

Membranbioreaktoren zur industriellen Abwasserreinigung

Von der Fakultät für Bauingenieurwesen
der Rheinisch-Westfälischen Technischen Hochschule Aachen
zur Erlangung des akademischen Grades eines Doktors der Ingenieurwissenschaften
genehmigte Dissertation

vorgelegt von

Sven Baumgarten

aus

Bad Neuenahr-Ahrweiler

Berichter: Universitätsprofessor Prof. E.h. (RC) Dr.-Ing. Max Dohmann
 Universitätsprofessor Dr.-Ing. Thomas Melin

Tag der mündlichen Prüfung: 17.12.2007

Diese Dissertation ist auf den Internetseiten der Hochschulbibliothek online verfügbar.

Verzeichnis

1	Einleitung	1
2	Grundlagen der Membrantechnik und der biologischen Abwasserreinigung	3
2.1	Allgemeine Grundlagen der Stofftrennung mit Membranen	3
2.1.1	Übersicht über die Membranverfahren und deren Einsatzgebiete	3
2.1.2	Funktionsweise und Grundbegriffe der Membranverfahren	5
2.1.3	Trennmechanismen und Membrantypen	8
2.1.4	Membranmaterialien und -aufbau	9
2.1.5	Betriebsarten und Energiebedarf von Filtrationsprozessen	10
2.1.6	Membranmodule und Modultypen	12
2.2	Grundlagen der aeroben biologischen Abwasserreinigung.....	17
2.2.1	Allgemeines	17
2.2.2	Charakterisierung biologisch abbaubarer Abwässer.....	18
2.2.3	Biologische Abbauvorgänge	19
2.2.4	Kenngroößen zur Charakterisierung des biologischen Abbaus	20
3	Entwicklung und Stand der Technik von Membranbioreaktoren zur industriellen Abwasserreinigung	23
3.1	Industrielles Abwasser	23
3.1.1	Industrieabwasseraufkommen und -beschaffenheit.....	23
3.1.2	Rechtliche Anforderungen an die Behandlung von Industrieabwasser....	25
3.2	Historische Entwicklung von Membranbioreaktoren zur industriellen Abwasserreinigung	26
3.3	Verfahrenstechnische Gestaltung und Bemessung von Membranbioreaktoren	27
3.3.1	Gestaltung der Vorbehandlung	27
3.3.2	Verfahrenstechnische Gestaltung der Bioreaktoren und Anordnung der Membranstufe.....	28
3.3.3	Bemessung von Membranbioreaktoren zur Industrieabwasserreinigung	31
3.4	Untersuchungen und Erfahrungen zur Auslegung, zum Betrieb und zur Leistung industrieller Membranbioreaktoren.....	33
3.4.1	Schlammalter bzw. Überschussschlammproduktion.....	33
3.4.2	Sauerstoffeintrag	34
3.4.3	Wärmeentwicklung	36
3.4.4	Schaumbildung	36
3.4.5	Hilfsstoffzugaben bzw. spezifische Abwasserinhaltsstoffe	37
3.5	Zusammenfassung der besonderen Aspekte beim Einsatz von MBR in der industriellen Abwasserreinigung	37
4	Eigene Untersuchungen zur Behandlung industrieller Abwässer in MBR	39
4.1	Untersuchungsziele und -inhalte.....	39

4.2	Beschreibung der Versuchsanlagen und des Versuchsbetriebes.....	40
4.2.1	Labor- und halbtechnische Membranbioreaktoren.....	40
4.2.2	Teststand zur Untersuchung von externen Rohrmodulen.....	45
4.3	Untersuchte Membranmodule.....	47
4.3.1	Getauchte Membranmodule	47
4.3.2	UF-Rohrmodule	48
4.4	Untersuchungsmethoden.....	49
4.4.1	Konventionelle Abwasseranalytik	49
4.4.2	Methoden zur substanzspezifischen Untersuchung von Spurenstoffen...	51
4.4.3	Methoden zur Untersuchung der Belebtschlämme	52
4.5	Untersuchte Abwässer.....	53
5	Darstellung und Bewertung der praktischen Untersuchungsergebnisse.....	56
5.1	Charakterisierung der untersuchten Abwässer	56
5.2	Untersuchte Prozessbedingungen.....	57
5.3	Darstellung der erzielten Reinigungsleistung.....	59
5.3.1	Elimination organischer Verbindungen	59
5.3.2	Elimination stickstoff- und phosphorhaltiger Verbindungen	60
5.3.3	Verringerung der Färbung.....	61
5.3.4	Elimination adsorbierbarer halogener organischer Verbindungen (AOX)	62
5.3.5	Änderung des toxischen Potentials.....	63
5.3.6	Elimination oberflächenaktiver Substanzen	64
5.3.7	Elimination von Mikroschadstoffen	65
5.4	Leistung der Membranstufe	66
5.4.1	Flussleistung und Permeabilität.....	66
5.4.2	Regenerierbarkeit und Reinigungsaufwand.....	69
5.4.3	Einfluss der eingesetzten Membranen auf den Rückhalt.....	71
5.5	Bewertung der Ergebnisse im Hinblick auf eine technische Realisierung.....	72
6	Wissenschaftliche Ansätze zur Prozessoptimierung industrieller Membranbioreaktoren.....	76
6.1	Einführung	76
6.2	Strategien zur Verbesserung der MBR-Ablaufqualität	77
6.2.1	Problemstellung und Lösungsansätze	77
6.2.2	Grundlagen zur Aktivkohleadsorption	80
6.2.3	Kenntnisstand zum kombinierten Einsatz von pulverisierter Aktivkohle und Mikro- und Ultrafiltrationsmembranen.....	81
6.2.4	Eigene Untersuchungen zur Steigerung der Ablaufqualität mittels simultaner PAC-Zugabe.....	83
6.2.5	Zusammenfassung und Diskussion der simultanen PAC-Zugabe in MBR	88
6.3	Strategien zur Steigerung der Filtrationsleistung	93
6.3.1	Einführung	93
6.3.2	Übersicht über die Arten der Membranverschmutzung.....	94
6.3.3	Fouling - Kenntnisstand und Strategien zur Verminderung.....	95

6.3.4	Scaling – Kenntnisstand und Strategien zur Verminderung.....	98
6.3.5	Methoden und Modelle zur Charakterisierung des Filtrationsverhaltens	100
6.3.6	Veranlassung und Übersicht über die Untersuchungen.....	106
6.3.7	Untersuchungen zur Verminderung von Biofouling und kolloidalem Fouling	107
6.3.8	Untersuchungen zur Verminderung von Scaling.....	115
6.3.9	Zusammenfassung und Diskussion	121
7	Bewertung der Maßnahmen zur Prozessoptimierung von MBR	131
7.1	Einführung	131
7.2	Bewertungskriterien und -methoden	131
7.3	Bewertung von Maßnahmen zur Steigerung der Reinigungsleistung	134
7.3.1	Nutzwertanalyse zur Bewertung der Nachhaltigkeit.....	134
7.3.2	Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen	136
7.4	Bewertung von Hilfsstoffzugaben zur Verminderung von Fouling.....	139
7.4.1	Bewertung der Nachhaltigkeit.....	139
7.4.2	Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen	140
7.5	Bewertung der Maßnahmen zur Verminderung von Scaling.....	148
7.5.1	Nutzwertanalyse zur Bewertung der Nachhaltigkeit.....	148
7.5.2	Wirtschaftlichkeitsbetrachtung	151
8	Zusammenfassung und Ausblick	156
	Literatur	162
	Anhang	182

Verzeichnis der Abbildungen

Abbildung 2-1:	Einteilung der Membranverfahren nach der Größenordnung der abtrennbaren Stoffe [MUNLV 2003].....	4
Abbildung 2-2:	Schematische Darstellung der Funktionsweise einer Membran [MUNLV 2003].....	6
Abbildung 3-1:	Verschaltungsarten der Bioreaktoren und Anordnungsmöglichkeiten der Membranstufe.....	30
Abbildung 4-1:	Verfahrensschema einer labortechnischen Anlage (Lt1) mit vorgeschalteter Denitrifikation.....	43
Abbildung 4-2:	Teststand für Crossflow-Membranmodule (MF/ UF): (1: temperierter Arbeitstank; 2: Feedpumpe; 3: Messwerterfassung; 4 Membranmodule).....	46
Abbildung 4-3:	Aufbereitungs- und Analysenschema zur substanzspezifischen GC/MS, FIA-, LC/MS und -MS/MS-Untersuchung des Probenmaterials [Pinnekamp et al. 2005]	51
Abbildung 5-1:	Foto des gelartigen Membranbelags bei Behandlung des Abwassers T2	69
Abbildung 6-1:	CSB-Konzentrationen bei Behandlung des MBR-Ablaufs unterschiedlicher Herkunft mit verschiedenen Aktivkohleprodukten	85
Abbildung 6-2:	Konzentrationen ausgewählter pharmazeutischer Grund- und Wirkstoffe vor/ nach PAC-Zugabe.....	86
Abbildung 6-3:	AOX-Konzentrationen in Zu- und Ablauf der MBR-Versuchsanlage mit/ ohne PAC-Dosierung (behandeltes Abwasser: T2 + kA).....	87
Abbildung 6-4:	Gegenüberstellung der PAC-Beladung im MBR (PAC-MBR) und in Vorversuchen mit MBR-Filtrat (PAC-Filtrat)	90
Abbildung 6-5:	Parameterstudie zur PAC Anreicherung im Biomasse-PAC-Gemisch für unterschiedliche Schlammabbauleistungen und Zuflusskonzentrationen	92
Abbildung 6-6:	Untersuchungsschwerpunkte zur Fouling-/ Scalingproblematik bei industriellen MBR-Anwendungen.....	107
Abbildung 6-7:	Verhältnis von CST/TR zur Differenz des CSB im Überstand und Permeat von MBR bei unterschiedlichen Abwässern.....	110
Abbildung 6-8:	CST/TR-Werte des BWSG ohne und nach Zugabe von Hilfsstoffen unterschiedlicher Art und Konzentration	113
Abbildung 6-9:	GPC-UV/VIS Analysen zur FeCl ₃ -Fällung der BSWG-Überstände...	114
Abbildung 6-10:	Verlauf von Transmembrandruck und Permeabilität über der Versuchszeit	116
Abbildung 6-11:	EDX-Analyseergebnisse einer neuen (links) sowie einer durch Scaling verunreinigten Membran (rechts)	117

Abbildung 6-12:	Zeitlicher Verlauf des pH-Werts im Zulauf und im Reaktor mit und ohne Luftkreislaufführung.....	120
Abbildung 6-13:	Zeitlicher Verlauf des Transmembrandrucks und der Permeabilität im kleintechnischen MBR mit Luftkreislaufführung.....	120
Abbildung 6-14:	Zusammenstellung der Methoden zur Erfassung des kolloidalen Foulings	127
Abbildung 6-15:	Zusammenstellung der Methoden zur Erfassung des Scalingpotentials.....	128
Abbildung 7-1:	Spezifische Kosten für den Bereich der Membranstufe in Abhängigkeit vom spezifischen Fluss	141
Abbildung 7-2:	Spezifische Jahreskosten für die Polymerzugabe als Funktion der einzustellenden Zielkonzentration	144
Abbildung 7-3:	Spezifische Kosten der Dosierung von FeCl ₃ bezogen auf die Dosierkonzentration	145
Abbildung 7-4:	Ermittlung der Kostendeckung als Funktion der FeCl ₃ -Dosierkonzentration und der Flussteigerung der Membranstufe	146
Abbildung 7-5:	Ermittlung der Kostendeckung als Funktion der Polymer-Zielkonzentration und der Flussteigerung der Membranstufe ...	147
Abbildung 7-6:	Spezifische Einsparungen durch Maßnahmen zur Verminderung von Scaling	152
Abbildung 7-7:	Kosten verschiedener Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung.....	154

Verzeichnis der Tabellen

Tabelle 2.1:	Definition von Fluss, Selektivität und Rückhaltevermögen [Melin 1999].	7
Tabelle 2.2:	Porengröße bzw. MWCO, Membrantyp und TMP von Membranverfahren	9
Tabelle 2.3:	Energiebedarf von Membranverfahren bei verschiedenen Betriebsarten [ATV 2002a, ergänzt].....	11
Tabelle 2.4:	Kenndaten sowie Vor- und Nachteile der bedeutendsten Modultypen [ATV 2002a und Pinnekamp, Friedrich 2006a, ergänzt]	13
Tabelle 2.5:	Rohrmodule; links: schematische Darstellung des Modulaufbaus rechts: Modultypen [Foto: Wehrle Werk AG]	15
Tabelle 2.6:	Kapillarmodul der Fa. Zenon; links: schematischer Aufbau eines Modulelements rechts: Ansicht einer Modulkassette [Foto: Zenon] .	16
Tabelle 2.7:	Plattenmodul der Fa. Kubota; links: schematischer Aufbau des Moduls rechts: Ansicht eines Plattenpakets [Foto: Kubota]	17
Tabelle 2.8:	Analytische Parameter zur Abwassercharakterisierung	18
Tabelle 2.9:	Kenngrößen zur Beschreibung des Betriebs und der Leistung von Bioreaktoren	22
Tabelle 4.1:	Untersuchungsziele	40
Tabelle 4.2:	MBR-Versuchsanlagen: Bioreaktorvolumina und Besonderheiten	41
Tabelle 4.3:	Zusammenstellung der erfassten Betriebsparameter	44
Tabelle 4.4:	Messdatenerfassung am Teststand.....	46
Tabelle 4.5:	Untersuchte getauchte Module.....	47
Tabelle 4.6:	Untersuchte Rohrmodule.....	48
Tabelle 4.7:	Eingesetzte chemische, physikalisch-chemische, biochemische und biologische Untersuchungsmethoden nach [DEV]	49
Tabelle 4.8:	Untersuchungsmethoden zur Bestimmung der Abbaubarkeit bzw. der Nitrifikationshemmung	50
Tabelle 4.9:	Physikalische Untersuchungsmethoden von Belebtschlämmen.....	52
Tabelle 4.10:	Eingesetzte mikroskopische Untersuchungsmethoden	53
Tabelle 4.11:	Untersuchte Abwässer	53
Tabelle 5.1:	Methoden und Ziele der Abwassercharakterisierung	56
Tabelle 5.2:	Zusammenstellung der zentralen Ergebnisse der Abwassercharakterisierung	57
Tabelle 5.3:	Zusammenstellung der Prozessbedingungen in den Bioreaktoren bei störungsfreiem Betrieb	58
Tabelle 5.4:	Zusammenstellung der Ergebnisse zur Elimination organischer Abwasserinhaltsstoffe.....	60

Tabelle 5.5:	Ergebniszusammenstellung zur Stickstoffelimination.....	61
Tabelle 5.6:	Ergebniszusammenstellung zur Verringerung der Extinktion für verschiedene Farbbereiche.....	62
Tabelle 5.7:	Ergebniszusammenstellung der AOX-Konzentrationen im Zu- und Ablauf sowie im Belebtschlamm.....	63
Tabelle 5.8:	Ergebniszusammenstellung zur mittleren Daphnien- und Leuchtbakterientoxizität von Zu- und Ablauf.....	63
Tabelle 5.9:	Zu- und Ablaufkonzentrationen sowie Eliminationsgrade oberflächenaktiver Substanzen (bestimmt mittels der Parameter MBAS und BiAS).....	65
Tabelle 5.10:	Zusammenstellung der dauerhaft erzielbaren Flüsse.....	67
Tabelle 5.11:	Ermittelter Reinigungsaufwand sowie Abschätzung der anzusetzenden Reinigungsintervalle.....	70
Tabelle 5.12:	Ergebniszusammenstellung zum membranspezifischen Rückhalt bei der Filtration verschiedener Belebtschlämme.....	71
Tabelle 5.13:	Ergebniszusammenstellung zum spezifischen Rückhalt von CF-Rohrmodulen bei der Filtration verschiedener Belebtschlämme.....	72
Tabelle 5.14:	Bewertung der Einsetzbarkeit von MBR in Bezug auf die Reinigungs- und Filtrationsleistung.....	75
Tabelle 6.1:	Mittels PAC-MBR untersuchte Abwässer.....	84
Tabelle 6.2:	Eliminationsraten bzgl. ausgewählter pharmazeutischer Grund- und Wirkstoffe in Abhängigkeit von der simultanen PAC-Dosierung.....	88
Tabelle 6.3:	Potentielle Vor- und Nachteile des PAC-MBR gegenüber nachgeschalteten AKF zur Reinigung industrielle Abwässer.....	90
Tabelle 6.4:	Einflüsse der Prozessbedingungen auf den Gehalt an EPS und die Foulingneigung - Literaturlauswertung.....	96
Tabelle 6.5:	Methoden und Parameter zur Charakterisierung des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches und der Membran im Hinblick auf Fouling.....	102
Tabelle 6.6:	Klassifizierung von Kühl- und Kesselspeisewasser nach dem Langelier-Sättigungsindex.....	105
Tabelle 6.7:	Untersuchungsparameter bzw. -methoden zur Charakterisierung der Eigenschaften wässriger Medien in Bezug auf Biofouling und kolloidales Fouling.....	108
Tabelle 6.8:	Eingesetzte Mittel zur Steigerung der Filtrationsleistung.....	109
Tabelle 6.9:	Zusammenstellung der erzielten Flussleistung und ausgewählter Kennwerte zur Charakterisierung des filtrierte BSWG für verschiedene Abwässer.....	111
Tabelle 6.10:	Gegenüberstellung der Konzentrationen fouling-relevanter Fraktionen sowie des Filtrierbarkeitskennwertes für das Abwasser B3.....	112
Tabelle 6.11:	Faktoren für eine Erhöhung des Foulingpotentials.....	123

Tabelle 6.12:	Zusammensetzung von Überstand und Membranbelag in Bezug auf fouling-relevante Komponenten.....	125
Tabelle 7.1:	Bewertungskriterien.....	132
Tabelle 7.2:	Zusammenstellung der durchgeführten Bewertungen.....	134
Tabelle 7.3:	Einordnung von Maßnahmen zur Steigerung der Reinigungsleistung....	135
Tabelle 7.4:	Nutzwertanalyse von Maßnahmen zur Steigerung der Ablaufqualität....	136
Tabelle 7.5:	Bemessungsabhängige Kostenfaktoren von Maßnahmen zur Steigerung der Ablaufqualität.....	137
Tabelle 7.6:	Aufteilung der Jahreskosten für die simultane PAC-Zugabe*.....	138
Tabelle 7.7:	Vor- und Nachteile der Fällung fouling-relevanter Stoffe.....	139
Tabelle 7.8:	Nutzwertanalyse verschiedener Maßnahmen zur Verminderung von Scaling.....	150
Tabelle 7.9:	Berücksichtigte Kostenfaktoren von Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung.....	153
Tabelle 7.10:	Einflüsse auf die Wirtschaftlichkeit verschiedener Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung.....	155

