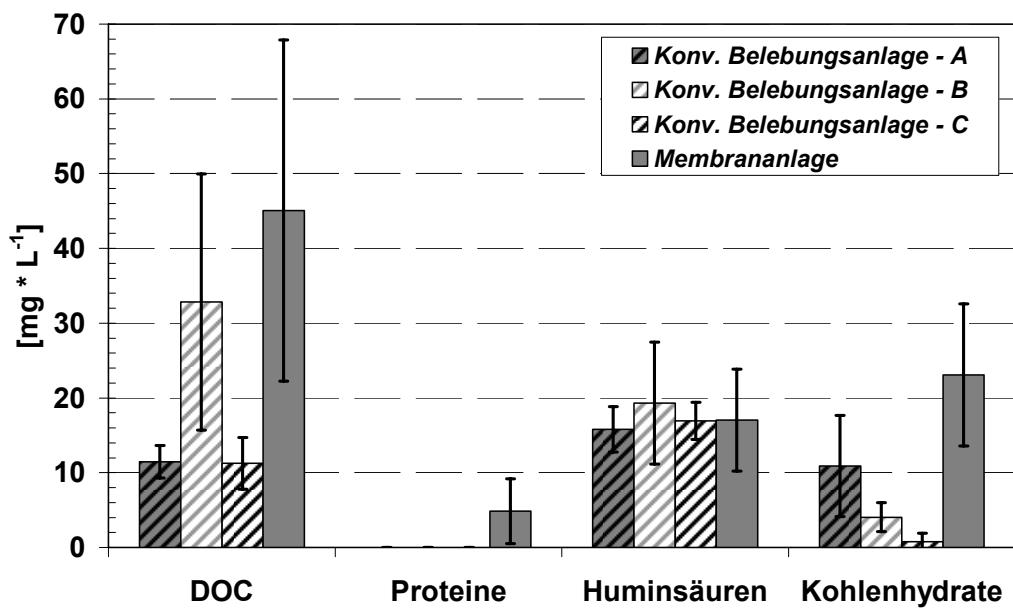


Abbildung 74: Vergleich der gelösten EPS aus konventionellen Belebungsanlagen sowie der halbtechnischen Membranbelebungsanlage (Quelle: FRECHEN ET AL. 2005, geändert)

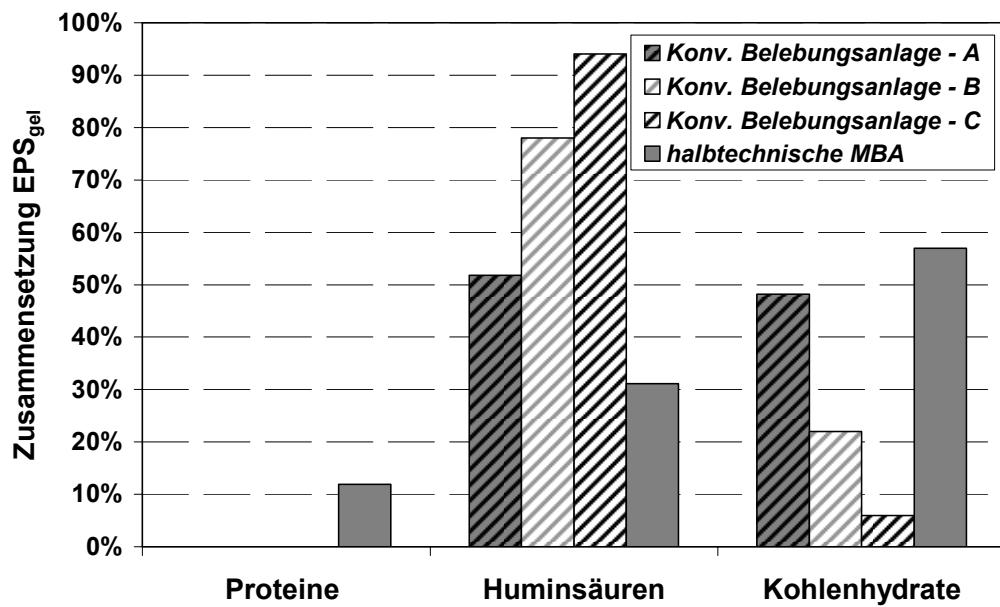


Abbildung 75: Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gelösten EPS aus konventionellen Belebungsanlagen sowie der halbtechnischen Versuchsanlage (Quelle: FRECHEN ET AL. 2005, geändert)

6.2.7.2 Temperatur im Belebungsbecken

Extreme Temperaturschwankungen führen nach SUTHERLAND (2001) und BARKER ET AL. (1999) zu einer Änderung der EPS-Produktion. Vor diesem Hinter-

grund sind die Daten der gebundenen und gelösten EPS der Proben der halbtechnischen MBA in Abhängigkeit zur Temperatur im Belebungsbecken dargestellt.

Abbildung 76 und Abbildung 77 zeigen die Abhängigkeit der Konzentration der gebundenen EPS von der Temperatur im Belebungsbecken (Tabelle A- 20 und Tabelle A- 21). Mit steigender Temperatur im Belebungsbecken nimmt die Konzentration der gebundenen EPS signifikant ab ($r = -0,83$). Bei den einzelnen Fraktionen der gebundenen EPS ist diese Entwicklung nur für Huminsäuren zu beobachten ($r = -0,84$). Somit ist in den Wintermonaten mit steigender EPS-Produktion und ebenso mit steigendem Membranfouling zu rechnen.

Zwischen der Konzentration an gelösten EPS in der flüssigen Phase des Belebtschlams und der Temperatur konnte kein Zusammenhang festgestellt werden.

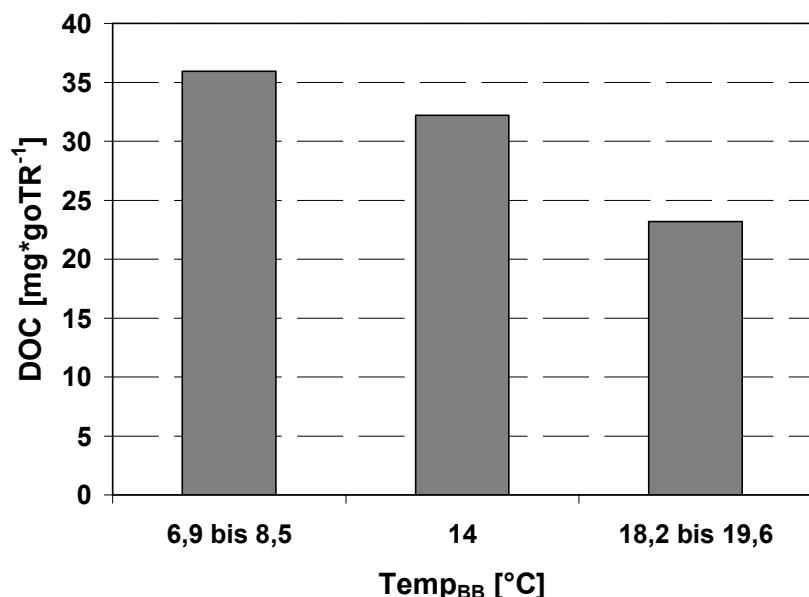


Abbildung 76: Abhängigkeit der Konzentration an gebundenen EPS von der Temperatur im Belebungsbecken der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

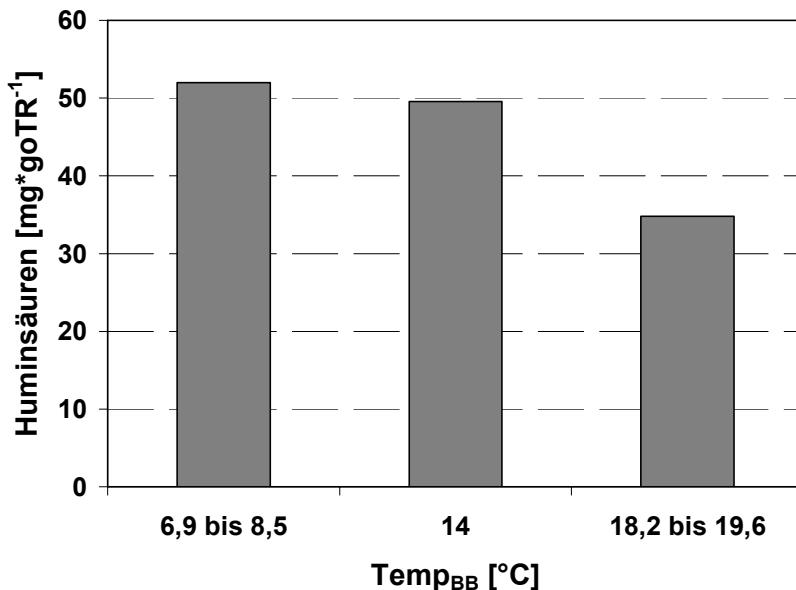


Abbildung 77: *Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gebundenen EPS von der Temperatur im Belebungsbecken der halbtechnischen Membranbelebungsanlage*

6.2.7.3 Schlammbelastung

In diesem Kapitel werden die Ergebnisse der Untersuchungen zur Abhängigkeit zwischen der Konzentration an EPS und der Schlammbelastung dargestellt. Um ein möglichst breites Spektrum an Schlammproben unterschiedlichster Schlammbelastung untersuchen zu können, wurden neben der halbtechnischen MBA auch in diesem Fall drei großtechnische kommunale Kläranlagen beprobt.

Die Abbildung 78 bis Abbildung 81 zeigen die in Abhängigkeit der Schlammbelastung gemessene Konzentration an gebundenen EPS. Die Tabellen dazu finden sich im Anhang (Tabelle A- 22 und Tabelle A- 23). Die Ergebnisse der halbtechnischen MBA werden getrennt von den Werten der konventionellen Kläranlage ausgewertet.

Mit steigender Schlammbelastung ist sowohl bei den konventionellen Kläranlagen als auch der halbtechnischen MBA ein leicht steigender Trend bei der Konzentration an gebundenen EPS zu verzeichnen (Abbildung 78). Für die Werte der halbtechnischen MBA liegt das Signifikanzniveau zwischen der ersten und zweiten Klasse der Schlammbelastung bei 0,056 und zwischen der zweiten und dritten Klasse der Schlammbelastung bei 0,037.

Differenziert man zwischen den einzelnen Fraktionen der gebundenen EPS (Abbildung 79 bis Abbildung 81) so ist nur bei der mittleren Konzentration an Proteinen ein Anstieg festzustellen. Dieser Trend ist jedoch nicht signifikant. Bei den Huminsäuren und Kohlenhydraten lässt sich kein Zusammenhang zwischen der

Konzentration dieser Stoffe und der Schlammbelastung feststellen. Generell fällt die hohe Standardabweichung der Werte der einzelnen Fraktionen auf, die den Signifikanztest deutlich beeinflussen.

Ein signifikanter Zusammenhang zwischen den gelösten EPS und der Schlammbelastung konnte nicht festgestellt werden (Abbildung 82 und Tabelle A- 24, Tabelle A- 25). Anhand der Mittelwerte der untersuchten Parameter und unter Berücksichtigung der Werte der konventionellen Kläranlagen steigt jedoch die mittlere Konzentration der gelösten EPS mit steigender Schlammbelastung. Dieser Trend zeigt sich auch bei der Konzentration der gelösten Huminsäuren und Kohlenhydrate (Abbildung 84 und Abbildung 85). Die maximale Konzentration an gelösten EPS wurde bei einer Schlammbelastung größer $0,06 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ bis $0,1 \text{ kg BSB}_5 \cdot \text{kgTS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ gemessen.

Bei den gelösten Proteinen ist durch die hohe Standardabweichung kein signifikanter Trend erkennbar (Abbildung 83). Die Mittelwerte deuten jedoch darauf hin, dass in Klasse 1, der Klasse der niedrigsten Schlammbelastung sowie in Klasse 3 die Konzentration der Proteine steigt. In den Proben der konventionellen Kläranlagen werden nur minimale Konzentrationen an gelösten Proteinen gemessen. Bei den Huminsäuren ist kein signifikanter Trend sichtbar (Abbildung 80).

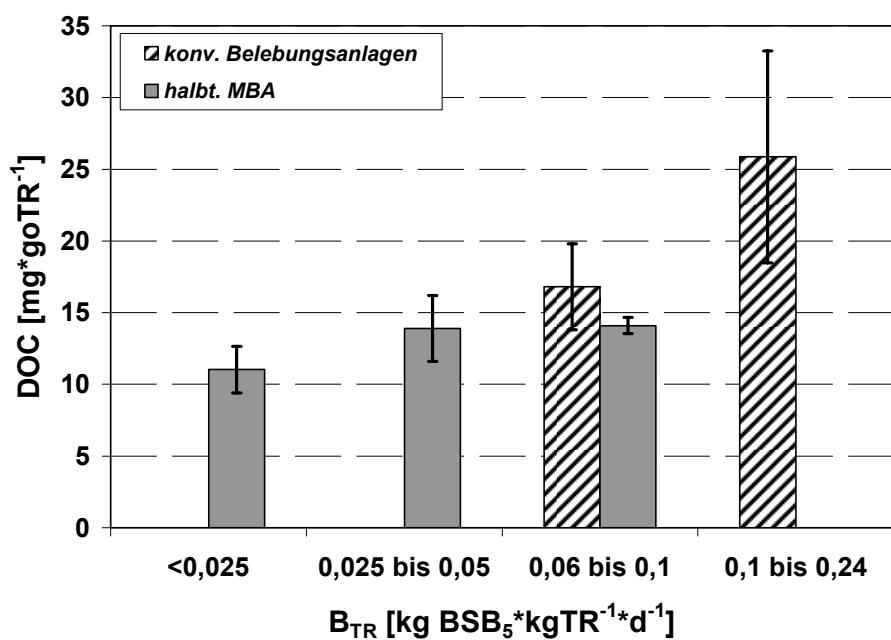


Abbildung 78: Abhängigkeit der Konzentration der gebundenen EPS von der Schlammbelastung

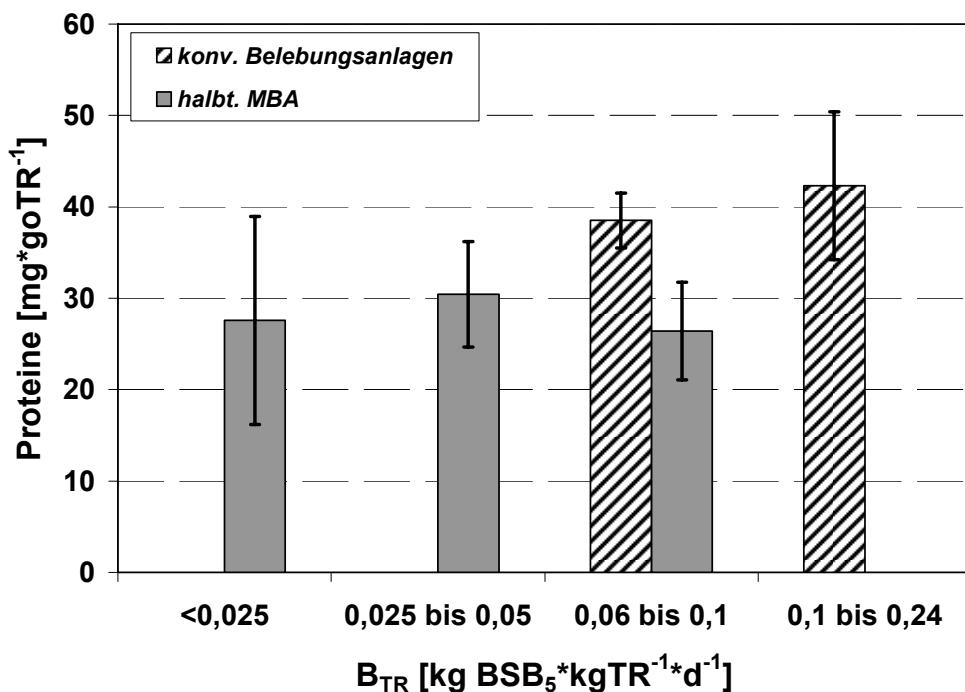


Abbildung 79: Abhängigkeit der Konzentration an Proteinen der gebundenen EPS von der Schlammbelastung

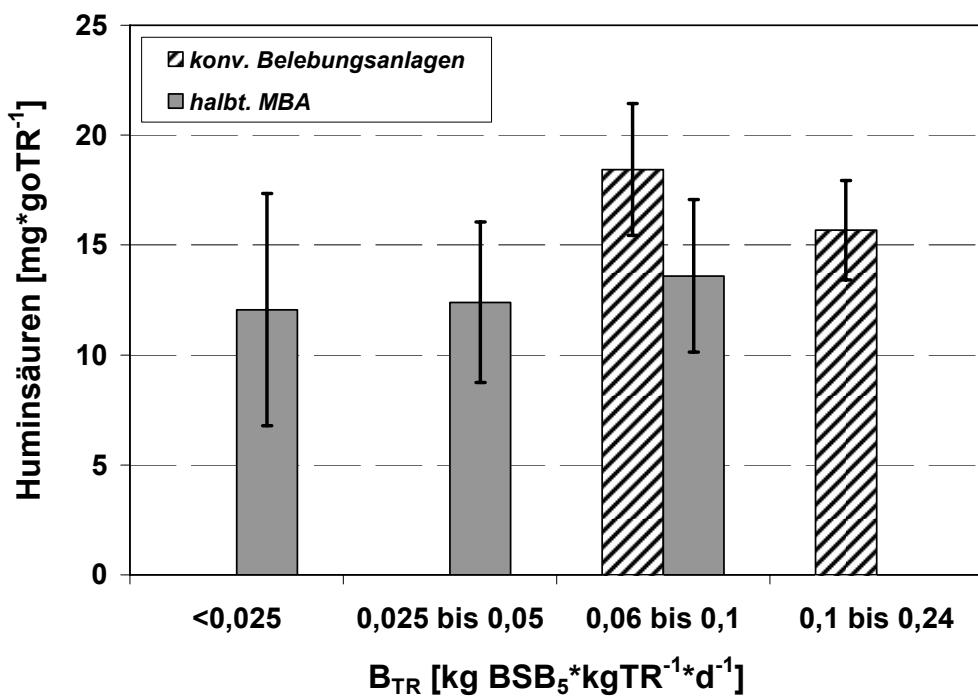


Abbildung 80: Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gebundenen EPS von der Schlammbelastung

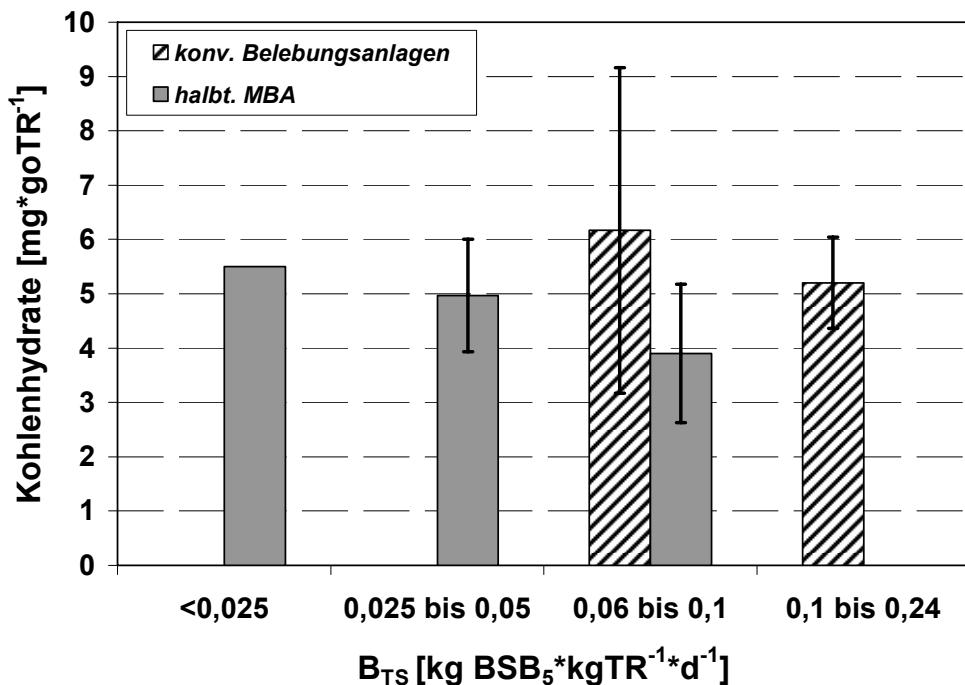


Abbildung 81: Abhängigkeit der Konzentration an Kohlenhydraten der gebundenen EPS von der Schlammbelastung

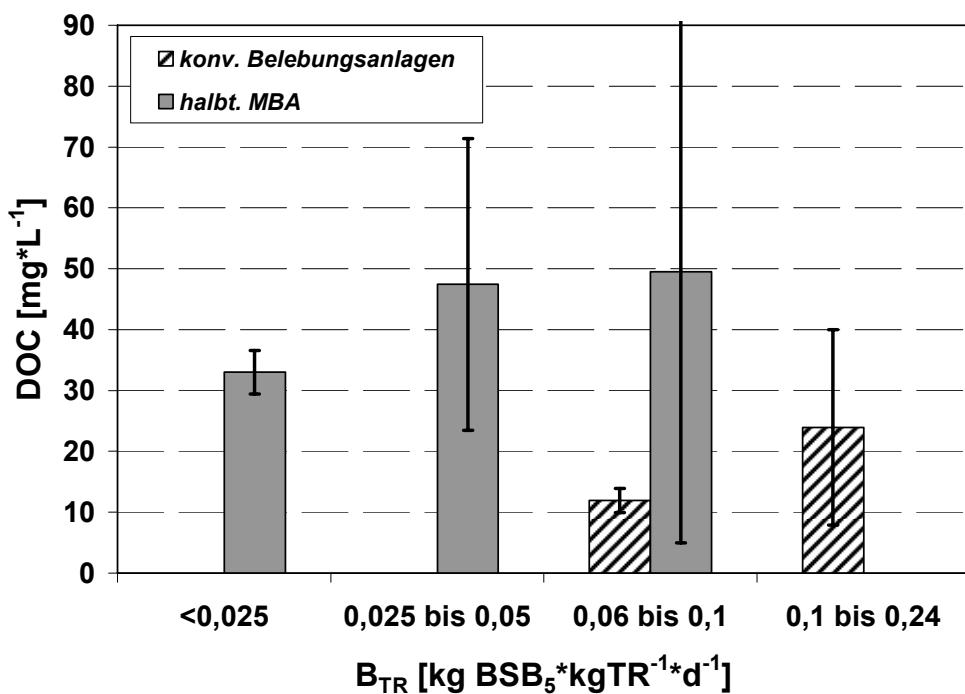


Abbildung 82: Abhängigkeit der Konzentration an gelösten EPS von der Schlammbelastung

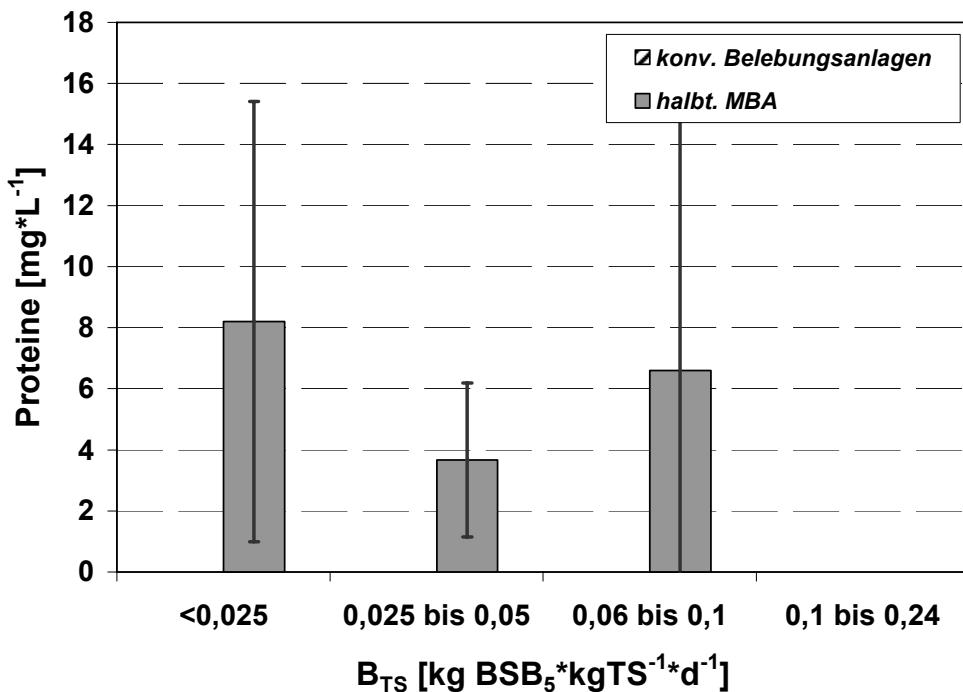


Abbildung 83: Abhängigkeit der Konzentration an Proteinen der gelösten EPS von der Schlammbelastung

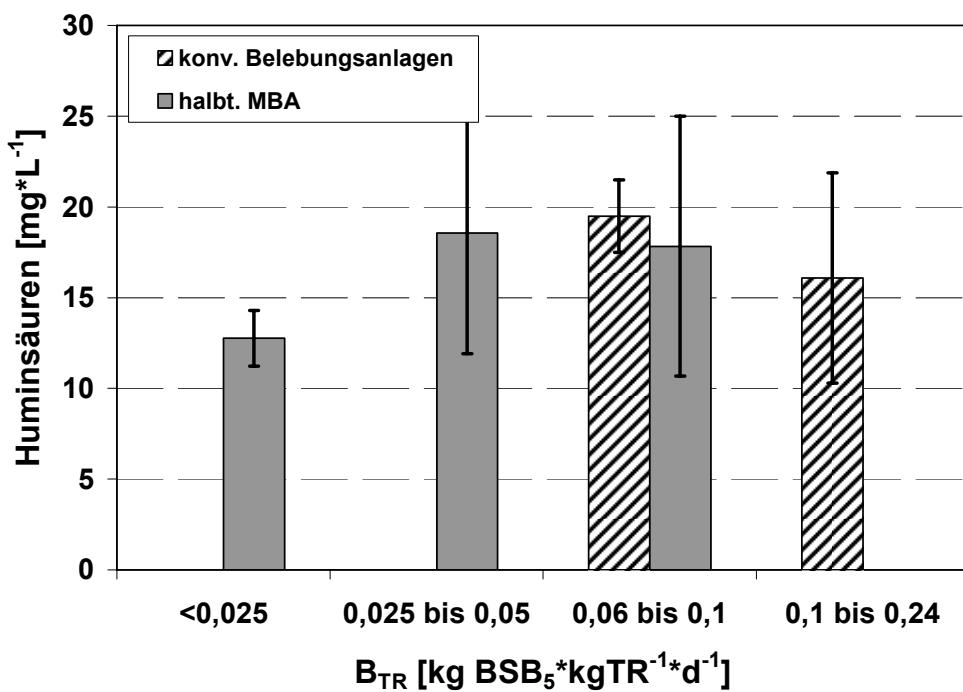


Abbildung 84: Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gelösten EPS von der Schlammbelastung

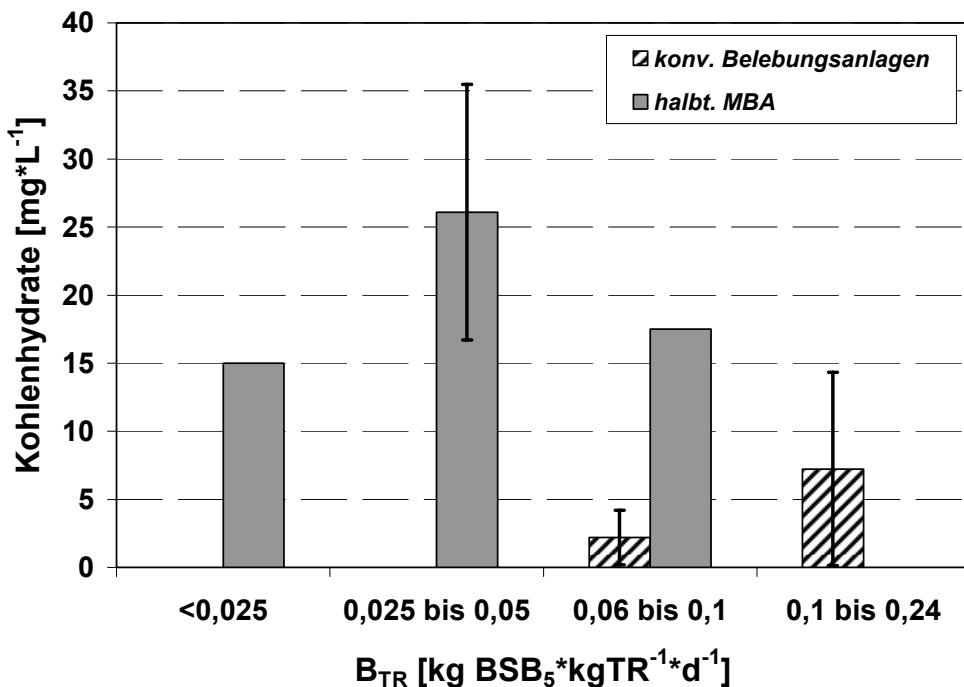


Abbildung 85: Abhängigkeit der Konzentration an Kohlenhydraten der gelösten EPS von der Schlammbelastung

6.2.8 Einfluss der gebundenen EPS auf die Filtrierbarkeit

Die Abbildung 86 bis Abbildung 89 zeigen die Abhängigkeit der Filtrationseigenschaften des Belebtschlammes von der Konzentration an gebundenen EPS. Die Tabellen hierzu finden sich im Anhang (Tabelle A- 26 bis Tabelle A-29).

Deutlich wird die signifikante Zunahme des spezifischen Deckschichtwiderstands des Belebtschlammes ab einer Konzentration an gebundenen EPS von über $34 \text{ mg} \cdot \text{goTR}^{-1}$. Betrachtet man die einzelnen Fraktionen der gebundenen EPS, so steigt der spezifische Filtrationswiderstand alpha signifikant mit Zunahme der Konzentration an Proteinen. Ab einer Konzentration von $15 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ist jedoch nicht mit einer weiteren Zunahme von alpha zu rechnen, die Standardabweichung liegt für diesen Konzentrationsbereich sehr hoch. Der spezifische Deckschichtwiderstand ändert sich jedoch nicht signifikant mit der Konzentration an Huminsäuren und Kohlenhydraten (Abbildung 88 und Abbildung 89).

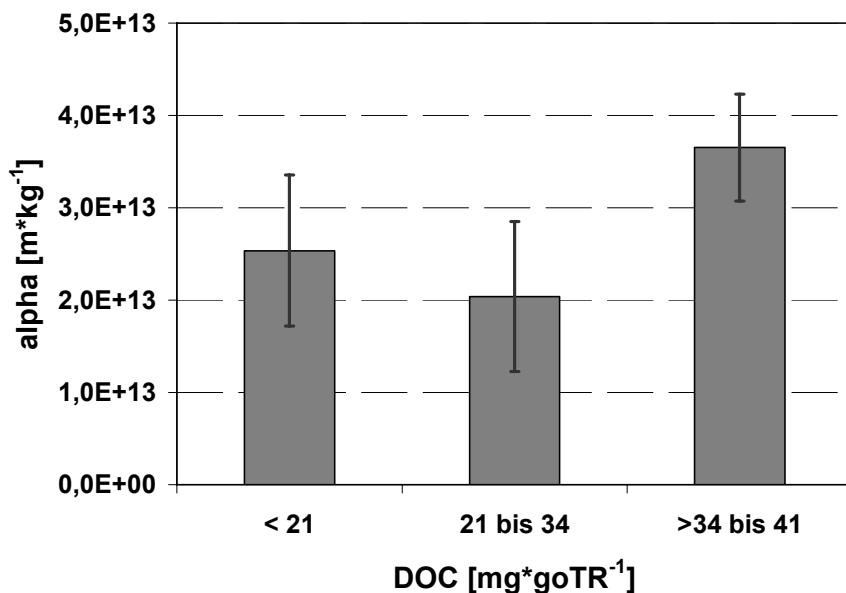


Abbildung 86: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an gebundenen EPS

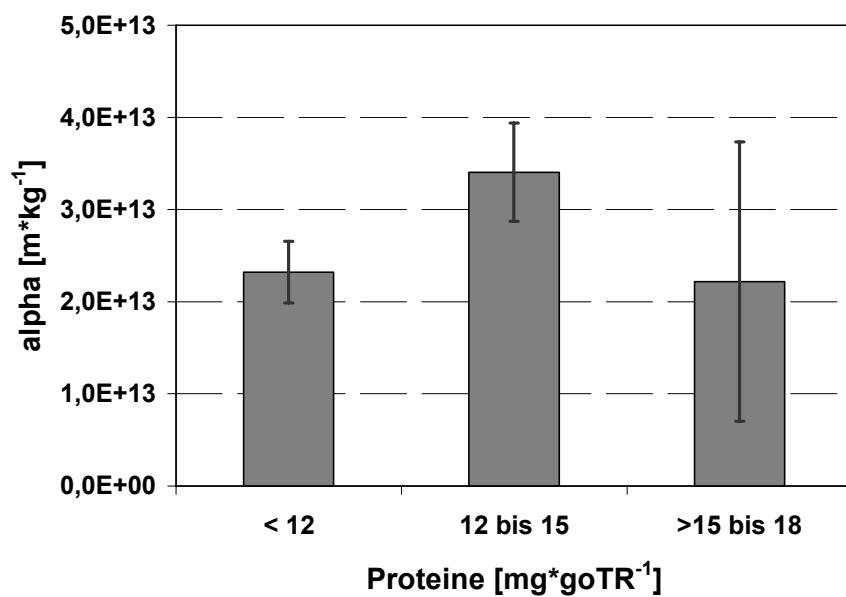


Abbildung 87: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Proteinen der gebundenen EPS

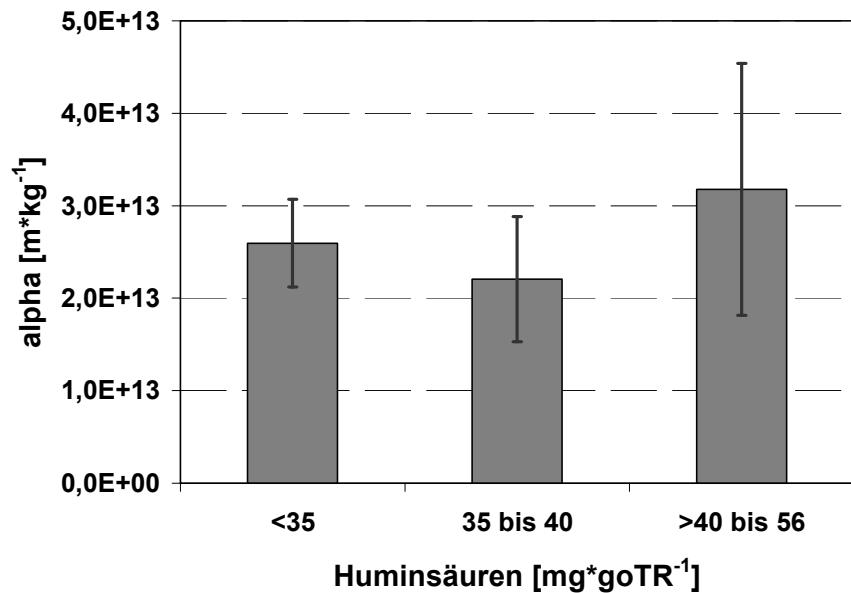


Abbildung 88: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Huminsäuren der gebundenen EPS

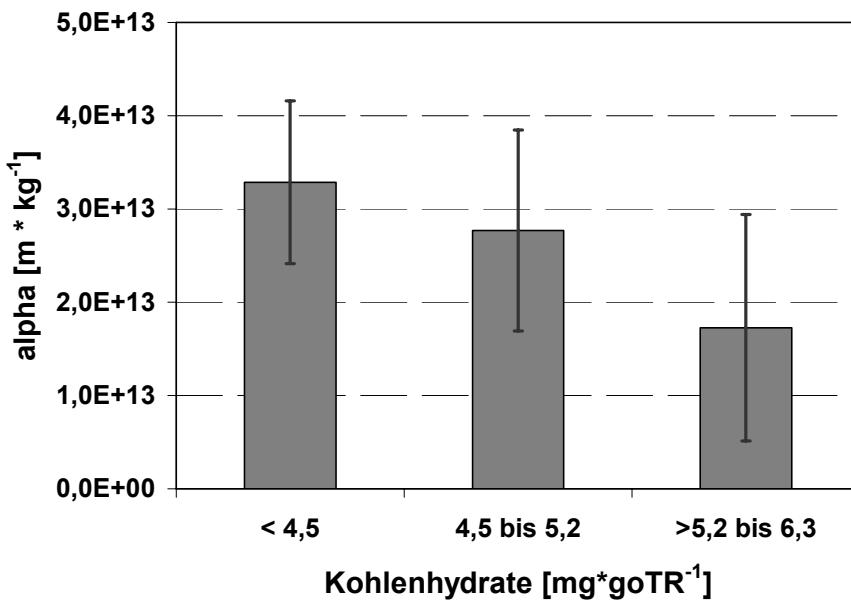


Abbildung 89: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Kohlenhydraten der gebundenen EPS

6.2.9 Einfluss der gelösten EPS auf die Filtrierbarkeit

Die Abbildung 90 bis Abbildung 93 zeigen die Abhängigkeit der Filtrationseigenschaften des Belebtschlams von der Konzentration der gelösten EPS in der Wasserphase des Belebtschlams. Die Tabellen hierzu finden sich im Anhang

(Tabelle A- 30 bis Tabelle A- 33). Im Vergleich zu den gebundenen EPS zeigt sich bei den gelösten EPS eine deutlichere Abhängigkeit zwischen dem spezifischen Deckschichtwiderstand und der Konzentration an gelösten EPS (Abbildung 90). Mit zunehmender Konzentration an gelösten EPS steigt der spezifische Filtrationswiderstand signifikant.

Die Untersuchung der Abhängigkeit des spezifischen Deckschichtwiderstands von der Konzentration an Proteinen und Huminsäuren zeigt keinen signifikanten Zusammenhang (Abbildung 91 und Abbildung 92). Nur bei den gelösten Kohlenhydraten ergibt sich eine signifikante Zunahme des spezifischen Deckschichtwiderstands beim Vergleich zwischen der ersten, der zweiten und der dritten Klasse (Abbildung 93).

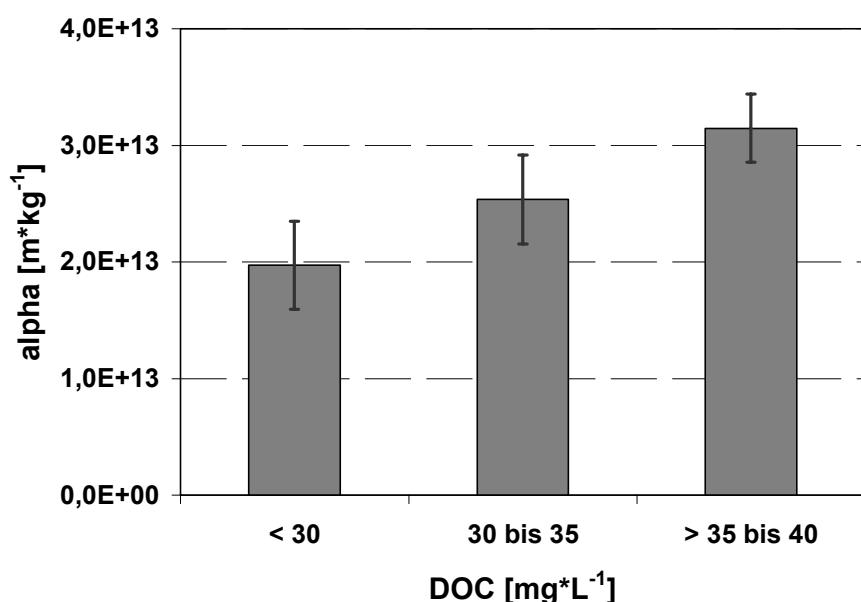


Abbildung 90: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an gelösten EPS

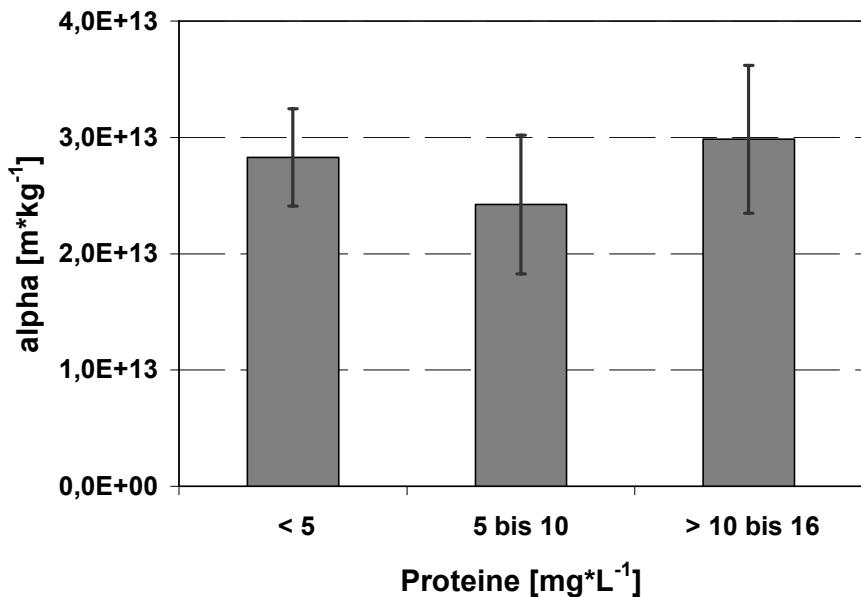


Abbildung 91: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Proteinen der gelösten EPS

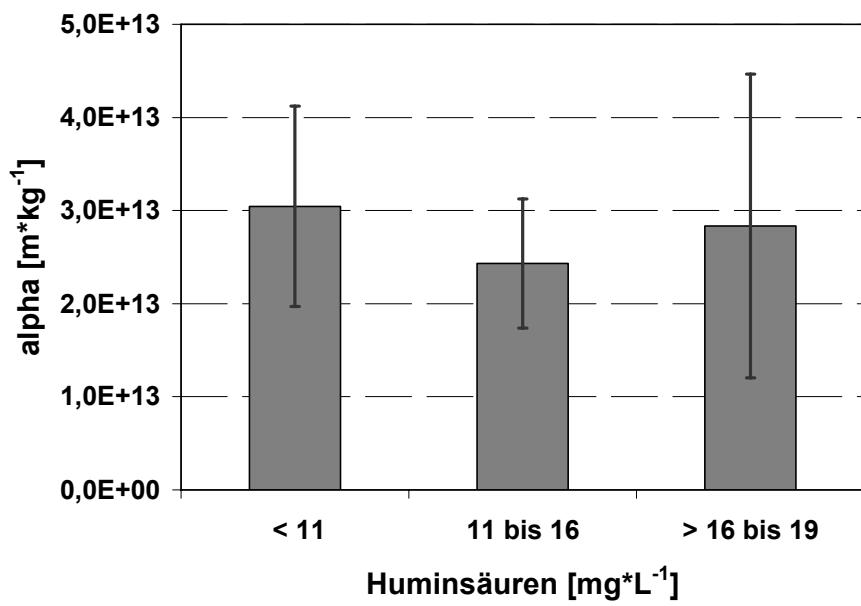


Abbildung 92: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Huminsäuren der gelösten EPS

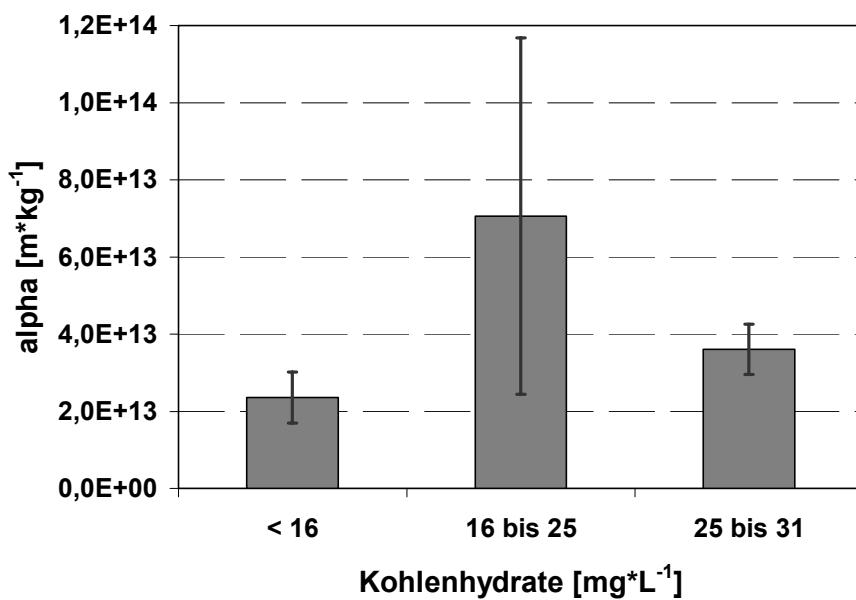


Abbildung 93: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit von der Konzentration an Kohlenhydraten der gelösten EPS

6.2.10 Diskussion

Filtrationstests zur Untersuchung der Abhängigkeit der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm von der Konzentration an Extrazellulären Polymeren Substanzen zeigen eine signifikante Zunahme des spezifischen Deckschichtwiderstands mit Anstieg der Konzentration gelöster EPS und hier insbesondere der gelösten Kohlenhydrate. Signifikant nimmt auch der Einfluss der gebundenen Proteine auf den Deckschichtwiderstand zu. EPS haben somit besonders in gelöster Form einen bedeutenden Einfluss auf das Membranfouling.

Vergleicht man die Konzentration an gebundenen EPS der halbtechnischen MBA mit Werten labortechnischer Anlagen anderer Autoren, so ist ein vergleichbares Niveau an EPS zu verzeichnen. Vergleichswerte aus großtechnischen Membranbelebungsanlagen liegen bisher nicht vor.

Die Untersuchungen zeigen zudem, dass über einen Untersuchungszeitraum von zwei Tagen und bei einem bestimmungsgemäßen Betrieb der Membranbiologie die Konzentration an gebundenen EPS nur geringen Schwankungen unterliegt. Ein übereinstimmender Verlauf der EPS-Konzentration und der Schlammbelastung konnte für kurzfristige Zeiträume von zwei Tagen nicht gefunden werden.

Die Konzentration an gelösten EPS liegt in der halbtechnischen MBA im Vergleich zu Werten der großtechnischen Membranbelebungsanlage Monheim um den Faktor sechs höher. Im Belebtschlamm der großtechnischen Anlage wurden zudem nur noch Spuren gelöster Proteine und geringe Konzentrationen an gelösten Koh-

lenhydraten nachgewiesen. Diese Werte liegen in der halbtechnischen MBA deutlich höher. Die summarische Konzentration der gelösten EPS ist über einen zweitägigen Untersuchungszeitraum relativ stabil. Im Gegensatz zu den gebundenen EPS gilt dies jedoch nicht für die Konzentration der Fraktionen der EPS, die deutlichen Schwankungen unterliegt. Der Einfluss der gelösten EPS auf die hydraulische Leistungsfähigkeit, die als Gruppe der maßgebenden organischen Foulants identifiziert wurden, kann somit innerhalb von ein bis zwei Betriebstagen starken Schwankungen unterliegen.

Der hohe Stellenwert der den gelösten EPS als Einflussfaktor auf das Membranfouling beigemessen werden muss zeigt sich auch an dem hohen Rückhalt dieser Substanzen durch die Membran. Wie die Messungen zeigen, werden 60 % der gelösten EPS – und hier insbesondere Proteine und Kohlenhydrate – durch die Membran zurückgehalten. Im Vergleich zu Messungen der großtechnischen Membranbelebungsanlage liegt dieser Wert deutlich höher und ist auf die hohe Konzentration an gelösten EPS zurück zu führen. Diese hohe Konzentration an gelösten EPS führt zu einer ausgeprägten Gelschichtbildung, die einen zusätzlichen Filtrationseffekt zur Folge hat.

Im Rahmen der Bemühungen zur Optimierung des Betriebs von Membrananlagen muss daher eine entscheidende Zielsetzung lauten, die Konzentration gelöster EPS im Belebtschlamm zu vermindern, um der Bildung einer ausgeprägten Deckschicht auf der Membran entgegenzuwirken.

Die Wahl der Schlammbelastung stellt hierbei eine entscheidende Einflussgröße dar, da – wie die Untersuchungen zeigen – die Konzentration der gebundenen EPS mit steigender Schlammbelastung steigt. Dies gilt auch für die gelösten EPS, wobei hierbei nur über die Mittelwerte der Messungen ein steigender Trend bei der Konzentration der gelösten EPS mit Zunahme der Schlammbelastung zu verzeichnen war.

Eine allgemeingültige Empfehlung für eine im Hinblick auf Membranfouling optimierte Schlammbelastung kann auf Basis der Untersuchungsergebnisse der halbtechnischen MBA wegen der spezifischen Betriebsumstände nicht gegeben werden. Deutlich wird jedoch, dass mit Zunahme der Schlammbelastung die Konzentration der EPS steigt. Die Wahl einer Schlammbelastung im aerob stabilisierenden Bereich kann somit grundsätzlich empfohlen werden, eine Überprüfung dieses Sachverhaltes ist jedoch in jedem Einzelfall ratsam. Für die halbtechnische MBA liegt die optimale Schlammbelastung im Bereich von ca. $0,025 \text{ kgBSB} \cdot \text{kgTS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, da in diesem Bereich von einer verminderten Konzentration gelöster EPS und deren Fraktionen, den Huminsäuren und Proteinen, auszugehen ist.

Als weitere Punkte, die beim Betrieb einer Membranbelebungsanlage als wichtiger Einflussfaktor auf die EPS-Konzentration gilt, ist der spezifische Energieeintrag im Belebungsbecken, der in der halbtechnischen MBA vierzehnfach höher lag als in der großtechnischen MBA-Monheim. Entscheidend ist jedoch auch das TN_b/BSB_5 , das in der Versuchsanlage mit einem Wert von 0,43 auf ein Kohlenstoffdefizit also ein Defizit des Nährstoffangebotes des Belebtschlams zum Ausdruck bringt. Diese Problematik zeigt sich in dem geringen Wirkungsgrad der Denitrifikationsstufe der Membranbiologie aber auch in einer Zunahme der Konzentration an gebundenen EPS (FRECHEN ET AL. 2005b). Eine gut funktionierende Membranbiologie und ein geringer hydraulischer Stress ausgedrückt in einem niedrigen spezifischen Energieeintrag in das Belebungsbecken sind daher weitere Punkte die für ein geringes Foulingpotential des Belebtschlams zu beachten sind.

Zudem zeigen die Untersuchungen, dass die Membran vor der Winterperiode einer chemischen Reinigung in Form eines Recoverycleanings unterzogen werden sollte. Es konnte nachgewiesen werden, dass mit fallender Abwassertemperatur die Produktion gebundener EPS und deren Huminsäuren stark ansteigt.

6.3 Einfluss ausgewählter Betriebsparameter auf die Filterbarkeit

6.3.1 Trockensubstanzkonzentration im Filtrationsbecken

Einen Vergleich der hydraulischen Leistungsfähigkeit der halbtechnischen MBA beim Betrieb mit unterschiedlichen Trockensubstanzkonzentrationen zeigt Abbildung 94. Deutlich wird, dass bei Trockensubstanzkonzentrationen von rund $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ die Permeabilität in einer kürzeren Betriebszeit unter den Wert von $200 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ gefallen ist, als dies bei Trockensubstanzkonzentrationen von über $11 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ und einem deutlich höheren Permeatflux der Fall ist. Zudem ist bei Trockensubstanzkonzentrationen von über $11 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ein stabilerer Verlauf der Permeabilität bei einem Permeatflux von $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ zu verzeichnen, während bei niedrigeren Trockensubstanzkonzentrationen selbst bei einem Permeatflux von nur $12,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ die Permeabilität weiterhin abnimmt. Ein Einfluss der Trockensubstanzkonzentration auf die hydraulische Leistungsfähigkeit ist also deutlich sichtbar.

Um zu untersuchen, ob die Trockensubstanzkonzentration grundsätzlich die Filtrationseigenschaften des Belebtschlams beeinflusst, wurden Filtrationsversuche durchgeführt. Der auf die Trockensubstanzkonzentration normierte spezifische Deckschichtwiderstand diente als Parameter zur Beurteilung dieses Sachverhalts.

Die Abbildung 96 bis Abbildung 99 zeigen die Abhängigkeit der Filtrationseigenschaften des Belebtschlams der untersuchten konventionellen Kläranlagen und der halbtechnischen MBA von der Trockensubstanzkonzentration (Tabelle A- 34 und Tabelle A- 35). Bei der Bewertung der Ergebnisse ist zu berücksichtigen, dass die Ergebnisse der TR-Klasse kleiner $1,5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ nur auf einem Versuch basieren.

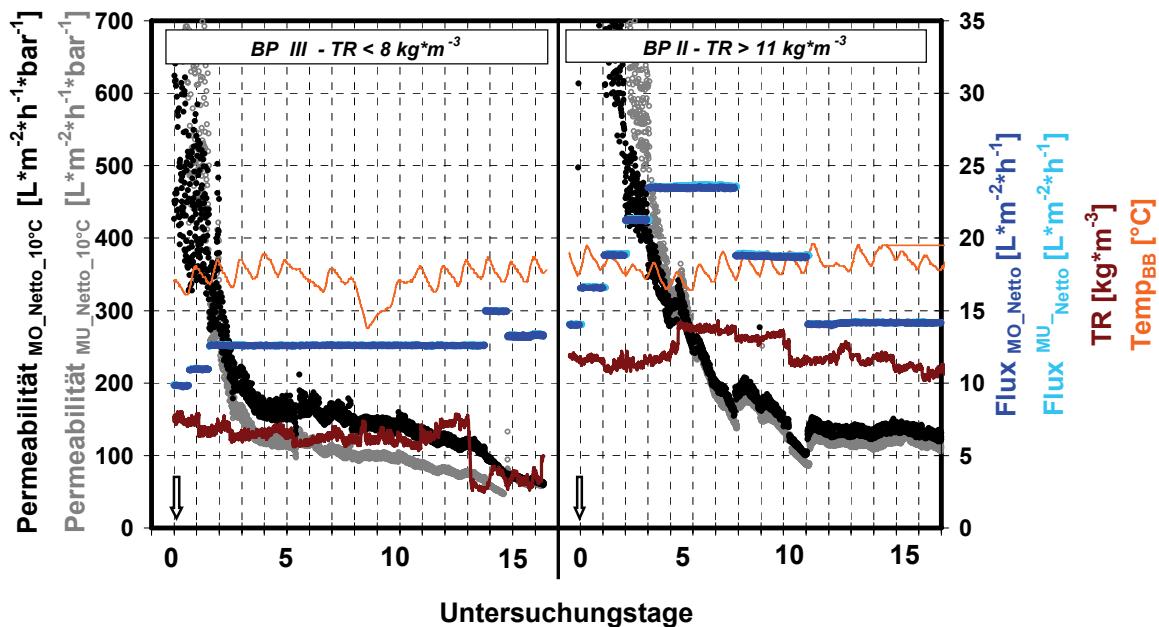


Abbildung 94: Einfluss der Trockensubstanzkonzentration im Betrieb der halbtechnischen Versuchsanlage

Wie die Ergebnisse zeigen, ergibt sich bei einer Trockensubstanzkonzentration von $1,5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ keine signifikante Änderung des spezifischen Deckschichtwiderstands. Die Filtrationseigenschaften des Belebtschlams ändern sich also grundsätzlich nicht signifikant mit Abnahme der Trockensubstanzkonzentration. Dies deckt sich mit Untersuchungsergebnissen von CHO (2004), der Filtrationsversuche mit Belebtschlamm aus einer labormaßstäblichen Membrananlage mit Trockensubstanzkonzentrationen von $4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $10 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ durchgeführt hat.

Setzt man für den Betrieb von Membrananlagen einen von der Trockensubstanzkonzentration nahezu unabhängigen spezifischen Deckschichtwiderstand voraus, so ist die Zunahme des Deckschichtwiderstands (R_c) mit steigender Trockensubstanzkonzentration maßgeblich auf die Zunahme der akkumulierten Deckschichtmasse (m) zurück zu führen. Ursächlich steht dies im Zusammenhang mit dem Anstieg der Dichte und Viskosität des Belebtschlams. Hierdurch erhöht sich besonders in der Anfangsphase eines Filtrationszyklus die pro Zeiteinheit zu verzeichnende Partikeldeposition. Die Trockensubstanzkonzentration bestimmt also in der Anfangsphase eines Filtrationszyklus ganz entscheidend den Deckschichtaufbau an der Membran. Abbildung 95 veranschaulicht diesen Sachverhalt sehr eindrucksvoll und bestätigt die durch Gleichung 22 ausgedrückte Abhängigkeit des

Deckschichtwiderstands von der Trockensubstanzkonzentration. Mit Zunahme der Deckschichtdeposition bei steigender Trockensubstanzkonzentration des Belebtschlams vermindert sich zudem die Rückdiffusion von Partikeln aus der Deckschicht, da sich der Konzentrationsgradient zwischen der Deckschicht und dem umgebenden Belebtschlamm verringert.

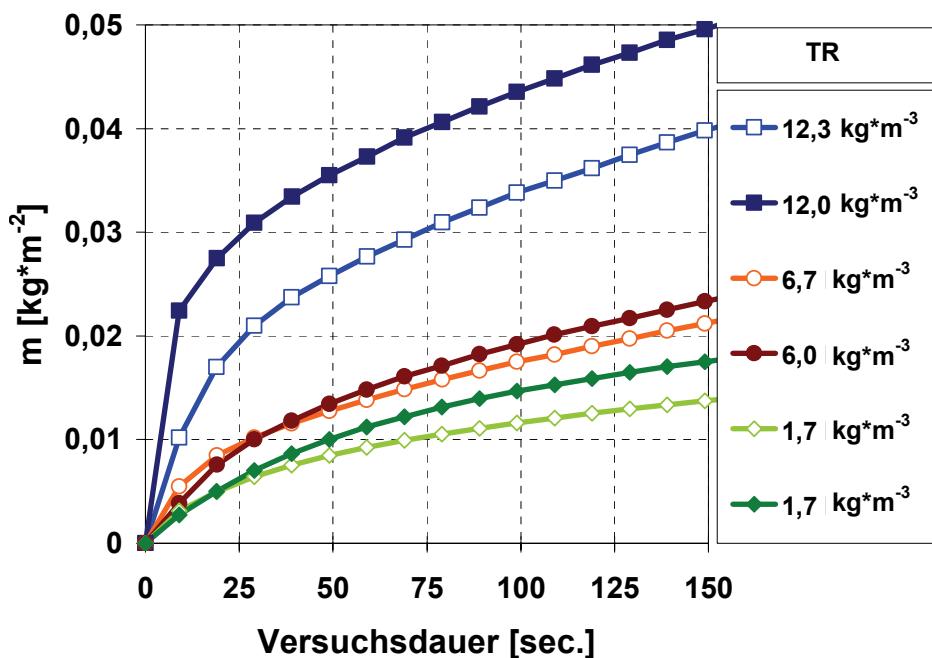


Abbildung 95: Deckschichtakkumulation bei verschiedenen Trockensubstanzkonzentrationen über die Zeit

Ob dieser Effekt beim Betrieb einer Cross-Flow-Belüftung entscheidend für eine optimale Abreinigung der Membran ist, muss allerdings bezweifelt werden. Wesentlich bedeutender scheint vielmehr die Zunahme der Viskosität des Belebtschlams mit steigender Trockensubstanzkonzentration, die zu einer verminderten Abreinigung der Membran führt.

Die Ergebnisse der labortechnischen Filtrationsversuche, nach denen der Deckschichtwiderstand und somit auch der Transmembran-Druck mit zunehmender Trockensubstanzkonzentration steigen, widersprechen den Betriebserfahrungen der halbtechnischen MBA. Die Verminderung der hydraulischen Leistungsfähigkeit mit abnehmender Trockensubstanzkonzentration kann jedoch durch die Modellvorstellung des in Kapitel 2.2.2.3 zitierten Resistance in Series Model erklärt werden. Danach vermindert sich mit abnehmender Deckschichtdicke der Schutz der Membran vor Membranfoulants. Dieser Effekt führt vermutlich langfristig zu verstärktem Fouling auf und in der Membran insbesondere durch gelöste makromolekulare Stoffe wie EPS, die eine Gelschicht auf der Membran bilden. Diese langfristigen Foulingeffekte können durch die labortechnische Untersuchungsmethode zur Bestimmung des spezifischen Filtrationswiderstands nicht abgebildet werden.

Um diese Theorie zu untersuchen, wurden eigens Versuche mit zwei hydraulisch voneinander entkoppelten labortechnischen Reaktoren durchgeführt (Abbildung 100). Nach einer chemischen Reinigung der Membranplatten und einem halbtägigen Anlagenbetrieb wurde durch vollständige Durchmischung der beiden Reaktorvolumina in beiden Reaktoren die Trockensubstanzkonzentration auf $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ eingestellt. Hierauf wurden die beiden hydraulisch voneinander vollständig entkoppelten Reaktoren wieder in Betrieb genommen und durch eine sukzessive Entnahme von Belebtschlamm in beiden Reaktoren die Trockensubstanzkonzentration auf $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ vermindert. Das entnommene Schlammvolumen wurde in Reaktor 1 durch Schlammwasser, das durch Zentrifugation von Belebtschlamm gewonnen wurde, ersetzt. In Anlage 2 erfolgte die Zugabe von Permeat.

Die Abbildung 99 zeigt die Ergebnisse dieser Untersuchung. Die Permeabilität in beiden Reaktoren verringerte sich sichtbar mit Abnahme der Trockensubstanzkonzentration, wobei in Reaktor 1 in dem der entnommene Überschussschlamm durch Schlammwasser ersetzt wurde, diese Abnahme ab einer Trockensubstanzkonzentration $< 10 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ deutlicher und schneller ablief. Dies ist ein Beleg für die Abhängigkeit der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranplatten von der Höhe der Trockensubstanzkonzentration. Darüber hinaus wird deutlich, dass mit Abnahme der Trockensubstanzkonzentration die Eigenschaften der Wasserphase des Belebtschlammes bedeutender im Hinblick auf das Membranfouling werden. Dieser Punkt wurde in Kapitel 6.1.4.1 bereits diskutiert und bestätigt die zuvor diskutierten Gesetzmäßigkeiten des Resistance in Series Model.

Aus den zuvor diskutierten Versuchsergebnissen wird deutlich, dass sowohl die Trockensubstanzkonzentration als auch die Konzentration an gelösten Makromolekülen in der Wasserphase des Belebtschlammes von ganz entscheidender Bedeutung im Hinblick auf das Membranfouling sind. Dies gilt insbesondere beim Betrieb von Membranbelebungsanlagen mit Trockensubstanzkonzentrationen von weniger als $8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

Bereits an dieser Stelle wird deutlich, dass die biologische Leistungsfähigkeit der Membranbiologie von entscheidender Bedeutung hinsichtlich der Verminderung der Konzentration biologisch nicht verstoffwechselter organischer Substanzen – also der Membranfoulants – und damit des Membranfoulings ist. In den noch folgenden Kapiteln werden über diesen Punkt hinaus weitere Einflussfaktoren auf die Eigenschaften der Wasserphase des Belebtschlammes diskutiert.