Abkürzungsverzeichnis

A _M	Membranfläche
AbwAG	Abwasserabgabengesetz
AbwV	Abwasserverordnung
AFS	Abfiltrierbare Stoffe
AKF	Aktivkohlefilter
AO	Acridinorange (Färbung)
AOX	Adsorbierbare organische Kohlenwasserstoffe
AS	Absetzbare Stoffe
ATV	Abwassertechnischer Verein
BET	Brunauer, Emmet und Teller
BiAS	Bismut-aktive Substanzen
BSB ₅	Biochemischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen
BSWG	Belebtschlamm-Wasser-Gemisch
B _R	Raumbelastung
B _{TS}	Schlammbelastung
BVT	Best-verfügbare Techniken
C	Kohlenstoff
CF	Crossflow
c _K	Konzentration der Komponente K
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
CST	Capillary Suction Time (kapillare Fließzeit)
Cu	Kupfer
DNA	Desoxyribonukleinsäure
DEV	Deutsche Einheitsverfahren
DIN	Deutsches Institut für Normung
DOC	Dissolved Organic Carbon (gelöster organischer Kohlenwasserstoff)
EDX	Energy Dispersive X-ray
EfOM	Effluent organic matter
EG	Europäische Gemeinschaft
EN ISO	Europäische Norm
EOX	Extrahierbare Organische Halogenverbindungen
EPS	Extrazelluläre polymere Substanzen
EU	Europäische Union
FDA	Fluoresceindiacetat
FeCl ₃	Eisen(III)chlorid
FIA	Fließinjektionsanalyse
FTIR	Fourier-Transformations-Infrarot
GAC	Granulated Activated Carbon
GC	Gaschromatografie
G _D	kritische Verdünnungsstufe im Daphnientest
GL	kritische Verdünnungsstufe im Leuchtbakterientest
GPC	Gelpermeationschromatografie
GV	Glühverlust
Hg	Quecksilber
HRT	Hydraulic Retention Time
HS	Huminsäuren

ISA	Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen
ISV	Schlammvolumenindex
IVU	Integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltschmutzung (Richtlinie)
kg	Kilogramm
KH	Kohlenhydrate
KW-Index	Kohlenwasserstoffindex
LC	Liquid Chromatography (Flüssigkeitschromatografie)
LD	Lösungsdiffusion
LF	Leitfähigkeit
LSI	Langelier Sättigungsindex
MBAS	Methylenblau-aktive Substanzen
MBR	Membranbioreaktor
MF	Mikrofiltration
MFI	Modified Filtration Index
MPE	Membrane Performance Enhancer (Produktbezeichnung der Fa. Nalco)
MS	Massenspektrometer
MSR	Mess-, Steuer und Regelungstechnik
MUNLV	Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen
MWCO	Molecular Weight + Cut Off
N	Stickstoff
NF	Nanofiltration
N _{ges}	Gesamt-Stickstoff
NH ₄ -N	Ammonium-Stickstoff
Ni	Nickel
NN	Nomen Nominandum
NO ₂ -N	Nitrit-Stickstoff
NO ₃ -N	Nitrat-Stickstoff
NOM	Natural Organic Matter
N _{org}	Organisch gebundener Stickstoff
η	Dynamische Viskosität
PAC	Powdered Activated Carbon
PACT	Powdered Activated Carbon Treatment
PAN	Polyacrylnitril
PES	Polyethersulfan
P _{ges}	Gesamt-Phosphor
PI	Propidiumiodid (Färbung)
PO ₄ -P	Phosphat- Phosphor
PP	Polypropylen
PS	Polysulfon oder Polysaccharide
PSD	Particle Size Distribution
PVDF	Polyvinylidenfluorid
Q	Anlagendurchsatz
R	Rückhaltevermögen
REM	Rasterelektronenmikroskopie
RNA	Ribonukleinsäure
RO	Reverse Osmosis (Umkehrosiose)
S	Selektivität

SAK	Spektraler Absorptionskoeffizient
SBR	Sequencing Batch Reactor
SCF	Semi-Crossflow
SDI	Silt Density Index (Kolloidindex)
SEC	Size Exclusion Chromatography (Größenausschlusschromatografie)
Si	Silicium
SMP	Soluble microbial products
SPE	Solid Phase Extraction
SRT	Solid Retention Time
SV	Schlammvolumen
T	Temperatur
TMP	Trans Membrane Pressure (Transmembrandruck)
TOC	Total Organic Carbon (gesamter organischer Kohlenstoffgehalt)
TR	Trockenrückstand
TS	Trockensubstanz
TTF	Time To Filter
t_{TS}	Schlammalter
UBA	Umweltbundesamt
UF	Ultrafiltration
ÜS	Überschussschlamm
V	Volumen
V_{BR}	Bioreaktorvolumen
WHG	Wasserhaushaltsgesetz
WRRL	Wasserrahmenrichtlinie

1 Einleitung

Membranverfahren zur Trennung wässriger Medien zählen zu den Aufbereitungsverfahren mit großem Entwicklungspotential. Dieses wurde bereits während der zurückliegenden 50 Jahre in vielen Bereichen unter Beweis gestellt und wird sich den Prognosen zu Folge auch in der nahen Zukunft weiter fortsetzen. Zurückzuführen ist dieses auf die stetige Fortentwicklung von Membranmaterialien und Modulen sowie der verfahrenstechnischen Implementierung in den Trennprozess. Inzwischen sind Membranverfahren in Anwendungsbereichen wie der Trinkwasseraufbereitung, der Abwasserreinigung, der Prozesswasseraufbereitung und der Produktaufkonzentrierung etabliert. Membranen wurden zunächst ausschließlich zur direkten Aufbereitung der Stoffströme eingesetzt.

Eine bedeutende Entwicklung der letzten Jahrzehnte ist die hybride Kombination von biologischer Abwasserreinigung und Membrantechnik, in so genannten Membranbioreaktoren (MBR). MBR resultieren aus der Weiterentwicklung der biologischen Abwasserreinigung mit suspendierter Biomasse in Bioreaktoren, wobei Membranmodule anstelle einer Sedimentationsstufe zur Abtrennung der Biomasse vom biologisch gereinigten Abwasser eingesetzt werden. MBR eignen sich prinzipiell zur Reinigung organisch belasteter Abwässer und können zur Reinigung kommunaler sowie entsprechend geprägter industrieller Abwässer eingesetzt werden. Aus diesem Grund konkurrieren sie in diesen Bereichen mit etablierten konventionellen biologischen Reinigungsanlagen, wie z.B. Belebungs- oder Tropfkörperanlagen.

Gegenüber konventionellen biologischen Abwasserreinigungsanlagen zeichnen sich MBR insbesondere durch eine höhere Ablaufqualität sowie einen geringeren Platzbedarf aus. Neben wirtschaftlichen und ökologischen Vorteilen sind auch rechtliche Entwicklungen, wie z.B. weitergehende Anforderungen an den Stand der Technik, denkbar, die für den vermehrten Einsatz von MBR auch im industriellen Bereich sprechen.

Die meisten Erkenntnisse zu MBR liegen bislang für den Bereich der kommunalen Abwasserreinigung vor. Zahlreiche klein- und großtechnische Realisierungen boten die Veranlassung und die Möglichkeit sich intensiv mit der Bemessung, dem Betrieb und der weiteren Entwicklung von MBR auseinanderzusetzen. Prinzipiell hat sich dabei gezeigt, dass aufgrund der ähnlichen Zusammensetzung kommunaler Abwässer nur relativ geringe Leistungsunterschiede zwischen unterschiedlichen Anlagen auftre-

ten.

Erfahrungen zur Bemessung und zum Betrieb industrieller MBR zeigen hingegen starke Leistungsunterschiede gegenüber kommunalen Anwendungen auf. Diese sind auf die extremen Unterschiede der Abwasserbeschaffenheit verschiedener Industriebranchen zurückzuführen und wirken sich auf die biologische Reinigungsleistung bzw. die erzielbare Ablaufqualität und die Leistung der Membrantrennstufe aus. Beide Leistungsfaktoren bilden wesentliche Entscheidungskriterien für die Einsetzbarkeit und die Wirtschaftlichkeit von MBR. Üblicherweise sind daher aufwendige Pilotierungen durchzuführen, um die Leistungsfähigkeit von MBR für ein unbekanntes Abwasser zu ermitteln. Der Umfang der Untersuchungen geht dabei in der Regel nicht über eine reine Leistungsbestimmung hinaus.

Gegenstand dieser Arbeit ist die Analyse der Besonderheiten von MBR bei der Reinigung industrieller und anderer hochbelasteter Abwässer. Schwerpunkt wird hierbei auf die Untersuchung von Leistungsunterschieden bei der Behandlung unterschiedlicher Abwässer gelegt. Zentraler Aspekt ist die Ermittlung der wesentlichen Einflüsse auf die Leistung, von MBR. Weitergehend sollen auf Basis dieser Erkenntnisse Ansätze zur Prozessoptimierung entwickelt werden. Die erworbenen Kenntnisse sollen dabei einen repräsentativen Beitrag liefern, den erfolgreichen Einsatz von MBR im industriellen Bereich weiter voranzutreiben.

2 Grundlagen der Membrantechnik und der biologischen Abwasserreinigung

2.1 Allgemeine Grundlagen der Stofftrennung mit Membranen

2.1.1 Übersicht über die Membranverfahren und deren Einsatzgebiete

Grundsätzlich werden Membranverfahren zur Erlangung folgender Trennziele eingesetzt:

- Rückhalt von Störstoffen, z.B. zur Reinigung der membrangängigen Fraktion,
- Aufkonzentrierung von Wertstoffen, z.B. zur Erhöhung der Produktreinheit oder zur Rückgewinnung von Prozesschemikalien und
- Fraktionierung, z.B. zur Auftrennung in zwei oder mehrere Komponenten.

Zur Bewerkstelligung dieser Trennziele stehen verschiedene Membranverfahren zur Verfügung, die sich hinsichtlich ihrer Trenngrenze (Porengröße oder Cut-Off) und der aufzuwendenden Triebkraft (Druck) unterscheiden. Die für die Wasser- und Abwasseraufbereitung bedeutendsten Membranverfahren sind hierbei:

- die Mikrofiltration (MF) zur Abtrennung/ Aufkonzentrierung partikulärer Stoffe,
- die Ultrafiltration (UF) zur Abtrennung/ Aufkonzentrierung partikulärer und kolloidal gelöster Stoffe
- die Nanofiltration (NF) zur Abtrennung/ Aufkonzentrierung mehrwertiger Ionen und
- die Umkehrosmose (RO) zur Abtrennung von einwertigen Ionen und Molekülen.

Eine Zusammenstellung der Verfahren sowie der Größenbereiche der abtrennbaren Stoffe ist in Abbildung 2-1 wiedergegeben.

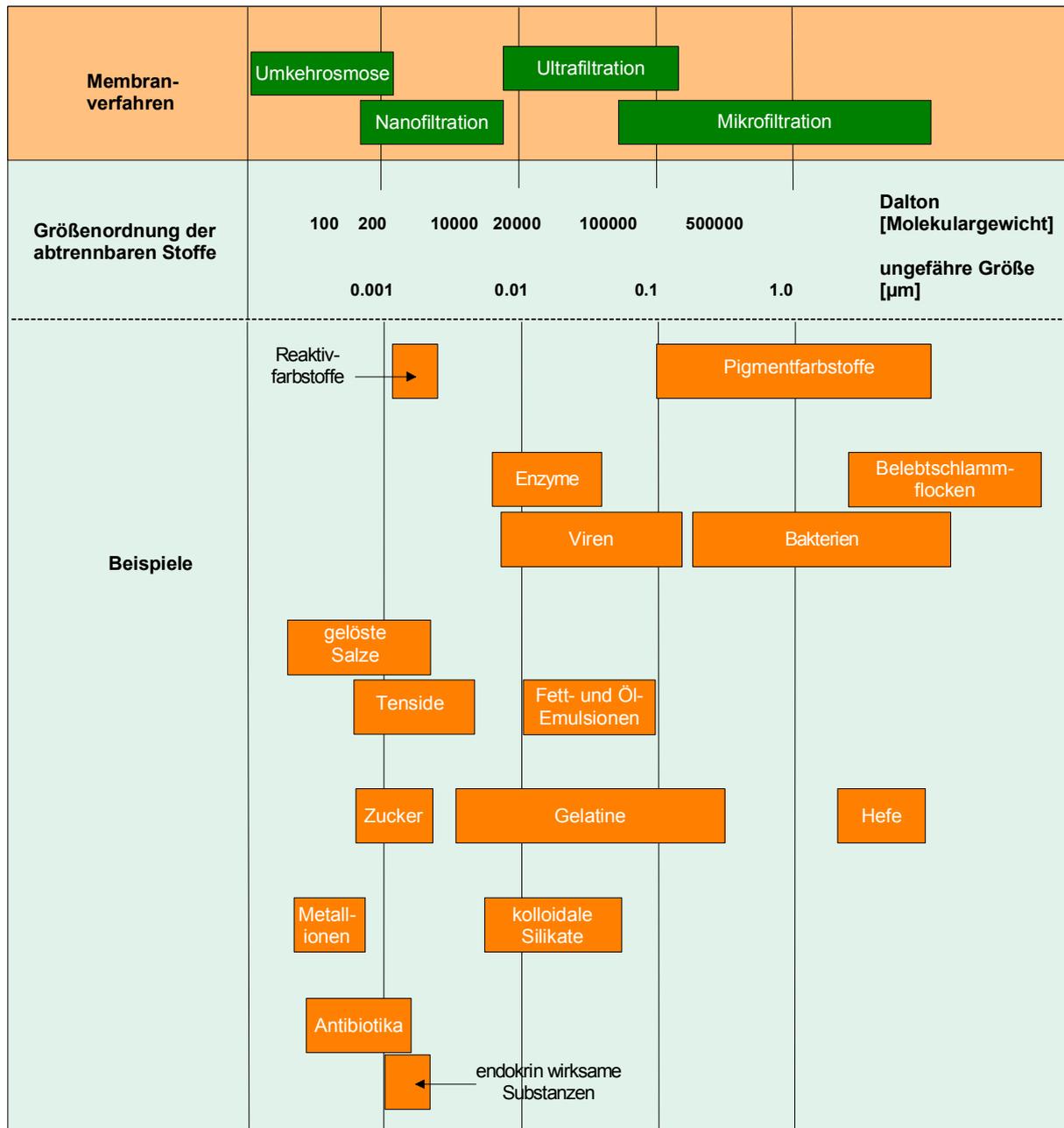


Abbildung 2-1: Einteilung der Membranverfahren nach der Größenordnung der abtrennbaren Stoffe [MUNLV 2003]

Auf dem breiten Einsatzgebiet der Stofftrennung konkurrieren die Membranverfahren mit klassischen Trennverfahren, wie z.B. Destillation, Verdampfung, Zentrifugation, Flotation, Fällung/Flockung und Sedimentation. Als Gründe für die zunehmende Verbreitung der Membranverfahren werden nach Caetano et al. [1995] folgende Vorteile gegenüber klassischen Trennverfahren angeführt:

- die Inhaltsstoffe des zu trennenden Gemisches werden während der Trennung nicht chemisch verändert, so dass eine anschließende Weiterverwendung der Inhaltsstoffe möglich ist;
- Eigenschaften der Membranen sind variabel und können spezifischen Anforderungen weitgehend angepasst werden;
- geringer Energiebedarf, da weder Phasen- noch Temperaturwechsel für die Trennung erforderlich sind;
- es werden keine Hilfsstoffe für die Trennung benötigt;
- Anlagen sind einfach zu bedienen und zu warten;
- modulare und kompakte Bauweise verringert den Platzbedarf und vereinfacht die Erweiterung von Anlagenkapazitäten.

Aufgrund des rein physikalischen Trennprinzips, der hohen Trennleistung und Prozessstabilität und letztendlich der Wirtschaftlichkeit konnten sich Membranverfahren in vielen Anwendungsbereichen der Produktaufkonzentrierung, Abwasser- und Trinkwasseraufbereitung gegenüber anderen Verfahrenstechniken durchsetzen und stellen vielfach bereits den Stand der Technik dar (siehe z.B. [Pinnekamp, Friedrich 2006a; Caetano et al. 1995]).

2.1.2 Funktionsweise und Grundbegriffe der Membranverfahren

Die Stofftrennung flüssiger Gemische mit Membranen ist ein rein physikalischer Trennvorgang, bei dem die zu trennenden Komponenten weder thermisch, chemisch noch biologisch verändert werden. Das Trennprinzip gleicht hierbei im weitesten Sinne dem eines Filters. Die Trennung im Zuge eines Membranfiltrationsprozesses erfolgt dadurch, dass bestimmte Stoffe des zu trennenden Stoffgemisches von der Membran zurückgehalten werden, andere diese hingegen ungehindert passieren können.

Das aufzubereitende Stoffgemisch, wie z.B. ein industrielles Rohabwasser, wird in der Membrantechnik als Feed bezeichnet. Die membrangängige Komponente, vor allem bestehend aus dem Lösungsmittel (zumeist Wasser), wird als Filtrat (nur bei MF und UF) oder Permeat bezeichnet. Durch den membranbedingten Rückhalt bestimmter Stoffe erfolgt eine Aufkonzentrierung dieser Stoffe auf der Feedseite der Membran.

Das resultierende Stoffgemisch wird als Konzentrat (nur bei MF und UF) oder Retentat bezeichnet. Funktionsweise und Begriffe sind in Abbildung 2-2 dargestellt.

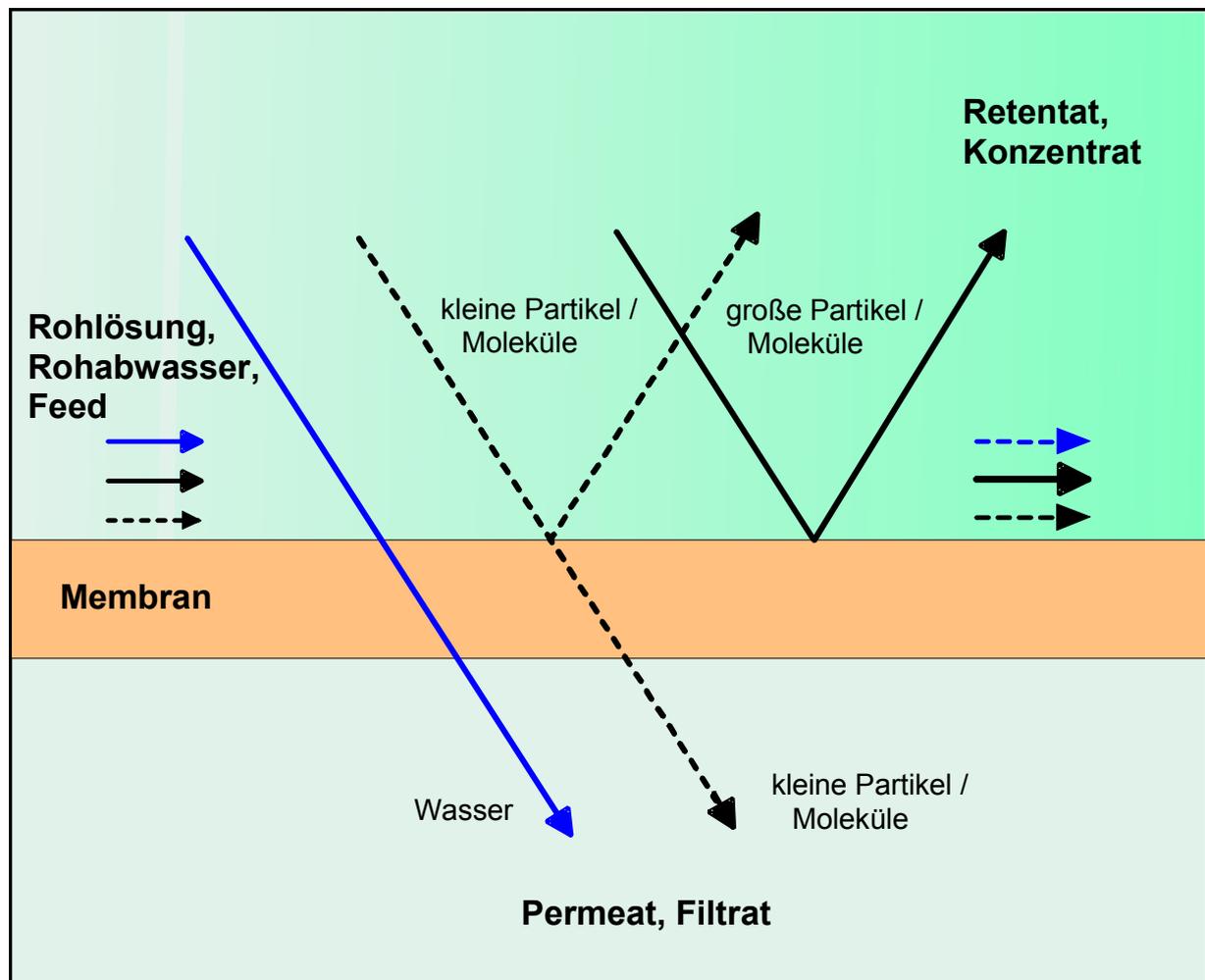


Abbildung 2-2: Schematische Darstellung der Funktionsweise einer Membran [MUNLV 2003]

Entscheidend für den wirtschaftlichen Einsatz von Membranverfahren sind die Selektivität, das Rückhaltevermögen und die Leistungsfähigkeit der eingesetzten Membranen (siehe Tabelle 2.1).

Die Selektivität (S) beschreibt hierbei die Fähigkeit zwischen den Komponenten des aufzubereitenden Stoffgemisches zu unterscheiden und ist z.B. für ein binäres Stoffgemisch definiert über das Verhältnis der Konzentrationsquotienten der beiden Komponenten in Permeat und Feed.

Das Rückhaltevermögen (R) beschreibt den Rückhalt für eine ausgewählte Komponente eines Stoffgemisches und gibt das Verhältnis von Konzentrationsverminderung einer Komponente von Feed zu Permeat und Ausgangskonzentration im Feed wieder.

Die Leistungsfähigkeit einer Membran wird über den unter bestimmten Betriebsbedingungen erzielbaren flächenspezifischen Permeatfluss (in $L/(m^2 \cdot h)$) definiert. Das Verhältnis von Permeatfluss und treibender Druckdifferenz beschreibt die Durchlässigkeit einer Membran, die sogenannte Permeabilität.

	Feed	Permeat
Definitionen		
Fluss:	$\dot{v}_M = \frac{\dot{v}_P}{A_M}$	$\left[\frac{L}{m^2 s} \right]$
Selektivität:	$S_{ij} = \frac{y_i / x_i}{y_j / x_j}$	[-]
Für binäre Mischungen:	$S_{ij} = \frac{y_i / (1 - y_i)}{x_i / (1 - x_i)}$	[-]
Rückhaltevermögen:	$R_i = \frac{x_{iF} - x_{iP}}{x_{iF}} = 1 - \frac{x_{iP}}{x_{iF}}$	[-]

Tabelle 2.1: Definition von Fluss, Selektivität und Rückhaltevermögen [Melin 1999]

Für die effiziente Anwendung von Membranverfahren sind für alle genannten Kenngrößen möglichst hohe Werte wünschenswert, wobei eine geringe Leistung durch die Bereitstellung größerer Membranflächen zu kompensieren ist.

2.1.3 Trennmechanismen und Membrantypen

Je nach Membranverfahren erfolgt die Trennung durch Größenausschluss oder aufgrund von Unterschieden im Lösungs- und Diffusionsverhalten der zu trennenden Komponenten in der Membran, wobei bei realen Membrantrennprozessen beide zu Grunde liegenden Transportmechanismen nebeneinander auftreten können. Idealisiert wird bezüglich der Morphologie zwischen Poren- und Lösungsdiffusionsmembranen (LD-Membran), sog. dichten Membranen unterschieden, MF- und UF-Membranen werden den Porenmembranen zugeordnet. Im Trennprozess erfolgt ein rein konvektiver Stofftransport durch die Membranporen, der mit den Gesetzen der Rohrströmung in Kapillaren (Hagen-Poiseuille Gesetz) beschrieben werden kann. Die Durchmesser der Membranporen bzw. die Porengröße oder -weite sowie deren Größenverteilung bestimmen hierbei maßgeblich die Zusammensetzung der permeierenden bzw. zurückgehaltenen Komponente. Zur Charakterisierung des Rückhaltevermögens von Membranen werden bei MF-Membranen die Porenweite (in μm ; zur Definition der abtrennbaren Partikelgröße) bzw. bei UF-Membranen der Molecular Weight Cut Off (MWCO) (in Dalton; zur Definition der abtrennbaren Kolloide/ Makromoleküle anhand ihres Molekulargewichtes) angegeben. Darüber hinaus kann sich das Rückhaltevermögen der Membran erhöhen, wenn sich bedingt durch die Aufkonzentrierung der zurückgehaltenen Komponenten vor bzw. auf der Membran eine Deckschicht ausbildet, deren Durchlässigkeit unter der der Membran liegt. Hierbei wird von deckschichtkontrollierten Prozessen gesprochen.

NF- und RO-Membranen werden den LD-Membranen zugeordnet. Der Stofftransport der permeierenden Komponente durch die Membran wird hierbei von der Sorption, der Diffusion und der Desorption in bzw. aus der trennaktiven Membranschicht bestimmt. Die Differenz des elektrochemischen Potentials zu beiden Seiten der Membran ist hierbei entscheidend für den diffusiven Stofftransport der gelösten Abwasserinhaltsstoffe, der über die Gesetzmäßigkeiten der Diffusion (Ficksches Gesetz) beschrieben werden kann. Vereinfacht erfolgt hier die Charakterisierung des Rückhaltevermögens über den MWCO.

Treibende Kraft für die angesprochenen Trennprozesse ist die Druckdifferenz zwischen Feed- und Permeatseite, die sog. transmembrane Druckdifferenz bzw. der Transmembrandruck (TMP; englisch: transmembrane pressure). Der aufzuwendende TMP nimmt hierbei mit abnehmender Trenngrenze der eingesetzten Membranen zu.

Eine Zusammenstellung der Porengröße bzw. MWCO, Membrantypen und typischer PMP der verschiedenen Membranverfahren ist Tabelle 2.2 zu entnehmen.

Tabelle 2.2: Porengröße bzw. MWCO, Membrantyp und TMP von Membranverfahren

Membranverfahren	Porengröße / MWCO	Membrantyp	TMP
Mikrofiltration	0,1 - 1 µm / -	Porenmembran	< 3 bar
Ultrafiltration	0,004 – 0,1 µm / 2.000 – 200.000 d	Porenmembran	< 10 bar
Nanofiltration	- / > 200 d	LD-Membran	5 – 40 bar
Umkehrosiose	- / < 200 d	LD-Membran	5 - 70 bar

2.1.4 Membranmaterialien und -aufbau

Die in der Abwasserreinigung eingesetzten synthetischen, festen Membranen werden hinsichtlich des verwendeten Materials nach organischen und anorganischen Membranen unterschieden.

Organische Membranen bzw. Polymermembranen sind bei sämtlichen Membranverfahren (MF, UF, NF, RO) in der Abwasserreinigung dominierend. Gründe hierfür liegen in den gegenüber anorganischen Membranen geringeren Herstellungskosten, den vielseitigen Möglichkeiten bei der Modulgestaltung (vgl. Kapitel 2.1.6) und der Möglichkeit, aus der Vielzahl existierender Werkstoffe das für ein spezifisches Trennproblem geeignete Polymer auswählen zu können. Gängige Grundwerkstoffe für den Bereich der MF und UF sind z.B. Polysulfon (PS), Polyethersulfon (PES), Polypropylen (PP), Polyvinylidenfluorid (PVDF) und Polyacrylnitril (PAN). Weitergehend können die Polymerwerkstoffe durch chemische Modifizierungen mit spezifischen Eigenschaften, wie z.B. Hydrophilität oder Ladung, versehen werden, die das Rückhaltevermögen oder die Leistung für spezifische Trennprobleme maßgeblich bestimmen.

Anorganische Werkstoffe, wie z.B. Keramik, Aluminium und Edelstahl, werden großtechnisch hauptsächlich im Bereich der Mikro- und Ultrafiltration eingesetzt. Keramische Membranen in Form von Multikanal-Rohrmembranen besitzen hierbei die größte Bedeutung. Vorteile gegenüber den organischen Membranen liegen vor allem in der mechanischen, chemischen und thermischen Beständigkeit. Sie werden daher vornehmlich eingesetzt, wenn extrem aggressive Medien, wie z.B. lösesmittelhaltige Wässer, Wässer mit extremen pH-Werten oder Temperaturen > 60 °C, filtriert werden

oder die Membranen, wie z.B. in der Lebensmitteltechnik aus Hygienegründen, häufig chemisch gereinigt werden müssen.

2.1.5 Betriebsarten und Energiebedarf von Filtrationsprozessen

Grundsätzlich werden Membranfiltrationsprozesse bezüglich ihrer Betriebsart nach Dead-End- und Crossflow-Verfahren unterschieden. Für NF und RO wird hierbei üblicherweise der Crossflow-Betrieb angewendet, für MF und UF sind beide Betriebsarten möglich.

Beim Dead-End-Betrieb (auch: statische oder diskontinuierliche Filtration) wird die Membran idealisiert orthogonal mit dem Feed beaufschlagt. Hierdurch lagern sich während des Filtrationsvorganges die von der Membran zurückgehaltenen Komponenten auf der Membranoberfläche zu einer stetig wachsenden Deckschicht an. Analog zur Kuchenfiltration erhöht sich mit zunehmender Deckschichtdicke der Filtrationswiderstand, so dass zur Aufrechterhaltung des Permeatflusses der TMP erhöht werden muss bzw. der Permeatfluss bei konstantem TMP stetig abnimmt. Bei Erreichen eines Grenzzustandes, der z.B. von der Druckbeständigkeit der Membran oder Wirtschaftlichkeit des Filtrationsprozesses abhängig ist, wird der Filtrationsvorgang abgebrochen und die Deckschicht entfernt. Hierzu findet üblicherweise eine Flussumkehr des Permeatflusses statt, eine sogenannte Rückspülung. Dieses kann durch eine feedseitige Spülung der Membranflächen unterstützt werden. Im Betrieb erfolgt eine wirtschaftlich optimierte, periodische Abfolge von Filtrations- und Rückspülzyklen. Dead-End-Verfahren finden vor allem zur Aufbereitung von Stoffgemischen mit geringem Feststoffanteil, wie z.B. bei der Aufbereitung von Oberflächenwasser oder der Filtration von Kläranlagenabläufen, Einsatz.

Crossflow-Verfahren (auch: dynamische Filtration oder Querstromfiltration) zählen zu den kontinuierlich betriebenen Membranverfahren. Hier werden die Membranflächen während des Filtrationsprozesses kontinuierlich, parallel vom Feed überströmt. Die Überströmung der Membranflächen wird üblicherweise durch Feedpumpen gewährleistet, die eine zumeist turbulente Strömung erzeugen. Durch die strömungsbedingt in Membrannähe induzierten Scher- und Schleppkräfte soll die Deckschichtbildung, die aus den in Membranrichtung ablaufenden Permeations- und Aufkonzentrierungsvor-

gängen resultiert, weitgehend vermieden werden. Im Idealfall stellt sich ein stationärer Gleichgewichtszustand aus Deckschichtbildung und -reduzierung (auch: Deckschichtkontrolle) ein, der einen kontinuierlichen Filtrationsbetrieb bei konstanten Permeatflüssen ermöglicht.

Crossflow-Verfahren werden bei allen Abwasserreinigungsaufgaben eingesetzt, bei denen aufgrund der Feedzusammensetzung mit erhöhter Deckschichtbildung zu rechnen ist. Bedingt durch die aufzuwendende Strömungsenergie liegen die spezifischen Energiekosten für Crossflow-Verfahren jedoch deutlich über denen von Dead-End-Verfahren (vgl. Tabelle 2.3).

Tabelle 2.3: Energiebedarf von Membranverfahren bei verschiedenen Betriebsarten [ATV 2002a, ergänzt]

Membranverfahren	Betriebsart	Energiebedarf
MF, UF	Dead-End	0,1 – 0,3 kWh/ m ³
MF, UF	Semi-Crossflow	0,5 – 2 kWh/ m ³
MF, UF	Crossflow	2 – 10 kWh/ m ³
NF, RO	Crossflow	0,5 – 5 kWh/ m ³

Sogenannte Semi-Crossflow- oder Semi-Dead-End-Verfahren [Pinnekamp, Friedrich 2006a; ATV 2002a] weisen Merkmale beider zuvor erläuterten Grundbetriebsarten auf. So werden die Membranen, wie bei den reinen Crossflow-Verfahren, jedoch zu meist mit geringeren Strömungsgeschwindigkeiten unterhalb turbulenter Strömungszustände betrieben. Die Überströmung kann hierbei z.B. durch kontinuierliches oder intervallartiges Einpressen von Luft unterhalb senkrecht angeordneter Membranflächen erzielt werden [Ohle 2001]. Sowohl die aufsteigenden Luftblasen als auch die resultierende Strömung des Feeds wirken hierbei der Deckschichtbildung entgegen. Die Überströmung der Membranflächen bzw. die resultierende Deckschichtentfernung reichen üblicherweise nicht aus, um einen konstanten, hohen Permeatfluss zu erzielen. Unterstützend müssen daher zusätzlich periodische Maßnahmen zur Deckschichtreduzierung, wie bei den Dead-End-Verfahren eingesetzt werden. Mögliche Maßnahmen sind hierbei die Unterbrechung des Filtrationsprozesses bei durchgehender Überströmung oder die periodische permeatseitige Rückspülung der Membranflächen während spezifischer Permeationspausen.

Semi-Crossflow-Verfahren werden vor allem zur Aufbereitung gut filtrierbarer, fest-

stoffhaltiger Stoffgemische, wie z.B. zur Biomasseabtrennung in Membranbioreaktoren, in MF- und UF-Prozessen eingesetzt. Sie zeichnen sich gegenüber den reinen Crossflow-Verfahren durch erheblich geringere permeatspezifische Energiekosten aus (vgl. Tabelle 2.3). Jedoch sind erheblich geringere flächenspezifische Flüsse erzielbar.

2.1.6 Membranmodule und Modultypen

Die technische nutzbare Anordnung von Membranen in einer anschlussfähigen Einheit wird als (Membran-) Modul bezeichnet. Die Vielzahl unterschiedlicher Trennaufgaben und Anordnungsmöglichkeiten von Membranen im Prozess impliziert unterschiedlichste Anforderungen an die Modulgestaltung, die eine Vielfalt von Modulkonstruktionen hervorbringen. Typische Anforderungen an die Modulgestaltung sind hierbei möglichst

- gleichmäßige Überströmung der Membranflächen,
- hohe mechanische, chemische und thermische Stabilität,
- geringe Druckverluste,
- hohe Packungsdichte,
- kostengünstige Fertigung,
- effiziente Reinigungsmöglichkeit,
- kostengünstige Austauschbarkeit beschädigter Membranflächen sowie
- geringe Verblockungsneigung [Melin 1999, ergänzt].

Dieses Anforderungsprofil wird nicht zuletzt aufgrund der sich zum Teil widersprechenden Eigenschaften, wie z.B. hohe Packungsdichte und geringe Verblockungsneigung, von keiner Modulkonstruktion erfüllt. Bei der Auswahl eines geeigneten Moduls muss somit immer ein Kompromiss eingegangen werden.

Eine Zusammenstellung von Kenndaten sowie spezifischer Vor- und Nachteile der gebräuchlichsten Modultypen ist in Tabelle 2.4 wiedergegeben.