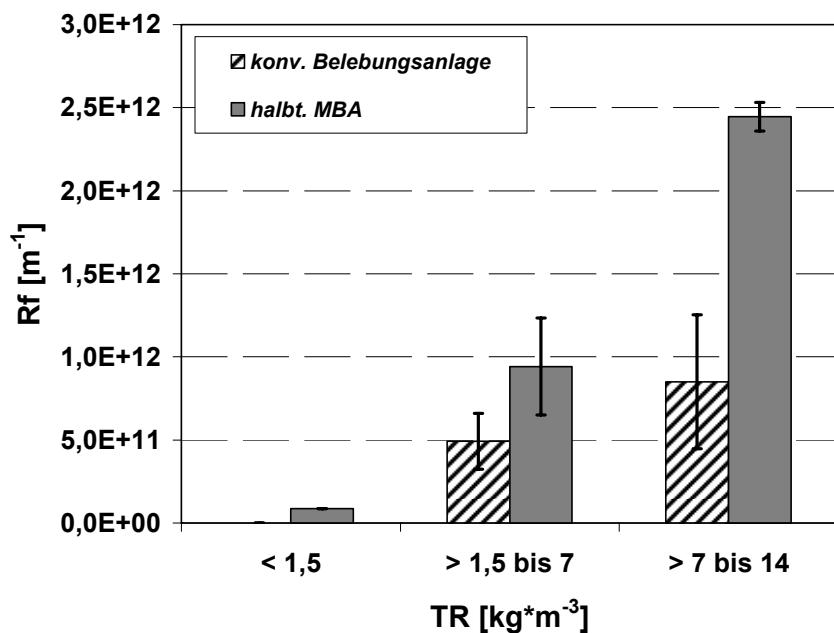


Abbildung 96: Kennzahl R_f zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm in Abhängigkeit von der Trockensubstanzkonzentration

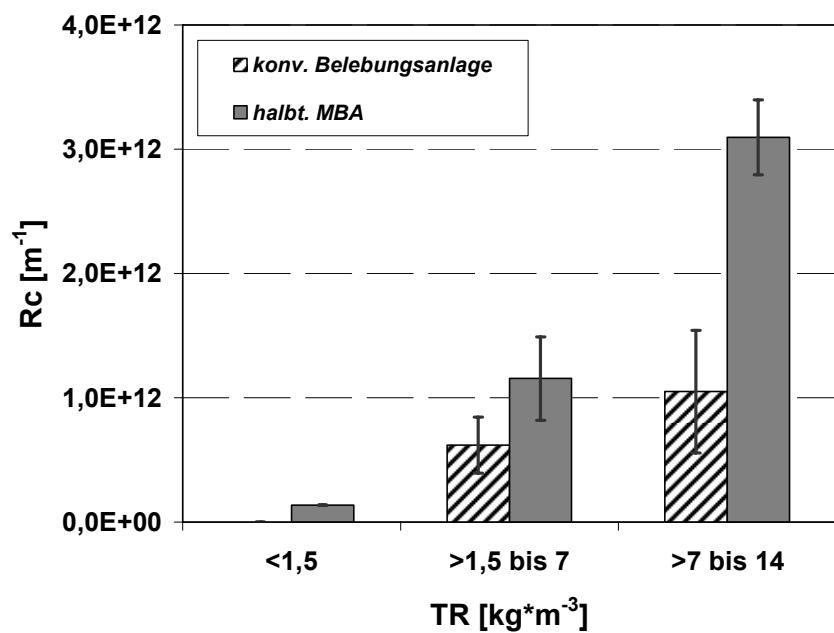


Abbildung 97: Kennzahl R_c zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm in Abhängigkeit von der Trockensubstanzkonzentration

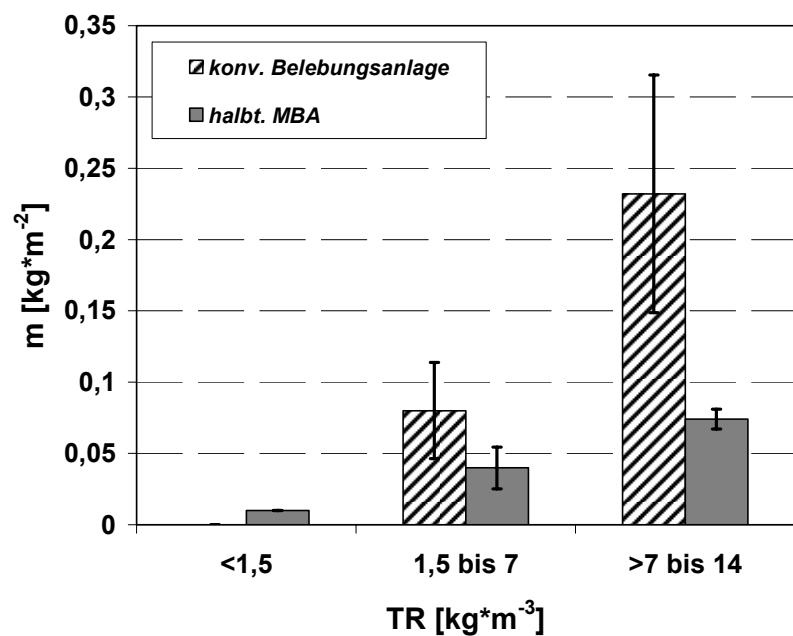


Abbildung 98: Kennzahl m zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebschlamm in Abhängigkeit von der Trockensubstanzkonzentration

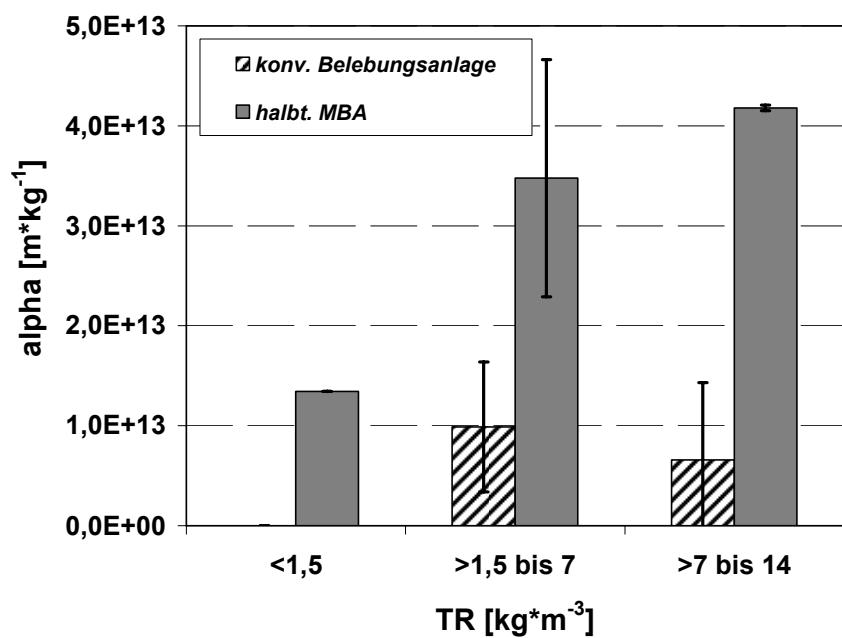


Abbildung 99: Kennzahl α zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebschlamm in Abhängigkeit von der Trockensubstanzkonzentration

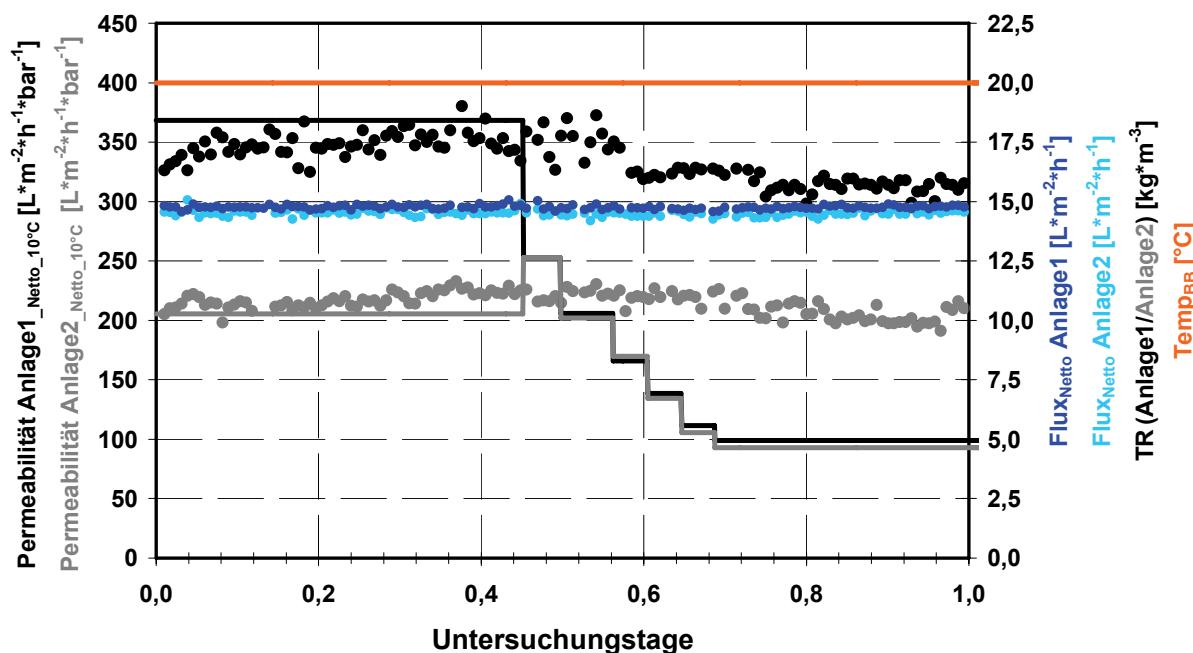


Abbildung 100: Labormaßstäblicher Versuch zur Beschreibung der Abhängigkeit der hydraulischen Leistungsfähigkeit von der Trockensubstanzkonzentration

6.3.2 Schlammbelastung der Membranbiologie

Abbildung 101 und Tabelle A- 36 zeigen die Abhängigkeit des spezifischen Deckschichtwiderstands von der Schlammbelastung. Die untersuchten Anlagen wurden während der Beprobung mit einer maximalen Schlammbelastung von $0,06 \text{ kg BSB}_5 \cdot \text{kgTR}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ betrieben.

Die Untersuchungen ergeben, dass der spezifische Deckschichtwiderstand von der Schlammbelastung beeinflusst wird. Der maximale spezifische Deckschichtwiderstand ist bei einer Schlammbelastung zwischen $0,02 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTR}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ bis $0,035 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTR}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ zu verzeichnen. Steigt die Schlammbelastung über diesen Wert hinaus, nimmt der spezifische Filtrationswiderstand wieder ab. Die optimale Schlammbelastung ergibt sich gemäß Abbildung 101 im Bereich von $0,05 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTR}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ bis $0,06 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTR}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$. Dieser liegt im Grenzbereich zum aerob stabilisierenden Bereich.

Im Vergleich zu den Ergebnissen in Kapitel 6.2.7.3, die die geringste EPS-Produktion bei einer Schlammbelastung von $0,025 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTR}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ zeigen, ergeben sich demnach unterschiedliche optimale Bereiche. Setzt man voraus, dass die EPS als die maßgeblichen, die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membran bestimmenden Foulants einzuordnen sind und berücksichtigt man, dass langfristige Foulingeffekte durch Filtrationsversuche von begrenzter Dauer nicht abzubilden sind, sollte die optimale Schlammbelastung gemäß der Empfehlung von Kapitel

6.2.7.3 bei ca. $0,025 \text{ kgBSB}_5 \cdot \text{kgTR}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ festgelegt werden. Für die Empfehlung einer im Hinblick auf Membranfouling optimierten Schlammbelastung sind in jedem Einzelfall gesonderte Untersuchungen nötig.

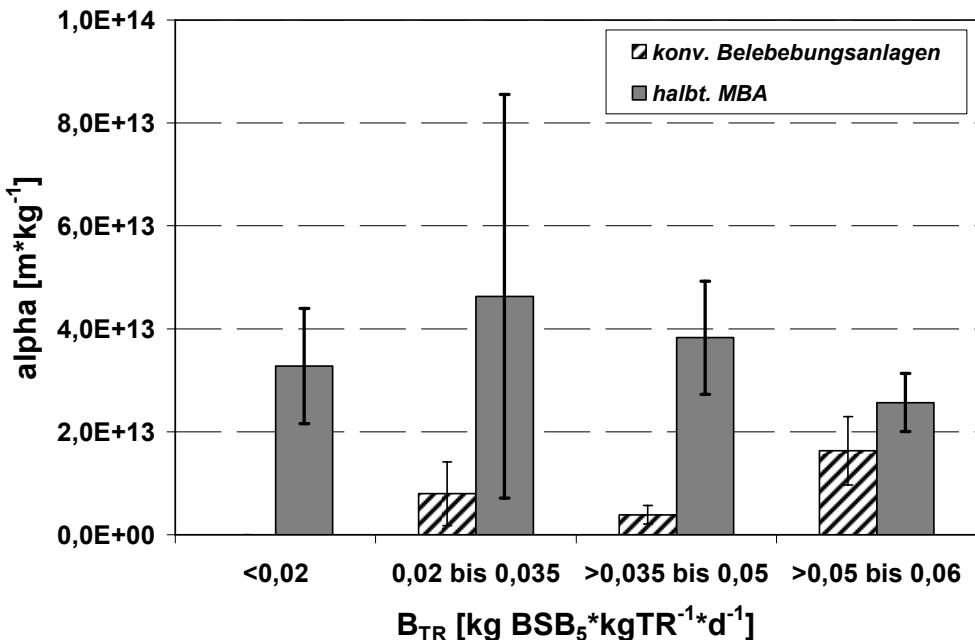


Abbildung 101: Kennzahl α zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm in Abhängigkeit von der Schlammbelastung

6.3.3 pH-Wert im Filtrationsbecken

Abbildung 102 und Abbildung 103 zeigen die Ergebnisse der Filtrationsversuche zur Beschreibung der Abhängigkeit der Filtrationseigenschaften des Belebtschlammes der halbtechnischen MBA vom pH-Wert. Der pH-Wert der Originalprobe betrug pH=7,2 und wurde durch Titration mit 0,1 molarer Natronlauge oder Salzsäure auf einen pH-Wert zwischen pH=6 und pH=8 eingestellt.

Deutlich wird die Abhängigkeit des spezifischen Deckschichtwiderstands vom pH-Wert des Belebtschlamm. Eine Verminderung des pH-Wertes von pH=7,2 auf pH=7 und pH=6 führt zu einer Zunahme des spezifischen Filtrationswiderstandes um 28 % und 40 %, während eine Erhöhung des pH-Wertes von pH=7,2 auf pH=8 zu keiner weiteren Änderung des spezifischen Filtrationswiderstands führt.

Bezieht man vor diesem Hintergrund die Änderung des spezifischen Deckschichtwiderstands auf den Wert von pH=7 für Versuche im sauren Milieu sowie auf den Wert von pH=7,5 für Versuche im alkalischen Milieu, so ergibt sich mit Abnahme des pH-Wertes von pH=7 auf pH=6 eine Zunahme des spezifischen Deckschichtwiderstands um rund 10 %. Die Zunahme des pH-Wertes von pH=7,5 auf pH=8

führt hingegen zu keiner nennenswerten Änderung des spezifischen Deckschichtwiderstands.

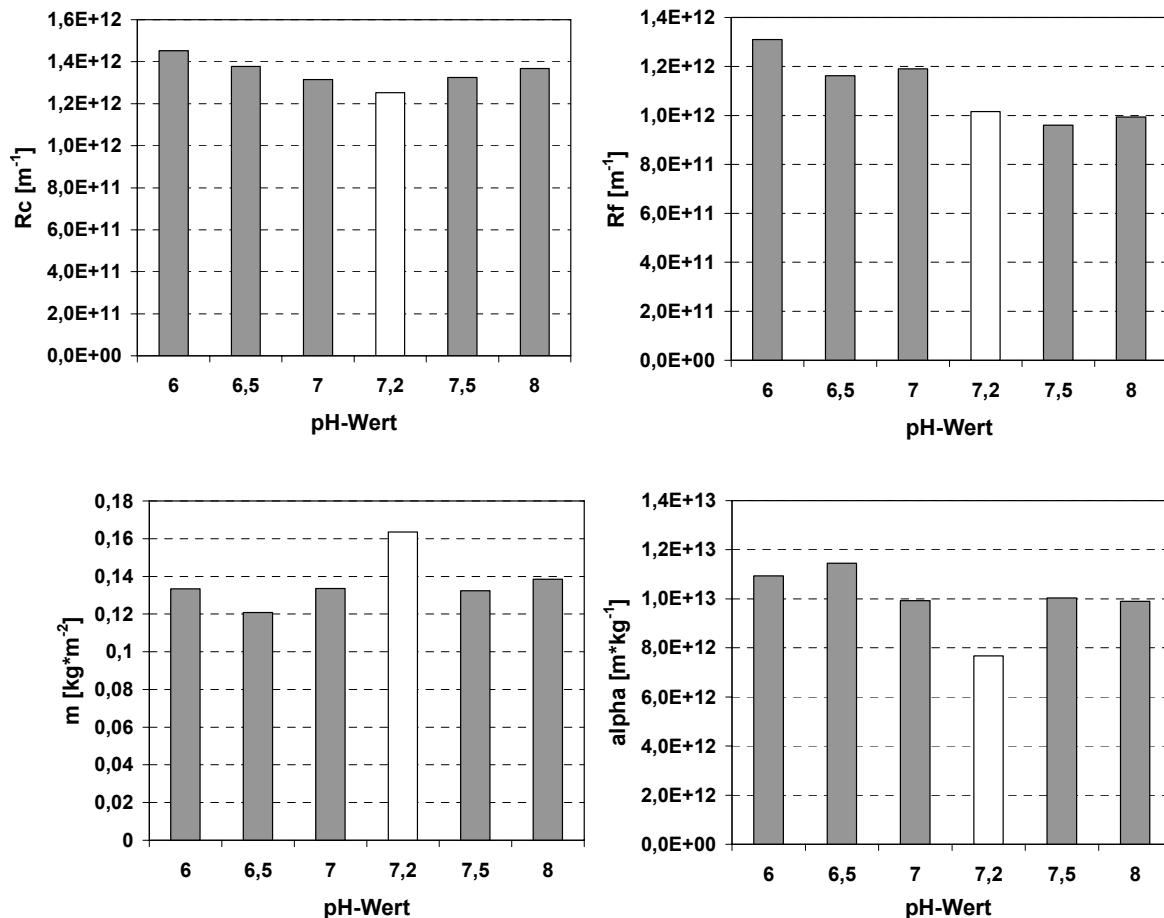


Abbildung 102: Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm in Abhängigkeit vom pH-Wert des Belebtschlamm

Abbildung 103 zeigt Werte zur Quantifizierung des Porenfoulings anhand der Änderung des Reinwasserflusses der Membran ohne Deckschicht. Deutlich wird die zunehmende Porenverblockung mit Verminderung des pH-Wertes von pH=7,2 auf pH=6. Steigt der pH-Wert von pH=7,2 auf pH=8, fällt die Porenverblockung im Mittel geringer aus als im sauren Bereich.

Die Ergebnisse dieser Untersuchungen gehen inhaltlich konform mit den Angaben des Membranlieferanten, nach dessen Aussage es sich bei dem Kubota-Membranmaterial um ein leicht anionisch geladenes Material handelt. Bei einem pH-Wert im alkalischen Milieu weist die Membran ein negatives Zetapotenzial auf, was in diesem Bereich zu maximalen Abstoßungskräften zwischen den Schlamm-Partikeln und der Membran führt.

Für den Betrieb der halbtechnischen MBA bedeuten die Untersuchungsergebnisse gemäß der ermittelten Bandbreite des pH-Wertes von im Mittel pH=7,3 und einer Standardabweichung von 0,41 (Abbildung 104), dass ein Einfluss des pH-Wertes

auf das Foulingverhalten der Membran festzustellen ist. Dies gilt insbesondere im Hinblick auf das im Anlagenbetrieb durch die Cross-Flow-Belüftung nicht reversibl e Porenfouling.

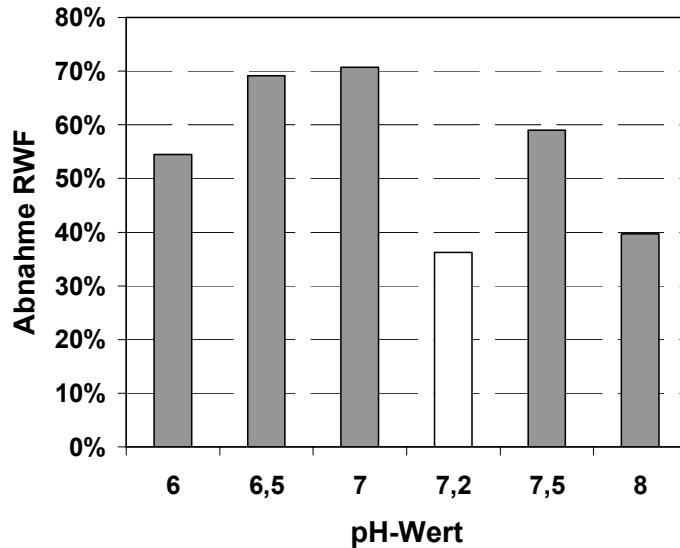


Abbildung 103: *Abnahme des Reinwasserflusses als Maß für die Abhängigkeit der Porenverblockung vom pH-Wert des Belebtschlamm*

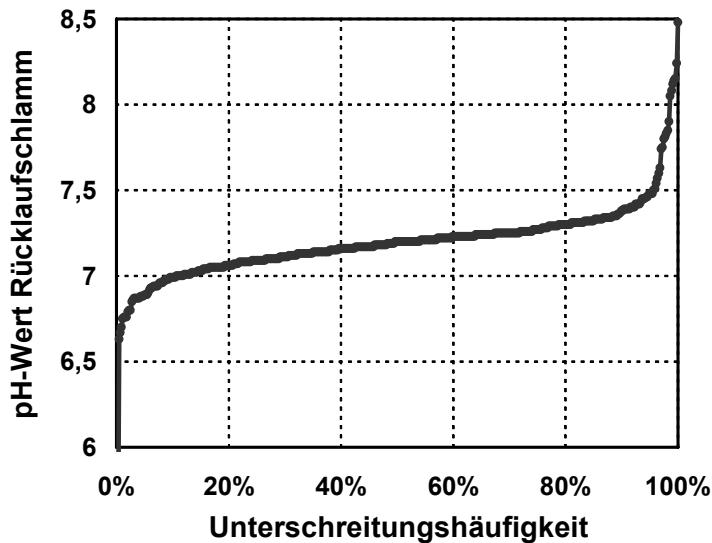


Abbildung 104: *Unterschreitungshäufigkeit des pH-Wertes im Rezirkulationsstrom der halbtechnischen Versuchsanlage*

6.3.4 Diskussion

Aus dem Betrieb der halbtechnischen MBA ergibt sich eine eindeutige Abhängigkeit zwischen der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran und der Trockensubstanzkonzentration.

Labormaßstäbliche Filtrationsversuche zeigen jedoch bei Trockensubstanzkonzentrationen zwischen $1,5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ und $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ keine signifikante Änderung des spezifischen Deckschichtwiderstands. Grundsätzlich ändern sich die Filtrationseigenschaften also nicht mit der Trockensubstanzkonzentration. Zu verzeichnen ist jedoch eine Zunahme des absoluten Deckschichtwiderstands (R_c) mit steigender Trockensubstanzkonzentration. Wie Laborversuche zeigen, resultiert diese Zunahme aus einer verstärkten Partikeldeposition auf der Membran, die bei Trockensubstanzkonzentrationen von über $10 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ besonders in den ersten Sekunden eines Filtrationszyklus durch die höhere Dichte und Viskosität des Belebtschlams ausgeprägter ist als bei Trockensubstanzkonzentrationen von $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$. Wie jedoch der Untersuchungsbetrieb der halbtechnischen MBA zeigt, führt dieser Sachverhalt bei niedrigen Trockensubstanzkonzentrationen langfristig gesehen nicht zu einer höheren, sondern vielmehr zu einer geringeren hydraulischen Leistungsfähigkeit. Hierdurch zeigt sich, dass mit abnehmender Deckschichtdicke der Schutz der Membran vor Membranfoulants gemäß der Modellvorstellung des Resistance in Series Model vermindert wird. Der Einfluss des Foulingpotentials der Wasserphase des Belebtschlams steigt also mit Abnahme der TR-Konzentration und führt grundsätzlich zu der Gefahr einer stärkeren Gel schichtbildung auf der Membran.

Somit wird deutlich, dass besonders bei Membranbelebungsanlagen, die mit Trockensubstanzkonzentrationen von $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ betrieben werden, durch den verminderten Deckschichtaufbau auf der Membran eine hohe biologische Reinigungsleistung der Membranbiologie und eine geringe Konzentration an gelösten EPS ganz entscheidend für die Ausprägung und den Verlauf des Membranfoulings und somit der Leistungsfähigkeit einer Membranbelebungsanlage sind. Aus bemessungstechnischer Sicht sollte, wie in Kapitel 6.2.7.3 empfohlen, eine im Hinblick auf die EPS-Produktion optimierte Schlammbelastung gewählt werden, die im aerob stabilisierenden Bereich liegt.

Eine funktionierende Membranbiologie ist zudem auch im Hinblick auf die Höhe des pH-Wertes des Belebtschlams von Bedeutung. Wie Untersuchungen mit den Membranplatten zeigen, ist mit fallendem pH-Wert im sauren Bereich eine Zunahme beim Membranfouling zu verzeichnen. Die Abnahme des pH-Wertes durch die Nitrifikation muss daher durch eine möglichst vollständige Denitrifikation ausgeglichen werden.

6.4 Analyse der Deckschicht auf der Membran der halb-technischen Membranbelebungsanlage

6.4.1 Allgemeines

Nachdem im vorangegangen Kapitel das Foulingpotential von Abwasser im Vergleich zum Belebtschlamm und dessen Wasserphase sowie der Einfluss Extrazellulärer Polymerer Substanzen sowie diverser Betriebsparameter auf das Fouling der Membran diskutiert wurden, soll in diesem Kapitel eine Autopsie des Membranbelags Auskunft über die tatsächliche Zusammensetzung der Membrandeckschicht geben.

6.4.2 Mikroskopisches Bild

Die Deckschichtprobe, die von 75 Membranplatten gewonnen wurde, ist hinsichtlich ihrer Konsistenz als pastös und gelartig zu beschreiben. Der Trockensubstanzgehalt beträgt 85 g*L^{-1} mit einem Glühverlust von 70,3 %, der dem mittleren Glühverlust des Belebtschlammes aller beprobten Untersuchungstage entspricht. Sowohl der in der Deckschichtprobe gemessene pH-Wert von pH=7,1 und eine Leitfähigkeit von $960 \mu\text{S*cm}^{-1}$ entsprechen den im Belebtschlamm gemessenen Werten.

Abbildung 105 zeigt eine lichtmikroskopische Aufnahme der unveränderten Probe der Deckschicht, die mittels eines Spatels auf einen Objektträger aufgebracht wurde. Im oberen Bildausschnitt wurde gezielt ein Bereich des Objektträgers von Probenmaterial frei gelassen. Abbildung 106 zeigt die in H_2O gelöste Originalprobe der Deckschicht.

Durch die Aufnahme der Originalprobe wird die dichte Struktur der aus Belebtschlammflocken und Fadenbakterien bestehenden Deckschicht deutlich. Einige eingelagerte anorganische Partikel sind erkennbar (Abbildung 105). In H_2O aufgelöst zeigt sich ein hoher Anteil an fadenförmigen Bakterien, die die Deckschicht zu vernetzen scheinen (Abbildung 106).

Die mittels Zeichentusche gefärbte Probe zeigt im unteren rechten Bildausschnitt eine vollständige Tuschefärbung, da dort kein Probenmaterial aufgebracht wurde. Der Rest des Bildes weist eine sehr geringe Färbung auf und erscheint daher im Mikroskop als heller Bereich, was ein Indikator für eine hohe Konzentration an EPS ist.

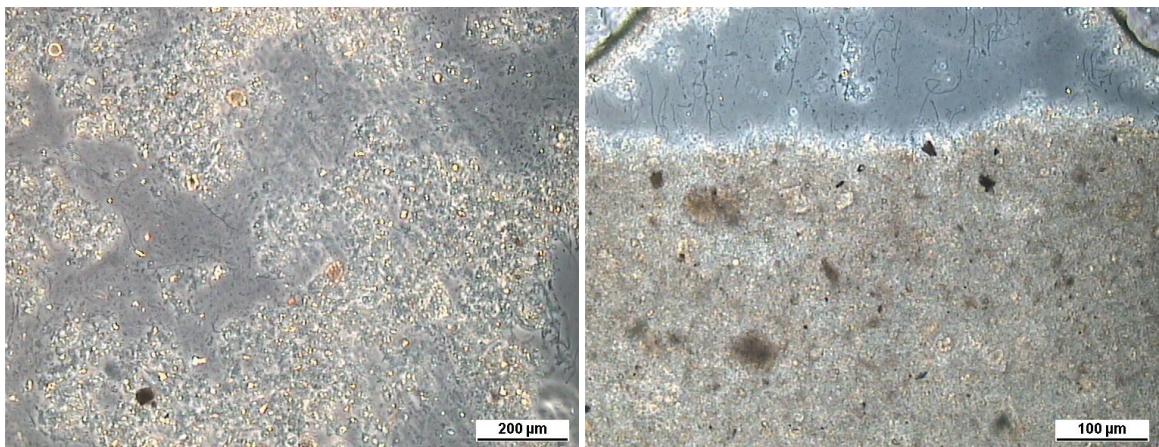


Abbildung 105: Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage, unverändert gelartig (Phasenkontrastmikroskopie; 100-fach links; 200-fach rechts)

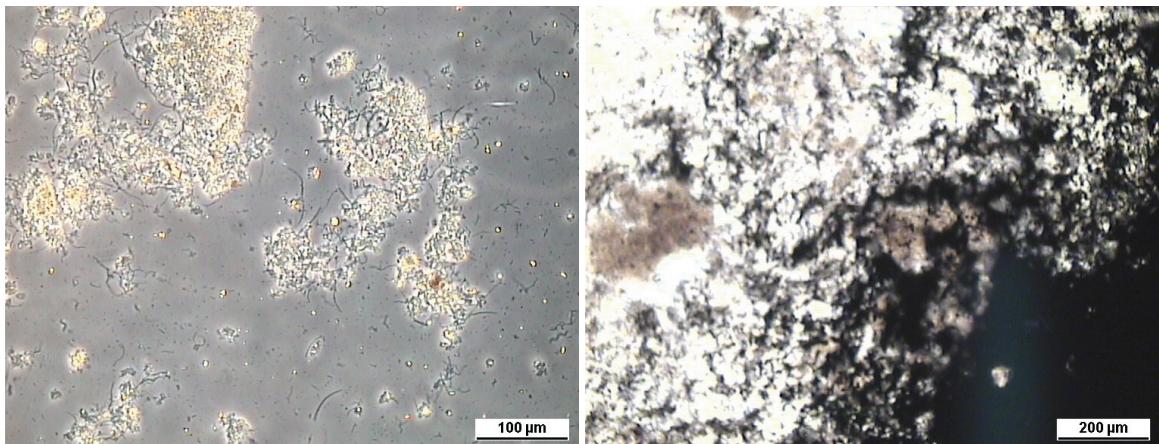


Abbildung 106: Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage, links: Probe in H_2O aufgelöst, rechts: Probe unverändert mit Tuschefärbung (Phasenkontrastmikroskopie; 100-fach links; 200-fach rechts)

6.4.3 Zusammensetzung der Deckschicht

6.4.3.1 Extrazelluläre Polymere Substanzen und deren Zusammensetzung

Abbildung 107 und Tabelle A- 37 zeigen einen Vergleich der mittleren Konzentrationen an gebundenen EPS des Belebtschlamm und der entnommenen Deckschicht von Membranplatten der halbtechnischen MBA.

Auffällig ist in der Deckschicht die 4,5-fach höhere Konzentration an gebundenen EPS (Abbildung 108). Dieser Trend zeigt sich auch in der Konzentration der einzelnen Fraktionen. Diese liegt im Vergleich zum Belebtschlamm bezogen auf die Kohlenhydrate um den Faktor 7 höher und für die Proteine um den Faktor 1,7. Die

Konzentration der Huminsäuren differiert nur unwesentlich zwischen den beiden Medien.

Im Hinblick auf die prozentuale Zusammensetzung der gebundenen EPS bilden die Proteine mit rund 53 % die größte Fraktion der gebundenen EPS, ihr Anteil nimmt allerdings in der Deckschicht um 14 % ab. Der Anteil der Huminsäuren nimmt um 13 % ab. Eine deutliche Zunahme um 26,9 % ist bei den Kohlenhydraten zu verzeichnen, die mit rund 37,9 % die zweitgrößte Fraktion der gebundenen EPS der Deckschicht bilden.

Analog zur Konzentration an gebundenen EPS ist in der Deckschicht im Vergleich zum Belebtschlamm auch hinsichtlich der gelösten EPS eine starke Zunahme zu verzeichnen (Abbildung 109). So wurde in der Deckschicht die mehr als 48-fache Konzentration an gelösten EPS gemessen (Tabelle A- 38). Differenziert man zwischen den einzelnen Fraktionen der gelösten EPS, so wurde in der Deckschicht die 400-fache Konzentration an Proteinen, 12-fache Konzentration an Huminsäuren und mehr als 52-fache Konzentration an Kohlenhydraten gemessen.

Durch den unterschiedlichen Anstieg der Konzentration der EPS-Fraktionen in der Deckschicht kommt es zu einer deutlichen Änderung der prozentualen Zusammensetzung der gelösten EPS (Abbildung 110). Im Vergleich zum Belebtschlamm steigt der prozentuale Anteil der Proteine in der Deckschicht um ca. 47 % auf 58,4 %. Die Proteine bilden damit in der Deckschicht die größte Fraktion der gelösten EPS, wohingegen in der Wasserphase des Belebtschlammms die Kohlenhydrate die größte Fraktion darstellen. Der prozentuale Anteil der Huminsäuren und der Kohlenhydrate vermindert sich um rund 26 % bzw. 20 %.

Zu resümieren ist, dass mit dem konvektiven Fluss des Feed und der Fest-Flüssig-Phasentrennung durch die Membran und deren Deckschicht gelöste EPS und hierbei überdurchschnittlich viel Proteine und Kohlenhydrate in der Deckschicht adsorbiert werden. Dies deckt sich mit Untersuchungen von CHIEMCHAIISRI ET AL. (1994), die die EPS für die Abnahme der Porosität der Deckschicht verantwortlich machen, widerspricht jedoch eindeutig Untersuchungsergebnissen von CAROLL ET AL. (2000) nach denen die gelösten Komponenten an der Membranoberfläche oder in den Membranporen adsorbiert werden und Kolloide für die Bildung der Deckschicht verantwortlich sind.

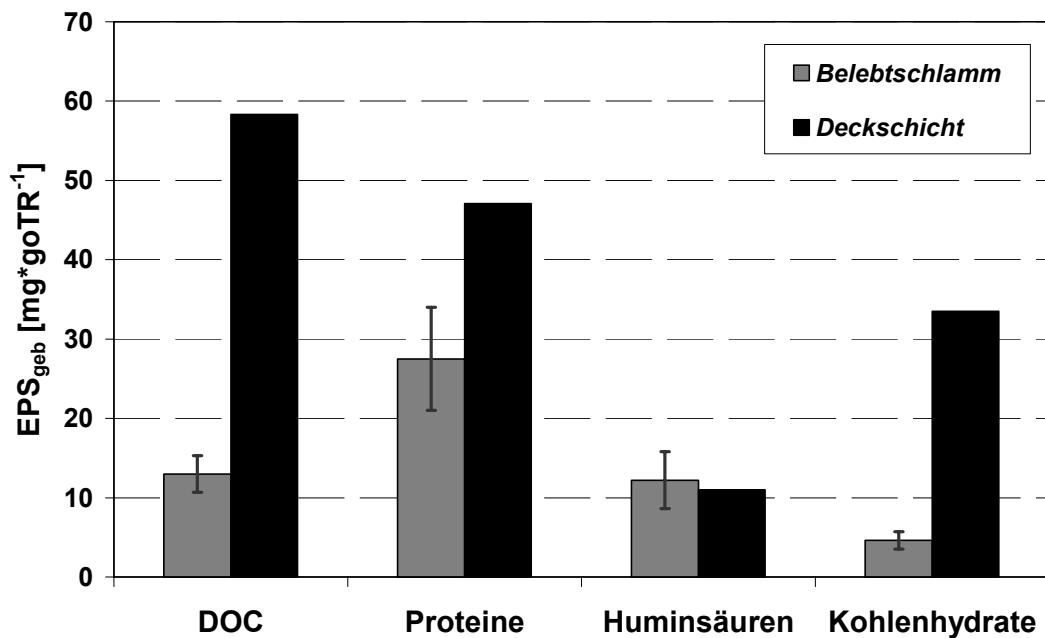


Abbildung 107: Vergleich der gebundenen EPS des Belebtschlamms und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

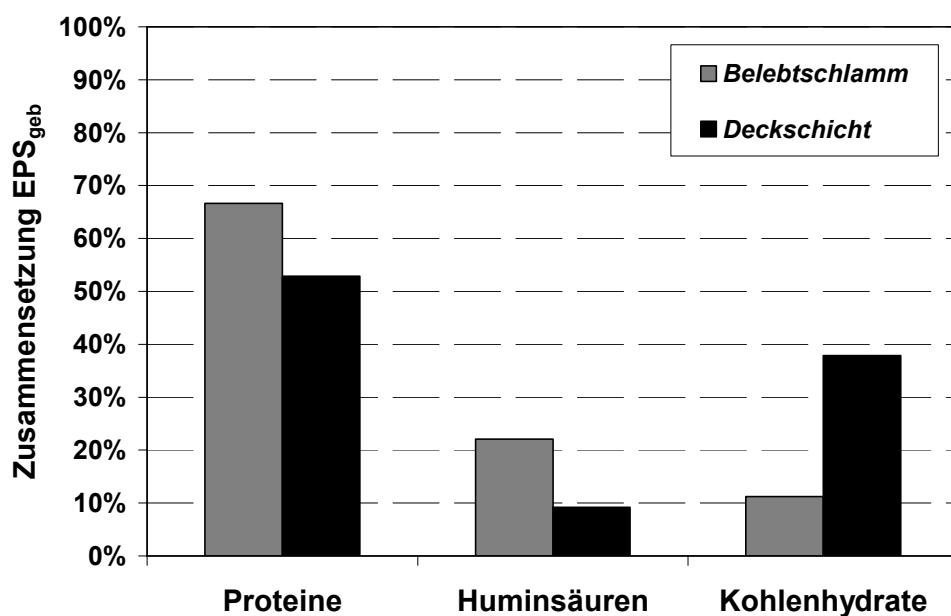


Abbildung 108: Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gebundenen EPS des Belebtschlamms und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

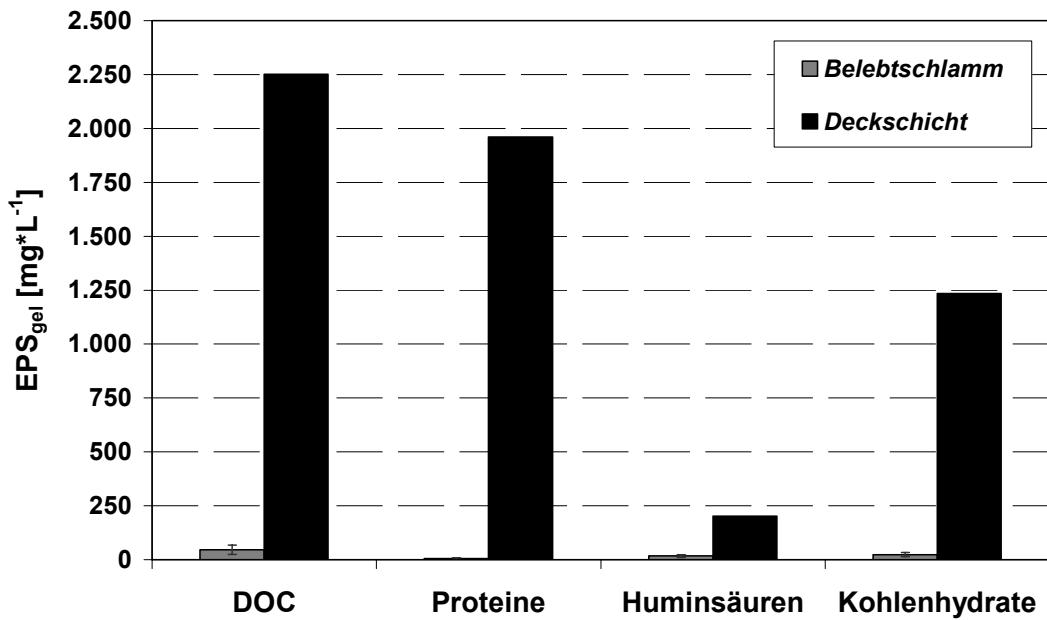


Abbildung 109. Vergleich der gelösten EPS des Belebtschlamm und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

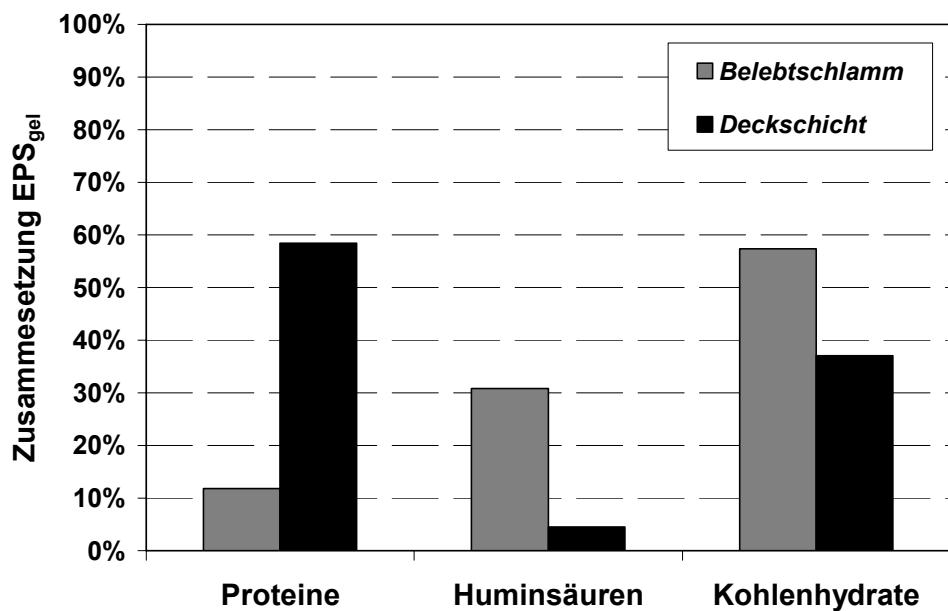


Abbildung 110: Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gelösten EPS des Belebtschlamm und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

6.4.3.2 Elementeanalyse

Membranfouling wird durch organische aber auch durch anorganische Substanzen verursacht. Einige anorganische Verbindungen wie z. B. Aluminium, Silizium und Eisen können in Abhängigkeit der Elementekonzentration, der Temperatur und des pH-Wertes irreversibles Membranfouling verursachen (LAINÉ ET AL. 2002).

Abbildung 111 und Tabelle 27 zeigen die im Trockenrückstand mittels induktiv gekoppelter Plasmaanalyse bestimmten Konzentrationen an Elementen im Belebtschlamm sowie der nach 180 Betriebstagen beprobten Deckschicht der halbtechnischen MBA. Zur Bestimmung des organischen Anteils der Proben wurde der Glühverlust beider Proben bestimmt. Er beträgt in der Belebtschlammprobe im Mittel 70 % bei einer Standardabweichung von 4,7 %. Der Glühverlust der am 356. Betriebstag und 538. Betriebstag beprobten Deckschicht liegt im Mittel dieser Proben mit 69,3 % und einer Standardabweichung von 1,4 % nur unwesentlich unter diesem Wert. Unterstellt man, dass Belebtschlamm und die Deckschicht zu gleichen Teilen aus Kohlenstoff bestehen, so weist der Glühverlust beider Proben auf einen ähnlichen Kohlenstoffanteil hin. Der Kohlenstoffanteil eines typischen Klärschlams wird von Koppe ET AL. (1998) mit 50 % der Trockenmasse angegeben.

Die gemessene Konzentration der Elemente zeigt, dass nach dem 356. Betriebstag auf der Membran der halbtechnischen MBA eine deutliche Zunahme der Konzentration an Calcium, Phosphor, Eisen und Mangan zu verzeichnen war.

Insbesondere die Konzentration an Eisen und Calciumverbindungen stieg mit der Betriebszeit der Anlage überdurchschnittlich. Dies zeigt ein Vergleich der Elementzusammensetzung der beprobten Deckschicht der Membran der halbtechnischen MBA nach 180 Betriebstagen mit Ergebnissen einer Analyse der Deckschicht aus einem Filtrationsversuch von einstündiger Dauer, durchgeführt mittels energiedispersiver Röntgenanalyse (EDX). Der deutliche Peak an Chlor ist auf die Zusammensetzung des Membranmaterials zurück zu führen.

Als Ursache für die hohe Calciumkonzentration ist der hohe Lufteintrag der Cross-Flow-Belüftung in Betracht zu ziehen. Hierdurch wird CO₂ aus dem Belebungsbecken gestrippt, wodurch eine Anhebung des pH-Wertes und eine Änderung des Kalk-Kohlensäure-Gleichgewichts hervorgerufen wird (ATV-DVWK 2002; LAINÉ ET AL. 2002). Darüber hinaus ist bei einem hohen TMP und der gleichzeitigen Passage von CO₂ durch die Deckschicht und Membran mit dem Ausfall von CaCO₃ zu rechnen, was zu einem Rückgang der Filtrationsleistung führen kann. Gelöste Eisen- und Aluminiumverbindungen, die direkt auf der Membran oxidieren, können den Filtrationswiderstand ebenfalls erhöhen (ATV-DVWK 2002).

Die erhöhte Konzentration an Phosphor in der Deckschicht weist nach Untersuchungen von CLOETE ET AL. (2000) auf die bereits diskutierte hohe Konzentration

an EPS hin, da nach diesen Untersuchungen EPS bis zu 33 % aus Phosphor besteht und somit als Phosphorreservoir anzusehen ist. EPS wiederum wirken durch ihre negativ geladenen funktionellen Gruppen (Carboxyl-, Phosphat- und Sulfatgruppen) wie ein Ionenaustauscher, was im Belebtschlamm zu einer vermehrten Sorption von Metallen führt (BROWN ET AL. 1982). Dies gilt verstärkt auch für die Deckschicht, in der in hoher Konzentration sowohl gebundene als auch gelöste EPS nachgewiesen wurden.

Sowohl die gelartige Konsistenz des Membranbelags als auch dessen Zusammensetzung weisen daher auch auf anorganisches Fouling in Form von anorganischer Präzipitation auf der Membran der halbtechnischen MBA hin. Calcium und Eisenverbindungen aber auch Phosphor spielen hierbei eine herausragende Rolle.

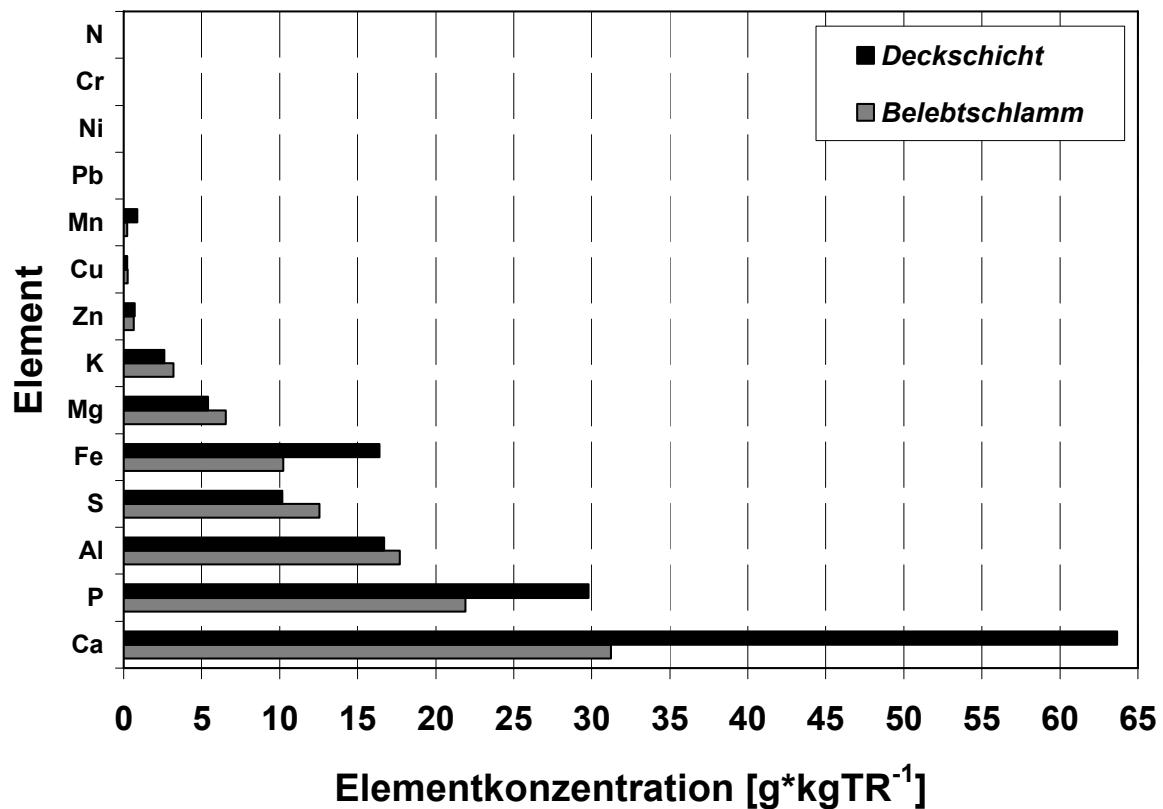


Abbildung 111: Vergleich der Elementzusammensetzung von Belebtschlamm und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

Tabelle 27: Vergleich der Elementzusammensetzung von Belebtschlamm und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

Element	Belebtschlamm [g*kgTR]	Deckschicht [g*kgTR]	Δ^{*1} [%]
Calcium	31,3	63,7	+103,7
Gesamt-phosphor	21,9	29,8	+36,1
Aluminium	17,7	16,7	-5,6
Gesamt-schwefel	12,6	10,2	-19,1
Eisen	10,2	16,4	+60,5
Magnesium	6,6	5,4	-17,7
Kalium	3,2	2,6	-18,8
Zink	0,66	0,071	+7,1
Kupfer	0,27	0,23	-15,7
Mangan	0,24	0,88	+268,3
Blei	0,036	0,042	+15,7
Nickel	0,037	0,014	-60,9
Chrom	0,028	0,034	+22,7
Stickstoff	0,0045	0,005	+10,1

^{*1}: Konzentration im Belebtschlamm entspricht 100 %

Filtrationseigenschaften der Deckschicht Abbildung 112 und Tabelle A- 39 zeigen die Ergebnisse von Filtrationsversuchen zur vergleichenden Beschreibung der Filtrationseigenschaften der in einer Pufferlösung auf eine Trockensubstanzkonzentration von 12 kg*m⁻³ verdünnten, gelartigen Deckschicht sowie des Belebtschlamm. Diesen Ergebnissen gegenübergestellt werden die Mittelwerte aller Filtrationsversuche mit Belebtschlamm der halbtechnischen MBA.

In eindrucksvoller Weise wird der 8-fach höhere spezifische Deckschichtwiderstand (alpha) deutlich. Dieser bestimmt maßgeblich den mehr als 5-fach höheren Widerstand der Deckschicht (R_c), da keine signifikante Änderung der auf der Membran akkumulierten spezifischen Deckschichtmasse zu verzeichnen ist. Insgesamt ergibt sich ein ca. 5,5-fach höherer Foulingwiderstand der auf

12 kg*m⁻³ verdünnten Deckschicht, der sich aus dem Kuchenwiderstand und der Porenverblockung zusammensetzt. Dies deckt sich mit den sehr hohen Werten an in der Deckschicht nachgewiesenen gelösten und gebundenen EPS.

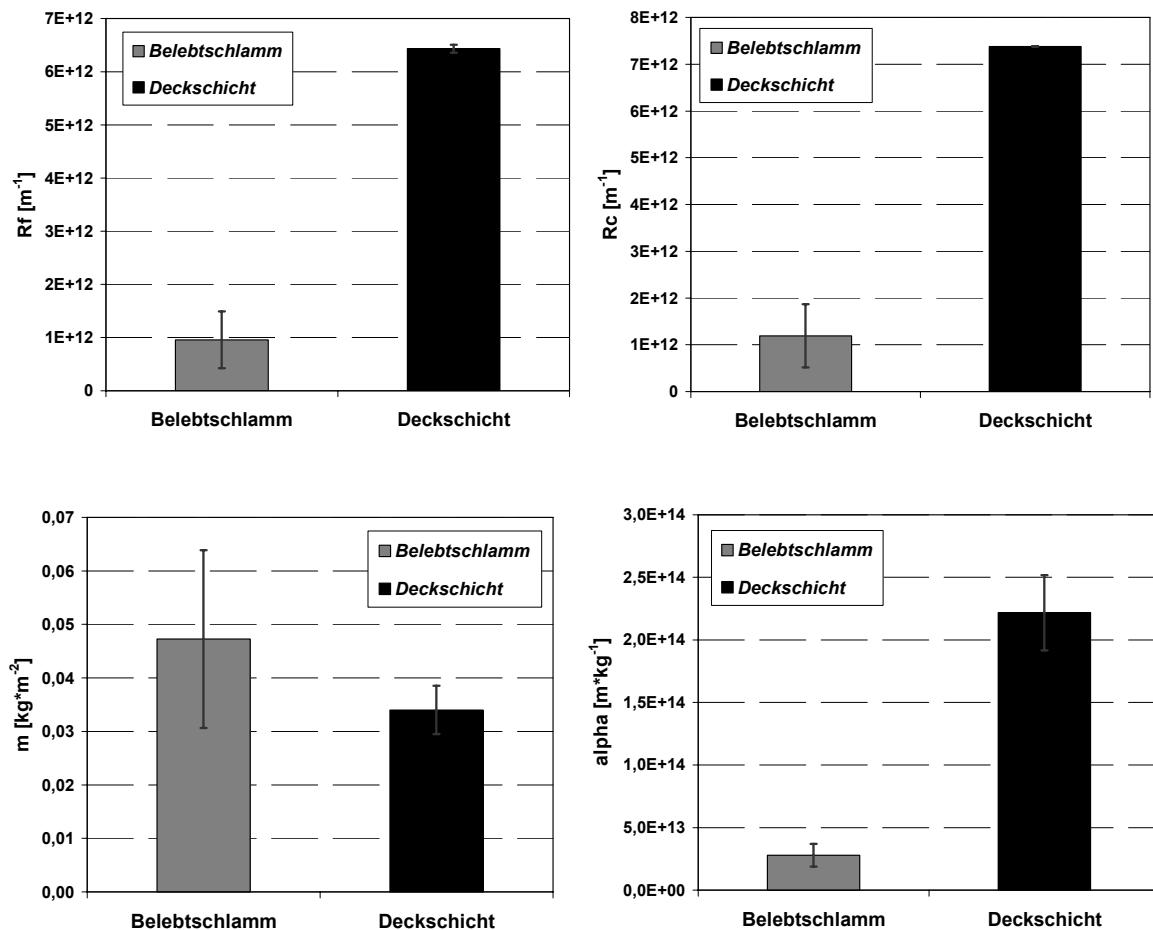


Abbildung 112: Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm und der Deckschicht der halbtechnischen Membranbelebungsanlage

6.4.4 Diskussion

Wie in den vorangegangenen Kapiteln deutlich wird, bestätigt die Analyse der Deckschicht der halbtechnischen MBA die zentrale Bedeutung der Extrazellulären Polymeren Substanzen bei der Deckschichtbildung.

So wird eine 4,5-fach erhöhte Konzentration an gebundenen EPS an den Partikeln der Deckschicht festgestellt. Die mittlere Konzentration der gelösten EPS in der feststofffreien, gelartigen Phase der Deckschicht übersteigt deren mittlere Konzentration in der Wasserphase des Belebtschlamm um das 48-fache. Differenziert man zwischen Fraktionen der gelösten EPS, so wird in der Deckschicht die 400-fache Konzentration an Proteinen, die 12-fache Konzentration an Huminsäu-

ren und die mehr als 52-fache Konzentration an Kohlenhydraten gemessen. Somit nimmt in der Deckschicht der prozentuale Anteil der Proteine an den gelösten EPS überproportional zu und liegt bei rund 58 %. Anhand dieser Zahlen zeigt sich der bedeutende Einfluss der im Vergleich zur großtechnischen Membranbelebungsanlage Monheim um den Faktor sechs erhöhten Konzentration an gelösten EPS in der Wasserphase des Belebtschlams. Da in der Deckschicht die gelösten Proteine im Gegensatz zu der Wasserphase des Belebtschlams die größte Fraktion bilden, zeigt sich zudem, dass das Foulingpotential der gelösten Proteine im Vergleich zu den gelösten Huminsäuren und Kohlenhydraten im Hinblick auf die Bildung einer Gelschicht als überdurchschnittlich zu bezeichnen ist. Dies deckt sich mit den in Kapitel 6.2.6 dargestellten Untersuchungen zum Rückhalt der gelösten EPS durch die Membran der halbtechnischen MBA.

Durch einen Vergleich der Konzentration der Elemente in der Deckschicht mit dem Spektrum eines EDX-Flächenscans wird deutlich, dass die Konzentration an Calcium und Eisen mit der Betriebszeit überdurchschnittlich steigt. Zurückzuführen ist dieser Effekt unter anderem auf die hohe Konzentration an EPS in der Deckschicht, die aufgrund ihrer negativ geladenen funktionellen Carboxyl-, Phosphat-, und Sulfatgruppen wie ein Ionentauscher wirken und so zu einer vermehrten Sorption von Metallen in der Deckschicht führen können.

Durch EPS verursachtes Fouling in Form einer Deckschichtbildung führt demnach gleichzeitig zu einer Zunahme der Adsorption und Ausfällung von Elementen in der Deckschicht und auf der Membran, was zu einer Verstärkung des Anstiegs der transmembranen Druckdifferenz führen kann.

6.5 Einfluss von Flockungsmitteln auf das Fouling der Membran

6.5.1 Allgemeines

In den vorangegangenen Kapiteln wurden wichtige Ergebnisse zu den Ursachen des Membranfoulings dargestellt. Neben den zuvor diskutierten Betriebsstrategien zur Einflussnahme auf das Membranfouling durch Verminderung der Konzentration der EPS stellt die Dosierung von Flockungsmittel eine weitere denkbare Maßnahme dar. Zur Untersuchung dieser These wurden zwei baugleiche labormäßig stabile Reaktoren betrieben. Die Reaktoren wurden mit Abwasser aus dem Ablauf der Vorklärung der Kläranlage Kassel beschickt.

Die Abschätzung der Wirkung fünf verschiedener Flockungsmitteln sowohl auf die Konzentration der gelösten EPS als auch die Trübung in der Wasserphase des Belebtschlams sowie die Identifizierung des wirksamsten Flockungsmittels und

dessen optimale Dosierstrategie wurden im Vorfeld im Rahmen von Jar-Tests nach Vorgabe von DROSTE (1997) durchgeführt. Hierbei wurden die Trübung sowie die Konzentration gelöster EPS in der Wasserphase des Belebtschlams in Abhängigkeit der Art und Konzentration des Flockungsmittels untersucht. Außerdem wurden Filtrationstests durchgeführt, um den Einfluss des im Jar-Test als am effektivsten identifizierten Flockungsmittels auf die Filtrationseigenschaften des Belebtschlams untersuchen zu können.

6.5.2 Jar-Test

Abbildung 113 und Tabelle A- 40 zeigen für fünf verschiedene Flockungsmittel die Ergebnisse der Messung der gelösten EPS in der Wasserphase des Belebtschlams im Rahmen eines Jar-Tests. Die Dosierkonzentration der Flockungsmittel basierte auf Erfahrungswerten des Herstellers und wurde einheitlich auf $600 \mu\text{L} \cdot \text{L}^{-1}$ festgelegt. Die Ergebnisse zeigen, dass im Vergleich zur unbehandelten Probe (OP) unabhängig von der Art des Flockungsmittels eine deutliche Abnahme sowohl der gelösten EPS als auch der Trübung in der flüssigen Phase des Belebtschlams zu verzeichnen war. Die geringsten Trübungswerte wurden bei Dosierung von Flockungsmittel Nr. 2 und die geringsten EPS-Werte bei Dosierung von Flockungsmittel Nr. 5 gemessen.

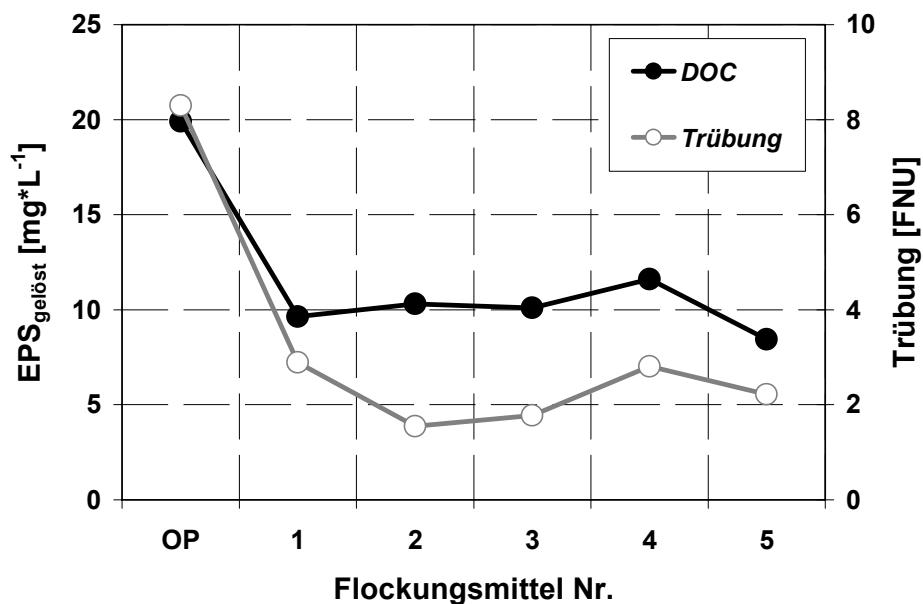


Abbildung 113: Einfluss verschiedener Flockungsmittel auf die Konzentration an gelösten EPS

Differenziert man zwischen den Fraktionen der gelösten EPS, so stellt sich das Bild uneinheitlicher dar (Abbildung 114). Keines der untersuchten Flockungsmittel führte hinsichtlich allen untersuchten Parametern – d. h. der Trübung und der Konzentration an gelösten EPS sowie deren Fraktionen – zu einem optimalen Er-

gebnis. Zum Teil ist bei geringen Dosiermengen eine größere Reduktion der Konzentration an EPS und deren Fraktionen zu verzeichnen als bei höheren Dosiermengen.