Tabelle 2.4: Kenndaten sowie Vor- und Nachteile der bedeutendsten Modultypen [ATV 2002a und Pinnekamp, Friedrich 2006a, ergänzt]

Modultyp	Rohrmodul	Kapillar-modul	Hohlfaser-modul	Platten-bzw. Kissen-modul	Wickel-modul
Membranverfahren	MF, UF, NF, RO	MF, UF, NF	UF, RO	MF, UF, NF, RO	NF, RO
Betriebsart	CF (extern), SCF (intern)	SCF, DE	DE, SCF	CF, DE, SCF	CF
Anordnung der Trennschicht	innen, außen	innen außen	innen, außen	außen	außen
verfahrenstechnische Anordnung	extern, intern	extern, intern	intern	extern, intern	intern
Packungsdichte [m²/m³]	< 80	< 1.000	< 10.000	< 100 (Platten) < 400 (Kissen)	< 1.000
Vorteile	- geringe Verstopfungsneigung - geringer Druckverlust	- hohe Packungsdichte - kostengünstige Fertigung - rückspülbar	- sehr hohe Packungsdichte - kostengünstige Fertigung - hohe Druckfestigkeit	- geringe Verstopfungsneigung (Platten) - Membranen einzeln austauschbar (Platten)	- kostengünstige Fertigung - hohe Packungsdichte
Nachteile	- geringe Packungsdichte	- geringe Druckfestigkeit	- hoher Druckverlust - Verstopfungsneigung	- geringe Packungsdichte	- hohe Verstopfungsneigung - keine mechanische Reinigungsmöglichkeit

Neben der o.g. Unterscheidung der Modultypen bzgl. ihrer Membrangeometrie, werden Membranmodule bzw. Modul-Systeme nach ihrer verfahrenstechnischen Anordnung im Aufbereitungsprozess unterschieden. Hiernach erfolgt eine Unterteilung in externe und interne Modulenanordnungen [Ohle 2001, Pinnekamp, Friedrich 2006a] bzw. in trocken und nass aufgestellte Modul-Systeme [ATV 2002b].

Bei extern angeordneten (trocken aufgestellten) Systemen werden die eingesetzten Module über Rohrleitungen, die z.B. mit einem Vorlagebehälter verbunden sind, mit dem Feed beaufschlagt. Als Beispiel für die externe Anordnung sind Membranstufen zu nennen, die im reinen Crossflow, wie z.B. RO-Stufen zur Trinkwasseraufbereitung oder UF-Stufen zur Emulsionsspaltung (meist als Wickel- oder Rohrmodule), oder

Dead-End, wie z.B. UF-Stufen zur weitgehenden Hygienisierung von Kläranlagenabläufen (meist als Kapillar- oder Hohlfasermodule), betrieben werden.

Bei der internen Anordnung werden die Module direkt in das zu filtrierende Gemisch eingetaucht. Es kommen sogenannte getauchte Niederdruck-Modulsysteme aus dem Bereich der Mikro- und Ultrafiltration zum Einsatz, die zumeist im Semi-Crossflow oder Dead-End betrieben werden. Bedeutendste Anwendungsfelder der getauchten Modulsysteme sind die Trinkwassergewinnung aus Oberflächenwässern und der Einsatz zur Belebtschlammabtrennung innerhalb von Membranbioreaktoren. Anwendung finden hierbei vor allem Kapillar- und Plattenmodulsysteme.

Aus der Vielzahl der verfügbaren Modultypen sollen im Folgenden die wichtigsten Vertreter der MF- und UF-Verfahren zur Abwasserreinigung in MBR näher vorgestellt werden. Bzgl. der hier nicht erläuterten Modultypen sei auf die Literatur verwiesen (siehe z.B. [Pinnekamp, Friedrich 2006a, Vossenkaul 2000; Melin 1999; Mulder 1991]).

2.1.6.1 Extern angeordnete Rohrmodule

In klassischen Rohrmodulen werden Membranen in Schlauchform mit einem Innendurchmesser von 5 bis 25 mm verwendet, wobei die trennaktive Schicht innenseitig aufgebracht ist. Falls die mechanische Beständigkeit der Membran nicht ausreicht, wird sie auf der Innenseite eines druckbeständigen, perforierten Membranstützrohres eingelegt. Üblicherweise werden mehrere dieser Stützrohre innerhalb eines Mantelrohres zusammengefasst. Das Mantelrohr wird an den Stirnseiten so abgedichtet, dass nur noch die Innenquerschnitte der Membranen geöffnet sind. Über Anschlussstutzen an den Stirnseiten erfolgt die Feedzu- bzw. Konzentratabfuhr. Der sich bildende permeatseitige Raum zwischen den einzelnen Stützrohren, Stirnseiten und dem Mantelrohr, dient als Permeatsammelraum und ist mit einem separaten Anschluss für den Permeatabzug versehen. Im Betrieb (Crossflow) werden mit Hilfe von Feedpumpen die turbulente Durchströmung der Membranschläuche bzw. -kanäle sowie der für die Filtration notwendige TMP eingestellt.

In einer Membranstufe werden üblicherweise mehrere derartiger Module in Reihe (Modulblock) geschaltet, wobei die maximale Anzahl vom gewünschten Betriebsdruckbereich und dem Druckverlust pro Modul abhängig ist. Zur Erreichung der not-

wendigen Anlagenkapazität sind entsprechende Reihenordnungen parallel zu schalten.

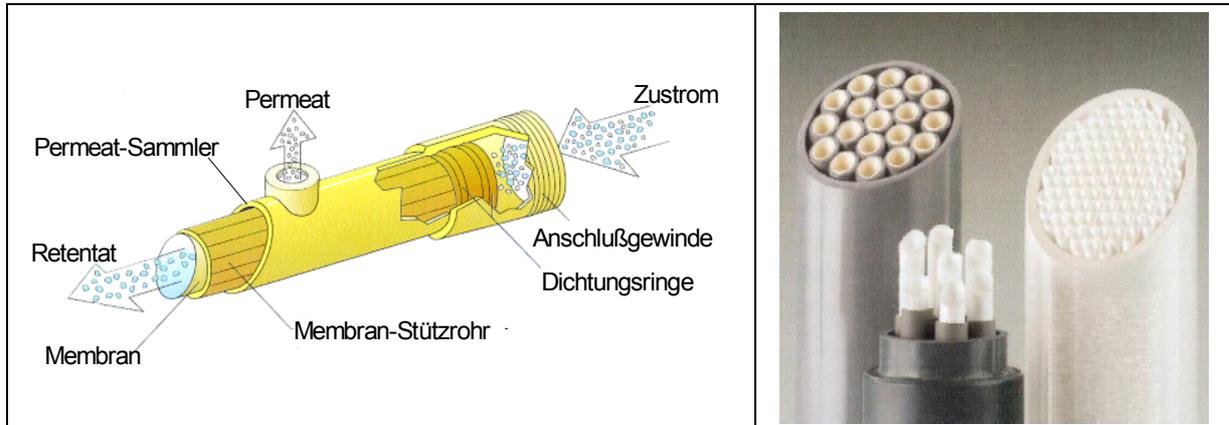


Tabelle 2.5: Rohrmodule;
links: schematische Darstellung des Modulaufbaus
rechts: Modultypen [Foto: Wehrle Werk AG]

2.1.6.2 Intern angeordnete getauchte Niederdruck-Modulsysteme

Für getauchte Systeme finden innen durchströmte und außen umströmte MF- und UF-Membranmodule Einsatz. Konstruktionen aus außenumströmten Platten- und Kapillarmodulen besitzen zur Zeit die größte Bedeutung.

Die Überströmung der Membranflächen erfolgt hier z.B. durch die Einpressung von Luft unterhalb senkrecht angeordneter Membranflächen. Entsprechend werden keine turbulenten Strömungsverhältnisse erreicht, so dass die Betriebsart dem Semi-Crossflow zugerechnet wird. (vgl. Kapitel 2.1.5)

Weitere Besonderheit ist, dass der notwendige TMP (Niederdruck: < 0,5 bar) für die Filtration durch Anlegen eines permeatseitigen Unterdrucks oder allein durch die hydrostatische Druckdifferenz, resultierend aus der Niveaudifferenz von Filtrationstank und Permeatabzugsstelle, aufgebracht wird.

Inzwischen existiert eine Vielzahl von Anbietern und Modultypen, von denen beispielhaft an den jeweiligen Marktführern ein Kapillar- und ein Plattenmodul kurz erläutert werden soll. Weitere Modultypen sind z.B. Pinnekamp und Friedrich [2006a] zu entnehmen.

Das Kapillarmodul der Fa. Zenon besteht aus einer Vielzahl röhrenförmiger Membranen (Durchmesser: ca. 3 mm), die parallel zueinander in Modulkopf und -fuß eingearzt sind. Die Kapillare werden von außen mit dem Feed beaufschlagt und das Permeat wird über den Modulkopf, in dem die Kapillare zusammenlaufen, abgezogen. Zur Reduzierung der Deckschichtbildung wird am Fuß des Moduls grobblasig Luft eingepresst, die eine Aufstiegsbewegung des Feeds sowie eine Bewegung der flexiblen Kapillare erzeugt. Unterstützend können die Kapillare periodisch zurückgespült werden. In der technischen Anwendung wird eine Vielzahl der beschriebenen Modulelemente zu einer Modulkassette zusammengefasst, die über einen Permeatabzugsanschluss und einen Anschluss für die integrierte Modulbelüftung verfügt.

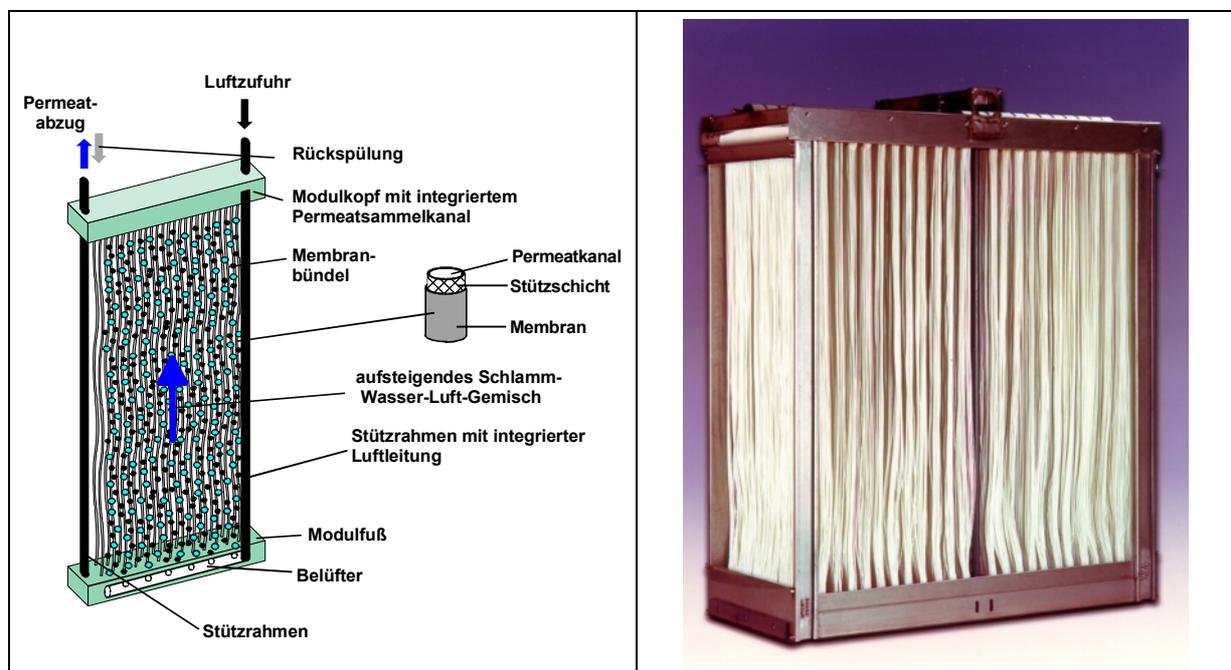


Tabelle 2.6: Kapillarmodul der Fa. Zenon;
links: schematischer Aufbau eines Modulelements
rechts: Ansicht einer Modulkassette [Foto: Zenon]

Das Plattenmodul der Fa. Kubota besteht aus einer mit Drainagekanälen versehenen Trägerplatte, auf die beidseitig eine Membranfolie aufgeschweißt ist. Zwischen Membranfolie und Platte befindet sich ein Stützflies, das den Permeattransport zu den Drainagekanälen ermöglicht. Der Permeatabzug erfolgt über einen Anschlussstutzen, in dem die Drainagekanäle zusammenlaufen.

Die einzelnen Platten werden in einem Abstand von 6 bis 12 mm parallel zueinander senkrecht stehend innerhalb eines Stützrahmens zu einem Plattenpaket zusammengefasst. Der Permeatabzug erfolgt über einen Permeatsammelkanal, an dem die ein-

zelenen Platten über kurze Schlauchleitungen angeschlossen sind. Der seitlich geschlossene Stützrahmen ist auf einem Aufströmkanal montiert, an dessen Fuß eine flächendeckende Druckbelüftungseinrichtung angeordnet ist. Durch den Lufteintrag steigt das Feed-Luft-Gemisch auf und erzeugt zwischen den Membranplatten die notwendige Überströmung der Membranflächen zur Deckschichtreduzierung. Unterstützend wird der Filtrationsvorgang periodisch unterbrochen, um hierdurch eine dauerhafte Permeatleistung zu ermöglichen.

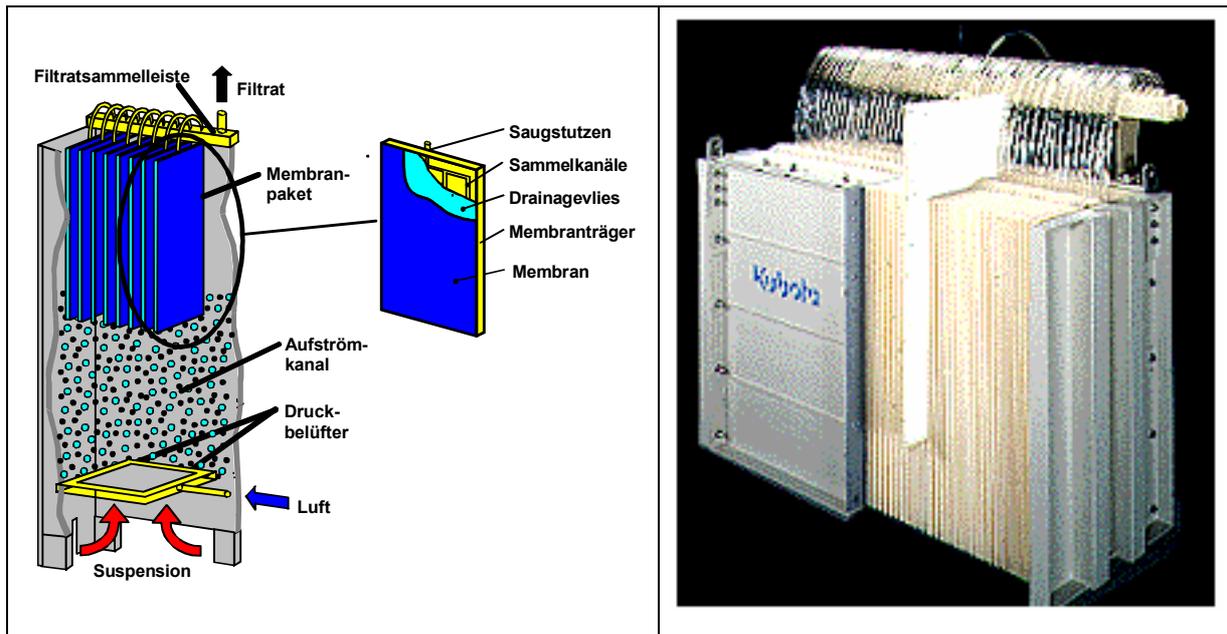


Tabelle 2.7: Plattenmodul der Fa. Kubota;
links: schematischer Aufbau des Moduls
rechts: Ansicht eines Plattenpakets [Foto: Kubota]

2.2 Grundlagen der aeroben biologischen Abwasserreinigung

2.2.1 Allgemeines

Biologische und chemische Stoffwechselprozesse finden im Zuge der Selbstreinigung in jedem natürlich belassenen Gewässer statt. In Abhängigkeit von den Milieubedingungen der beteiligten Mikroorganismen wird dabei zwischen anaeroben, aeroben und anoxischen Stoffwechselprozessen unterschieden.

Bei der gezielten biologischen Abwasserreinigung werden diese natürlichen Prozesse durch die Aufkonzentrierung von Mikroorganismen in Bioreaktoren genutzt, um Nähr-

stoffe aus Abwässern auf kleinem Raum möglichst weitgehend zu eliminieren. Aufgrund der o.g. Stoffwechselprozesse, der Art der eingesetzten Biozönose (sessil, suspendiert) und der Maßnahmen zur Biomasseaufkonzentrierung existiert eine Vielzahl verfahrenstechnischer Möglichkeiten zur biologischen Abwasserreinigung.

In aeroben Membranbioreaktoren werden aerobe und anoxische Stoffwechselprozesse mit suspendiert vorliegenden Mikroorganismen eingesetzt (Belebungsverfahren).

2.2.2 Charakterisierung biologisch abbaubarer Abwässer

Biologisch abbaubare Abwasserinhaltsstoffe lassen sich in kohlenstoff-, stickstoff- und phosphorhaltige Substanzen gliedern. Die Konzentrationen dieser Nährstoffe lassen sich analytisch durch Summen- oder Einzelstoffparameter bestimmen (vgl. Tabelle 2.8).

Tabelle 2.8: Analytische Parameter zur Abwassercharakterisierung

Organische bzw. kohlenstoffhaltige Substanzen	
TOC	Gesamtkohlenstoff (total organic carbon)
DOC	gelöster Anteil des TOC (dissolved organic carbon)
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
BSB	Biochemischer Sauerstoffbedarf
Stickstoffhaltige Substanzen	
NH ₄ -N	Ammonium-Stickstoff
NO ₃ -N	Nitrat-Stickstoff
NO ₂ -N	Nitrit-Stickstoff
N _{org}	Organisch gebundener Stickstoff
Phosphorhaltige Substanzen	
P _{ges}	Gesamt-Phosphor
PO ₄ -P	Phosphat-Phosphor

Allein die Kenntnis der Nährstoffkonzentrationen eines unbekanntes Abwassers anhand der Parameter aus Tabelle 2.8 lässt noch keine Beurteilung der biologischen Abbaubarkeit zu.

Erste Hinweise zur Abbaubarkeit der organischen Abwasserinhaltsstoffe kann das Verhältnis des CSB zu den biologisch leicht verfügbaren Substanzen, gemessen als BSB₅ (Biochemischer Sauerstoffbedarf innerhalb von 5 Tagen), liefern. Je höher das Verhältnis ist (CSB:BSB₅ für kommunales Abwasser bei ca. 1,7), desto größer ist der An-

teil an nicht bzw. schwer abbaubaren Substanzen [Mudrack 1994].

Weiterhin können die Nährstoffverhältnisse von organischen sowie stickstoff- und phosphorhaltigen Abwasserinhaltsstoffen Hinweise auf die Abbaubarkeit liefern. So kann nach Bever [1993] ein optimaler aerober biologischer Abbau stattfinden, wenn das Nährstoffverhältnis von Kohlen- zu Stickstoff (C:N) 12:1 und das Verhältnis von Kohlenstoff zu Phosphor (C:P) 30:1 beträgt.

Die tatsächliche Abbaubarkeit lässt sich nur über gezielte Tests abschätzen. Dieses ist vor allem bei der Beurteilung unbekannter, industrieller Abwässer von Bedeutung, da hier z.B. toxische Abwasserinhaltsstoffe die Abbaubarkeit maßgeblich beeinträchtigen bzw. zum Erliegen bringen können.

Die Abbaubarkeit der organischen Abwasserinhaltsstoffe kann z.B. nach dem L 25-Verfahren (Zahn-Wellens-Test) [EN ISO 9888 1999] erfolgen, das neben der erzielbaren Reinigungsleistung auch Hinweise auf die Geschwindigkeit der Abbauvorgänge liefert. Die Elimination stickstoffhaltiger Abwasserinhaltsstoffe kann mit Hilfe von Nitrifikations- und Denitrifikationsleistungs- bzw. –hemmtests bestimmt werden (z.B. L 38 [EN ISO 9509 1995]).

2.2.3 Biologische Abbauvorgänge

Die Elimination der Abwasserinhaltsstoffe während des aeroben Reinigungsprozesses erfolgt über die Adsorption an die Belebtschlammflocken, den Einbau in die Organismen während des sogenannten Baustoffwechsels und die Oxidation in Folge des Energiestoffwechsels. Grundsätzliche Einflussfaktoren für die Abbauprozesse sind Milieubedingungen wie Sauerstoffgehalt, pH-Wert und Temperatur.

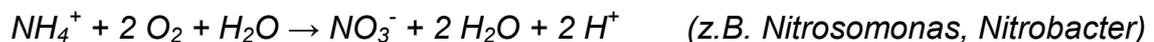
Kohlenstoffhaltige organische Substanzen werden durch die den Belebtschlamm bildenden Mikroorganismen im idealen Fall zu Kohlendioxid und Wasser abgebaut, wobei etwa die Hälfte des Substrats in Zellsubstanz umgewandelt wird. Der Grad des Abbaus ist unter anderem von der chemischen Struktur der abzubauenen Stoffe, der Zusammensetzung der Biomasse und der Verfügbarkeit der für den jeweiligen Abbauweg notwendigen Enzyme abhängig. Sie stellen Katalysatoren für eine Aufspaltung der organischen Substanzen durch biochemische Reaktionen wie Hydrolyse, Redoxprozesse und Umlagerungen dar. Stehen nicht alle für den Abbau einer be-

stimmten Verbindung notwendigen Enzyme zur Verfügung, kommt es zu einem unvollständigen Abbau, der Metabolisierung [Mudrack 1994].

Stickstoffhaltige Abwasserinhaltsstoffe werden idealerweise über Nitrifikation und Denitrifikation bis zum elementaren Stickstoff abgebaut.

Die Nitrifikation, welche im aeroben Milieu stattfindet, verläuft in zwei Teilschritten unter Beteiligung unterschiedlicher Gattungen von Mikroorganismen. Der Abbau von Ammonium zu Nitrit wird dabei z.B. durch die Gattung der *Nitrosomonas* und der anschließenden Umsetzung zu Nitrat z.B. durch die Gattung der *Nitrobacter* übernommen.

Die während der Nitrifikation ablaufenden Prozesse lassen sich vereinfacht mit folgender Gleichung darstellen



Im Gegensatz zur Nitrifikation verläuft die Denitrifikation unter anoxischen Bedingungen und bezeichnet die mikrobielle Reduktion des Nitrats zum elementaren Stickstoff. Als Wasserstoffdonator muss dafür zudem eine leicht verfügbare Kohlenstoffquelle vorhanden sein. Die zugrundeliegende Reaktionsgleichung lautet



Die biologische Elimination von Phosphor verläuft über Inkorporation in die Mikroorganismen und anschließender Entnahme über den Überschussschlamm. Die Phosphorelimination wird durch das Vorhandensein von leicht abbaubarem CSB begünstigt [Mudrack 1994].

2.2.4 Kenngrößen zur Charakterisierung des biologischen Abbaus

Zur Charakterisierung der Betriebsbedingungen, der Abbauleistung und der Leistungsfähigkeit eines Bioreaktors existieren verschiedene Kenngrößen.

Zentrale Kenngrößen zur Beschreibung der Reinigungsleistung eines Bioreaktors stellen die Eliminationsgrade dar. Darunter ist das Verhältnis der Fracht oder Konzentrationen von zu- zu ablaufenden Abwasserinhaltsstoffen, z.B. gemessen als TOC, N_{ges} oder P_{ges} zu verstehen. Sie sind neben der Abbaubarkeit der betreffenden Abwasserinhaltsstoffe von den Belastungs- und Betriebszuständen im Bioreaktor abhängig.

Der Trockensubstanzgehalt (TS [g/L]) gibt die Feststoff- bzw. Biomassekonzentration des Wasser-Schlammgemisches im Bioreaktor wieder. Der organische Anteil des TS, der Glühverlust (GV [%]), gibt dabei Hinweise auf den biologisch aktiven Anteil des belebten Schlammes.

Infolge der biologischen Umsatzprozesse, der Inkorporation und Adsorption von Abwasserinhaltsstoffen sowie dem Eintrag partikulärer Stoffe über den Zulauf erfolgt im Betrieb eine Zunahme des TS, der dem System als Überschussschlamm (ÜS) entnommen werden muss. Die Überschussschlammproduktion ($\dot{ÜS}_{d,c}$ [kg TS/d]) ist abhängig von der zu eliminierenden organischen Fracht, dem TS im Bioreaktor, der Feststoffkonzentration im Zufluss und der Temperatur bei dem die Umsatzprozesse ablaufen [ATV A 131].

Aus dem TS im Bioreaktor, dem Bioreaktorvolumen (V_{BR} [m³]) sowie der Überschussschlammproduktion ergibt sich das Schlammalter (t_{TS} [d] bzw. SRT, **solid retention time**), welches die mittlere Aufenthaltszeit einer Schlammflocke im Bioreaktor wiedergibt [ATV A131]. Das Schlammalter kann die erzielbare Reinigungsleistung maßgeblich beeinflussen und ist daher im Betrieb eines Bioreaktors zu berücksichtigen.

Ein zu niedriges Schlammalter bewirkt, dass die Mikroorganismen, deren Generationszeit höher als das Schlammalter ist, mit dem Überschussschlamm abgezogen werden. Die Generationszeit der Nitrifikanten ist höher als die der heterotrophen Organismen, welche den Kohlenstoffabbau bewirken. Soll eine weitgehende Nitrifikation erzielt werden, ist ein Mindestschlammalter zu gewährleisten, das etwa das 2 bis 3-fache der Generationszeit der Nitrifikanten beträgt. Nach ATV A 131 muss das Schlammalter für einstufige Belebungsanlagen ohne Nitrifikation in Abhängigkeit der Anlagengröße 4 bis 5 Tage betragen. Bei Anlagen mit Nitrifikation muss es dagegen auf 6,6 bis 10 Tage erhöht werden, bei Anlagen mit Stickstoffelimination in Abhängigkeit von der zugrunde liegenden Bemessungstemperatur auf 8,3 bis 20 Tage.

Eine Erhöhung des Schlammalters kann eine Selektion von Organismenarten bewirken, die spezielle Abwasserinhaltsstoffe umsetzen können [Mudrack 1994]. Dieses kann vor allem für schwer abbaubare Abwasserinhaltsstoffe aus industriellen Abwässern von Bedeutung sein, die sich bei geringeren Schlammaltern einem biologischen Abbau entzögen. Andererseits kann bei hohen Schlammaltern und einem hohen Anteil nur durch Adsorption eliminierbarer Abwasserinhaltsstoffe die Adsorptionsfähigkeit des Schlammes überschritten werden. In diesem Falle würde die Elimination der

schwer abbaubaren, adsorbierbaren Stoffe, die dem System durch die Senke Überschussschlamm entnommen werden können, vermindert.

Die Überschussschlammproduktion kann auch direkt mit der Schlammbelastung ($B_{TS,X}$ [kg X/ (kg TS*d)]) korreliert werden. Sie gibt das Verhältnis täglich zugeführten Substratfracht (z.B. bezogen auf den BSB₅ oder CSB) zu der zur Verfügung stehenden Biomasse an.

Als Maß für die Belastung des Reaktionsraumes ist die Raumbelastung bzgl. einer Komponente X ($B_{R,X}$ [kg X/ (m³*d)]) definiert. Sie errechnet sich über die tägliche Zulauffracht eines Stoffes X bezogen auf das Bioreaktorvolumen und ermöglicht den Belastungsvergleich unterschiedlicher Bioreaktoren.

Als letzte Größe soll die mittlere Abwasserverweilzeit (HRT, hydraulic retention time; [d]) im Bioreaktor eingeführt werden. Sie ist ein Maß für die Kontaktzeit der gelösten Abwasserinhaltsstoffe mit dem Belebtschlamm. Ist sie zu gering gewählt, kann nur ein teilweiser bzw. unvollständiger Abbau der Abwasserinhaltsstoffe stattfinden.

Eine Zusammenstellung der genannten Größe sowie ihrer Berechnung ist Tabelle 2.9 zu entnehmen.

Tabelle 2.9: Kenngrößen zur Beschreibung des Betriebs und der Leistung von Bioreaktoren

Kenngröße	Einheit	Beschreibung
Eliminationsgrad	%	Eliminierter Anteil bezogen auf die gesamte Zulaufkonzentration bzw. -fracht
Überschussschlammproduktion	kg TS / kg CSB _{elimin.}	Entstehende Biomasse bezogen auf die eliminierte CSB-Fracht
Schlammalter	d	Biomasseanteil im Belebungsbecken bezogen auf den täglich abgezogenen Überschussschlammanteil
Schlammbelastung	kg X / kg TS*d	Tägliche Fracht eines Parameters X (z.B. CSB bzw. BSB ₅) bezogen auf die Biomasse im Reaktor
Raumbelastung	kg X / m ³ *d	Tägliche Zulauffracht eines Parameters X bezogen auf das verfügbare Reaktionsvolumen
Mittlere Abwasserverweilzeit	h	Reaktionsvolumen bezogen auf die Tageszulaufmenge

3 Entwicklung und Stand der Technik von Membranbioreaktoren zur industriellen Abwasserreinigung

3.1 Industrielles Abwasser

3.1.1 Industrieabwasseraufkommen und -beschaffenheit

Nach DIN 4045 [N.N. 1985] wird „durch Gebrauch verändertes Wasser und jedes in die Kanalisation gelangende Wasser“, das in Industriebetrieben anfällt, als Industrieabwasser definiert. Entsprechend werden im industriellen Bereich sowohl die im Zuge von Produktionsprozessen anfallenden Wässer, wie Schmutz- und Kühlwässer, als auch Sozialwässer aus Sanitäreinrichtungen, Küchen, Kantinen etc. und Regenwasser (sofern keine separate, direkte Einleitung über ein Trennsystem erfolgt) als Industrieabwasser bezeichnet.

Der Wasserbedarf der Industriebetriebe wird in Deutschland zum größten Teil durch Eigenversorgung z.B. über Brunnen oder die Aufbereitung von Oberflächenwässern und nur zu einem geringen Teil (<10%) durch den Bezug von öffentlichen Wasserversorgungsunternehmen gedeckt. Das Wasser wird hauptsächlich als Kühlwasser, Reinigungs-, Löse- und Hilfsmittel innerhalb der Produktion eingesetzt und fällt, abgesehen von Verlusten über Verdampfung oder den Verbleib im Produkt, zum größten Teil als Abwasser an. Branchenbezogen kann weiterhin Abwasser aus der Verarbeitung der eingesetzten Rohstoffe, wie z.B. der Aufkonzentrierung stark wasserhaltiger Ausgangsstoffe, resultieren.

Im Jahr 1998 wurden in Deutschland ca. 36 Mrd. m³ Wasser industriell genutzt. Ein Großteil des Wasserbedarfs mit ca. 70 % entfiel dabei auf Kühlwasser für Wärmekraftwerke zur öffentlichen Stromversorgung, während die übrige Menge ca. 10 Mrd. m³) im produzierenden Gewerbe und im Bergbau eingesetzt wurde [UBA, 2003]. Trotz der kontinuierlichen Steigerung der Nettoproduktion seit Anfang der siebziger Jahre konnte die eingesetzte Wassermenge und somit das Abwasseraufkommen im produzierenden Gewerbe in dieser Zeit kontinuierlich gesenkt werden. Zurückzuführen ist diese Entwicklung vor allem auf prozessintegrierte Maßnahmen der Mehrfach- und Kreislaufnutzung der eingesetzten Wässer sowie Optimierungen der Produktionsverfahren hinsichtlich des Wasserbedarfes. So konnte beispielsweise der Nutzungsfaktor

(Verhältnis von Wasserbedarf zu Wasserverbrauch) seit 1971 von 2,1 auf 4,8 im Jahr 1998 gesteigert werden [UBA 2001].

Die Beschaffenheit der anfallenden Industrieabwässer ist bedingt durch die Vielzahl der Einsatzzwecke sehr unterschiedlich und beeinflusst daher die Art der durchzuführenden Behandlung sowie die Einleitung.

Anfallende Kühlwässer können üblicherweise ohne Behandlung direkt in den Vorfluter eingeleitet werden, solange sich durch den Gebrauch keine Erhöhung der Wassertemperatur auf $T > 35 \text{ °C}$ ergibt und keine Veränderungen der Wasserqualität eintreten.

Sozialwässer ähneln in ihrer Zusammensetzung häuslichem Abwasser und werden üblicherweise, sofern keine Trennkanalisation vorhanden ist, gemeinsam mit anfallendem Regenwasser einer kommunalen Kläranlage zugeführt.

Das bei der Produktion anfallende Schmutzwasser ist aufgrund der unterschiedlichsten Produktionsprozesse bezüglich Zusammensetzung und Fracht nicht pauschal zu charakterisieren. Abwässer können mit anorganischen und organischen Stoffen in ungelöster, dispers-gelöster und echt gelöster Form verunreinigt sein. Auch wenn das Schmutzwasser volumenbezogen nur einen geringen Anteil am industriellen Abwasseraufkommen ausmacht, so ist es bezogen auf die emittierten Frachten von höchster Bedeutung.

Die Ableitung des Wassers kann durch eine Indirekteinleitung, ggf. nach betriebsinterner Vorbehandlung, oder durch eine Direkteinleitung nach einer Abwasserbehandlung durch den Abwasserproduzenten erfolgen. Typische Vorbehandlungsschritte vor einer indirekten Einleitung sind die Vergleichmäßigung in Misch- und Ausgleichsbecken sowie die Neutralisierung der Abwässer. Als Verfahrensstufen vor einer direkten Einleitung werden abwasserbezogen Abscheider, chemisch/ physikalische Verfahren, z.B. in Flockungs-/Fällungs-, Flotations-, Strippungs-, Ionenaustauscherverfahren sowie biologische Verfahren, z.B. in Tropfkörper-, Belebungsanlagen eingesetzt.

3.1.2 Rechtliche Anforderungen an die Behandlung von Industrieabwasser

Die rechtlichen Instrumente in der Wasserwirtschaft, die unter anderem auch den Umgang mit Abwasser industrieller Herkunft beschreiben, sind in europäischen Richtlinien, bundeseinheitlichen Rahmengesetzen, länderspezifischen Regelungen und kommunalen Satzungen gegeben.

Mit Inkrafttreten der Richtlinie des Europäischen Parlaments und des Rates (2000/60/EG) zur Schaffung eines Ordnungsrahmens für Maßnahmen der Gemeinschaft im Bereich der Wasserpolitik (Wasserrahmenrichtlinie, WRRL) [N.N. 2000a] am 22.12.2000 wurde festgeschrieben, dass innerhalb von 15 Jahren in allen Gewässern der Mitgliedsstaaten ein „guter“ Zustand erreicht werden soll. Daneben werden innerhalb der WRRL für ca. 30 prioritäre Stoffe Anforderungen an deren Verminderung in Gewässern formuliert (Umsetzung nach WRRL bis Ende 2020). Weitere EU-Richtlinien, die auch Anforderungen an die Behandlung industrieller Abwässer betreffen, stellen die Gewässerschutzrichtlinie über die Ableitung gefährlicher Stoffe in die Gewässer (76/464/EWG) [N.N. 2000b] die Richtlinie über die Behandlung von kommunalem Abwasser (91/271/EWG) [N.N. 1998] und die Richtlinie über die integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung (IVU-Richtlinie; 96/61/EG) [N.N. 2003] dar.

Auf Bundesebene wurde die WRRL mit der 7. Novelle des Wasserhaushaltsgesetzes (WHG) [N.N. 2003] bereits umgesetzt. Sie regelt u. a. die Erlaubnis zur Abwassereinleitung in Gewässer. Diese Erlaubnis darf nur erteilt werden, wenn Mindestanforderungen, die dem Stand der Technik entsprechen, eingehalten werden. Die Abwasserverordnung (AbwV) in der Fassung der Bekanntmachung vom 15. Oktober 2002 [N.N. 2002] entspricht ebenfalls bereits der WRRL und konkretisiert diese Mindestanforderungen an die Einleitung von Abwässern aus 57 Herkunftsbereichen.

Das Abwasserabgabengesetz (AbwAG, zuletzt novelliert am 18. Januar 2005) [N.N.; 2005] beschreibt die Höhe der zu errichtenden Abgaben für Direkteinleiter, welche sich an der Menge und der Schädlichkeit der eingeleiteten Abwässer orientiert.

Da sowohl das WHG als auch das AbwAG nur Rahmengesetze darstellen, finden sich in den Landeswasser- und –abwassergesetzen Konkretisierungen zu den Vorschriften und Regelungen des Bundes. Die Anpassung an die WRRL ist derzeit noch nicht in allen Bundesländern durchgeführt worden.

Inzwischen zeichnet sich ab, dass vor allem die im Rahmen der IVU-Richtlinie erstellten bzw. zu erstellenden Merkblätter über Best-verfügbaren-Techniken zu relevanten Industriebranchen (BVT-Merkblätter) zu einer Verschärfung des nationalen Rechts in Bezug auf industrielle Einleitungen beitragen könnten. Ansatzpunkte liefern hierbei die Fortschreibung des Standes der Technik zur Abwasserreinigung sowie die Einengung der produktspezifischen Wasserverbräuche, die entsprechende Verschärfungen der Anhänge der Abwasserverordnung denkbar erscheinen lassen. Vor diesem Hintergrund könnten MBR, aufgrund ihrer überlegenen Reinigungsleistung, speziell bei Ermöglichung der Rückführung gereinigter Abwässer in den Produktionsprozess, vermehrt an Bedeutung gewinnen.