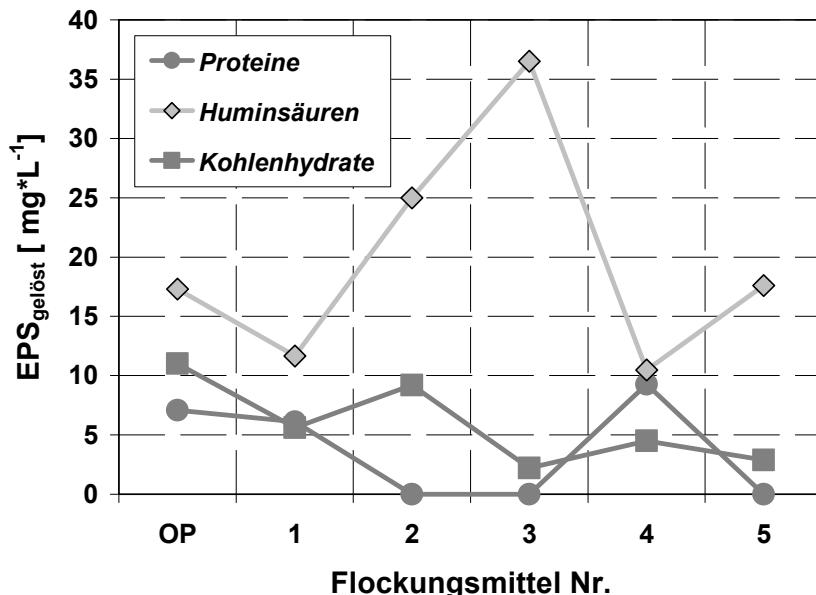


Abbildung 114: Einfluss verschiedener Flockungsmittel auf die Konzentration der Fraktionen der gelösten EPS

Wie zuvor diskutiert, können Proteine als die maßgebenden Foulants hinsichtlich des Leistungsrückgangs von Ultrafiltrationsmembranen bezeichnet werden. Vor diesem Hintergrund und basierend auf den Erfahrungswerten der Herstellerfirma wurde im Hinblick auf die Wirksamkeit der Flockungsmittel in der großtechnischen Anwendung auf konventionellen Kläranlagen Flockungsmittel Nr. 3 für weitergehende Untersuchungen zur Bestimmung einer optimalen Dosierstrategie ausgesucht.

Abbildung 115 und Tabelle A- 41 zeigen die Konzentration der gelösten EPS in Abhängigkeit der Dosierkonzentration des Flockungsmittels Nr. 3.

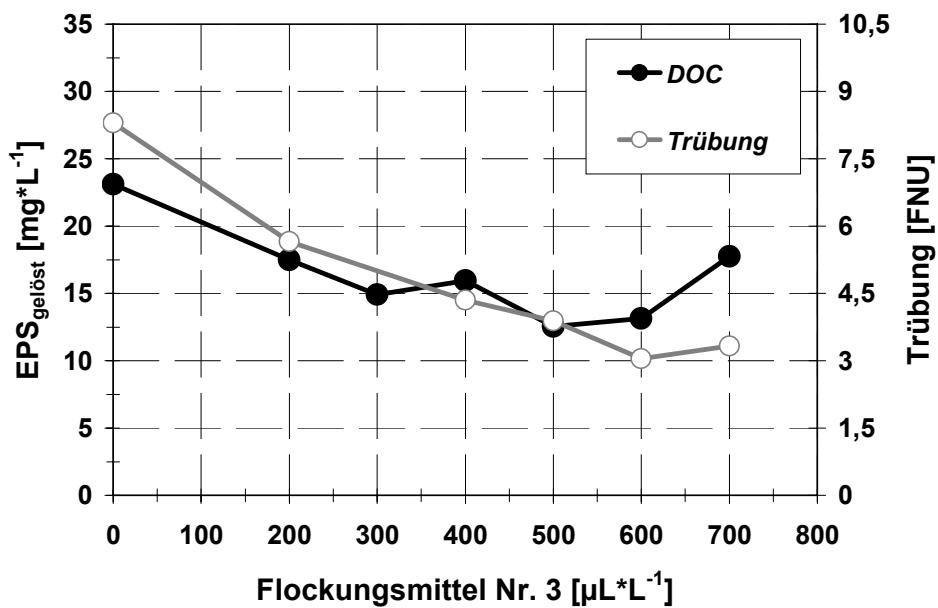


Abbildung 115: Einfluss der Flockungsmittelkonzentration auf die Konzentration der gelösten EPS

Bei einer Flockungsmittelkonzentration zwischen 500 $\mu\text{L}^*\text{L}^{-1}$ bis 600 $\mu\text{L}^*\text{L}^{-1}$ stellt sich hinsichtlich der Trübung und der Konzentration der gelösten EPS und deren Fraktionen (Abbildung 116 und Tabelle A- 41) ein optimaler Effekt hinsichtlich einer Verminderung der Konzentration dieser Parameter ein. Lichtmikroskopische Aufnahmen des Belebtschlams mit und ohne Flockungsmitteldosierung (Abbildung 117) zeigen eine deutlich kompaktere Flockenstruktur.

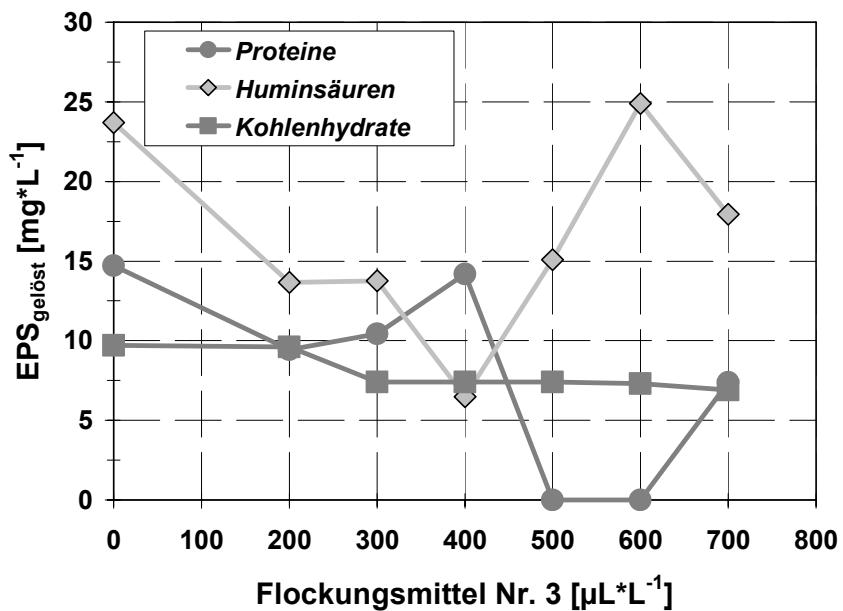


Abbildung 116: Einfluss der Flockungsmittelkonzentration auf die Konzentration der Fraktionen der gelösten EPS

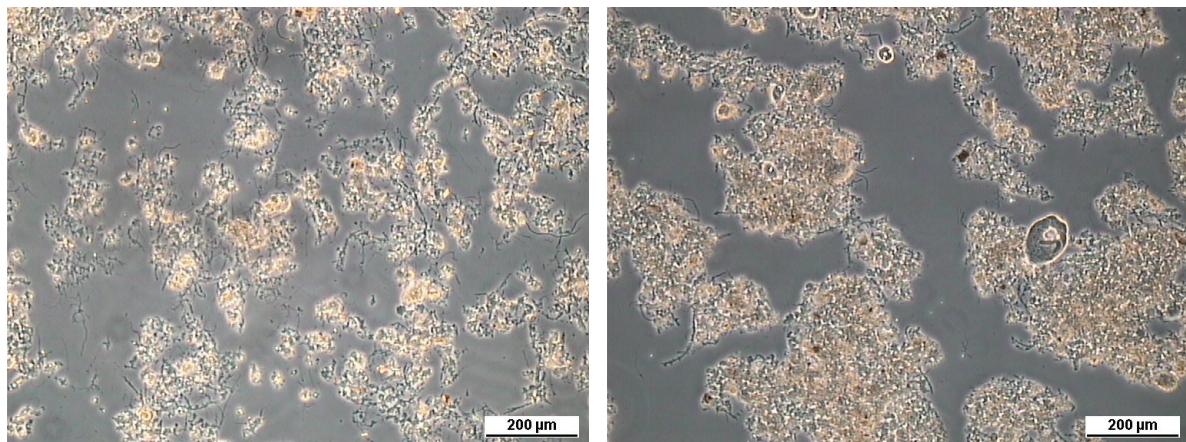


Abbildung 117: Belebtschlamm der labortechnischen Membranbelebungsanlage ohne Dosierung von Flockungsmitteln (links) / mit einer Dosierung von $600 \mu\text{L} \cdot \text{L}^{-1}$ Flockungsmittel Nr. 2 (rechts) - Phasenkontrastmikroskopie; 100-fach)

Basierend auf diesen Ergebnissen wurde Flockungsmittel Nr. 3 für weitergehende Untersuchungen ausgewählt. Die optimale Dosierkonzentration wurde für labormaßstäbliche Versuche in einem Versuchsreaktor mit $600 \mu\text{L} \cdot \text{L}^{-1}$, etwas höher als im Jar-Test ermittelt, festgelegt. Diese Überdosierung wurde unter anderem durch die geringen Dosiermengen, die eine exakte Dosierung schwierig machten, notwendig. Darüber hinaus konnte die Verminderung der Effektivität des Flockungsmittels durch Verdünnung, die zur Erleichterung der Dosierung vorgenommen wurde, nicht vorausgesagt werden.

6.5.3 Filtrationstest

Abbildung 118 und Tabelle A- 42 zeigen die Ergebnisse von Filtrationsversuchen zur vergleichenden Beschreibung der Filtrationseigenschaften des Belebtschlamm mit und ohne Dosierung von Flockungsmittel Nr. 3. Deutlich sichtbar ist der durch Dosierung von Flockungsmittel Nr. 3 um rund 45 % verminderte spezifische Deckschichtwiderstand des Belebtschlamm. Obwohl die spezifische akkumulierte Deckschichtmasse (m) durch die Flockungsmittelzugabe leicht erhöht ist, ergibt sich dennoch ein deutlich verminderter Widerstand der Deckschicht (R_c). Insgesamt vermindert sich der Foulingwiderstand (R_f) deutlich.

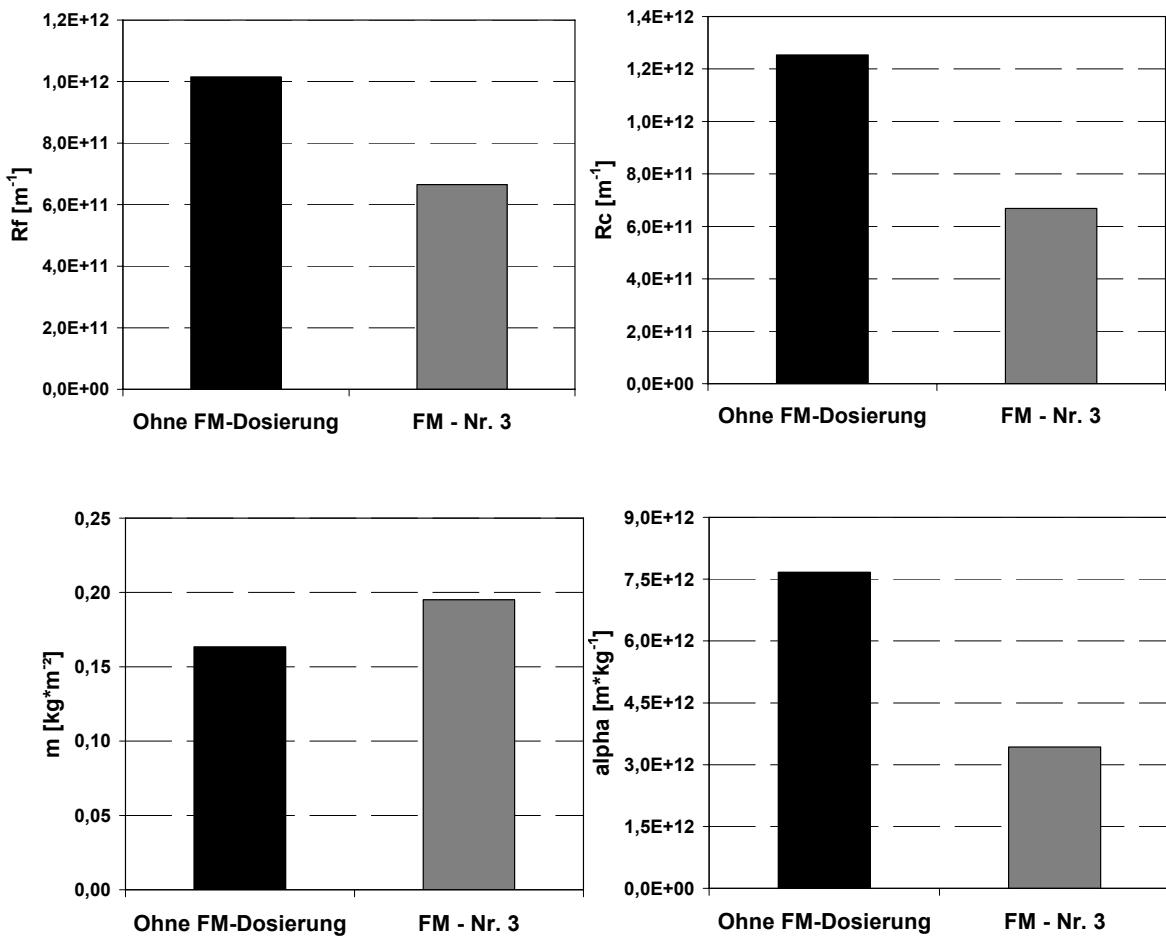


Abbildung 118: Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm der labortechnischen Membranbelebungsanlage mit und ohne Flockungsmitteldosierung

6.5.4 Leistungsfähigkeit der Laboranlage bei Dosierung von Flockungsmitteln

6.5.4.1 Allgemeines

Um die mittels Jar-Test und Filtrationsversuch ermittelte Effektivität von Flockungsmittel Nr.3 im Anlagenbetrieb zu überprüfen, wurden in den betriebenen Reaktoren stichprobenartig die Konzentration an gelösten EPS und deren Fraktionen sowie die Trübung gemessen. Die folgenden Kapitel dienen der Darstellung dieser Ergebnisse sowie der Dokumentation der hydraulischen Leistungsfähigkeit der labormaßstäblichen Anlage mit und ohne Flockungsmitteldosierung.

Die erhöhten Werte an gelösten EPS am 3. Messtag sind auf die in Kapitel 6.1.4.4 bereits diskutierte Zugabe von Abwasser zurück zu führen.

6.5.4.2 Biologische Reinigungsleistung

Die biologische Reinigungsleistung wurde stichprobenartig im Ablauf beider Reaktoren im Hinblick auf die Parameter CSB und NH₄-N überprüft (Tabelle 28). Beide Anlagen zeigen gute CSB- und NH₄-N Ablaufwerte. Wie die Werte der Anlage 1 zeigen, führt die Dosierung des anorganischen Flockungsmittels zu keiner unmittelbaren Abnahme der Reinigungsleistung. Die im Flockungsmittel Nr. 3 gemessene CSB-Konzentration beträgt rund 500 μL^{-1} . Bei einer Dosierung von 600 μL^{-1} Permeat ergibt sich eine rechnerische Zunahme der CSB-Zulaufkonzentration von 0,15 mg^{-1} .

Tabelle 28: Technische und betriebstechnische Kennzahlen der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage

	Anlage 1		Anlage 2	
	MW	Stabw.	MW	Stabw.
CSB Ablauf [mg^{-1}]	14	2,4	17,8	3,8
NH₄-N Ablauf [mg^{-1}]	0,19	0,21	0,24	0,44

6.5.4.2.1 Konzentration der gelösten EPS und Trübung in den Versuchsreaktoren

Wie Abbildung 119 zeigt, führte die Flockungsmitteldosierung in Anlage 1, analog den Ergebnissen der Jar-Tests, zu einer deutlichen Abnahme der Trübung. Anders verhält es sich mit der Konzentration an gelösten EPS. Die im Jar-Test verzeichnete deutliche Abnahme der Konzentration an gelösten EPS konnte im Betrieb der Anlage 1 nicht festgestellt werden (Abbildung 120). Differenziert man zwischen den einzelnen Fraktionen der EPS, so sind z. T. nur minimale Unterschiede im Vergleich beider Anlagen festzustellen (Abbildung 121 bis Abbildung 123). Dieses im Vergleich zum Jar-Test grundsätzlich unterschiedliche Ergebnis ist wahrscheinlich darauf zurückzuführen, dass die im Jar-Test festgestellte, kompaktere Flockenstruktur durch die Cross-Flow-Belüftung wieder zerschlagen wird und somit die an den Belebtschlammflocken adsorbierten gelösten EPS wieder freigesetzt werden. Lichtmikroskopische Aufnahmen des Belebtschlammes beider Reaktoren belegen keine signifikanten Unterschiede in der Flockengröße.

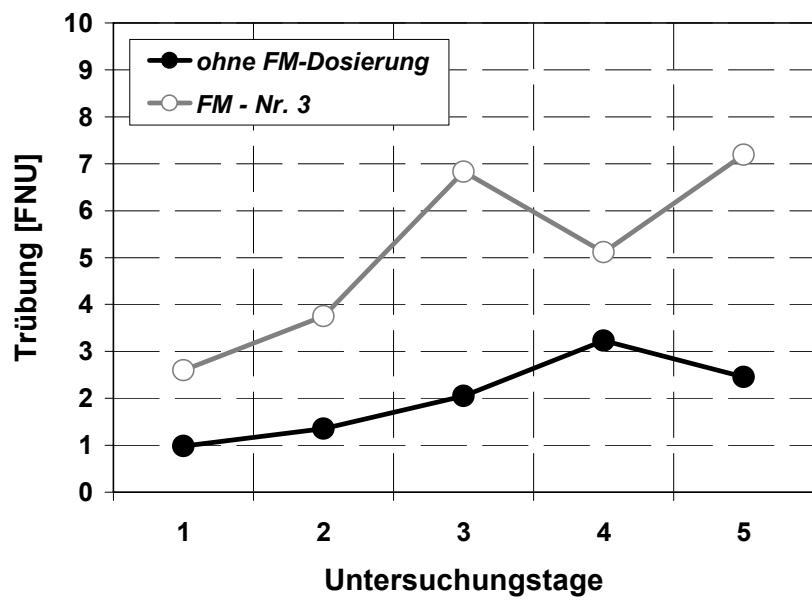


Abbildung 119: Auswirkung der FM-Dosierung auf die Trübung in der Wasserphase der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage

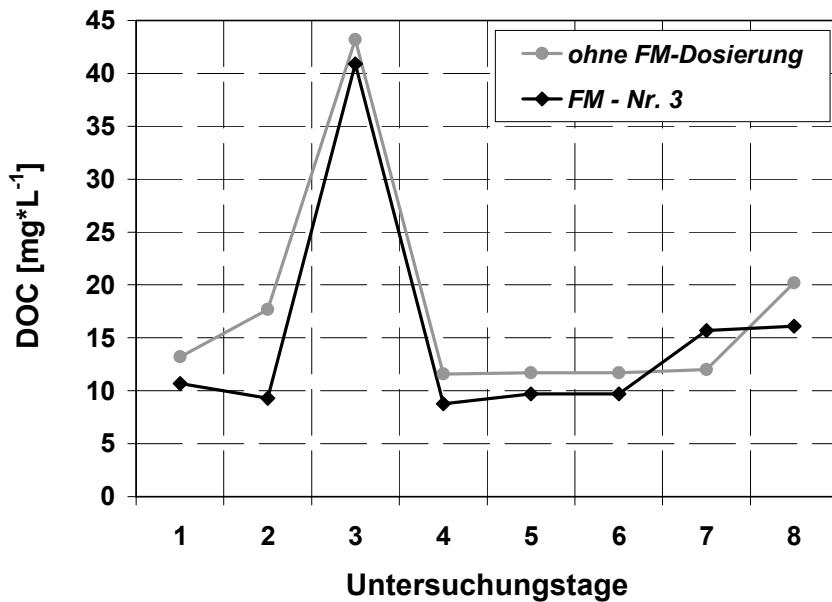


Abbildung 120: Auswirkung der FM-Dosierung auf die Konzentration der gelösten EPS der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage

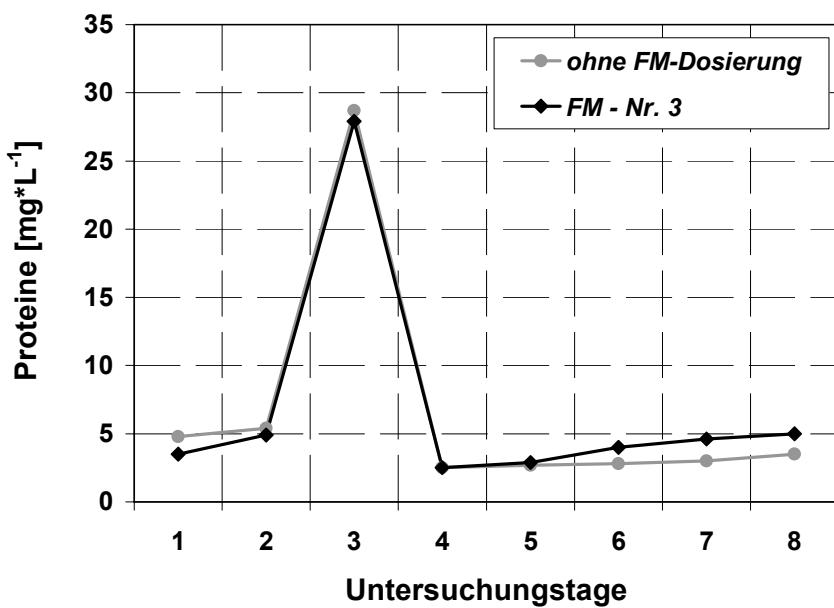


Abbildung 121: Auswirkung der FM-Dosierung auf die Konzentration an Proteinen der gelösten EPS der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage

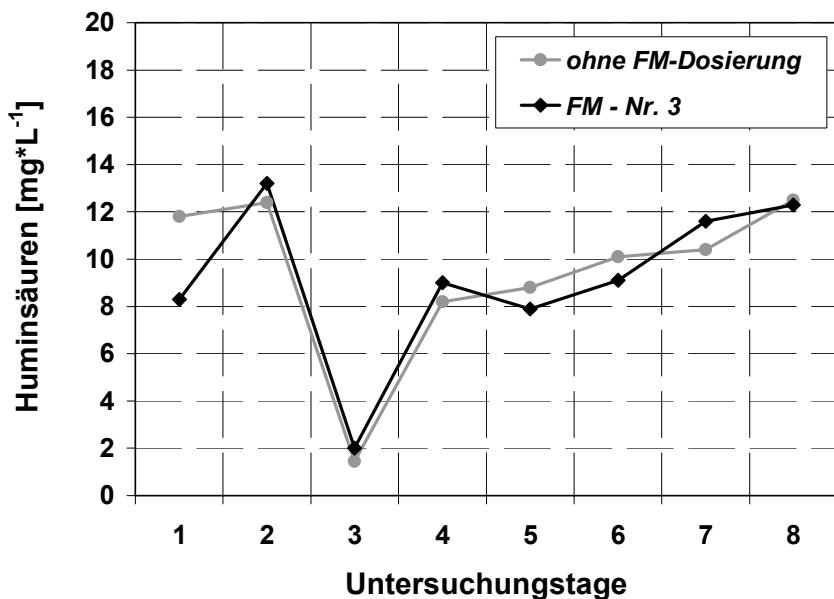


Abbildung 122: Auswirkung der FM-Dosierung auf die Konzentration an Huminsäuren der gelösten EPS der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage

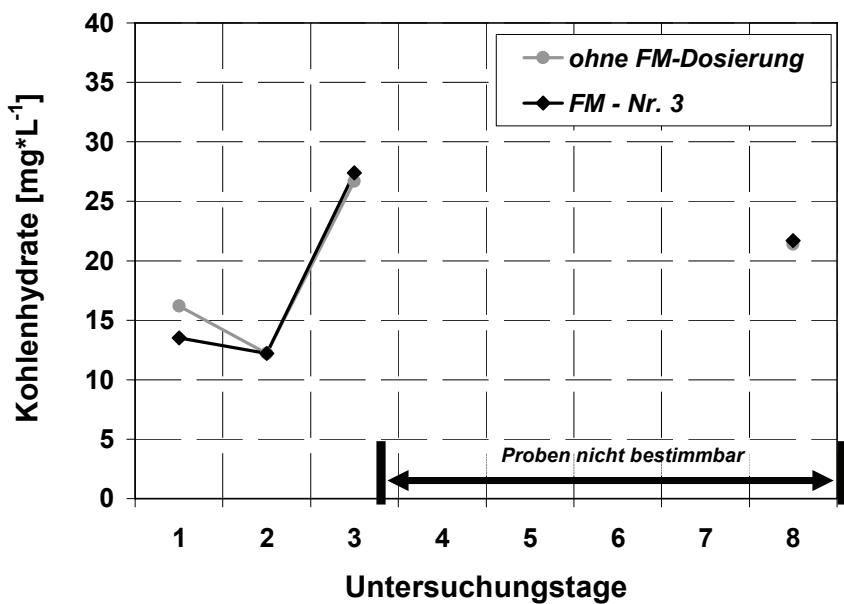


Abbildung 123: Auswirkung der FM-Dosierung auf die Konzentration an Kohlenhydraten der gelösten EPS der labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage

6.5.4.3 Hydraulische Leistungsfähigkeit

Die Abbildung 124 zeigt die Untersuchungsphase, in der ab dem zweiten Untersuchungstag in Anlage 1 Flockungsmittel Nr. 3 in einer Konzentration von $600 \mu\text{L*L}^{-1}$ Anlagendurchsatz dosiert wurde. Um die gelösten EPS sowie die Trübstoffe in der flüssigen Phase des Belebtschlammes zu binden, wurde zu Beginn der kontinuierlichen Flockungsmitteldosierung einmalig, nach Dosievorschrift, bemessen auf das Reaktorvolumen, Flockungsmittel zugegeben. Dies führt bei einem Permeatflux von $15 \text{ L*m}^{-2*\text{h}}^{-1}$ unmittelbar zu einer deutlichen Zunahme der Permeabilität um $150 \text{ L*m}^{-2 * \text{h}^{-1} * \text{bar}^{-1}}$ (s. horizontaler Pfeil). Zurückzuführen ist dieser Effekt vermutlich auf die unmittelbar nach Dosierung visuell feststellbare Bildung großer Flockenkonglomerate, die zu einer Zunahme der Porosität der Deckschicht geführt haben können.

Mit Zunahme des Permeatflux von $15 \text{ L*m}^{-2*\text{h}}^{-1}$ auf $17 \text{ L*m}^{-2*\text{h}}^{-1}$ vermindert sich die Permeabilität wieder deutlich mit langfristig abnehmender Tendenz. Ab einem Permeatflux von $17,5 \text{ L*m}^{-2*\text{h}}^{-1}$ ist eine deutlichere Abnahme der Permeabilität der Anlage 2, der Anlage ohne Flockungsmitteldosierung, zu verzeichnen. Dies deckt sich mit den Ergebnissen der halbtechnischen MBA zur Ermittlung eines Bemessungspermeatflux bei Trockensubstanzkonzentrationen von rund 7 kg*m^{-3} . Nach rund 25 Tagen Flockungsmitteldosierung ist eine um rund $100 \text{ L*m}^{-2*\text{h}^{-1}*\text{bar}^{-1}}$ höhere Permeabilität in der Anlage 1 zu verzeichnen.

Als eine Ursache für die hohe hydraulische Leistungsfähigkeit der Anlage 1 sind die geringeren Trübungswerte der flüssigen Phase des Belebtschlams in Betracht zu ziehen. Das kationische Flockungsmittel führt zu einem Ladungsausgleich im Belebtschlamm, so dass sich das Zetapotenzial in Richtung des isoelektrischen Punkts vermindert. Hierdurch lagern sich in der flüssigen Phase frei vorkommende partikuläre Stoffe an den Schlamm an. Diese können dann mit dem Überschussschlamm z. T. aus der Anlage entfernt werden und verlassen diese somit in einem geringeren Maß die Anlage mit dem Permeat, wodurch einer Verblockung der Membranporen und einer Verminderung der Porosität der Deckschicht entgegengewirkt wird.

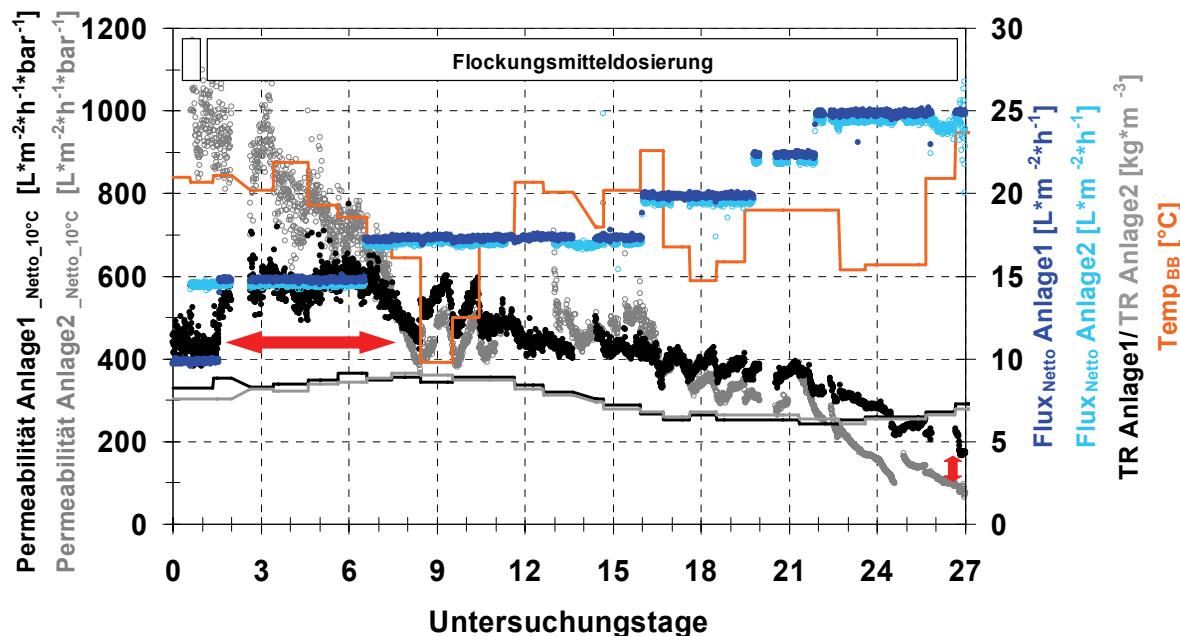


Abbildung 124: Hydraulische Leistungsfähigkeit der labortechnischen Membranbelebungsanlage mit und ohne Flockungsmitteldosierung

6.5.5 Diskussion

Die Untersuchungen zur Einflussnahme von Flockungsmitteln auf die hydraulische Leistungsfähigkeit zeigen für den Betrieb bei einem niedrigen Permeatflux von $15 \text{ L}^* \text{m}^{-2} \text{*h}^{-1}$ eine deutliche Zunahme der Permeabilität um rund $150 \text{ L}^* \text{m}^{-2} \text{*h}^{-1} \text{*bar}^{-1}$ und bestätigen somit die Wirksamkeit der Flockungsmitteldosierung im Hinblick auf eine verbesserte hydraulische Leistungsfähigkeit. Steigt der Permeatflux über diesen Wert, vermindert sich die Wirksamkeit des Flockungsmittels wieder. Bei einem Permeatflux von $25 \text{ L}^* \text{m}^{-2} \text{*h}^{-1}$ sind bei der Anlage mit Flockungsmitteldosierung Permeabilitäten zu beobachten, die im Vergleich zur parallel betriebenen Anlage ohne Dosierung jedoch um $100 \text{ L}^* \text{m}^{-2} \text{*h}^{-1} \text{*bar}^{-1}$ höher liegen.

Wie ein Vergleich der Konzentration an gelösten EPS in beiden Reaktoren zeigt, ist die bessere hydraulische Leistungsfähigkeit des Reaktors mit Flockungsmitteldosierung nicht auf die Abnahme der Konzentration an gelösten EPS, sondern vielmehr auf die Abnahme der Trübungswerte in der Wasserphase des Belebtschlams zurück zu führen. Der durch die Flockungsmitteldosierung herbeigeführte Ladungsausgleich im Belebtschlamm führt zu einer Adsorption frei vorkommender partikulärer Substanzen an den Belebtschlamm, die somit die Poren der Deckschicht oder der Membran nicht mehr verstopfen können.

7 Zusammenfassung

Die Membrantechnik gilt als eine der Schlüsseltechnologien für den zukünftigen Umgang mit Wasser und Abwasser. Die mit dieser Technik verbundenen Vorteile bei der Reinigung kommunalen Abwassers liegen z. B. im geringen Platzbedarf für den Anlagenbau und in der weitgehenden Hygienisierung des Kläranlagenablaufs. Ein aus finanzieller und betrieblicher Sicht wesentlicher Nachteil dieser Technik besteht in dem Rückgang der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran durch Deckschichtbildung und Membranporenverblockung, auch Membranfouling genannt. Der Erfolg und die erforderlichen finanziellen Aufwendungen für die Kontrolle der Deckschicht und der chemischen Reinigung der Membran bestimmen im Wesentlichen die ökonomische Konkurrenzfähigkeit und damit die Attraktivität des Membranbelebungsverfahrens, insbesondere im Ertüchtigungsfall konventioneller Kläranlagen. Optimierte Betriebsstrategien zur Verminderung des Membranfoulings stellen die wesentliche Herausforderung der zukünftigen Anstrengungen zur Steigerung der ökonomischen Attraktivität des Membranbelebungsverfahrens dar. Die Beantwortung von Fragen hinsichtlich der Ursache-Wirkungsbeziehungen beim Membranfouling bildet die Grundlage für diese Bemühungen.

Wesentliches Ziel dieser Dissertation war die Erarbeitung neuer Erkenntnisse über die Ursachen und Mechanismen des Membranfoulings, die beim Betrieb des Membranbelebungsverfahrens mit Trockensubstanzkonzentrationen von $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ festzustellen waren, aber auch bei einem Untersuchungsbetrieb bei für das Membranbelebungsverfahren üblichen Trockensubstanzkonzentrationen von $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

Zur Ableitung dieser Zielsetzung wurden in einem ersten Bearbeitungsschritt im Rahmen einer Literaturrecherche der Stand des Wissens in der Membrantechnik insbesondere im Hinblick auf die Ursachen und Mechanismen des Membranfoulings dargestellt und geeignete Untersuchungsmethoden abgeleitet. In einem experimentellen Teil galt es, schwerpunktmäßig die Abhängigkeit des Membranfoulings von Betriebsparametern wie z. B. der Trockensubstanzkonzentration und der Konzentration an gebunden und gelöst vorliegenden EPS zu untersuchen.

Ein weiterer zentraler Punkt dieser Dissertation zielte darauf ab, im Rahmen halbtechnischer Versuche ein Ertüchtigungskonzept für konventionelle Kläranlagen zu testen, das die Implementierung von Membranfiltrationsplattenmodulen und einen Betrieb mit für dieses Verfahren untypisch niedrigen Trockensubstanzkonzentrationen von $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ vorsah.

Die grundlegenden Erkenntnisse, die aus dem Versuchsbetrieb mit den Membranplatten gewonnen werden konnten, lassen sich wie folgt zusammenfassen:

Biologische Leistungsfähigkeit

- ⇒ Der Wirkungsgrad der CSB-Elimination der im Regelfall im aerob stabilisierenden Bereich betriebenen Versuchsanlage betrug inklusive der Elimination der CSB-Fracht aus externen C-Quellen 93 %.
- ⇒ Der Wirkungsgrad der Nitrifikation betrug im Mittel 93,5%, bei einer mittleren Elimination der anorganischen Stickstofffracht von nur 65,6 %, die auf ein ungünstiges CSB/BSB₅-Verhältnis von 2,9 und TN_B/BSB₅-Verhältnis von 0,43 im Zulauf zur halbtechnischen MBA zurückzuführen war. Das ungünstige Verhältnis von TN_B/BSB₅ führte darüber hinaus nachweislich zu einer Zunahme der Konzentration an gebundenen EPS mit ungünstigen Auswirkungen auf das Foulingpotential des Belebtschlamm und somit auf die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membran (FRECHEN ET AL. 2005b).
- ⇒ Über den Untersuchungszeitraum wurden 44,1 % der Zulauffracht an Phosphor durch biologische Phosphorelimination eliminiert.
- ⇒ Ein feststofffreier, den Hygieneanforderungen der EU-Badegewässerrichtlinie genügender Ablauf konnte nachgewiesen werden.

Hydraulische Leistungsfähigkeit

- ⇒ Der Bemessungspermeatflux, der sich aus dem Betrieb des halbtechnischen Kubota-Membranplattensystems unter den spezifischen Betriebsbedingungen und einem Betrieb mit Trockensubstanzkonzentrationen von von 5 kg*m⁻³ bis 7 kg*m⁻³ ergab, beträgt 15 L*m⁻²*h⁻¹. Dieser niedrige Wert im Vergleich zu großtechnischen Membranbelebungsanlagen die mit Trockensubstanzkonzentrationen > 12 kg*m⁻³ betrieben werden ergab sich aus der niedrig TR-Fahrweise aber vor allem aus einer ungewöhnlich hohen Konzentration an gelösten EPS in der halbtechnischen Membranbelebungsanlage, die durch spezifische Betriebsumstände verursacht wurde (s. hierzu die folgenden Seiten). Der Bemessungspermeatflux von 15 L*m⁻²*h⁻¹ ist also das Ergebnis der spezifischen Rahmenbedingungen des Betriebs der halbtechnischen Membranbelebungsanlage und ist nicht auf großtechnische Membranbelebungsanlagen übertragbar.

Untersuchungen zum Fouling

Ein zentrales Ergebnis dieser Dissertation ist, dass die hydraulische Leistungsfähigkeit des untersuchten Membranplattensystems deutlich von der Trockensubstanzkonzentration und vor allem der Konzentration an gelösten EPS im Filtrationsbecken beeinflusst wurde.

Die zur Analyse dieser Problematik durchgeführten Untersuchungen führten zu folgenden Erkenntnissen:

⌚ Trockensubstanzkonzentration

Labormaßstäbliche Filtrationstests zeigten mit abnehmender Trockensubstanzkonzentration keine signifikante Änderung des spezifischen Deckschichtwiderstands des Belebtschlams. Vielmehr verminderte sich mit Abnahme der Trockensubstanzkonzentration die Deckschichtdicke, also der Schutz der Membran vor gelösten Membranfoulants. Dies führte mit fortschreitender Betriebszeit zur schleichen den Bildung einer Gelschicht auf der Membran. Mit Abnahme der Trockensubstanzkonzentration nahm somit das durch makromolekulare Stoffe verursachte Fouling bedeutend zu. Die chemisch-physikalischen Eigenschaften der Wasserphase des Belebtschlams bestimmten in diesem Fall zunehmend das Ausmaß des Membranfoulings.

⌚ Vergleich des Foulingpotentials von Abwasser und Belebtschlamm

Ein Vergleich des Foulingpotentials von Belebtschlamm und Abwasser der halbtechnischen MBA zeigte, dass bei einem bestimmungsgemäßen Betrieb der Membranbiologie, der durch einen hohen biologischen Wirkungsgrad zu charakterisieren ist, das Foulingpotential kommunalen Abwassers maßgeblich durch die schwer abbaubaren Huminsäuren bestimmt werden kann. Da laut Literatur Huminsäuren in Kläranlagen nur bei einem sehr hohen Schlammalter gebildet werden, können Huminsäuren die bereits im Zulauf von Membranbelebungsanlagen vorzufinden sind maßgeblich das Foulingpotential der Wasserphase des Belebtschlams beeinflussen. Darüber hinaus zeigte sich bei chargenweiser Zugabe von Abwasser eine verminderte hydraulische Leistungsfähigkeit der Membranplatten. Langfristige Untersuchungen müssen zeigen, inwieweit im Feed auch geringe Konzentrationen an biologisch nicht gereinigtem Abwasser ähnliche Auswirkungen haben.

⌚ Analyse der Deckschicht der halbtechnischen MBA im Hinblick auf EPS

Die chemische Analyse der Zusammensetzung der durch die hohe Konzentration an EPS stark ausgeprägten Deckschicht belegte, dass Extrazelluläre Polymere Substanzen eine entscheidende Rolle bei der Bildung der Deckschicht spielen können. So wurde in der feststofffreien gelartigen Phase der Deckschicht der halbtechnischen MBA, im Vergleich zum Belebtschlamm, die 48-fache Konzentration an gelösten EPS nachgewiesen. Differenziert man zwischen den Fraktionen der EPS, so stieg in der Deckschicht im Vergleich zum Belebtschlamm die Konzentration der gelösten Proteine um das 400-fache, der gelösten Huminsäuren um das 12-fache und der gelösten Kohlenhydrate um mehr als das 52-fache. Der prozentuale Anteil der Proteine an den gelösten EPS stieg somit überdurchschnittlich und signalisierte den überdurchschnittlichen Anteil der gelösten Proteine bei der Deck-

schichtbildung. Die Ergebnisse zur Zusammensetzung der Deckschicht stimmten mit stichprobenartigen Untersuchungen zum Rückhalt der gelösten EPS überein, wonach 92 % der Proteine, 65 % der Kohlenhydrate und 12 % der Huminsäuren durch die Membran der halbtechnischen Membranbelebungsanlage zurück gehalten wurden. Proteine und Kohlenhydrate stellten daher quantitativ die maßgebenden Foulants in der Deckschicht. Da EPS wie Ionenaustauscher wirken, begünstigte darüber hinaus die hohe Konzentration an EPS in der Deckschicht die Sorption leistungsmindernder Elemente auf der Membran (z. B. gelöste Calcium- und Eisenverbindungen).

⌚ Beitrag der EPS zum Membranfouling

Labormaßstäbliche Filtrationstests zur Untersuchung der Abhängigkeit zwischen dem spezifischen Deckschichtwiderstand und der Konzentration an EPS belegten den deutlicheren Einfluss der gelösten EPS im Vergleich zu den gebundenen EPS. Als maßgebende EPS-Fraktionen, die den spezifischen Deckschichtwiderstand beeinflussen, wurden bei den gebundenen EPS die Fraktion der Proteine und bei den gelösten EPS die Kohlenhydrate identifiziert. Zwischen den Proteinen, die in der Deckschicht als größte Fraktion identifiziert wurden, und dem spezifischen Deckschichtwiderstand wurde jedoch kein signifikanter Zusammenhang festgestellt.

Somit wurde im Rahmen der Untersuchungen deutlich, dass die chemisch-physikalischen Eigenschaften der Wasserphase des Belebtschlammes, die von den mikrobiologischen Prozessen im Belebungsbecken und den Eigenschaften des Zulaufs der Kläranlage bestimmt werden, maßgeblich das Membranfouling beeinflussen können. Die Konzentration an gelösten EPS bestimmt hierbei entscheidend das Foulingpotential der Wasserphase des Belebtschlammes.

Im Rahmen der Bemühungen zur Optimierung des Betriebs von Membranbelebungsanlagen muss daher eine entscheidende Zielsetzung lauten, die Konzentration gelöster EPS im Belebtschlamm zu vermindern, um der Bildung einer Deckschicht, die die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membran überdurchschnittlich herabsetzt, entgegenzuwirken. Die zu diesem Punkt durchgeführten Untersuchungen zur Beschreibung der Konzentration und Zusammensetzung der EPS sowie potenzieller Faktoren zur Einflussnahme auf die EPS-Produktion führten zu folgenden Ergebnissen.

⌚ Konzentration und Zusammensetzung der EPS der halbtechnischen MBA

Die Fraktion der Proteine stellte die größte Fraktion bei den gebundenen EPS, gefolgt von den Huminsäuren und Kohlenhydraten. Im Gegensatz zu den gebundenen EPS bildeten bei den gelösten EPS die Kohlenhydrate die größte Fraktion, gefolgt von den Huminsäuren. Proteine hingegen stellten die kleinste Fraktion dar.

Im Vergleich zu Werten aus einer großtechnischen Anlage fällt auf, dass dort nur noch Spuren an Proteinen und geringen Konzentrationen an Kohlenhydraten nachgewiesen wurden und die Huminsäuren die größte Fraktion der gelösten EPS darstellten.

⌚ Tageszeitliche Schwankung der EPS

Innerhalb eines Untersuchungszeitraums von zwei Tagen unterlag die Konzentration der gebundenen und gelösten EPS trotz starker Schwankung der Schlammbelastung im aerob stabilisierenden Bereich nur geringen Änderungen. Betrachtet man jedoch die einzelnen Fraktionen der EPS, so unterlag deren prozentuale Zusammensetzung starken Änderungen im hohen zweistelligen Prozentbereich. Allerdings führten diese nur bei den gelösten EPS zu einer deutlichen Veränderungen der absoluten Konzentrationen.

⌚ Einfluss der Schlammbelastung auf die EPS-Produktion

Es zeigte sich mit steigender Schlammbelastung eine signifikante Zunahme der Konzentration an gebundenen EPS. Betrachtet man die Fraktionen der gebundenen EPS, bestätigte sich dieser Trend nur für die Proteine. Eine signifikante Abhängigkeit zwischen der Konzentration an gelösten EPS und der Schlammbelastung konnte durch die hohe Standardabweichung der mittleren Konzentrationen nicht festgestellt werden. Gemessen an den Mittelwerten der EPS-Konzentrationen zeigte sich jedoch auch für die gelösten EPS eine steigende Tendenz mit Zunahme der Schlammbelastung. Dieser Trend bestätigte sich auch im Hinblick auf die gelösten Huminsäuren und Kohlenhydrate. Die Empfehlung einer im Hinblick auf ein verminderter Membranfouling optimalen Schlammbelastung kann jedoch pauschal nicht gegeben werden. Vielmehr sind in jedem Einzelfall gesonderte Untersuchungen ratsam.

⌚ Einfluss der Temperatur im Belebungsbecken auf die EPS-Produktion

Mit steigender Temperatur im Belebungsbecken war eine signifikante Abnahme der Konzentration an gebundenen EPS zu verzeichnen. Hinsichtlich der Fraktionen der gebundenen EPS zeigte sich diese Abhängigkeit lediglich bei den Huminsäuren. Bezogen auf die Fraktionen der gelösten EPS konnte dieser Zusammenhang nicht festgestellt werden.

⌚ Einfluss des spezifischen Energieeintrags im Belebungsbecken auf die EPS-Produktion

Der bis zu 14-fach höhere spezifische Energieeintrag in der halbtechnischen Membranbelebungsanlage gilt neben dem ungünstigen TN_B/BSB_5 -Verhältnis im Zulauf der halbtechnischen MBA als einer der Gründe für die im Vergleich zu untersuchten konventionellen Kläranlagen sechsfach erhöhte Konzentration an gelösten EPS und hier insbesondere der gelösten Proteine und Kohlenhydrate.

➲ Einfluss der Schlammbelastung auf die Filtrationseigenschaften

Filtrationstests zeigten eine Abhängigkeit des spezifischen Filtrationswiderstands von der Schlammbelastung. Langfristige Foulingtrends konnten jedoch im Rahmen dieser Tests nicht abgebildet werden. Die Festlegung einer optimalen Schlammbelastung im Rahmen der Bemessung des biologischen Teils einer Membranbelebungsanlage sollte auf Grundlage der Untersuchungen zur Abhängigkeit der Produktion der EPS von der Schlammbelastung und auf Basis weiterer, zukünftig ggf. noch zu erforschender Parameter durchgeführt werden.

➲ Einfluss des pH-Wertes im Belebungsbecken auf die hydraulische Leistungsfähigkeit

Die Verschiebung des pH-Wertes in ein saures Milieu führte bei der Kubota-Membran zu einer Zunahme des spezifischen Filtrationswiderstands und der Porenverblockung.

➲ Einfluss eines Flockungsmittelleinsatz auf die hydraulische Leistungsfähigkeit

Als weitere Maßnahme zur Verminderung der Konzentration der EPS wurde die Dosierung von Flockungsmitteln untersucht. Diese führte nach 25 Betriebstagen und einem Permeatflux von $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ in den letzten sechs Betriebstagen im Vergleich zu einer Anlage ohne Flockungsmitteldosierung zu einer um rund $100 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ erhöhten Permeabilität der Anlage mit Flockungsmitteldosierung. Als Ursache hierfür wurde jedoch nicht eine verminderte Konzentration an gelösten EPS, sondern vielmehr die Abnahme der Trübung in der Wasserphase des Belebtschlams identifiziert.

Zusammenfassend wurde somit deutlich, dass bereits bei der Bemessung von Membranbelebungsanlagen, aber auch beim Betrieb entscheidende Maßnahmen ergriffen werden können, um das Foulingpotential des Belebtschlams und somit Membranfouling zu vermindern.

Der Versuchsanlagenbetrieb zeigten weiterhin, dass die verminderte Trockensubstanzkonzentration nicht als einzige Ursache der verstärkten Foulingproblematik beim Betrieb der halbtechnischen MBA zu identifizieren war, sondern vielmehr auch die im Vergleich zur großtechnischen MBA Monheim 6-fach höhere Konzentration an gelösten EPS. Verursacht wurde diese hohe Konzentration an EPS durch die spezifischen Betriebsumstände der halbtechnischen MBA. Zu nennen sind z. B. der hohe spezifische Energieeintrag im Belebungsbecken, der in der halbtechnischen MBA vierzehnfach höher lag als z.B. in der großtechnischen MBA-Monheim und vermutlich zu einer deutlich Zunahme der Desorption gebundener EPS vom Belebtschlamm führte. Ein weiterer Punkt, der beim Betrieb einer

Membranbelebungsanlage als wichtiger Einflussfaktor auf die EPS-Konzentration gilt, ist das Verhältnis von TN_b/BSB_5 . Dieses wies in der Versuchsanlage mit einem Wert von 0,43 auf ein Kohlenstoffdefizit und somit auf ein Defizit im Nährstoffdargebot des Belebtschlams hin. Diese Problematik zeigte sich in einem geringen Wirkungsgrad der Denitrifikationsstufe der Membranbiologie aber auch in einer signifikanten Zunahme der Konzentration an gebundenen EPS (FRECHEN ET AL. 2005b).

Eine geeignete Vorbehandlung des Kläranlagenzulaufs, eine gut funktionierende Membranbiologie und ein geringer stofflicher und hydraulischer Stress dem die Membranbiologie ausgesetzt ist (Nährstoffdargebot, toxische Stoffe) sind daher entscheidende Punkte im Hinblick auf Bemühungen ein geringes Foulingpotential des Belebtschlams zu erreichen.

Gelingt es zukünftig das Foulingpotential des Belebtschlams z. B. durch Minderung der Konzentration der gelösten EPS positiv zu beeinflussen, kann die Gefahr des verstärkten Membranfoulings, welche bei einem Betrieb mit Trockensubstanzkonzentration von $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ bis $7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ zu erwarten ist, deutlich gemindert werden.

Darüber hinaus kann dieser Gefahr durch eine neue verfahrens- und betriebs-technische Einflussmöglichkeit begegnet werden, die Anordnung eines externen Filtrationsbeckens. Diese eröffnet die Möglichkeit die Trockensubstanzkonzentration des Filtrationsbeckens von der des Belebungsbeckens durch Regelung des Volumenstroms zur Beschickung der Filtrationskammer zu entkoppeln und somit in der Filtrationskammer eine Trockensubstanzkonzentration von rund $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ unabhängig vom Belebungsbecken einzustellen.

Diese verfahrenstechnische Einflussmöglichkeit in Kombination mit Maßnahmen zur Verminderung der Konzentration an gelösten EPS lässt zukünftig in großtechnischen Membranbelebungsanlagen einen Bemessungspermeatflux für eine niedrig TR-Fahrweise erwarten, der deutlich über dem mit diesen Untersuchungen ermittelten Bemessungspermeatflux von $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ liegen wird.

8 Literatur

Abwassertechnische Vereinigung e.V. (2000):

Arbeitsblatt-A 131 – Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen, St. Augustin, Mai 2000

Abwassertechnische Vereinigung e.V. (2005):

Membranbelebungsverfahren. 2. Arbeitsbericht des ATV-DVWK-Fachausschuss KA-7, Hennef

Abwassertechnische Vereinigung e.V. (2002):

Aufbereitung von Industrieabwässern und Prozesswasser mit Membranverfahren und Membranbelebungsverfahren. KA-Wasserwirtschaft, Abwasser, Abfall (49) Nr.11, pp. 1563-1577

Abwassertechnische Vereinigung e.V. ATV (1978):

Lehr und Handbuch der Abwassertechnik. Band III, w. Auflage, Hennef

Aggerwasser GmbH (2004):

Persönliche Mitteilungen

Alles C.M. (2000):

Prozeßstrategien für die Filtration mit kompressiblen Kuchen.

Dissertation an der Fakultät für Chemieingenieurwesen und Verfahrenstechnik der Universität Fridericiana Karlsruhe (TH), Karlsruhe

Al-Malack M.H., Anderson G.K. (1997):

Use of crossflow microfiltration in wastewater treatment. Water Research, Vol. 31, No. 12, pp. 3064-3072, London

Anonymous (1991):

Richtlinie des Rates vom 08.12.1975 über die Qualität von Badegewässern, 76/160/EWG, novelliert am 32.12.1991, 91/692/EWG

Applegate D., Bryers J. (1991)

Effects of carbon and oxygen limitations and calcium concentrations on biofilm removal processes. In: Biotechnology and Bioengineering, vol. 37, pp. 17-25

Assenmacher M., Frimmel F. (1996):

Untersuchungen zur Filtration huminstoffhaltiger Wässer mit Hilfe einer hydrophilen Niederdruckmembran. In: Vom Wasser, 87, pp. 345-356

Aya H. (1994):

Modular membrane for self-contained reuse system. Water Quality International 4, pp. 21-22, London

Barker D., Stuckey D. (1999):

A review of soluble microbial products (SMP) in wastewater treatment systems. In: Water Research 33 (14), pp. 3063-3082

Belfort G., Davis R.H., Zydny A.L. (1994):

The behaviour of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration. Journal of Membrane Science 96, pp. 1-58, London

Bin C., Xiaochang W., Enrang W. (2004):

Effects of TMP, MLSS concentration and intermittent membrane permeation on a hybrid submerged MBR fouling. In: Seoul T-1-5 Band 2

Blöcher C., Britz T., Janke H., Chmiel H. (2002):

Biological Treatment of Wastewater from Fruit-juice production using a membrane bioreactor: Parameters Limiting Membrane Performance. In: Berichte aus dem IWW - Rheinisch-Westfälisches Institut für Wasserforschung gemeinnützige GmbH, Band 37a, Mülheim an der Ruhr

Boerlage S.F. (2001):

Scaling and particulate fouling in membrane filtration systems. Dissertation, Submitted in fulfilment of the requirements of the Academic Board of Wageningen University and the Academic Board of the International Institute of Infrastructural, Hydraulic and Environmental engineering, Delft

Boerlage S.F., Kennedy M.D., Aniye M.P et al. (1998):

Monitoring particulate fouling in membrane systems. Desalination, 118, pp. 131-142

Böhnke B. (1989):

Bemessung der Stickstoffelimination in der Abwasserreinigung. In: KA-Wasserwirtschaft, Abwasser, Abfall Nr.09, pp. 1563-1577

Bothe D., Drießen-Hölscher B., Warnecke H.J. (2004):

Ultrafiltrationen – Grundoperationen. Scriptum der Fakultät für Naturwissenschaften, Technische Chemie und Chemische Verfahrenstechnik der Universität Paderborn, Paderborn

Bouhabila E., Ben Aim R., Buisson H. (1998):

Microfiltration of activated sludge using submerged membrane with air bubbling (application to wastewater treatment). In: Desalination 118, pp. 315-322

Bouhabila E.H., Ben Aim R., Buisson H. (2001):

Fouling characterisation in membrane bioreactors. Separation and Purification Technology 22-23, pp. 123-132

Brands E., Ohle P., Schröder H.Fr. (1998):

FIA and LC separation with MS and MS/MS detection monitoring the degradation and elimination of compounds with endocrine disrupter function in the biological waste water treatment process combined with membrane systems. Vortrag: 15th Montreux Symposiums on LC/MS/MS", Montreux

Brockmann M., Seyfried C.F. (1998):

Biomassenrückhalt in der biologischen Abwasserreinigung durch Mikrofiltration. Korrespondenz Abwasser 45, Nr.5, pp. 936-943

Brown M., Lester J. (1982):

Role of bacterial extracellular polymers in metal uptake in pure bacterial culture and activated sludge – II. Effects in mean cell retention time. Water Research 16, pp. 1549-1560

Buisson H., Cote P., Praderie M., Paillard H. (1998) :

The use of immersed membranes for upgrading wastewater treatment plants. Water Science and Technology 37 (9), pp. 89-95

Capannelli G., Bottino A., Comite A. (2004):

Membrane preparation and characterisation for water applications. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, KY-3, Seoul, Korea

Carmen P.C. (1938):

Fundamental principles of industrial filtration. In: Transaction of the institute of chemical Engineers, Volume 16, Institution of Chemical Engineers, London

Caroll T., King S., Gray S.R., Bolto B.A., Booker N.A. (2000):

The fouling of microfiltration membranes by natural organic matter after coagulation treatment. In: Water Research 34 (11), pp. 2861-2868

Cha G., Jeong T., Yoo I., Kim D. (2004):

Kinetics Characteristics of SMP and ECP in Relation of Loading Rate in a MBR process In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, M-2-4, Seoul, Korea

Chang I.S., Lee C.H. (1999a):

Solute rejection and membrane fouling in ultrafiltration of activated sludge: The role of microbial physiology. Proceeding of the 7th IAWQ-Asia-Pacific Regional Conference (ASIAN WATERQYAL-'99), pp 399-401, Taipei, Taiwan

Chang I., Lee C. (1999b):

Membrane Filtration Characteristics in Membrane-Coupled Activated Sludge System: The Effect of Floc Structure on Membrane Fouling. In: Separation Science and Technology 34 (9), pp. 1743-1758

Chang I.S., Bag S.O., Lee C.H. (2001):

Effects of membrane fouling on solute rejection during membrane filtration of activated sludge. In: Process Biochemistry 36, pp. 855-860, London

Chang, I.S., Lee C.H. (1998):

Membrane filtration characteristics in membrane-coupled activated sludge system – the effect of physiological states of activated sludge on membrane fouling. Desalination 120, pp. 221-233

Chen C.J., Qilin L., Menachem E. (2004):

In situ monitoring techniques for concentration polarization and fouling phenomena in membrane filtration. In: Advances in Colloid and Interface Science 107, pp. 83-108

Chiemchaisri C., Yamamoto K. (1994):

Performance of membrane separation bioreactor at various temperatures for domestic wastewater treatment. Journal of Membrane Science 98, pp. 119-129, London

Cho J., Song K., Yun H., Ahn K., Kim J., Chung T. (2004):

Quantitative analysis of biological effect on membrane fouling in submerged Membrane Bioreactor. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, T1-2, Seoul, Korea

Cho J. (2004):

Persönliche Mitteilung.

Choi H., Zhang K., Dionysiou D., Oerther D., Sorial G. (2004):

Membranfiltration performance with activated sludge of continuous stirred-tank reactor and plug flow reactor for the treatment of paper mill wastewater: Membrane fouling. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, T-1-8, Seoul, Korea

Choi J.G., Bai T.H., Tak T.M., Randall A.A. (2002):

The behaviour of membrane fouling initiation on the crossflow membrane bioreactor system. In: Journal of Membrane Science 203, pp. 103-113

Choi Y. (2001):

Critical flux, resistance and removal of contaminants in ultrafiltration (F) of natural organic materials. Dissertation.

Choo K., Lee C. (1996):

Membrane fouling mechanisms in the membrane-coupled anaerobic bioreactor. In: Water Research 20 (8), pp. 1771-1780

Chu H., Li X. (2004):

Characterization of sludge cake formation in membrane fouling of a membrane bioreactor (MBR). In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, T-1-3, Seoul, Korea

Cicek N., Franco J.P., Suidan M.T., Urain V., Manem J. (1999):

Characterisation and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated sludge system in the treatment of wastewater containing high-molecular-weight compounds. Water Environment Research 71, pp. 64-70

Cicek N., Winnen H., Suidan T., Wrenn E., Urbain V., Manem J. (1998):

Effectiveness of the membrane bioreactor in the biodegradation of high molecular weight compounds. Water Research Vol.32, No.5, pp. 1553-1563

Clech P., Jefferson B., Chang S., Judd S. (2003):

Critical flux determination by the flux step method in a submerged membrane bio-reactor. In: Journal of Membrane Science 227, pp. 81-93

Combe C., Molis E., Lucas P., Riley R., Clark M. (1999):

The effect of CA membran properties on adsorptive fouling by humic acid. In: Journal of Membrane Science 154, pp. 73-87

Costa A.R., Pinho M.N. (2002):

The role of membrane morphology on ultrafiltration for natural organic matter removal. In: Desalination 145, pp. 299-304, London

Cotè P., Buiosson H., Pound C., Arakaki G. (1997):

Immersed membrane activated sludge for the reuse of municipal wastewater. Desalination 113, pp. 189-196

Crozes G. (1993):

Effect of adsorption of organic matter in fouling of ultrafiltration membranes. Journal of Membrane Science, 84, 61-77, London

Cuperus F.P., Smolders C.A. (1991):

Characterisation of UF membranes. Membrane characterisation and characterisation Techniques. In: Advances in Colloid and Interface Science 34, pp. 135-173, Amsterdam

Defrance L., Jaffrin M. (1999):

Comparison between filtrations at fixed transmembrane pressure and fixed permeate flux: application to a membrane bioreactor used for wastewater treatment. In: Journal of Membrane Science 152, pp. 203-210

Defrance L., Jaffrin M.Y., Gupta B., Paullier P., Geaugey V. (2000):

Contribution of various constituents of activated sludge to membrane bioreactor fouling. Bioresource Technology 73 (2), pp. 105-112

Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V. DVGW (1989):

Statusbericht Wasseraufbereitung – Membranverfahren, Ionenaustauschverfahren.

DVGW-Schriftenreihe – Wasser Nr. 61, Eschborn

Dorgeloh E. (2004):

Leistungsfähigkeit, insbesondere Nährstoffelimination, des Membranbelebungsverfahrens. In: ATV-DVWK Membrantagung, Tagungsband, Kassel

Drensla K., Janot A. (2003):

Neue Strategien zur Entfernung von Oberflächenbelägen auf getauchten Hohlfaser-Kapillarmembranen. In: Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, Tagungsband zur 5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik

Drensla K., Schaule G. (2004):

Definition, Notwendigkeit, Verfahren und Erfahrungen mit der chemischen Membranreinigung. Tagungsband der ATV-DVWK Membrantage

Drensla K. (2004):

Persönliche Mitteilung.

Droste R. (1997):

Theory and practice of water and wastewater treatment. New York.

Eikelboom D., Buijsen J. (1999):

Handbuch für die mikroskopische Schlammuntersuchung. München

Fane A., Kim K., Hodgson P. (1990):

Strategies to minimise fouling in the membrane processing of biofluids. In: Frontiers in Bioprocessing II, Boulder, Colorado

Fane A.G., Beatson P., Li H. (2000):

Membran fouling and its control in environmental applications. In: Water Science and Technology 41 (10-11), pp. 303-308

Fane A.G., Fell C.J. (1987):

A review of fouling and fouling control in ultrafiltration. In: Desalination 62, pp. 117-136, Amsterdam

Fane A.G. (1986):

Ultrafiltration: Factors influencing flux and rejections. In: Progress in Filtration and Separation 4, pp. 101-179, Amsterdam

Flemming (1994):

Biofilme, Biofouling und mikrobielle Schädigung von Werkstoffen. In: Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft Band 129, Stuttgart

Flemming H.C. (1995):

Biofouling bei Membranprozessen. Willy-Hager-Stiftung Stuttgart. Springer Verlag.