3.2 Historische Entwicklung von Membranbioreaktoren zur industriellen Abwasserreinigung

Erste Erkenntnisse zum Ersatz der Nachklärung durch Membranen gehen auf Smith et al. [1969] und Hardt et al. [1970] zurück, die Ultrafiltrationsmembranen zur Trennung von Belebtschlamm und aerob biologisch gereinigtem Abwasser einsetzten.

Die ersten technischen Installationen wurden ab den 70-er Jahren des vergangenen Jahrhunderts auf Basis der Entwicklungen der Fa. Dorr-Oliver in Japan (Bemberis et al. [1971], zitiert in Stephenson et al. [2000]) bzw. der Fa. Thetford Systems in den USA [Husain, Cote 1999] realisiert. In beiden Systemen wurden extern angeordnete Crossflow-Membranen (UF) zur Biomasseabtrennung eingesetzt. Die ersten Umsetzungen erfolgten zur Behandlung kommunaler und häuslich geprägter Abwässer. 1982 wurden in den USA 27 Anlagen zunächst vor allem zur Behandlung häuslich geprägter Abwässer [Husain, Cote 1999], 1993 in Japan 39 kleinere Anlagen (< 100 m³/d) zur Behandlung sanitärer und industrieller Abwässer [Aya 1994] gezählt.

Anfang der 80-er Jahre des letzten Jahrhunderts wurden Untersuchungen zur Belebtschlammabtrennung innerhalb eines anaeroben biologischen Reinigungsprozesses durch die Fa. Dorr-Oliver durchgeführt [Stephenson et al. 2000]. Eine bedeutende Verbreitung dieser Verfahrenstechnik konnte bislang jedoch nicht verzeichnet werden.

Die Entwicklung getauchter Membranmodule gegen Ende der 80-er Jahre des vergangenen Jahrhunderts trieben die Verbreitung der Membranbioreaktoren enorm vor-

an. Die Einführung der Modulsysteme der Firmen Zenon Environmental, Kanada und Kubota, Japan sind hierbei hervorzuheben (siehe Kapitel 2.1.6.2). Dominiert wurde die Verbreitung durch Anlagen mit Kapazitäten $< 250 \text{ m}^3/\text{d}$.

Nach Auswertung der Referenzlisten namhafter Modulhersteller bzw. Anlagenbauer werden inzwischen weltweit mehr als 500 MBR (Stand: 2005) zur Reinigung industrieller bzw. hochbelasteter Abwasserströme betrieben. Anwendungen finden sich im Bereich der chemischen Industrie, der Pharmaindustrie, der Lebensmittel- und Getränkeindustrie, der Tierkörperbeseitigung, der Lederherstellenden Industrie, der Papierindustrie sowie der Deponiesickerwasserreinigung. Neben dem Großteil der Anlagen mit Kapazitäten $< 500 \text{ m}^3/\text{d}$ existieren inzwischen einige Anlagen mit Kapazitäten $> 4.000 \text{ m}^3/\text{d}$.

3.3 Verfahrenstechnische Gestaltung und Bemessung von Membranbioreaktoren

3.3.1 Gestaltung der Vorbehandlung

Grundsätzlich gelten für Membranbioreaktoren dieselben Anforderungen an die Vorbehandlung wie für alle biologischen Abwasserreinigungsanlagen (siehe z.B. Abwasservorbehandlung in verschiedenen Industriezweigen aus Rüffer und Rosenwinkel [1991]).

So ist bei starken hydraulischen und frachtbezogenen Abwasserschwankungen ein ausreichendes Puffervolumen vorzusehen, um eine Vergleichmäßigung des Abwassers zu erzielen. Hierdurch kann zum Einen ein stabiler Betrieb der folgenden biologischen Stufe gewährleistet werden kann. Zum Anderen eröffnet die hydraulische Vergleichmäßigung ökonomische Vorteile hinsichtlich der Auslegung der Membranstufe, da hierdurch die auf den maximalen Zufluss zu bemessende Membranfläche minimiert werden kann.

Abgesehen von der Pufferung ist das Abwasser durch geeignete Verfahren derart vorzubehandeln (z.B. Feststoffabtrennung, Fettabscheidung, Neutralisation, Oxidation, Fällung), dass keine Hemmung bzw. Störung des biologischen Reinigungsprozesses stattfindet.

Zusätzlich zu den genannten Maßnahmen sind für Membranbioreaktoren Maßnahmen zum Schutz der Membranstufe zu treffen. Die Vorbehandlung beinhaltet zum Einen eine gezielte Elimination von z.B. faserigen, abrasiv wirksamen oder scharfkantigen Störstoffen, die zu einer Beschädigung oder Verblockungen der eingesetzten Membranmodule führen können. Hierzu sind je nach Verblockungsanfälligkeit modulspezifisch geeignete Feinsiebe mit Trenngrenzen $\leq 0,5$ mm zu installieren.

Daneben können z.B. makromolekulare, schwer abbaubare oder inerte Stoffe den Filtrationsbetrieb stören. Sofern diese Stoffe von den Membranen zurückgehalten werden, werden sie in den Bioreaktoren aufkonzentriert und können durch eine entsprechende Belagbildung auf den Membranen bzw. eine Verschlechterung der Filtrierbarkeit des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches zu einer Reduzierung der Filtrationsleistung der Membranmodule führen [Baumgarten et al. 2006]. Auch gelöst vorliegende Ionen wie, z.B. Calcium-, Aluminium- oder Eisenionen, die in einen Bioreaktor gelangen, können vor allem bei hohen Zulaufkonzentrationen zu Ausfällungen auf den Membranen führen (vgl. [ATV 2002b]) und hierdurch die Filtrationsleistung reduzieren bzw. einen erhöhten Reinigungsaufwand erfordern. Nach ATV [2002b] wird daher empfohlen, relevante Konzentrationen dieser Stoffe vor Eintritt in den Bioreaktor zu vermindern.

3.3.2 Verfahrenstechnische Gestaltung der Bioreaktoren und Anordnung der Membranstufe

Die verfahrenstechnische Gestaltung von Membranbioreaktoren wird vom Reinigungsziel und vom eingesetzten Modultyp bestimmt.

Das Reinigungsziel entscheidet über die Gestaltung, Verschaltung und Betriebsweise der Bioreaktoren. Grundsätzlich lassen sich alle bekannten Verschaltungs- und Betriebsweisen für Bioreaktoren mit suspendierter Biomasse (siehe z.B. [ATV 1997]) mit einer Membranstufe zur Biomasseabtrennung kombinieren. Einige Betriebsweisen, wie z.B. der Einsatz von Membranen bei SBR (siehe [Krampe 2001]) und die vermehrte biologische P-Elimination (siehe [Gnirss et al. 2003; v.d. Roest et al. 2002]), wurden bereits im Versuchsmaßstab erprobt. Bei bestehenden MBR sind, in Abhängigkeit vom Reinigungsziel, vor allem folgende Gestaltungsvarianten verbreitet:

- Sind nur organische Abwasserinhaltsstoffe zu eliminieren bzw. Stickstoffverbindungen nur zu nitrifizieren, erfolgt dieses in aeroben Bioreaktoren. Zur Vermeidung von Kurzschlussströmungen werden diese im Plug-Flow oder aber durch Reihenschaltung mehrerer separater Reaktoren realisiert.
- Sind stickstoffhaltige Verbindungen vollständig zu eliminieren, müssen zusätzlich anoxische Zonen vorgehalten werden, um eine Reduktion des oxidierten Stickstoffs zu elementarem Stickstoff zu ermöglichen. Dieses erfolgt zumeist in Form der vorgeschalteten Denitrifikation.

Je nach eingesetztem Modultyp wird grundsätzlich zwischen interner und externer Anordnung der Membranstufe unterschieden.

Bei der internen Anordnung kommen getauchte Modulsysteme zum Einsatz. Diese können direkt in die Bioreaktoren (siehe Abbildung 3-1, 1 a) oder in separaten Filtrationskammern (siehe Abbildung 3-1, 1 b und c) eingesetzt werden. In beiden Fällen erfolgt die Anordnung am Ende der biologischen Behandlungsstufe. Um der Aufkonzentrierung zurückgehaltener Stoffe, also vor allem der Biomasse, im Bereich der Membranmodule entgegenzuwirken, wird das Belebtschlamm-Wasser-Gemisch aus diesem Bereich mittels Pumpen zurück an den Anfang der biologischen Stufe geführt, wodurch gleichzeitig die Nitratrückführung erzielt werden kann. Um eine übermäßige Sauerstoffverschleppung aus dem stark belüfteten Filtrationsbereichen in die anoxische Zone zu vermeiden, kann auch indirekt über eine zwischengeschaltete aerobe Stufe, die mit geringerem Sauerstoffgehalt betrieben wird, rezirkuliert werden (siehe Abbildung 3-1, 1 c).

Bei der externen Anordnung werden trocken aufgestellte Rohrmodule eingesetzt. Für deren Betrieb wird über Feedpumpen das Belebtschlamm-Wasser-Gemisch aus den Bioreaktoren am Ende des biologischen Reinigungsprozesses abgezogen, durch die Membranmodule gepumpt und das aufkonzentrierte Gemisch zurück an den Anfang der biologischen Stufe geführt. Bei Betrieb der biologischen Stufe als vorgeschaltete Denitrifikation kann der Rückführungsstrom, der dann gleichzeitig die Nitratrückführung gewährleistet, auch zwischen der anoxischen und der aeroben Zone aufgeteilt werden, um eine zu starke Sauerstoffverschleppung aufgrund der hohen notwendigen Volumenströme zur Membranüberströmung zu vermeiden (siehe Abbildung 3-1, 2). Die Auslegung der Feedpumpen richtet sich nach der benötigten Überströmgeschwin-

digkeit (ca. 1,5 bis 4,5 m/s) und dem benötigten Druck (ca. 5 bis 10 bar) für den Betrieb der Membranmodule.

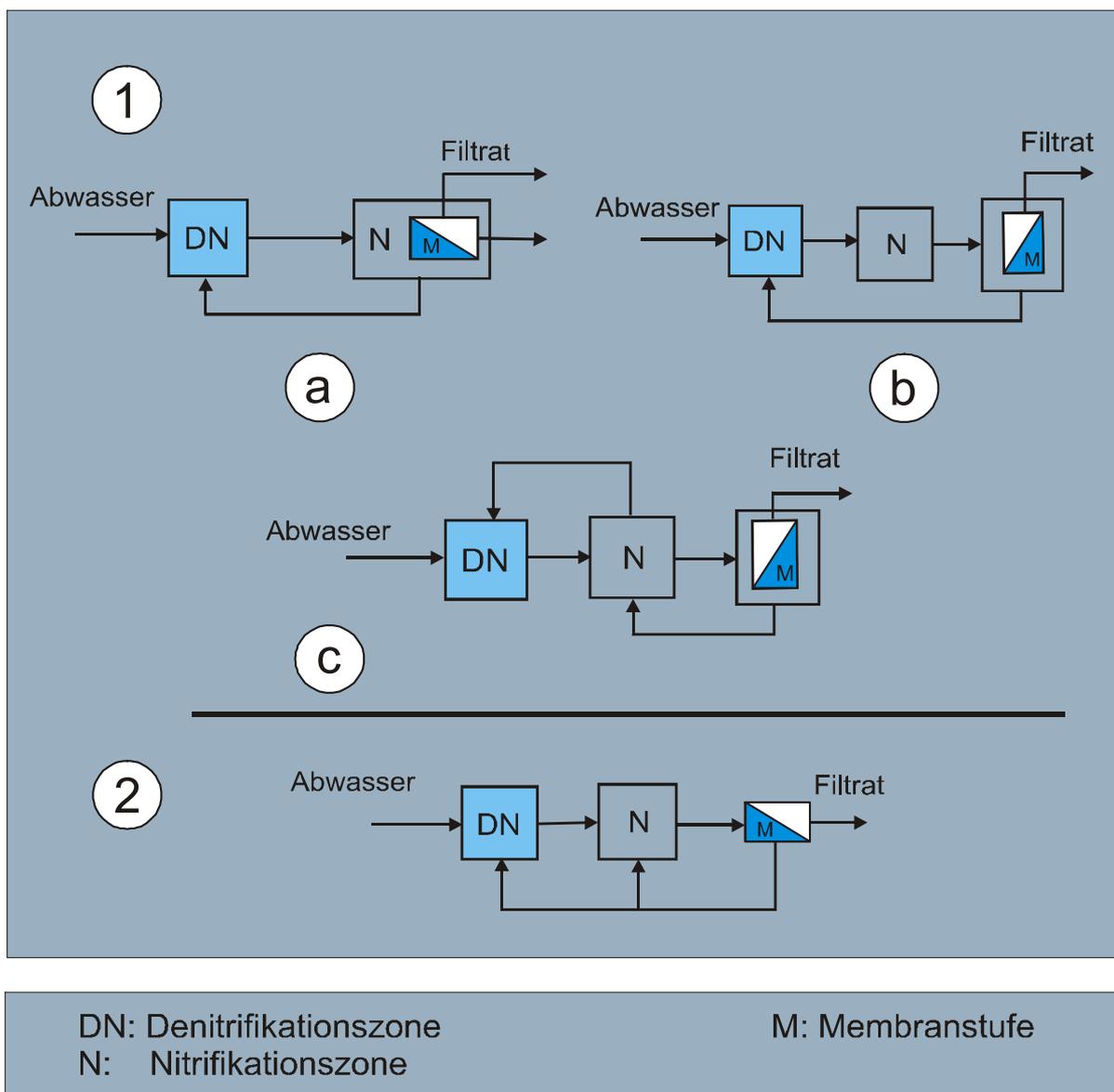


Abbildung 3-1: Verschaltungsarten der Bioreaktoren und Anordnungsmöglichkeiten der Membranstufe

3.3.3 Bemessung von Membranbioreaktoren zur Industrieabwasserreinigung

Die Bemessung von Membranbioreaktoren setzt sich aus der Bemessung der Bioreaktoren sowie der Auslegung der Membranstufe zusammen.

3.3.3.1 Bemessung der Bioreaktoren

Da die biologischen Abbauvorgänge in MBR und konventionellen Belebungsanlagen als grundsätzlich ähnlich anzusehen sind, erfolgt die Bemessung der biologischen Stufe von Membranbioreaktoren bislang auf Basis der Erkenntnisse für konventionelle biologische Abwasserreinigungsanlagen. Hier bestehen die umfangreichsten Erfahrungen aus der Behandlung kommunaler Abwässer, so dass auch dort die konkretesten Bemessungsvorgaben, wie das Arbeitsblatt A 131 der ATV [ATV-DVWK 2000] oder der Hochschulgruppenansatz [HSG 1993], vorliegen. Diese werden z.B. im deutschsprachigen Raum als Regelwerk für die Auslegung kommunaler Kläranlagen genutzt.

Zur biologischen Behandlung industrieller Abwässer bzw. Abwasserteilströme existieren keine derart spezifischen Bemessungsvorschläge. Einzelnen Arbeiten können zum Teil bemessungsspezifische Anpassungen aufgrund abwasserseitiger Besonderheiten entnommen werden. Detailliert wurde dieses z.B. für die Auslegung von Depo-niesickerwasserreinigungsanlagen durch Chang durchgeführt (siehe [Chang 1998; ATV 1993]). Bzgl. der meisten Abwässer stehen jedoch nur Hinweise zur Bemessung zur Verfügung, die die Besonderheiten und Abweichungen gegenüber der Anwendung für biologische Abwasserreinigungsanlagen zur kommunalen Abwasserbehandlung qualitativ erläutern, ohne konkrete Bemessungsmaßgaben zu nennen. (siehe z.B. [Rüffer, Rosenwinkel 1991; ATV-DVWK 2002a+b]).

Eine Anpassung der bestehenden Bemessungsvorschläge an die veränderten Rahmenbedingungen in Membranbioreaktoren erfolgte bislang vor allem für die kommunale Abwasserreinigung. So basieren die Arbeiten von Ohle [2001] und Günder [1999] grundsätzlich auf dem Arbeitsblatt A 131 der ATV. Berücksichtigung findet bei den Veränderungen vor allem der erhöhte TS-Gehalt, der bei gleicher Schlammbelastung bzw. einer Verringerung der anzusetzenden Überschussschlammproduktion bei gleichem Bioreaktorvolumen gegenüber der Auslegung konventioneller Anlagen zu einer Verringerung des Belebungsbeckenvolumens führt. Nach Pinnekamp und Friedrich [2006a] ist für die Stickstoffelimination bei Eintreten des kritischen Bemessungsfalls

zusätzlich eine minimale Durchflusszeit des Abwassers zu berücksichtigen (siehe auch [Seyfried 2002]). Dieses wird jedoch in der Fachwelt kritisch diskutiert. Weitere, vor allem qualitative Angaben zur Gestaltung von MBR können verschiedenen Arbeitsberichten der ATV-DVWK bzw. DWA ([DWA 2005; ATV-DVWK 2002a+b]) entnommen werden.

Für die Bemessung industrieller MBR existieren bisher keine konkreten Bemessungsvorschläge. Grundlegende Hinweise zur Gestaltung und Auslegung derartiger Anlagen sind hier z.B. [ATV-DVWK 2002a+b] zu entnehmen. Die Bemessung erfolgt hier zu meist abwasserspezifisch auf Basis von Erkenntnissen bestehender Anlagen für ähnliche Anwendungen bzw. von Pilotversuchen im Vorfeld der technischen Umsetzung. Das Bemessungsfenster ist hierbei gegenüber konventionellen Auslegungen deutlich größer, da aufgrund der in einem Bereich von 5 bis zu 30 g/L wählbaren Biomassekonzentration bei einer gewählten Schlammbelastung sehr unterschiedliche Belebungsvolumina bzw. Durchflusszeiten resultieren.