Flemming H.C., Wingender J. (2000):

Extrazelluläre Polymere Substanzen (EPS) – der Baustoff für Biofilme. In: Vom Wasser 94, pp. 245-266

Frechen F.-B., Schier W., Wett M. (2001):

Membranfiltration zur Ertüchtigung von Kläranlagen in Hessen. Begleitbuch zur 4. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik A3

Frechen F.-B., Schier W., Wett M., Waldhoff A. (2003)

Untersuchungsvorhaben Membranfiltration in Hessen – Teil 1, Endbericht. Schriftenreihe der Fachgebiete Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Universität Kassel

Frechen F.-B., Schier W., Wett M., Waldhoff A. (2004a)

The non-conventional low MLSS MBR technology. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, Seoul, Korea

Frechen F.-B., Schier W., Wett M., Waldhoff A. (2004b)

Untersuchungsvorhaben Membranfiltration in Hessen – Teil 2. Endbericht.
Schriftenreihe der Fachgebiete Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Universität Kassel

Frechen F.-B., Wett M., Telgmann U., Martin A. (2005a)

Extrazelluläre Polymere Substanzen und ihre Bedeutung für das Belebtschlammverfahren. In: Korrespondenz Abwasser, eingereicht

Frechen F.-B., Wett M. (2005b)

Extrazelluläre Polymere Substanzen (EPS) im Membranbelebungsverfahren.
Menge, Zusammensetzung und Einflussfaktoren auf die Produktion. Poster im Rahmen des 10. Siedlungswasserwirtschaftlichen Symposium, Kassel

Frimmel F.H. (2004):

Aufbereitung wässriger Lösungen durch Membranverfahren. Scriptum

Froelund B., Palmgren R., Keiding K., Nielsen P. (1996):

Extraction of extracellular polymers from activated sludge using a cation exchange resin. In: Water Research 30 (8), pp. 1749-1758

Fukada S., Tsuji R., Minegishi T., Yamamoto S., Itazawa T., Matsumoto K. (2000):

Fouling performance in the filtration of water containing humic acid and /or Kaolin with microporous membrane. In: Water Science and Technology Vol. 41 No 10-11, pp. 317-325

Gasper H. Hrsg. (1990):

Handbuch der industriellen Fest/Flüssig-Filtration. Heidelberg

General Electric (2004):

<http://www.gewater.com/pdf/1117987-%20Lit-%20Filtration%20Spectrum.pdf>

GKSS-Forschungszentrum Geesthacht (2004):

Abteilung für Elektronenoptische Charakterisierungsmethoden.
Persönliche Mitteilungen.

Günther F.W. (2001):

Feststoffabtrennung auf Kläranlagen – Theorie und Praxis. In: Mitteilungen des Institutes für Wasserwesen der Universität der Bundeswehr München Heft 78, München

Günthert F.W., Krause St., Eder B., Herb S., Schindler P., Gimbel R., Hagemeyer G., Leimböck A. (2002):

Einsatz der Ultrafiltration zur Trinkwasseraufbereitung von trübstoffhaltigen und mikrobiologisch belasteten Karst-, Kluft- und Quellwässern. In: Mitteilungen des Institutes für Wasserwesen der Universität der Bundeswehr München Heft 76, München

Hegemann W., Busch K., Spengler P., Metzger J.W. (2002):

Auswertung der Ergebnisse von stufenweise auf endokrin wirksame Stoffe beprobten Kläranlagen. Beiträge zur Abfallwirtschaft/Altlasten 23, 96-106

Helmer-Madhok (2003):

Entstehung und Identifizierung von fadenförmigen Organismen in Kläranlagen. In: Blähenschlamm, Schwimmschlamm und Schaum in kommunalen und industriellen Abwasserbehandlungsanlagen, Schriftenreihe des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kaiserslautern, Band 18

Hochschulgruppe „Bemessung Stickstoffelimination“ (1993):

Bemessung der Belebungsbecken nach dem Ansatz der Hochschulgruppe (HSG-Ansatz). In: Korrespondenz Abwasser 08

Howard G., Duberstein R. (1980)

A case of penetration of 0,2 µm-rated membrane filters by bacteria. In: Journal of the Parenteral Drug Association 34, pp. 95-102

Howe K.J., Clark M.M. (2002):

Fouling of microfiltration and ultrafiltration membranes by natural waters. In: Environmental Science and Technology 36, pp. 3571-3576

Howell J. (2004):

Critical Flux Revisited – A critique of critical flux, critical concentrations, critical Peclét numbers and critical pressure. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, PL-3, Seoul, Korea

Howell J.A. (1993):

In: Membranes in bioprocessing: Theory and applications. pp. 1-12, Glasgow

Henze M. (1982):

The composition of domestic wastewater. In: Stads-og Havneingenioren 64, pp. 386-387

Hsieh K., Murgel G., Lion L., Shuler M. (1994):

Interactions of microbial biofilms with toxic trace metals. 1. Observation and modelling of cell growth, attachment and production of extracellular polymer. In: Biotechnology and Bioengineering 44, pp. 291-31

Huang X., Liu R., Qian Y. (2000):

Behaviour of soluble microbial products in a membrane bioreactor. Process Biochemistry 36, pp. 401-406, London

Huber S. (1999):

Einfluss der Prozessführung auf Menge und Zusammensetzung von Proteinen und Polysacchariden im Ablauf von Sequencing-Batch-Reaktoren. Schriftenreihe der Technischen Universität München, Berichte aus Wassergüte- und Abfallwirtschaft N4 15

International Union of Pure and Applied Chemistry IUPAC (1996):

Terminology for membranes and membrane processes. IUPAC Recommendations, Journal of Membrane Science 120, pp. 149-159, London

Ishida H., Yamada Y., Matsumura S. (1997):

Submerged membrane process, its application into activated sludge process with high concentration of MLSS. 2nd international Conference Advances in Water and Effluent Treatment. pp. 321-330, Cranfield, UK

Jenkins D., Richard M., Daigger G. (1993):

Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming. In: Ridgelines Press, Lafayettes, Californien

Jucker C., Clark M. (1994):

Adsorption of aquatic humic substances on hydrophobic ultrafiltration membranes. In: Journal of Membrane Science 97, pp. 37-52

Judd S. (2004):

Fouling control in submerged membrane bioreactors. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, KY-5, Seoul, Korea

Judd S. (2004):

Submerged membrane bioreactors: a matter of control. In: IWA Yearbook 2004, pp. 48-52

Judd S.J., Till S.W. (2000):

Bacterial rejection in crossflow microfiltration of sewage. In: Desalination 127, pp. 251-260, London

Kaiya Y., Itoh Y., Takizawa S., Fujita K., Tagawa T. (2000):

Analysis of organic matter causing membrane fouling in drinking water treatment. In: Water Science and Technology 41 (10), pp. 59-67

Khayet M., Mengual J. (2004):

Effect of salt concentration during the treatment of humic acid solutions by membrane distillation. In: Desalination 168, pp. 373-381

Kim J., Jang M., Chio H., Kim S. (2004):

Characteristics of membrane and module affecting membrane fouling.

In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, T-1-8, Seoul, Korea

Kim K., Fane A., Fell C., Joy D. (1992):

Fouling mechanism of membranes during protein ultrafiltration. Unknown

Kim T., Amy G., Drewes J. (2004):

Rejection of trace organic compounds by high-pressure membranes. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, T-6-8, Seoul, Korea

Kloepfer A., Gnirss R., Jekel M., Reemtsma Th. (2003)

Occurrence of benzothiazoles in municipal wastewater and their fate in biological treatment. In: Proceedings of ECO-HAZARD 2003 Conference. H.Fr. Schröder (Ed.), pp. 24/1-24/6, Aachen

Knoop S. (1997):

Untersuchungen zum Vorkommen von Microthrix parvicella in Kläranlagen mit Nährstoffelimination. In: Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Heft 101

Koetzle T. (2004):

Auszug aus einer Dissertation 2/2004, unveröffentlicht

Koppe K., Stozek A. (2004):

Kommunales Abwasser, 4. Auflage, Essen

Kramer J.F., Koppers I.H., Roorda J.H., Reigersman I.A. (2000):

Verschmutzung von Membranen bei der weitergehenden Behandlung von Abläufen von Kläranlagen. In: Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung – Technische Neuentwicklungen und Betriebserfahrungen im In- und Ausland, Begleitbuch zur 3. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, pp. B13-1 bis pp. 13-19, Aachen

Krause S. (2002):

Huminstoffe im Sickerwasser von Klärschlamm-Monodeponien. Analytische Bestimmung und Auswirkungen auf den Austausch von Schwermetallen an Bentonit. In: Mitteilungen des Institutes für Wasserwesen der Universität der Bundeswehr München Heft 80, München

Krause S. (2004):

Ultrafiltration zur Trinkwasserbehandlung. Technische Grundlagen – Aktuelle Entwicklungen. In: Mitteilungen des Institutes für Wasserwesen der Universität der Bundeswehr München, Tagungsunterlagen, München

Krause S., Cornel P. (2004):

Aerobe Membranbelebungsverfahren zur Aufbereitung von Industrieabwasser und Prozesswasser. In: ATV-DVWK Membrantagung, Tagungsband, Kassel

Krauth Kh., Behnke B. (1998):

Untersuchungen zum Ersatz der Nachklärung durch Membranfiltration in der kommunalen Abwasserreinigung bei stark variablen Zulaufverhältnissen auf der Kläranlage Immenstaad des Abwasserverbandes Lipbach-Bodensee. Schlußbericht Teil 2, Ergebnisse der wasserchemischen Untersuchungen, Stuttgart

Lainé J.M., Campos C., Baudin I., Janex M.L. (2002):

Understanding membrane fouling: A review of over a decade of research. In: Berichte aus dem IWW Rheinisch-Westfälisches Institut für Wasserforschung gemeinnützige GmbH Band 37a, Mülheim an der Ruhr

Laspidou C., Rittman B. (2002):

A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products and active and inert biomass. In: Water Research 36, pp. 2711-2820

Le M., Spark L., Ward P., Ladwa N. (1984):

Microbial asparaginase recovery by membrane processes. Journal of Membrane Science 21, pp. 307-319

Lebek M. (2003):

Bekämpfungsmaßnahmen von Blähenschlamm verursacht durch Microthrix parvicella. In: Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover Heft 125

Lee D., Noike T., Cha G. (2001):

Biofouling and behaviour of soluble microbial products in the submerged membrane separation activated sludge process. In: Proceedings of Asian Waterqual 2001, First IWA Asia-Pacific Regional Conference Proceedings I, Fukuoka, Japan

Lee J., Ahn W., Lee C. (2001):

Comparison of the filtration characteristics between attached and suspended growth microorganisms in submerged membrane bioreactor. In: Water Research 35 (10), pp. 2435-2445

Lee S., Waite T., Fane A., Amal R. (2002):

Membrane fouling control through aggregate design and trans-membrane pressure selection. In: Water Supply 2(5-6), pp. 337-343

Lee Y., Cho J., Seo Y., Lee J., Ahn K. (2002a):

Modelling of submerged membrane bioreactor process for wastewater treatment. In: Desalination 146, pp. 451-457

Lesjean B., Rosenberger S., Laabs C., Jekel M., Gnirss R., Amy G. (2004):

Correlation between membrane fouling and soluble/colloidal organic substances in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, T-1-8, Seoul, Korea

Li D., Ganczarczyk J. (1990):

Structure of activated sludge flocs. In: Biotechnology and Bioengineering 35 (1), pp. 57-65

Li G. (1990):

Structure of activated sludge flocs. In: Biotechnology and Bioengineering 35, pp. 57-65

Li H.Q., Jiku F., Schröder H.Fr. (2000):

Assessment of the pollutant elimination efficiency by gas chromatography/mass spectrometry, liquid chromatography, mass spectrometry and tandem mass spectrometry – comparison of conventional and membrane assisted biological wastewater treatment processes. Journal of Chromatography A 889, pp. 155-176

Liue C., Caothien S., Hayes J., Caothuy T., Otoyo T., Ogawa T. (2004):

Membrane Chemical Cleaning: From Art to Science.

www.pall.com/pdf/mtcpaper.pdf

Lojkine M.H., Field R.W., Howell J.A. (1992)

Crossflow microfiltration of cell suspensions: a review of models with emphasis on particle size effects. Transactions of the Institution of Chemical Engineers 70 (pt. C), pp. 149-164

Magara Y., Itoh M. (1991):

The effect of operational factors on solid/liquid separation by ultra-membrane filtration in a biological denitrification system for collected human excreta treatment plants. In: Water Science and Technology Vol. 23, pp. 1583-1590

Makdissi G., Crouè J.P., Buisson H., Amy G., Legube B. (2002):

Organic Matter Fouling of Ultrafiltration Membranes. In: Berichte aus dem IWW Rheinisch-Westfälisches Institut für Wasserforschung gemeinnützige GmbH Band 37a, Mülheim an der Ruhr

McCarthy A.A., Wlash P.K., Foley G. (2002):

Experimental techniques for quantifying the cake mass, the cake and membrane resistances during crossflow filtration of microbial suspensions. Journal of Membrane Science 201, pp. 31-45, Amsterdam

Melin T., Rautenbach R. (2003):

Membranverfahren. Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung. Springer-Verlag, Berlin

Melin T., Voßenkaul K. (2001):

Perspektiven der Membrantechnik in der Abwasserbehandlung. Begleitbuch zur 4. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, Ü5-1, Ü5-5 ff, Ü5-17

Mudrack K., Kunst S. (2003):

Biologie der Abwasserreinigung. Spektrum akademischer Verlag, Heidelberg

Mulder M. (1993):

Nature of membranes. In: Membranes in bioprocessing: Theory and applications. pp. 13-54, Glasgow

Mulder M. (1996):

Basic principles of membrane technology. 2nd edition, AA Dordrecht.

MUNLV - Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen (2003):
Abwasserreinigung mit Membrantechnik.

Müller E., Lind G., Lemmer H., Wilderer P. (n. b.):

Schaum in Anlagen zur biologischen Abwasser- und Schlammbehandlung. Teil 1: Biologische und chemische Charakterisierung.

Nagaoka H. (1999):

Nitrogen removal by submerged membrane separation activated sludge process. In: Water Science and Technology 39, pp. 107-114

Nagaoka H., Kono S., Yamanishi S., Miya A. (1999):

Influence of organic loading rate on membrane fouling in membrane separation activated sludge process. In: Proc. Membrane Technology in Environmental Management, pp. 242-249, Tokyo

Nagaoka H., Ueda S., Miya A. (1996):

Influence of bacterial extracellular polymers on the membrane separation activated sludge processes. In: Water Science and Technology 34, pp. 165-172

Nakajima J. (2004):

Measurement of foam quality of activated sludge in MR process. Ritsumeikan University, Japan, PPT-Präsentation

Namkung E., Rittman B. (1986):

Soluble microbial products (SMP) formation kinetics by biofilms. In: Water Research 20, pp. 795-806

Narkus N., Henefeld-Fourrier S., Rebhun M. (1980):

Volatile organic acids in raw wastewater and in physico-chemical treatment. In: Water Research 14, pp. 1214-1223

Nielsen P., Jahn A. (1999):

Extraction of EPS. In: Microbial Extracellular Polymeric Substances – Characterization, Structure and Function, Hrsg.: Wingender J., Thomas R., Flemming H., Berlin

Nuengjamnong C. (2004):

Persönliche Mitteilung.

Nielsen P., Raunkjaer K., Norsker N., Jensen N., Hvítved-Jacobsen T. (1992):

Transformation of wastewater in sewer systems – a review. In: Water Science and Technology 25, pp. 17-31

Ødegaard H., Thorsten R., Melin E. (2000):

Practical experiences from membrane filtration plants for humic substance removal. Water Science and Technology Vol. 41 No 10-11, pp. 33-41

Österreichischer Wasser- und Abfallwirtschaftsverband ÖWAV (2002):

ÖWAV-Arbeitsbeihilfe Nr. 30, Informationen zum Membranbelebungsverfahren. Wien

Parameshwaren K., Fane A. G., Cho B.D., Kim K.J. (2001):

Analysis of microfiltration performance with constant flux processing of secondary effluent. In: Water Research Vol. 35 No.18, pp. 4349-4358

Peters Th. (2004):

Aufbereitung von Industrieabwasser und Prozesswasser mit Membranverfahren – eine Übersicht. In: ATV-DVWK Membrantagung, Tagungsband, Kassel

Pontiè M., Chassera X., Lemordant D., Lainè J. (1997):

The streaming potential method for the characterization of ultrafiltration organic membranes and the control of cleaning treatments. In: Journal of Membrane Science 129, pp. 125-133

Pusch W. (1982):

Membrane structure and its correlation with membrane permeability. In: Journal of Membrane Science 10, pp. 325-360

Raunkjaer K., Hvitved-Jacobsen T., Nielsen P. (1994):

Measurement of pools of protein, carbohydrate and lipid in domestic wastewater. In: Water Science and Technology 28 (2), pp. 251-261

Rautenbach R. (1997):

Membranverfahren. Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung. Springer-Verlag, Berlin

Rautenbach R. (2001):

Membranverfahren – Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung, Springer Verlag

Rautenbach R., Albrecht R. (1981):

Membrantrennverfahren. Ultrafiltration und Umkehrosmose, Frankfurt am Main.

Rodgers V., Sparks R. (1993):

Effects of solution properties on polarization redevelopment and flux in pressure pulsed ultrafiltration. In: Journal of Membrane Science 78, pp. 163-180

Romero C., Davis R. (1991):

Experimental verification of the shear-induced hydrodynamic diffusion model of crossflow microfiltration. In: Journal of Membrane Science 62, pp. 249-273

Rosenberger S., Kraume M., Szewzyk U. (1999):

Operation of different membrane bioreactors experimental results and physiological state of the microorganisms. In: Membrane Technology in Environmental Management, Japan

Rosenberger S., Krüger U., Witzig R., Manz W., Szewzyk U., Kraume M. (2002):

Performance of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal waste water. Water Research 36, pp. 413-420, London

Ruth B.F., Montilon G.H., Montonna R.E. (1931):

Studies in filtration. University of Minnesota, Phil. II Diss.

Ryssov-Nielsen H. (1975):

The role of natural extracellular polymers in the bioflocculation and dewatering of sludge. In: Vatten 1, pp.33-39

Rytz I., Junge R., Staudemann J. (1999):

Schaumbildung in einer Aquakultur. Bericht zu einem Praktikum an der Hochschule Wädenswil HSW – Abteilung Hortikultur, Zürich

Sanin F., Vesilind P. (1994):

Effect of centrifugation on the removal of extracellular polymers and physical properties of activated sludge. In: Water Science and Technology Vol. 30 (8), pp. 117-127

Sato T., Yasuhiko I. (1991):

Effects of activated sludge properties on water flux of ultrafiltration membrane used for human excrement treatment. In: Water Science and Technology Vol. 23, pp. 101-1608

Schiegl C., Helmreich B., Wilderer P. (1997):

Entfernung von Lignin aus Papierfabriksabwässern in Sequencing-Batch-Reaktoren (SBR) durch Schlamm-Adsorption. In: Vom Wasser 89, pp. 153-161

Schier W. (2003):

Ein exemplarischer Ansatz zur Einbindung neuer Bemessungswege und neuer Reinigungstechnologie bei der Ertüchtigung von Kläranlagen. Schriftenreihe der Fachgebiete Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Universität Kassel

Schleicher-Schuell (2000):

Ultrafiltrationsmembran ohne Fehlstellen. Fachaufsatz Labor Praxis.
<http://www.schleicher-schuell.de>

Schröder H.Fr. (2003):

Mikroschadstoffe – Potentiale der Eliminierung bei Anwendung von Membranverfahren. In: Tagungsband zur 36. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft, Essen

Schröder H.Fr. (2004):

Wasseraufbereitung – im Roh- und Abwasser – Die „beste“ Technik und „alles ist (wieder) gut ? . In: Tagungsunterlagen des Seminars „Wasser- Reservoir des Lebens - Aktuelle Fragen zur Wasserversorgung und –hygiene“. GSF-Forschungszentrum für Umwelt und Gesundheit, Neuherberg

Shimizu Y., Shimodera K., Watanabe A. (1993):

Cross-flow microfiltration of bacterial cells. Journal of Fermentation and Bioengineering 76 No. 6, pp. 493-500, Osaka

Song L. (1998):

Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: mechanisms and modelling of membrane fouling. In: Journal of Membrane Science 139, pp. 183-200

Späth R. (1999):

Rolle der extrazellulären polymeren Substanzen in Biofilm und belebtem Schlamm bei der Sorption von Schadstoffen. Dissertation, TU München

Staude E. (1992):

Membranen und Membranprozesse. VH, Weinheim

Stein S. (2003):

Betriebserfahrungen mit unterschiedlichen Membrantechniken ZeeWeed® und VRM®. In: Begleitbuch zur 5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, A6-1

Stein S. (2004):

Persönliche Mitteilung.

Stein S., Walther H. (2001):

Kläranlage Markranstädt – Betriebsergebnisse einer Membranbelebungsanlage für 12000 EW. In: 4. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, A1-4

Stephenson T., Judd S., Jefferson B., Brindle K. (2000):

Membrane bioreactor for wastewater treatment. IWA Publishing, London

Tanaka S., Ichikawa T., Matsuo T. (1991):

Removal of organic constituents in municipal sewage using anaerobic fluidized sludge blanket and anaerobic filter. In: Water Science and Technology 23 (7-9), pp. 1301-1310

Sutherland I., Wilkinson J. (1997):

Chemical extraction methods of microbial cells. Methods in Microbiology 58 IV, Academic Press, London

Sutherland I. (2001):

Biofilm exopolysaccharides: a strong and sticky framework. Microbiology 147, pp. 3-9

Thuy Q., Visvanathan C. (2004):

Treatment of inhibitory phenolic compounds in membrane bioreactor. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, M-6-5, Seoul, Korea

Ueda T., Hata K. (1999):

Domestic wastewater treatment by a submerged membrane bioreactor with gravitational filtration. Water Research 33, pp. 2888-2892

Uhlinger D., White D. (1983):

Relationship between physiological status and formation of extracellular polysaccharide glycocalyx in *pseudomonas atlantica*. In: Applied Environmental Microbiology 45, pp. 829-838

Usrael G. (1980):

Faktoren, die die Inaktivierung von Viren beim Belebungsverfahren beeinflussen.
Wiener Mitteilungen Wasser, Abwasser, Gewässer, Band 35, Wien

Van der Roest H.F., Lawrence D.P., van Bentem A.G.N. (2002):

Membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. STOWA Report: Water and Wastewater Practitioner Series, IWA-Publishing, London

Verein Deutscher Ingenieure VDI (1997):

VDI-Richtlinie 2762 – Filtrierbarkeit von Suspensionen – Bestimmung des Filterkuchenwiderstandes. Düsseldorf

Visvanathan C., Yang B., Muttamara S., Maythanukhraw R. (1997):

Application of air backflushing technique in membrane bioreactor. In: Water Science and Technology 36 (12), pp. 259-266

Voßenkaul K. (2004):

Grundlagen des Membranbelebungsverfahrens. In: ATV-DVWK Membrantagung 2004, Tagungsband, Kassel

Wang L., Song L. (1999):

Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: experimental verification of fouling dynamics. In: Journal of Membrane Science 160 (1), pp. 41-50

Wasserchemische Gesellschaft – Fachgruppe in der GDCh, in Gemeinschaft mit dem Normenausschuß Wasserwesen (NAW) im DIN e.V. (2004):

Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung: Physikalische, chemische, biologische und bakteriologische Verfahren. Aktuelles Grundwerk (Lieferung 1-59, Stand: Mai 2004)

Wedi D., Bleisteiner S., Wild W. (2004):

Erste Betriebserfahrungen mit der Membranbelebungsanlage Monheim. In: WLB Wasser, Luft und Boden 7-8

Wedi D. (2004a):

Wirtschaftlichkeit des Membranbelebungsverfahrens. Vortrag im Rahmen der ATV-DVWK Membrantagung, Kassel

Wedi D. (2004b):

Persönliche Mitteilung.

Wen X., Bu Q., Huang X. (2004):

Study on fouling characteristic of a axial hollow fibers cross-flow. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, M-1-3, Seoul, Korea

Wett M., Nuengjamnong C. (2002):

Evaluierung von Methoden zur Bestimmung von gelösten und gebundenen EPS und deren Fraktionen. Abschlußbericht im Rahmen eines Forschungsaufenthaltes im Korean Institut for Science and Technology, Seoul, Süd-Korea, gefördert durch den DAAD, unveröffentlicht

Wiesner M., Tarabara V., Cortalezzi M. (2004):

Process of particle deposition in membrane operation and fabrication. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, PL-1, Seoul, Korea

Wiesner M.R., Aptel P. (1996):

Mass transport and permeate flux and fouling in pressure-driven processes. In: Water Treatment Membrane Processes, pp. 4,2, New York

Witzig R., Manz W., Rosenberger S., Krüger U., Kraume M., Szewzyk U. (2002):

Microbiological aspects of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal wastewater. In: Water Research 36, pp. 394-402

Wolfaardt M., Lawrence J., Korber D. (1999):

Function of EPS. In: Microbial Extracellular Polymeric Substances – Characterization, Structure and Function, Hrsg.: Wingender J., Thomas R., Flemming H., Berlin

Wong H. M., Shang C., Chen G. (2004):

Factors Affecting Virus Removal in a Membrane Bioreactor. IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, Seoul, Korea

Wozniak Th. (2004):

Keimrückhalt von Kubota-MBR-Anlagen – Darstellung mehrjähriger Betriebserfahrungen. In: Tagungsband zur 37. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft, Essen

Wu B., Tay S., Fane A. (2004):

The effect of MBR operational parameters on eps production and membrane fouling. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, P-2-6, Seoul, Korea

Yeo A., Fane A. (2004):

Performance of individual fibers in a submerged hollow fiber bundle. In: Begleitband zur IWA Specialty Conference – Water Environment – Membrane Technology, W-5-1, Seoul, Korea

Yuan W., Sydney A. (2004):

Humic Acid Fouling during Microfiltration. In: <http://www.che.utoledo.edu>

Zeman L.J., Zydny A.L. (1996):

Microfiltration and ultrafiltration. Principles and Applications. New York

Zühlke S., Dünnbier U. (2003):

Langzeituntersuchungen zur Entfernung organischer Spurenstoffe mit zwei Membranbelebungsanlagen im Vergleich zu einem konventionellen Klärwerk. In: Be-
gleitbuch zur 5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und
Vefahrenstechnik, A18-1

9 Anhang

Tabelle A- 1: Legende zum Verfahrensfließbild der halbtechnischen und labormaßstäblichen Membranbelebungsanlage

	Kreiselpumpe		Membrankolbenpumpe
	Drehkolbenpumpe		Absperrventil mit Motor
	Wasserstrahlpumpe		Dreiwegeventil (manuell)
	Drehkolbenverdichter		Absperrventil (manuell)
	Frequenzumrichter		Temperaturmessung
	Mittelblasige Belüfter		Durchflussmessung
	Rührwerk mit Elektromotor		Druckmessung
	Magnetventil		Sauerstoffmessung
	Rückschlagventil		Trockensubstanzmessung
	Seitenkanalgebläse		pH-Messung
	Exzenterorschneckenpumpe		Entlüftungsbehälter Permeableitung

Tabelle A- 2: Chronologie des Versuchsanlagenbetriebs

Betriebstag	Anlagenzustand
/	Anlieferung der halbtechnischen MBA.
/	Die vollständige Inbetriebnahme der Anlage ist nicht möglich, da die Permeatpumpen die Wassersäule i. d. Permeatleitungen nicht an-saugen.
/	Umsetzen der Permeatpumpen in den Anlagencontainer. Installation von Wasserstrahlpumpen zur Entlüftung der Permeatleitungen.
0	Anlagenbefüllung und – Inbetriebnahme.
4	Aufzeichnung des TMP sowie die Weiterverarbeitung des Signals in der SPS ist fehlerhaft (Behebung 15.04.2003).
18	Ersatz eines defekten Gebläsemotors.
57	Installation einer Dosiereinrichtung für Essigsäure.
59	Installation von Kompaktreglern für die Permeatpumpen und Aus-tausch einer Eingangskanalbaugruppe der SPS.
4 - 29	Schaumprobleme treten dauerhaft im TR-Bereich von $5-7 \text{ kg*m}^{-3}$ auf, die zu mehrmaligem TR-Verlust (bis $TS_{BB} = 2,5 \text{ kg*m}^{-3}$) durch Über-schäumen der Belebung führen. Die Dosierung von Entschäumer hat nur einen mäßigen Erfolg.
33	Installation einer Abdeckung auf der Nitrifikationszone, um den TR-Verlust durch wiederholt auftretende Schaumbildung einzudämmen.
143	Anpassung der Zyklenzeiten an die empfohlenen Betriebseinstellun-gen, da in einem vorangegangenen Untersuchungsvorhaben in der Programmierung der SPS fälschlicherweise eine bisher nicht bekannte Stillstandszeit von 30 sek. integriert wurde.
149	Ertüchtigung des Kolbenverdichtergebläses zur Gewährleistung der empfohlenen Betriebseinstellung der Cross-Flow-Belüftung (neuer Gebläsemotor und größere Riemenscheibe).
169	Anpassung der Intensität der Cross-Flow-Belüftung an die empfohlenen Betriebseinstellungen durch Einbau eines angepassten Rotame-ters.
177	Optimierung der mechanischen Schaumreduzierung durch Umleitung des Schaums in die DN-Zone und Einmischung durch ein Rührwerk.
181	Optimierung der mechanischen Schaumreduzierung durch Rück-führung der Rezirkulation in die DN-Zone oberhalb des Wasser-spiegels. Rücknahme dieser Maßnahme am 29.12.2003.

Fortsetzung auf der nächsten Seite

Fortsetzung von Tabelle A- 2	
187	Beginn der Dosierung von Entschäumer.
232	Beginn der phasenweisen Verminderung der Intensität der Cross-Flow-Belüftung als betriebsbegleitende Strategie zur Schaumbekämpfung.
281	Installation einer neuen Rezirkulationspumpe.
331	Umbaumaßnahmen an der Vorklärung der Kläranlage Kassel
343	Rezirkulationspumpe zum vierten Mal durch Haare verstopft.
346	Wechsel der Membranplatten im oberen Modulteil durch fabrikneue Platten. Durch Beschädigung einer der neuen Platten vermindert sich Plattenanzahl auf nur noch 75 Stck.
409	Installation einer Rohrleitung zur automatischen Abführung des in der Nitrifikationszone entstehenden Schaums in den Zulauf der Vorklärung der Kläranlage Kassel.

Tabelle A- 3: Untersuchte anorganische Flockungsmittel

Nr. des FM	Verbindung
1	Aluminiumhydroxidnitratsulfat
2	Aluminiumhydroxidchlorid
3	Aluminiumhydroxidchloridsulfat
4	Aluminiumhydroxidchlorid
5	Aluminiumhydroxidchlorid

Tabelle A- 4: Messprogramm an der halbtechnischen MBA

	AVK/Zulauf	RZ / DN	ÜS	Ablauf
CSB_{unfiltriert}	24/2			24/2
CSB_{filtriert}	24/2			
BSB₅	24/2			
AFS	24/2			24/2
TN_B	24/2			
NH₄⁺-N	24/2			24/2
NO_x⁻-N	24/2			24/2
o-PO₄-P	24/2			24/2
P_{ges}	24/2			24/2
P_{ges. BIOMASSE}			StP (1/2w)	
TKN_{BIOMASSE}			StP (1/2w)	
oTS_{BIOMASSE}			StP (1/2w)	
TS_{BIOMASSE}		StP (1/d)	StP (1/d)	
ISV_{BIOMASSE}		StP (3/w)		
pH	StP (1/d)	StP (1/d)		StP (1/d)
Temp	StP (1/d)	StP (1/d)		StP (1/d)
O₂		StP (1/d)		
Keimzahl				StP (1/2w)
mikroskopisches Bild		StP (1/2w)		

24/2: mengenprop. 24-Std.-Mischprobe aus 12 zeitprop. 2-Std.-Mischproben

StP (): Stichprobe (Häufigkeit)

Tabelle A- 5: Analysevorschriften für chemisch-physikalische Standardparameter

Chem.-Phys. Parameter	Methode	Einheit
CSB	DIN 38409H41/H45	mg*L ⁻¹
BSB₅	DIN 38409 H51	mg*L ⁻¹
AFS	EN 872 H33	mg*L ⁻¹
TN_B	ENV 12260 H34	mg*L ⁻¹
NH₄⁺-N	DIN 38406 E5-1	mg*L ⁻¹
NO₃⁻-N	EN 13395 D28	mg*L ⁻¹
NO₂⁻-N	EN 13395 D28	mg*L ⁻¹
o-PO₄-P	EN 1189 D11	mg*L ⁻¹
Ges-P	EN 1189 D11	mg*L ⁻¹
Ges-P_(Biomasse)	DIN 374444 S12	mg*gTS ⁻¹
TKN_(Biomasse)	EN 25663 H11	mg*gTS ⁻¹
oTR_(Biomasse)	DIN 38409 H2-3	%TR
TR_(Biomasse)	DIN 38414 2	g*L ⁻¹
pH	DIN 38404 C5	---
O₂	EN 25814 G22	mg*L ⁻¹
andere Parameter	Methode	Einheit
Keimzahl	Nährkartonscheiben	Anz.*100 mL ⁻¹
Mikroskop. Bild	Bayer. Landesamt für Wasserwirtschaft	
Fadenbakterien	Gram-/Neisser- Färbung	

Tabelle A- 6: Bestimmungsmethode der Keimzahl

Keimart	Trennverfahren	Nährboden + Färbung
<i>E. coli</i>	Membranfiltration	Chromocult Coliformen Agar
Coliforme		
Fäkalstreptokokken		Azid Nährstoff
Salmonellen		Wismut Sulfit Nährstoff

Tabelle A- 7: Messprogramm an der halbtechnischen MBA zur Analyse der Konzentration an EPS

	AVK/Zulauf	Nitrifikationsstufe	Ablauf
halbtechnische Membranbelebungsanlage			
TOC	2h MP	StP	2h MP
Huminsäuren	2h MP	StP	2h MP
Kohlenhydrate	2h MP	StP	2h MP
CSB_{filtriert}	2h MP		2h MP
CSB	2h MP		2h MP
Konventionelle Belebungsanlagen			
Anlage A, B, C, D		StP	

2h MP: 2-Std.-Mischprobe

StP: Stichprobe

Tabelle A- 8: Analysevorschriften zur Bestimmung von Konzentration an EPS und deren Fraktionen

Parameter	Methode	Einheit
DOC	EN 1484 H3	$\text{mg}^*\text{goTS}^{-1}$ mg^*L^{-1}
Proteine	Lowry / Froelund	$\text{mg}^*\text{goTS}^{-1}$ mg^*L^{-1}
Huminsäuren	Lowry / Froelund	$\text{mg}^*\text{goTS}^{-1}$ mg^*L^{-1}
Kohlenhydrate	Anthron	$\text{mg}^*\text{goTS}^{-1}$ mg^*L^{-1}

Tabelle A- 9: Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase I

Zei- traum <i>BT</i> [d]	Permeat- flux _{Netto} [L*m ⁻² *h ⁻¹]		Zyklenzeiten [s]		Intensität Cross-Flow [Nm ³ *h ⁻¹]	Chem. Modul- reinigung [d]
	MO ^{*1}	MU ^{*2}	Filtra- tion	Still- stand		
1-4	14,2		8,5	1,5	40 - 60	keine
5-6	8,5		8,5	1,5		
7-22	6,5		6,5	3,5		
23-27	9,4					
28-31	14,2					28+38
32-52	9,4					36
53-	11,8					keine
54-55	9,4					
56	11,8					57
57-59	9,4					
60	7,5					
61-62	7,1					
63-67	9,4					

*¹ MO=Modul oben; *² MU=Modul unten

Tabelle A- 10: Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase II

Zeit- raum <i>BT</i> [d]	Permeatflux _{Netto} [L * m ⁻² * h ⁻¹]		Zyklenzeiten [s]		Intensität Cross-Flow [Nm ³ * h ⁻¹]	Chem. Modul- reinigung [d]
	MO ^{*1}	MU ^{*2}	Fil- tration	Still- stand		
68-76	9,4					keine
77-90	10,4					
91	14,2					91
92	16,5					
93	18,9					
94	21,2					
95-98	23,6					
99-100	18,9					
102- 107	14,2					
108- 119	9,4					

*¹ MO=Modul oben; *² MU=Modul unten

Tabelle A- 11: Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase III

Zeit- raum <i>BT</i> [d]	Permeatflux _{Netto} [L*m ⁻² *h ⁻¹]		Zyklenzeiten [s]		Intensität Cross-Flow [Nm ³ *h ⁻¹]	Chem. Modul- reinigung [d]
	MO ^{*1}	MU ^{*2}	Filtration	Still- stand		
120-134	9,4		8,5	1,5	60	keine
135-142	11,8					
143-168	6,3-12,5					
169-185	10-15			1		169
				4		
186- 203	15-13,3			1		186
204-231	7,5-12,5		9	1		204

*¹ MO=Modul oben; *² MU=Modul unten

Tabelle A- 12: Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase IV

Zeit- raum <i>BT</i> [d]	Permeatflux _{Netto} [L*m ⁻² *h ⁻¹]		Zyklenzeiten [s]		Intensität Cross-Flow [Nm ³ *h ⁻¹]	Chem. Modul- reinigung [d]
	MO ^{*1}	MU ^{*2}	Filtration	Still- stand		
232-255	5,0-7,5	5,0-6	9	1	35-50	keine
256-297	10,0-15	7,5- 10,0				
298-345	15-12	10-15				
346-388	5-22,5	12/22,5				298
389-404	22,5-32	12,5- 22,5				
						388

*¹ MO=Modul oben; *² MU=Modul unten

Tabelle A- 13: Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase V

Zeitraum BT [d]	Permeatflux _{Netto} [L * m ⁻² * h ⁻¹]		Zyklnaufteilung [s]		Intensität Cross-Flow [Nm ³ * h ⁻¹]	Chem. Modul- reinigung [d]	
	MO ^{*1}	MU ^{*2}	Filtration	Stillstand			
405-414	10-22,5	10-20	9	1	78	keine	
415-422	15	15	9	1			
423-426			8	2			
427-428			4	1			
29-437			8	2			
438-441			9	1			
442-444				70			
445-447				60			
448				50			
449				40			
450				35			
451-453				78			

^{*1} MO=Modul oben; ^{*2} MU=Modul unten

Tabelle A- 14: Abfolge der Betriebseinstellungen in Betriebsphase VI

Zeitraum BT [d]	Permeatflux _{Netto} [L * m ⁻² * h ⁻¹]		Zyklenzeiten [s]		Intensität Cross-Flow [Nm ³ * h ⁻¹]	Chem. Modul- Reinigung [d]	
	MO ^{*1}	MU ^{*2}	Filtration	Stillstand			
455-458	15	15	9	1	78	keine	
459-461	11	11	8	2			
462-464	15	15		462			
465-470	10	10		471			
471-493	15	15		keine			

^{*1} MO=Modul oben; ^{*2} MU=Modul unten

Tabelle A- 15: Vergleich der prozentualen Zusammensetzung von EPS der halbtechnischen MBA und Abwasser

	DOC [mg*L⁻¹]	Proteine [mg*L⁻¹]	Huminsäuren [mg*L⁻¹]	Kohlenhydrate [mg*L⁻¹]
Abwasser EPS _{gel} [mg*L ⁻¹]				
MW	30	14,61	40,05	7,08
STABW	11,58	9,68	4,86	1,97
Anteil an DOC der Fraktionen		28,3 %	57,9 %	13,8 %
Belebtschlamm EPS _{gel} [mg*L ⁻¹]				
MW	46,6	4,9	17,2	23,7
STABW	21,9	4,5	6,9	9,8
Anteil an DOC der Fraktionen		12 %	31 %	57 %
Belebtschlamm EPS _{gel} [mg*goTS ⁻¹]				
MW	13	27,5	12,2	4,6
STABW	2,3	6,5	3,6	1,1
Anteil an DOC der Fraktionen		67 %	22 %	11 %

Tabelle A- 16: Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Abwasser, und Belebtschlamm sowie Schlammwasser aus konventionellen Kläranlagen

Parameter	Schlamm 1,5<TR<7	Schlamm TR >7	Schlammwasser	Abwasser
Anzahl Werte	11	6	3	12
Mittelwert				
R_f [m ⁻¹]	4,855E+11	8,327E+11	8,756E+11	1,164E+12
R_c [m ⁻¹]	6,194E+11	1,050E+12	1,000E+12	1,226E+12
m [kg*m ⁻²]	0,08004	0,23199	0,0001	0,01139
α [m*kg ⁻¹]	9,892E+12	6,569E+12	1,460E+16	1,957E+15
Standardabweichung				
R_f [m ⁻¹]	1,722E+11	4,111E+11	6,067E+11	2,692E+11
R_c [m ⁻¹]	2,257E+11	4,936E+11	3,743E+11	5,505E+11
m [kg*m ⁻²]	0,03360	0,08340	0,0001	0,03476
α [m*kg ⁻¹]	6,504E+12	7,764E+12	7,423E+15	2,357E+15

Tabelle A- 17: Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Abwasser, und Belebtschlamm sowie Schlammwasser der halbtechnischen MBA

Parameter	Schlamm 1,5<TR<7	Schlamm TR >7	Schlammwasser	Abwasser
Anzahl Werte	11	6	3	12
Mittelwert				
R_f [m⁻¹]	9,420E+11	2,434E+12	1,812E+12	1,164E+12
R_c [m⁻¹]	1,155E+12	3,096E+12	1,956E+12	1,226E+12
m [kg*m⁻²]	0,03987	0,07412	0,00004	0,01139
$alpha$ [m*kg⁻¹]	3,476E+13	4,180E+13	9,256E+16	1,957E+15
Standardabweichung				
R_f [m⁻¹]	2,851E+11	1,097E+11	2,516E+11	2,692E+11
R_c [m⁻¹]	3,344E+11	3,011E+11	7,493E+11	5,505E+11
m [kg*m⁻²]	0,01462	0,00702	0,00004	0,03476
$alpha$ [m*kg⁻¹]	2,374E+13	2,814E+11	5,490E+16	2,357E+15

Tabelle A- 18: Zusammensetzung der gebundenen EPS aus konventionellen Kläranlagen und der halbtechnischen MBA (Quelle: Frechen ET AL. 2005)

	DOC [mg*goTS ⁻¹]	Proteine [mg*goTS ⁻¹]	Humin- säuren [mg*goTS ⁻¹]	Kohlen- hydrate [mg*goTS ⁻¹]
Konventionelle Belebungsanlage – A				
MW	24,48	45,9	15,3	5,3
STABW	5,15	5,85	2,17	0,82
Anteil an DOC der Fraktionen		73,3%	18,2%	8,5%
Konventionelle Belebungsanlage – B				
MW	25,40	42,23	18,80	6,57
STABW	9,50	12,36	3,98	2,55
Anteil an DOC der Fraktionen		67,2%	22,3%	10,5%
Konventionelle Belebungsanlage – C				
MW	15,75	29,50	15,95	4,50
STABW	0,78	2,97	0,49	0,28
Anteil an DOC der Fraktionen		64,2	25,9%	9,9%
halbtechnische Membranbelebungsanlage				
MW	13,42	29,29	12,33	4,73
STABW	2,28	6,36	3,69	1,09
Anteil an DOC der Fraktionen		67,7%	21,3%	11,0%

Tabelle A- 19: Zusammensetzung der gelösten EPS aus konventionellen Kläranlagen und der halbtechnischen MBA (Quelle: FRECHEN ET AL. 2005)

	DOC [mg*L⁻¹]	Proteine [mg*L⁻¹]	Humin- säuren [mg*L⁻¹]	Kohlenhy- drate [mg*L⁻¹]
Konventionelle Belebungsanlage - A				
MW	11,5	0,0	15,80	10,90
STABW	2,16	0,0	3,05	6,78
Anteil an DOC der Fraktionen		0,0%	51,8%	48,2%
Konventionelle Belebungsanlage - B				
MW	32,83	0,0	19,30	4,03
STABW	17,12	0,0	8,16	1,94
Anteil an DOC der Fraktionen		0,0%	78,0%	22,0%
Konventionelle Belebungsanlage - C				
MW	11,25	0,0	16,95	0,80
STABW	3,46	0,0	2,47	1,13
Anteil an DOC der Fraktionen		0,0%	94,0%	6,0%
Membranbelebungsanlage				
MW	45,06	4,85	17,03	23,07
STABW	22,83	4,36	6,81	9,48
Anteil an DOC der Fraktionen		11,9%	31,1%	57,0%

Tabelle A- 20: Abhängigkeit der Konzentration an gebundenen EPS von der Temperatur im Belebungsbecken

	Temperatur Belebungsbecken [°C]		
	6,9 bis 8,5	14	18,2 bis 19,6
DOC [mg*L⁻¹]	35,9	32,2	23,2
Anzahl n	3	2	6

Tabelle A- 21: Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gebundenen EPS von der Temperatur im Belebungsbecken

	Temperatur Belebungsbecken [°C]		
	6,9 bis 8,5	14	18,2 bis 19,6
Huminsäuren [mg*L⁻¹]	52	49,6	34,8
Anzahl n	2	1	5

Tabelle A- 22: Abhängigkeit der Konzentration an gebundenen EPS und deren Fraktionen von der Schlammbelastung - Membrananlage

B_{TS} [kg BSB₅ * kgTR⁻¹]	DOC [mg * goTR⁻¹]	Proteine [mg * goTR⁻¹]	Huminsäuren [mg * goTR⁻¹]	Kohlenhydrate [mg * goTR⁻¹]	Anzahl Werte n
Mittelwert					
< 0,025	11,0	27,6	12,1	5,5	3
0,025 bis 0,05	13,9	30,4	12,4	5,0	16
0,06 bis 0,1	14,1	26,4	13,6	3,9	3
0,1 bis 0,24	/	/	/	/	/
Standardabweichung					
< 0,025	1,6	11,4	5,3	/	/
0,025 bis 0,05	2,3	5,8	3,6	1,0	/
0,06 bis 0,1	0,6	5,3	3,5	1,3	/
0,1 bis 0,24	/	/	/	/	/

Tabelle A- 23: Abhängigkeit der Konzentration an gebundenen EPS und deren Fraktionen von der Schlammbelastung - konventionelle Kläranlage

B_{TS} [kg BSB ₅ * kgTR ⁻¹]	DOC [mg * goTR ⁻¹]	Proteine [mg * goTR ⁻¹]	Humin- säuren [mg * goTR ⁻¹]	Kohlen- hydrate [mg * goTR ⁻¹]	Anzahl Werte n
Mittelwert					
< 0,025	/	/	/	/	/
0,025 bis 0,05	/	/	/	/	/
0,06 bis 0,1	16,8	38,5	18,4	6,2	3
0,1 bis 0,24	25,9	42,3	15,7	5,2	6
Standardabweichung					
< 0,025	/	/	/	/	/
0,025 bis 0,05	/	/	/	/	/
0,06 bis 0,1	3,0	3,0	3,0	3,0	/
0,1 bis 0,24	7,4	8,1	2,3	0,8	/

Tabelle A- 24: Abhängigkeit der Konzentration an gelösten EPS und deren Fraktionen von der Schlammbelastung - konventionelle Kläranlagen

B_{TS} [kg BSB5 * kgTR ⁻¹]	DOC [mg*L ⁻¹]	Proteine [mg*L ⁻¹]	Humin- säuren [mg*L ⁻¹]	Kohlen- hydrate [mg*L ⁻¹]	Anzahl Werte <i>n</i>
Mittelwert					
< 0,025	/	/	/	/	/
0,025 bis 0,05	/	/	/	/	/
0,06 bis 0,1	11,9	/	19,5	2,2	3
0,1 bis 0,24	23,9	/	16,1	7,2	6
Standardabweichung					
< 0,025	/	/	/	/	/
0,025 bis 0,05	/	/	/	/	/
0,06 bis 0,1	2,0	2,0	2,0	2,0	/
0,1 bis 0,24	16,1	/	5,8	7,1	/

Tabelle A- 25: Abhängigkeit der Konzentration an gelösten EPS und deren Fraktionen von der Schlammbelastung - Membrananlage

B_{TS} [kg BSB5 * kgTR ⁻¹]	DOC [mg*L ⁻¹]	Proteine [mg*L ⁻¹]	Humin- säuren [mg*L ⁻¹]	Kohlen- hydrate [mg*L ⁻¹]	Anzahl Werte n
Mittelwert					
< 0,025	33,0	8,2	12,8	15,0	3
0,025 bis 0,05	47,4	3,7	18,6	26,1	16
0,06 bis 0,1	49,5	6,6	17,8	17,5	3
0,1 bis 0,24	/	/	/	/	/
Standardabweichung					
< 0,025	3,6	7,2	1,5	/	/
0,025 bis 0,05	23,9	2,5	6,6	9,4	/
0,06 bis 0,1	44,5	8,2	7,2	/	/
0,1 bis 0,24	/	/	/	/	/

Tabelle A- 26: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an gebundenen EPS

DOC [mg*goTS⁻¹]			
	< 21	21 bis 34	>34 bis 41
Mittelwert			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	2,53E+13	2,04E+13	3,65E+13
Standardabweichung			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	8,19E+12	8,12E+12	5,79E+12

Tabelle A- 27: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Proteinen der gebundenen EPS

Proteine [mg*goTS⁻¹]			
	< 12	12 bis 15	>15 bis 18
Mittelwert			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	2,32E+13	3,40E+13	2,22E+13
Standardabweichung			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	3,34E+12	5,33E+12	1,52E+13

Tabelle A- 28: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gebundenen EPS

Huminsäuren [mg*goTS⁻¹]			
	<35	35 bis 40	>40 bis 56
Mittelwert			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	2,60E+13	2,21E+13	3,18E+13
Standardabweichung			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	4,74E+12	6,76E+12	1,36E+13

Tabelle A-29: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Kohlenhydrate der gebundenen EPS

Kohlenhydrate [mg*goTS⁻¹]			
	< 4,5	4,5 bis 5,2	>5,2 bis 6,3
Mittelwert			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	3,29E+13	2,77E+13	1,73E+13
Standardabweichung			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	8,73E+12	1,08E+13	1,21E+13

Tabelle A- 30: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an gelösten EPS

DOC [mg*L⁻¹]			
	< 30	30 bis 35	> 35 bis 40
Mittelwert			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	1,97E+13	2,54E+13	3,15E+13
Standardabweichung			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	3,77E+12	3,81E+12	2,91E+12

Tabelle A- 31 Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Proteinen der gelösten EPS

Proteine [mg*L⁻¹]			
	< 5	5 bis 10	> 10 bis 16
Mittelwert			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	2,83E+13	2,42E+13	2,98E+13
Standardabweichung			
Alpha [m⁻¹kg⁻¹]	4,18E+12	5,97E+12	6,37E+12

Tabelle A- 32: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Huminsäuren der gelösten EPS

Huminsäuren [mg*L⁻¹]			
	< 11	11 bis 16	> 16 bis 19
Mittelwert			
Alpha [m*kg⁻¹]	3,04562E+13	2,43284E+13	2,83307E+13
Standardabweichung			
Alpha [m*kg⁻¹]	1,07712E+13	6,9388E+12	1,63115E+13

Tabelle A- 33: Spezifischer Deckschichtwiderstand in Abhängigkeit der Konzentration an Kohlenhydraten der gelösten EPS

Kohlenhydrate [mg*L⁻¹]			
	< 16	16 bis 25	25 bis 31
Mittelwert			
Alpha [m * kg⁻¹]	2,35691E+13	7,06212E+13	3,60722E+13
Standardabweichung			
Alpha [m * kg⁻¹]	6,66114E+12	4,62049E+13	6,48506E+12

Tabelle A- 34: Abhängigkeit der Filtrationseigenschaften des Belebtschlammes konventioneller Kläranlagen von der Trockensubstanzkonzentration

TR-Konzentration	< 1,5 [kg*m⁻³]	1,5 – 7 [kg*m⁻³]	> 7- 14 [kg*m⁻³]
Anzahl Werte	0	11	6
Mittelwert			
R_f [m^{-1}]	0	4,91E+11	8,51E+11
R_c [m^{-1}]	0	6,19E+11	1,05E+12
m [$kg*m^{-2}$]	0	0,08	0,23
$alpha$ [$m*kg^{-1}$]	0	9,89E+12	6,57E+12
Standardabweichung			
R_f [m^{-1}]	0	1,68E+11	4,03E+11
R_c [m^{-1}]	0	2,26E+11	4,94E+11
m [$kg*m^{-2}$]	0	0,03	0,08
$alpha$ [$m*kg^{-1}$]	0	6,50E+12	7,76E+12

Tabelle A- 35: Abhängigkeit der Filtrationseigenschaften des Belebtschlammes der halb-technischen MBA von der Trockensubstanzkonzentration

TR-konzentration	< 1,5 [kg*m ⁻³]	1,5 – 7 [kg*m ⁻³]	> 7- 14 [kg*m ⁻³]
Anzahl Werte	1	34	4
Mittelwert			
R_f [m ⁻¹]	8,65E+10	9,41E+11	2,45E+12
R_c [m ⁻¹]	1,37E+11	1,15E+12	3,10E+12
m [kg*m ⁻²]	0,01	0,04	0,07
α [m*kg ⁻¹]	1,34E+13	3,48E+13	4,18E+13
Standardabweichung			
R_f [m ⁻¹]	0	2,92E+11	8,65E+10
R_c [m ⁻¹]	0	3,34E+11	3,01E+11
m [kg*m ⁻²]	0	0,01	0,01
α [m*kg ⁻¹]	0	1,19E+13	2,81E+11

Tabelle A- 36: Abhängigkeit des spezifischen Filtrationswiderstandes von der Schlammbelastung

Schlammbelastung [kg*kg⁻¹*d⁻¹]				
	<0,02	0,02 bis 0,035	>0,036 bis 0,05	>0,05 bis 0,06
Mittelwert				
α [m*kg ⁻¹]	/	7,96E+12	3,86E+12	1,63E+13
Standardabweichung				
α [m*kg ⁻¹]	/	6,21E+12	1,82E+12	6,61E+12

Tabelle A- 37: Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gebundenen EPS des Belebtschlams und der Deckschicht der halbtechnischen MBA

	DOC	Proteine	Huminsäuren	Kohlenhydrate
Schlamm EPS _{geb} [mg*g ⁻¹ goTS ⁻¹]; n=23				
MW	13	27,5	12,2	4,6
STABW	2,3	6,5	3,6	1,1
Anteil an DOC der Fraktionen		67 %	22 %	11 %
Deckschicht EPS _{geb} [mg*g ⁻¹ goTS ⁻¹]; n=1, TR 85,7 g*L ⁻¹ , oTR = 69,3 %				
MW	58,3	47,1	11	33,5
STABW	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.
Anteil an DOC der Fraktionen		52,9 %	9,2 %	37,9 %

Faktoren für die Umrechnung der EPS-Fraktionen in TOC nach:

*Proteine: 0,375; Huminsäuren: 0,28; Kohlenhydrate: 0,378; alle in g C*g⁻¹*oTR⁻¹*

Tabelle A- 38: Vergleich der prozentualen Zusammensetzung der gelösten EPS des Belebtschlams und der Deckschicht der halbtechnischen MBA

	DOC	Proteine	Huminsäuren	Kohlenhydrate
Schlamm EPS _{gel} [mg*L ⁻¹]; n=2				
MW	46,6	4,9	17,2	23,7
STABW	21,9	4,5	6,9	9,8
Anteil an DOC der Fraktionen		12 %	31 %	57 %
Deckschicht EPS _{gel} [mg*L ⁻¹]; n=1				
MW	2251	1960	202	1234
STABW	k. A.	k. A.	k. A.	k. A.
Anteil an DOC der Fraktionen		58,4 %	4,5 %	37,1 %

Faktoren für die Umrechnung der EPS-Fraktionen in TOC nach:

Proteine: 0,375; Huminsäuren: 0,28; Kohlenhydrate: 0,378; alle in gC*g⁻¹*oTR⁻¹

Tabelle A- 39: Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm und der Deckschicht der halbtechnischen MBA

Parameter	Schlamm	Deckschicht
Anzahl Werte	14	2
Mittelwert		
R_f [m⁻¹]	1,1294E+12	6,4303E+12
R_c [m⁻¹]	1,3738E+12	7,3818E+12
m [kg*m⁻²]	0,04726	0,03401
alpha [m*kg⁻¹]	2,794E+13	2,2166E+14
Standardabweichung		
R_f [m⁻¹]	7,0231E+11	7,5636E+10
R_c [m⁻¹]	8,7838E+11	4,69E+09
m [kg*m⁻²]	0,01660	0,00452
alpha [m*kg⁻¹]	9,0294E+12	3,0074E+13

Tabelle A- 40: Einfluss verschiedener Flockungsmittel auf die Höhe der Konzentration gelöster EPS und deren Fraktion

	DOC [mg*L ⁻¹]	Proteine [mg*L ⁻¹]	Huminsäuren [mg*L ⁻¹]	Kohlenhydrate [mg*L ⁻¹]	Trübung [FNU]
Belebtschlamm ohne Flockungsmittelzugabe					
OP	19,9	7,1	17,3	11,0	8,3
Belebtschlamm mit Flockungsmittelzugabe					
1	9,7	6,1	11,7	9,6	2,89
2	10,3	0	25	14	1,55
3	10,1	0	36,5	14	3,44
4	11,6	9,3	10,5	5,1	2,81
5	8,45	0	17,6	5,1	2,22

Tabelle A- 41: Einfluss der Flockungsmittelkonzentration auf die Konzentration der Fraktionen der gelösten EPS

	DOC [mg*L ⁻¹]	Proteine [mg*L ⁻¹]	Huminsäuren [mg*L ⁻¹]	Kohlenhydrate [mg*L ⁻¹]	Trübung [FNU]
Belebtschlamm ohne Flockungsmittelzugabe					
0	23,1	14,7	23,7	9,7	8,3
Belebtschlamm mit Flockungsmittelzugabe					
100	17,5	17,5	9,4	13,7	5,7
150	14,9	10,4	13,8	7,4	/
200	15,9	14,2	6,5	7,4	4,4
250	12,6	0	15,1	7,4	3,9
300	13,25	0	24,9	7,3	3,0
350	17,8	7,4	17,9	6,9	3,3

Tabelle A- 42: Kennzahlen zur Beurteilung der Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm mit und ohne Flockungsmitteldosierung

Parameter	Belebtschlamm ohne FM	Belebtschlamm mit FM
Mittelwert		
R_f [m^{-1}]	1,02E+12	6,66E+11
R_c [m^{-1}]	1,25E+12	6,67E+11
m [$kg \cdot m^{-2}$]	0,16	0,20
$alpha$ [$m \cdot kg^{-1}$]	7,67E+12	3,43E+12

**In der Schriftenreihe WASSER • ABWASSER • UMWELT
des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft¹⁾
der Universität Kassel sind bisher folgende Bände erschienen:**

		Preis €
Band 1:	Stickstoff und Phosphor in Fließgewässern – Wissensstand und Folgerungen für die Abwasserreinigung (1986) 1. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	vergriffen
Band 2:	Planungshilfen zur weitergehenden Abwasserreinigung und Klärschlammensorgung (1988) 2. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	vergriffen
Band 3:	Betrieb und Wirtschaftlichkeit der Kraft-Wärme-Kopplung auf kleinen und mittelgroßen Kläranlagen in Hessen (1988) Wolf, P., Eck-Düpont, M.	vergriffen
Band 4:	Behandlung von Deponiesickerwasser (1988) 1. Abfallseminar des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft	vergriffen
Band 5:	Stand der Technik bei der Vermeidung gefährlicher Stoffe in der Abwasserbeseitigung (1989) 3. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	25,-- €
Band 6:	Phänomene der hydraulischen Leitfähigkeit dauernd hydromorpher Bodenmatrices – Untersuchungen einer Randbedingung bei Wurzelraumanlagen (1990) Lüken, Bernd O.	25,-- €
Band 7:	Anforderungen an die Regenwasserbehandlung bei Mischwasserkanalisation (1991) 4. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	vergriffen
Band 8:	Messen und Regeln in der Abwassertechnik Planung – Ausführung – Betrieb (1992) 5. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	vergriffen
Band 9:	Wachstum und Abtrag der Sielhaut in Mischwasserkanälen (Ende 1992) Reiff, H.	vergriffen
Band 10:	Wirkungen stoßartiger Belastungen auf ausgewählte Fließgewässerorganismen – Ein Beitrag zur Beurteilung ökologischer Schäden durch Niederschlagswassereinleitungen aus Kanalisationen (1992) Borchardt, D.	25,-- €
Band 11:	Ökologische Gewässersanierung im Spannungsfeld zwischen Natur und Kultur (1993) 6. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	25,-- €

¹⁾ Band 1 bis Band 22: Schriftenreihe WASSER-ABWASSER-ABFALL
der Fachgebiete Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik

Band 12: Großtechnische Untersuchungen zur vorgeschalteten und kaskadenförmigen Denitrifikation im Vergleich zur Bemessung nach A 131 und zum Einfluß der Kalk-Phosphat-Fällung auf den Schlamm (1995)	25,-- €
Benzuck, Chr.	
Band 13: Thermische Klärschlammbehandlung – Planung, Technologie und Erfahrungen – (1994)	25,-- €
7. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	
Band 14: Vergleichende Untersuchungen zur erhöhten biologischen Phosphorelimination (1995)	25,-- €
Band 15: Beitrag zur Planung und Bemessung der Stickstoffelimination bei Tropfkörperanlagen (1996)	25,-- €
Mehlhart, G.	
Band 16: Ökologische und technische Hinweise zur Abwasser und Klärschlammbehandlung bei knappen Kassen (1996)	25,-- €
8. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	
Band 17: Untersuchungen zur Abhängigkeit der erhöhten biologischen Phosphatelimination von Temperatur und Substratversorgung (1997)	25,-- €
Benzuck, Chr.	
Band 18: Abwasserbehandlung, Gewässerschutz und Wasserwirtschaft an der Schwelle zum 21. Jahrhundert (1997)	25,-- €
9. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	
Band 19: Einfluß von Mischwassereinleitungen auf den Stoffhaushalt und die Biozönose kleiner Fließgewässer im ländlichen Raum (1998)	25,-- €
Fischer, J.	
Band 20: Integrierte Planung von Anlagen zur Niederschlagswasserbehandlung mit Hilfe von Simulationsmodellen – Lösungsansätze und Handlungsanleitungen (2002)	25,-- €
Mang, J.	
Band 21: Weitergehende Mischwasserbehandlung in Bodenfilterbecken (2002)	25,-- €
Born, W.	

Die Bände 1 bis 21 sind, soweit nicht vergriffen, zu beziehen über

Verein zur Förderung der Fachgebiete Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik e.V.
der Universität Kassel
Kurt-Wolters-Str. 3, 34125 Kassel
Tel. 0561/804-2869, Fax 0561/804-3642
www.uni-kassel.de/fb14/siwawi

Ab Band 22 erfolgt der Vertrieb über
kassel university press GmbH
Diagonale 10
34127 Kassel
Tel. 0561/804-2159, Fax 0561/804-3429
www.upress.uni-kassel.de

- | | |
|---|---------|
| Band 22: Ein exemplarischer Ansatz zur Einbindung neuer Bemessungswege und neuer Reinigungstechnologien bei der Ertüchtigung von Kläranlagen (2003) | 25,-- € |
| ISBN 3-89958-039-7 | |
| Schier, W. | |
| Band 23: Membranfiltration in Hessen – Teil 1 (2005) | 25,-- € |
| ISBN 3-89958-040-0 | |
| Band 24: Geruch aus Abwasseranlagen (2005) | 25,-- € |
| ISBN 3-89958-158-X | |
| Band 25: Membranfiltration in Hessen – Teil 2 (2005) | 25,-- € |
| ISBN 3-89958-159-8 | |
| Band 26: Foulingverhalten des Membranbelebungsverfahrens und Auswirkungen auf die Leistungsfähigkeit (2005) | 25,-- € |
| ISBN 3-89958-160-1 | |
| Wett, M. | |
| Band 27: Forschung für die Praxis am Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft (2005) | 25,-- € |
| 10. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium | |
| ISBN 3-89958-161-X | |

Alle Preise brutto incl. Ust, zzgl. Porto