3.3.3.2 Bemessung der Membranstufe

Die Auslegung der Membranstufe industrieller MBR erfolgt, analog zu den Bemessungshinweisen für kommunale Anwendungen, auf Basis des maximalen Anlagendurchsatzes sowie der modulspezifischen Filtrationsleistung (vgl. [Pinnekamp, Friedrich 2006a, DWA 2005]). Die modulspezifische Filtrationsleistung wird hierbei neben den Membran- und Moduleigenschaften maßgeblich von der Filtrierbarkeit des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches beeinflusst, wobei die Filtrierbarkeit vor allem von der Abwasserzusammensetzung und betrieblichen Einflussfaktoren wie, z.B. der Temperatur, der Schlammbelastung, der Scherbeanspruchung und ggf. Hilfsstoffzugaben, bestimmt wird. Aus der modulspezifischen Filtrationsleistung resultiert ein anzusetzender Bemessungsfluss (V_{Bem} ; [L/(m²*h)]), der auf den maximalen Anlagendurchsatz (Q_{max} ; [L/h]) bezogen, die zur Verfügung zu stellende Membranfläche (A_{M} ; [m²]) ergibt.

$$A_{\text{M}} = Q_{\text{max}} / V_{\text{Bem}} \text{ [m}^2\text{]}$$

Im Vergleich zu kommunalen sind für industrielle Anwendungen fallweise erheblich geringere Flussleistungen auf Grund der schlechteren Filtrierbarkeit des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches anzusetzen. Es können fallweise aber auch höhere

spezifische Flüsse erwartet werden, da z.B. produktionsbedingt oder durch die kurzen Fließzeiten höhere Abwassertemperaturen und damit auch Temperaturen im Bioreaktor die Filtrierbarkeit positiv beeinflussen.

Produktions- und abwasserspezifische Unterschiede erschweren die Aufstellung allgemeingültiger Bemessungsregeln für die Auslegung von Membranstufen. Abwasserspezifische Bemessungsgrundlagen liegen nicht vor, sondern können allenfalls aus bestehenden Anlagen abgeleitet werden. Liegen keine Erfahrungswerte aus vergleichbaren Anwendungen vor, muss die bei der Bemessung anzusetzende Flussleistung in Pilotversuchen ermittelt werden.

3.4 Untersuchungen und Erfahrungen zur Auslegung, zum Betrieb und zur Leistung industrieller Membranbioreaktoren

Die umfassendsten Erkenntnisse und Erfahrungen zur MBR-Technik wurden bislang vor allem aus Anwendungen und Forschungsvorhaben zur kommunalen Abwasserreinigung gesammelt. Im Folgenden werden vor allem Untersuchungsergebnisse und Erfahrungen im Hinblick auf den industriellen Einsatz von Membranbioreaktoren aufgeführt. Bzgl. grundlegender, allgemeingültiger Erfahrungen aus dem Betrieb von MBR sei auf die Erfahrungsberichte bzw. Hinweise in der Literatur verwiesen (siehe z.B. [Pinnekamp, Friedrich 2006a, ATV-DVWK 2002a+b, v.d. Roest et al. 2002]).

3.4.1 Schlammalter bzw. Überschussschlammproduktion

Wie für konventionelle Belebungsanlagen, darf auch für die Bemessung von MBR das minimale Schlammalter nicht unterschritten werden, um eine ausreichende Nitrifikationsleistung zu gewährleisten. Die Überschussschlammproduktion von MBR kann hierzu in einer ähnlichen Größenordnung angesetzt bzw. berechnet werden [siehe z.B. Rosenwinkel, Wichern 2002 und Günder 1999], wie dieses für konventionelle Belebungsanlagen bekannt ist (siehe z.B. [ATV-DVWK 2000, HSG 1993]).

Ist abwasserspezifisch nur die Elimination organischer Verbindungen erforderlich, kann die Schlammbelastung höher angesetzt bzw. das Schlammalter weiter reduziert werden. In verschiedenen Untersuchungen wurde hierzu in einem weiten Betriebsbe-

reich kein Einfluss unterschiedlicher Raum- bzw. Schlammbelastungen auf die Permeatqualität festgestellt (siehe z.B. [Cicek et al. 2001]). Die Grenzbelastung ist anhand von Voruntersuchungen zu ermitteln und ergibt sich aus der maximalen Schlammbelastung bzw. der minimalen Durchflusszeit des Abwassers.

Für den Betrieb mit minimaler Schlammbelastung und maximalem Schlammalter gibt Günder [1999] eine leicht geringere Überschussschlammproduktion gegenüber den Ansätzen für konventionelle Anlagen an. Die geringere Überschussschlammproduktion muss in diesem Fall durch größere Belebungsbeckenvolumina sowie einen erhöhten Sauerstoffbedarf erkauft werden.

Neben wirtschaftlichen Nachteilen kann diese Betriebsweise bei industriellen Anwendungen zu Problemen führen. So stellt die Überschussschlammmentnahme die einzige Senke für bioakkumulierbare Stoffe sowie Stoffe, die von den Membranen zurückgehalten werden, dar. Bei Betrieb mit minimaler Überschussschlammmentnahme kann es z.B. zu einer Aufkonzentrierung hemmender Stoffe, einer Abnahme der Adsorptionskapazität des belebten Schlammes oder einer Anreicherung nicht membrangängiger inerter Stoffe kommen. In der Folge kann dieses zu einer Abnahme der Reinigungsleistung sowie einer Abnahme der Filtrationsleistung der Membranstufe führen. Um einen stabilen Betrieb zu gewährleisten, sind diese Effekte bei der Wahl eines hohen Schlammalters zu berücksichtigen (siehe auch [ATV-DVWK 2002b]).

3.4.2 Sauerstoffeintrag

Prinzipiell wirken beim Sauerstoffeintrag in MBR die gleichen Einflüsse wie beim Sauerstoffeintrag in konventionellen Belebungsanlagen (Einflüsse von Temperatur, Salzgehalt, Lufteintragssystem, oberflächenaktiven Stoffen etc.). Eine Übertragung der Erkenntnisse aus konventionellen biologischen Abwasserreinigungsanlagen auf MBR ist jedoch nicht ohne weiteres möglich.

Für kommunale Membranschlämme wurden hierzu zahlreiche Untersuchungen durchgeführt. Hierbei wurde eine Verschlechterung des Sauerstoffeintrages vor allem auf den gegenüber konventionellen biologischen Abwasserreinigungsanlagen erhöhten Trockensubstanzgehalt sowie einen erhöhten Gehalt an extrazellulären polymeren

Substanzen (EPS) zurückgeführt (siehe z.B. [Günder 1999; Wagner 1991, Steinmetz 1996]).

Abweichend von konventionellen biologischen Abwasserreinigungsanlagen ist bei Membranbioreaktoren vor allem die Beeinflussung des Sauerstoffeintrages aufgrund abwasserspezifischer Abwasserinhaltsstoffe zu berücksichtigen. So wird in der Literatur z.B. über die Verschlechterung des Sauerstoffeintrages durch bestimmte Proteine, langkettige Alkohole und organische Säuren (siehe z.B. [Daucher 1978; Weiland 1978]) sowie Tenside (siehe z.B. [Steinmetz 1996; Wagner 1991; Hwang, Stenstrom 1991; Wagner, Rosenwinkel 2001]) berichtet. Die genannten höhermolekularen Verbindungen können in MBR aufgrund der geringen Trenngrenze der Membranen vermehrt im Bioreaktor aufkonzentriert werden, so dass gegenüber konventionellen Anlagen eine deutliche Verschlechterung des Sauerstoffüberganges eintreten kann.

Daneben sollten auch biologische Einflüsse auf den Sauerstoffeintrag, die sich sekundär aufgrund der erhöhten Biomassekonzentration ergeben, berücksichtigt werden. Hierbei kommt bei MBR der Bemessung der Reaktoren (hohe/ geringe Schlammbelastung bzw. -alter) sowie den Betriebsbedingungen (hohe/ geringe Belastungsschwankungen, hohe/ geringe Scherbeanspruchung der Biozönose) eine besondere Bedeutung zu. So können in MBR z.B. hohe Schlammalter bei relativ kleinen Reaktorumfängen zu einer Änderung des Eintragsverhaltens führen. Die Richtung der Veränderung wird in der Literatur widersprüchlich beschrieben. So wird mit steigendem Schlammalter einerseits von einer Verbesserung des Sauerstoffeintrages (siehe z.B. [Burde, Popp 1989; Boyle 1991; Groves zitiert in Boyle 1991]), andererseits von einem unveränderten bzw. abnehmenden Sauerstoffeintrag berichtet (siehe z.B. [Steinmetz 1996; Jakobitz 1996; Günder 1999]).

Aufgrund der sehr komplexen Zusammenhänge von abwasserspezifischen und biologischen Einflussfaktoren erfolgt die Auslegung der Belüftungseinrichtungen in MBR zumeist auf Basis von Erkenntnissen bestehender Anlagen, aus gezielten Vorversuchen oder mit großzügigen Sicherheitszuschlägen auf eine berechnete Auslegung.

3.4.3 Wärmeentwicklung

Die Biozönose aerober Bioreaktoren setzt sich üblicherweise aus mesophilen Bakterien zusammen. Deren Temperaturoptimum liegt in einem Bereich zwischen 25 und 40 °C. Temperaturen oberhalb 40 °C führen zu einer Denaturierung der Enzyme und somit zu einer schlagartigen Abnahme der biologischen Reinigungsleistung [Reinheimer et al. 1988].

Im Zuge der exotherm ablaufenden biologischen Umsetzungsprozesse wird Wärme in das Belebtschlamm-Abwasser-Gemisch eingetragen. Dieser Wärmeeintrag kann vor allem bei mit Nährstoffen hoch belasteten Abwässern und den geringeren Reaktorvolumina von MBR zu einer Überschreitung des Temperaturoptimums führen. Eine geringere Wärmeabgabe über die Oberfläche der Bioreaktoren, wie dieses z.B. bei hohen, geschlossenen Reaktoren auftritt, sowie ein zusätzlicher thermischer Energieeintrag, z.B. über die Feedpumpen bei Crossflow-Membranstufen, begünstigen einen weiteren unerwünschten Anstieg der Reaktortemperatur, so dass für derartige Anlagen ggf. ausreichende Kühleinrichtungen vorzuhalten sind.

3.4.4 Schaumbildung

Generell ist in Membranbioreaktoren gegenüber konventionellen Anlagen von einer vermehrten Schaumbildung auszugehen. Dieses kann vor allem bei Vorhandensein schaumbildungsneigender Stoffe im Abwasser zu Betriebsproblemen führen. Primäre Ursache für die vermehrte Schaumbildung ist die erheblich höhere volumenspezifische Belüftungsrate, bedingt durch die kompaktere Bauweise der Reaktoren sowie ggf. durch den hohen Lufteintrag zur Modulüberströmung bei Einsatz getauchter Systeme. Zusätzlich kann die intensive mechanische Beanspruchung, wie sie vor allem beim Betrieb von Crossflow-Modulen durch die eingesetzten Pumpen und Drosseln induziert wird, zu einer vermehrten Bildung exopolymerer Substanzen und hierdurch zu einer vermehrten Schaumbildung führen [ATV-DVWK 2002b].

Daher sollte Problemen durch Schaumbildung bereits konstruktiv entgegengewirkt werden, z.B. durch den Sauerstoffeintrag über Injektorsysteme, durch Überfallkanten zur Schaumzerschlagung oder Reaktoren mit großen Oberflächen.

3.4.5 Hilfsstoffzugaben bzw. spezifische Abwasserinhaltsstoffe

Abweichend von konventionellen Belebungsanlagen ist auch bei der Auswahl von Hilfsstoffen, wie z.B. Entschäumern oder Flockungshilfsmitteln, die innerhalb des biologischen Reinigungsprozesses zugegeben oder aber auch über Prozesswässer in die Bioreaktoren eingetragen werden, auf deren Membranverträglichkeit zu achten. Bei der Auswahl sind vor allem Angaben bzw. Erfahrungen der Membranhersteller zu beachten. Gleiches gilt für spezifische filtrierbarkeitsrelevante Abwasserinhaltsstoffe. Beispiele wurden bereits in Kapitel 3.3.1 genannt. Sofern hier keine Daten vorliegen, kann die Auswirkung auf den Betrieb der Membranstufe nur durch eine umfangreiche Pilotierung unter Prozessbedingungen ermittelt werden.

3.5 Zusammenfassung der besonderen Aspekte beim Einsatz von MBR in der industriellen Abwasserreinigung

Für die Integration einer Membranstufe zur Biomasseabtrennung sind gegenüber konventionellen Belebungsverfahren eine Vielzahl neuer Fragestellungen zu berücksichtigen, die über einen sinnvollen Einsatz entscheiden. Zu nennen sind Abweichungen für die Auslegung und den Betrieb der Bioreaktoren, die auf die erhöhte Biomassekonzentration zurückzuführen sind. Daneben sind aber vor allem Einflüsse auf die Auslegung und den Betrieb der Membranstufe zu berücksichtigen, wobei vor allem die Wechselwirkungen von Membrantrennung und biologischer Reinigung von Bedeutung sind. So kann zwar einerseits die biologische Reinigungsleistung durch die rein physikalische Trennleistung der Membranen erhöht und somit die Ablaufqualität verbessert werden; andererseits kann sich jedoch gerade durch den vermehrten Rückhalt von Stoffen eine negative Entwicklung der Filtrationsleistung ergeben. Die Entkopplung von hydraulischer Verweilzeit von der Verweilzeit relevanter Abwasserinhaltsstoffe im Bioreaktor kann zum Einen zu einem vermehrten biologischen Abbau dieser Stoffe beitragen; zum Anderen können sich jedoch auch negative Auswirkungen infolge einer Aufkonzentrierung solcher Stoffe ergeben, wie sie z.B. aus der Verschlechterung des Sauerstoffeintrages, der Aufkonzentrierung bioaktivitätshemmender Stoffe oder der Verschlechterung der Filtrierbarkeit resultieren. Die Wechselwirkungen zwischen Membrantrennstufe und biologischer Abwasserbehandlung können dabei nicht pau-

schal charakterisiert, sondern müssen evtl. auch membran- bzw. modulspezifisch betrachtet werden.

Während bei häuslich geprägten Abwässern von einer vergleichsweise ähnlichen Abwasserbeschaffenheit und damit auch ähnlichen Bedingungen in den Bioreaktoren ausgegangen werden kann, kann sich dieses für industrielle bzw. industriell geprägte Abwässer extrem unterschiedlich darstellen. Im ungünstigsten Fall kann der Einsatz von MBR für besondere Abwässer nicht sinnvoll sein, während eine konventionelle biologische Behandlung problemlos möglich ist. Diesbezüglich ist insbesondere die Foulinganfälligkeit der Membranen zu berücksichtigen.

Die Kenntnis der wichtigsten Wechselwirkungen sowie deren Auswirkungen auf das System ist letztendlich die Voraussetzung für die abwasserspezifisch angepasste Auslegung eines MBR. Informationen über spezifische und vor allem negative Auswirkungen auf den Betrieb bzw. die Gestaltung von MBR und somit die Auswirkung auf die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens liegen bislang nur sehr begrenzt vor. Dieses liegt an der vergleichsweise jungen Verfahrenstechnik, so dass bislang nur sehr begrenzt Wissen akkumuliert werden konnte. Daneben ist jedoch auch ein unzureichender Wissenstransfer zu vermuten, der mitunter auf das Zurückhalten von Erkenntnissen zur Bewahrung eines Know-How-Vorsprungs seitens der Planer, Betreiber oder Anlagenbauer zurückzuführen ist.

4 Eigene Untersuchungen zur Behandlung industrieller Abwässer in MBR

4.1 Untersuchungsziele und -inhalte

In zahlreichen F&E-Vorhaben des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen wurde der Einsatz von MBR zur Behandlung verschiedener industrieller und hochbelasteter Abwässer untersucht. Die behandelten Abwässer deckten hierbei einen weiten Bereich hinsichtlich Herkunft, Zusammensetzung und Konzentrationen ab. Die Untersuchungen wurden an klein- und halbtechnischen MBR-Versuchsanlagen sowie begleitend zum Betrieb großtechnischer MBR-Anlagen durchgeführt. Hierbei wurden zunächst bezogen auf einzelne Abwässer Erkenntnisse zur Reinigungs- oder Filtrationsleistung, zur Auslegung, zum Betrieb oder zur Wirtschaftlichkeit ermittelt.

Im Rahmen dieser Arbeit wird auf Basis der genannten sowie ergänzender Untersuchungen eine Auswertung der Leistungsunterschiede von MBR bei der Behandlung der unterschiedlichen Abwässer durchgeführt. Ein Schwerpunkt wird hierbei auf die Reinigungs- und Filtrationsleistung gelegt. Ziel der Auswertung ist - neben der Ermittlung der Leistungsunterschiede selbst - die Ermittlung allgemeiner, prozessbedingter Einflüsse und Zusammenhänge, die für die Leistungsunterschiede verantwortlich sind. Anhand der ermittelten Unterschiede sollen weitergehend ausgewählte Phänomene untersucht werden, die zu geringen bzw. unzureichenden Reinigungs- und Filtrationsleistungen beitragen. Ziel der Untersuchungen ist die Ermittlung repräsentativer Erkenntnisse zu den zentralen Ursachen der Leistungsunterschiede sowie darauf aufbauend die Entwicklung und Untersuchung von Ansätzen zur Prozessoptimierung in Bezug auf die Reinigungs- und Filtrationsleistung. Eine Zusammenstellung der genannten Haupt- sowie zugehöriger Teilziele ist Tabelle 4.1 zu entnehmen.

Tabelle 4.1: Untersuchungsziele

Ermittlung von Unterschieden in Bezug auf die Reinigungsleistung
Ermittlung <ul style="list-style-type: none"> - erzielbarer Eliminationsgrade bzgl. konventioneller Abwasserparameter oder ausgewählter Einzelstoffe, - geeigneter Prozessbedingungen (TS-Gehalt, Schlamm- und Raumbelastung, Durchflusszeit, Temperatur, Nährstoffverhältnis, pH-Wert)
Ermittlung von Unterschieden in Bezug auf die Filtrationsleistung
Ermittlung <ul style="list-style-type: none"> - geeigneter Prozessgestaltungen und -größen (z.B. Modulwahl, flächenspezifische Flüsse, Reinigungsintervalle und -bedingungen)
Verfahrensoptimierung
Ermittlung <ul style="list-style-type: none"> - repräsentativer Ursachen für eine geringe bzw. unzureichende Leistung - geeigneter Untersuchungsmethoden zu bestimmten Grundphänomenen (wie z.B. analytische Untersuchungsmethoden zur Schlammcharakterisierung) - geeigneter Maßnahmen zur Steigerung der Filtrations- bzw. der Reinigungsleistung - angepasster Verfahrensmodifikationen zur weiteren Verbesserung der Ablaufqualität

4.2 Beschreibung der Versuchsanlagen und des Versuchsbetriebes

Die Untersuchungen wurden zumeist an labor- und halbtechnischen MBR-Versuchsanlagen des ISA, in Einzelfällen auch an großtechnischen MBR durchgeführt. Ergänzend zu den Untersuchungen an den MBR-Versuchsanlagen wurden Testanlagen eingesetzt, um spezielle Einzeluntersuchungen, z.B. zum Betriebsverhalten von Crossflow-Modulen bei der Belebtschlamm-Wasser Trennung oder zur Nachbehandlung von MBR-Abläufen, durchführen zu können.

4.2.1 Labor- und halbtechnische Membranbioreaktoren

Im Rahmen labor- und halbtechnischer Untersuchungen wurden MBR mit Bioreaktorvolumina im Bereich von 200 L bis 70 m³ eingesetzt (Tabelle 4.2). Der Aufbau der Versuchsanlagen wurde weitgehend flexibel gestaltet, so dass diese auf abwasser-spezifische Anforderungen bzw. zur Bearbeitung der Untersuchungsaufgaben umgerüstet werden konnten. Dieses betraf z.B. die Art der Reaktionsräume (mit/ ohne Denitrifikationszone, vor-/ nachgeschaltete Denitrifikationszone, zwei volldurchmischte aerobe Reaktionsräume in Reihe etc.), die Größe der Reaktionsräume (V_{BB} , Verhältnis von V_{DN} zu V_{BB}) sowie den Anlagendurchsatz und die einsetzbaren Membranmodule.

Tabelle 4.2: MBR-Versuchsanlagen: Bioreaktorvolumina und Besonderheiten

Versuchsanlage	Bioreaktorvolumen	Besonderheiten
Lt.1, Lt.2, Lt.3	200 bis 260 L	zeitgleicher Einsatz von zwei labortechnischen, getauchten und einem externen Modulsystem möglich; bewegliche Trennwand zur variablen Unterteilung der Reaktionsräume
MVA	1 bis 2 m ³	zeitgleicher Einsatz von 6 labortechnischen, getauchten Modulsystemen möglich
LT-Buho1, Lt-Buho2	200 bis 450 L	Baulich getrennte Reaktionsräume, die den Betrieb bei unterschiedlichen Füllständen erlauben; Einsatz getauchter, labortechnischer sowie eines externen Crossflow-Moduls möglich
Ht1	1,8 bis 2 m ³	Einsatz eines technischen Plattenmoduls (12 m ² M-Fläche); zwei baulich getrennte Reaktoren; erster Reaktionsraum als Vario-Bereich ausgerüstet (Rührwerk + Belüftungseinrichtungen)
mob.HT	2,5 bis 6 m ³	mobile Anlage für vor Ort Untersuchungen; ausgerüstet für den Einsatz von ein bis zwei externen technischen Rohrmodulen und/ oder einem getauchten technischen Modul
Ht-CI	40 bis 70 m ³	Bioreaktor in drei Reaktionsräume unterteilt (DN, Vario-Bereich, N); Betrieb bei unterschiedlichen Füllständen möglich; drei separate, externe Filtrationskammern zum Einsatz verschiedener technischer, getauchter Module

Je nach Untersuchungsziel konnten anlagenspezifisch unterschiedliche Modulgrößen (technische oder labortechnische Module), Modultypen (z.B. Platten- und Kapillarmodule verschiedener Hersteller) oder Modulsysteme (externe Crossflow-Systeme und getauchte Systeme) gleichzeitig eingesetzt werden.

Abbildung 4-1 zeigt am Beispiel einer labortechnischen Versuchsanlage (Lt1) den prinzipiell ähnlichen Aufbau der Versuchsanlagen. Herzstück der Anlage ist der Bioreaktor, der durch eine bewegliche Trennwand in zwei Reaktionsräume unterschiedlichen Volumens unterteilt werden kann. Um gegenüber der Großtechnik maßstabsbedingt erhöhte Adsorptionseinflüsse der Reaktorwände mit dem Belebtschlamm-Abwasser-Gemisch gering zu halten, wurden diese aus Edelstahl gefertigt. Durch die Ausstattung des ersten Reaktionsraumes mit einem langsamdrehenden Rührwerk sowie einer flächendeckenden feinblasigen Belüftung konnte dieser wahlweise voll durchmischt als anoxischer, aerober oder intermittierend belüfteter Reaktionsbereich betrieben werden. Der zweite Reaktionsraum wurde mit einem getauchten Membranmodul mit integrierter Modulbelüftung bestückt. Je nach eingesetztem Modulsystem

konnte zur Unterstützung der Reaktordurchmischung bzw. zur Erhöhung des Sauerstoffeintrages eine flächendeckende Belüftung am Reaktorboden zugeschaltet werden. Um der Aufkonzentrierung des Belebtschlammes im zweiten Reaktionsraum infolge des Filtratabzuges entgegenzuwirken, bzw. bei Betriebsweise mit vorgeschalteter Denitrifikation, die Nitratrückführung zu gewährleisten, wurden langsam drehende Verdrängerpumpen eingesetzt, die das Belebtschlamm-Wasser-Gemisch schonend zurück in den ersten Reaktionsraum förderten.

Der Betrieb der Membranstufe erfolgte über selbstansaugende Pumpen, wobei je nach Modulkapazität Schlauch- (< 40 L/h) oder Kreiselpumpen (> 30 L/h) eingesetzt wurden. Der Filtratvolumenstrom wurde entweder über eine Drossel auf der Druckseite der Pumpe (nur bei Kreiselpumpen) oder die Drehzahl des Pumpenmotors bzw. die Getriebeabtriebswelle eingestellt. Sollte ein Betrieb mit Rückspülung realisiert werden, wurde üblicherweise eine weitere Pumpe, die aus einem zwischengeschalteten Filtratsammelbehälter die entsprechende Menge zurück in das Modul fördert, installiert (nicht in Abbildung 4-1 dargestellt). Die Steuerung der Lauf-, Pausen- und ggf. Rückspülzeiten des Moduls erfolgte über ein programmierbare Steuereinheit.

Die Beschickung der Anlage mit Abwasser erfolgte füllstandsgesteuert mittels einer Kreiselpumpe aus einem Vorlagetank. Im Falle sehr geringer Tageszulaufmengen (< 50 L/d) wurde ein Magnetventil einer oberhalb der Reaktoren angebrachten Dosierstation angesteuert, um eine gleichmäßige Anlagenbeschickung zu ermöglichen (nicht in Abbildung 4-1 dargestellt). Die Zulaufsteuerung erfolgte über an den Reaktorböden installierte Drucksonden bzw. alternativ über Schwimmschalter oder Dreistabsonden (nicht in Abbildung 4-1 dargestellt). Bedarfsweise wurde vor der Zulaufstelle eine Vor-siebung mit einer Maschenweite zwischen 0,5 und 3 mm installiert, um Grobstoffe aus den Bioreaktoren fernzuhalten.

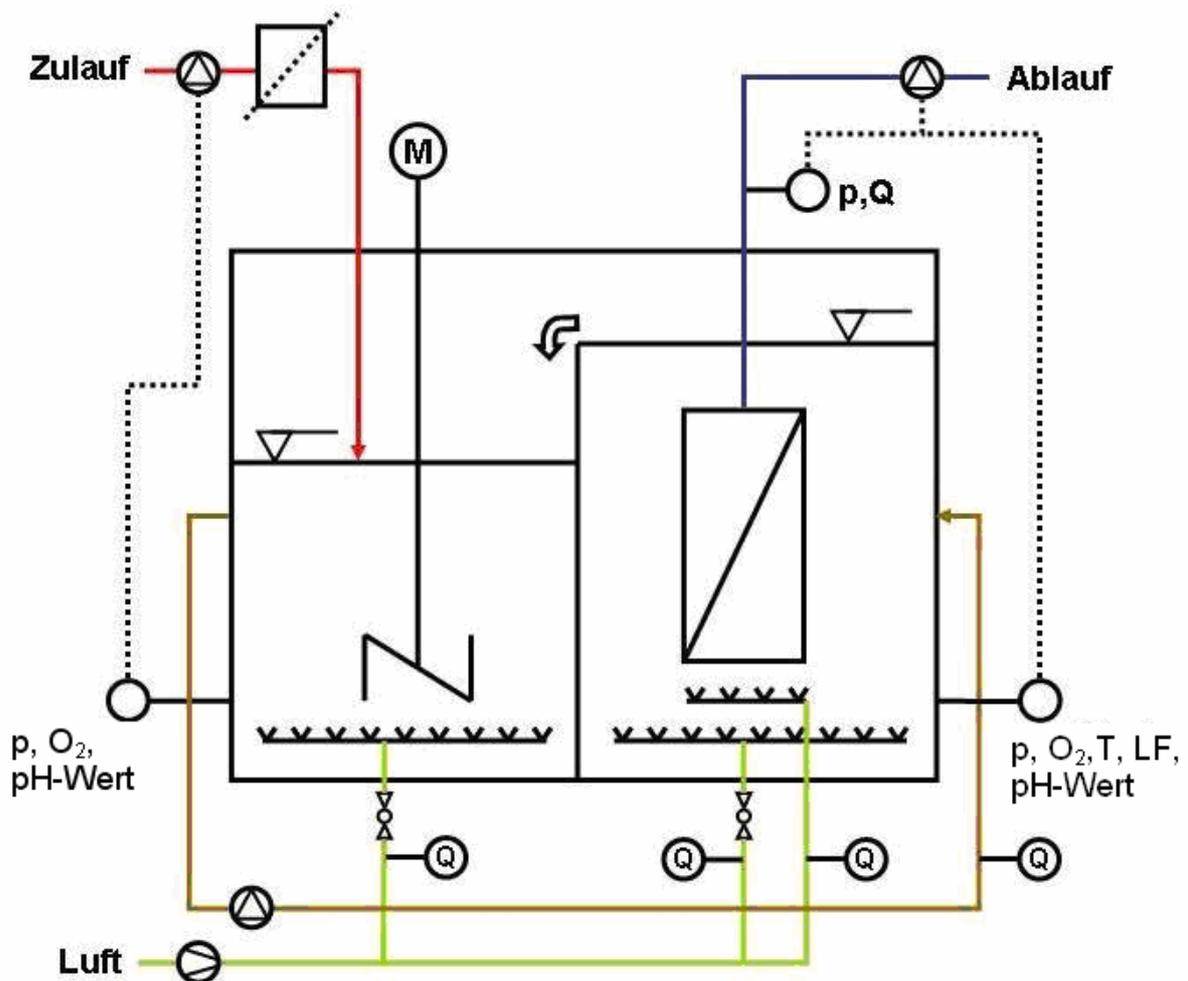


Abbildung 4-1: Verfahrensschema einer labortechnischen Anlage (Lt1) mit vorgeschalteter Denitrifikation

Zur Einstellung, Regelung und Erfassung der Betriebsbedingungen wurden die Anlagen mit umfangreicher Mess-, Steuer und Regelungstechnik (MSR-Technik) ausgerüstet. Sämtliche digitale Messsignale wurden mittels Datenlogger in Sekunden- (minimal) bis Minutenintervallen (maximal) aufgezeichnet, um im Bedarfsfall eine Auswertung von Kurzzeitentwicklungen im Betriebsverlauf zu ermöglichen (siehe Tabelle 4.3 „online-Erfassung“). Zusätzlich wurden fallweise parallel mechanische Messgeräte eingesetzt bzw. Handmessungen durchgeführt, um die Funktion der online-Messeinrichtungen zu überwachen.

Während des Anlagenbetriebes wurden sämtliche Betriebseinstellungen und für den Betrieb der Anlagen relevante Daten täglich im Zuge der Anlagenüberwachung auf entsprechenden Betriebsprotokollen festgehalten (siehe Tabelle 4.3 „Erfassung im Betriebsprotokoll“).

Tabelle 4.3: Zusammenstellung der erfassten Betriebsparameter

Betriebsinformationen	Erfassung im Betriebsprotokoll	Online-Erfassung
Membranstufe		
Modul	Modultyp und Membranfläche	
Zykluszeiten	Lauf-/ Pausen-/ Rückspülzeiten (nur bei getauchten Systemen)	
Filtrationsflüsse	Auslitern über einem Filtrationszyklus (Labortechnik); Ablezen vom MID (Halbtechnik)	MID
Modulbelüftung	Ablezen von Schwebekörperdurchflussmesser (nur bei getauchten Systemen)	
Crossflow-Volumenstrom	Ablezen vom MID (nur bei Crossflow-Systemen)	MID
Filtrationsdrücke	Ablezen am Ende der Filtrations- und Pausenzeit (getauchte Systeme); Ein- und Ausgangsdruck (Crossflow-Systeme)	Drucksensor(en)
Tagesdurchsatz	Ablezen von Wasseruhr bzw. MID bzw. Auslitern (bei sehr geringen Durchsätzen)	
T, pH, LF	Handmessung des Filtrats	
Zusatzinformationen	z.B. durchgeführte Membranreinigungen (Angabe sämtlicher Reinigungsbedingungen)	
Bioreaktoren		
Reaktorkonfiguration	Angabe der Reaktorverschaltung	
Füllstände	Handmessung der Reaktorfüllstände	Drucksensor(en)
T, pH, LF, Redox-potential	Handmessung in sämtlichen Reaktionsräumen	Sonden
Rezirkulationsvolumenstrom	Auslitern (nur Labortechnik) oder Ablezen vom MID	MID
Luft eintrag	Ablezen von Schwebekörperdurchflussmesser (für jeden Reaktionsraum)	
Zusatzinformationen	z.B. Angaben zu Schaumbildung	
Hilfsstoffzugaben	Angabe der Stoffe (z.B. Entschäumer, Säuren, Basen, Nährstoffe) und Wirkstoffmengen	
Zulauf		
Abwasser	Abwassertyp und Charge (inkl. evtl. Hilfsstoffzugaben, z.B. zur Neutralisation)	
Tagesdurchsatz	Ablezen von Wasseruhr, MID oder Vorlagefüllstand	
Sonstiges		
Betriebseinstellungen	Angabe der gezielten Änderung der Einstellungen	
Betriebstörungen	Angabe von Aggregatsausfällen o.ä.	
bilanzrelevante Angaben	z.B. Überschussschlammnahmen, Belebtschlammverlust durch Überschäumen der Anlage	

4.2.2 Teststand zur Untersuchung von externen Rohrmodulen

An einem speziellen Teststand (Abbildung 4-2) wurden Untersuchungen an labor- bzw. halbtechnischen Crossflow-Rohrmodulen durchgeführt. Folgende typische Ziele wurden hierbei verfolgt:

- Ermittlung des Rückhaltes, z.B. anhand der Parameter CSB oder der Färbung, abhängig von Membranmaterial und Cut-Off der Membranmodule
- Ermittlung der Betriebseigenschaften (Flussleistung, Permeabilitätsentwicklung, Regenerierbarkeit) unterschiedlicher Membranmodule
- Parameterstudien zum Einfluss unterschiedlicher Prozessbedingungen auf die Filtrationsleistung und den Rückhalt (z.B. Temperatur, Filtratausbeute, Überströmgeschwindigkeit, TMP)
- Auswahl geeigneter Membranmodule für ein spezifisches Aufbereitungsproblem (Membranscreening)

In der Anlage (siehe Abbildung 4-2) konnten wahlweise mehrere, verschiedene Module (max. 3 m Gesamtlänge) in Reihe bzw. in parallel betriebenen Straßen eingesetzt werden. Die Durchströmung der Module mit dem Feedgemisch erfolgte durch eine Pumpe, die saugseitig an einen Vorlagebehälter angeschlossen war. Der Vorlagebehälter war temperierbar und konnte je nach Untersuchungsziel mit Wasser (z.B. zur Bestimmung des Wasserwertes) mit Rohabwasser (z.B. zur Bestimmung des rein physikalischen Rückhaltes) oder mit Belebtschlamm befüllt werden. Der Konzentratrücklauf erfolgte in den Vorlagebehälter. Bedarfsweise konnte die Saugseite der Feedpumpe auch direkt an einen Bioreaktor angeschlossen werden, um z.B. Belebtschlämme unter möglichst realen Bedingungen zu untersuchen. Das anfallende Filtrat wurde über Schlauchleitungen im Aufkonzentrierungsbetrieb nach außen abgeführt bzw. im Kreislaufbetrieb zurück in den Vorlagebehälter geleitet.



Abbildung 4-2: Teststand für Crossflow-Membranmodule (MF/ UF):
(1: temperierter Arbeitstank; 2: Feedpumpe; 3: Messwerterfassung;
4 Membranmodule)

Die Betriebsdaten des Teststandes wurden über entsprechende Messaufnehmer erfasst und auf einem Datenlogger gespeichert. Weitergehende Zusatzinformationen wurden auf Betriebsprotokollen erfasst (vgl. Tabelle 4.4).

Tabelle 4.4: Messdatenerfassung am Teststand

Betriebsinformationen	Erfassung auf Betriebsprotokoll	Online-Erfassung
Füllstand Vorlage	Ablezen von Füllstandsskala	Drucksensor
Temperatur Vorlage	Handmessung	PIT
Filtrationsflüsse	Auslitern über einem Filtrationszyklus (labortechnische Module); Ablezen vom MID (halbtechnische Module)	MID
Feedrücke	Ablezen von Schwebekörperdurchflussmesser (nur bei getauchten Systemen)	Drucksensoren
Crossflow-Volumenstrom	Ablezen vom MID (bei zwei Straßen: jede Straße mit eigenem MID ausgestattet)	MID

Betriebsinformationen	Erfassung auf Betriebsprotokoll	Online-Erfassung
pH, LF	Handmessung in Vorlage und Filtrat	
Zusatzinformationen	Anordnung zu eingesetzten Module, Feedgemisch, durchgeführten Reinigungen etc.	

4.3 Untersuchte Membranmodule

4.3.1 Getauchte Membranmodule

Im Rahmen der labor- und halbtechnischen Versuche wurden getauchte Module verschiedener Hersteller eingesetzt (Tabelle 4.5). Die meisten Module sind den großtechnisch eingesetzten Modulen geometrisch ähnlich (z.B. Puron) oder stellen die Baseinheiten eines großtechnischen Moduls dar (z.B. Weise). Einige Modulgrößen finden bereits technischen Einsatz, z.B. in Kleinkläranlagen (z.B. Kubota, Martin-Systems). Das Modul der Fa. Zenon (ZW10) wird ausschließlich für labortechnische (Vor-)Pilotierungen angeboten und weist modulbezogen nur geringe Ähnlichkeiten mit dem großtechnischen Modul auf. Das keramische Modul der Fa. ITN ist ein Prototyp, das noch in der Entwicklungsphase steht und nicht am Markt verfügbar ist.

Die verwendeten Membranen unterscheiden sich bzgl. der nominellen Porenweite bzw. der nominellen Trenngrenze, dem Membranmaterial sowie der Membranform während der Herstellung. Modulspezifisch wird zwischen Rohr-, Kapillar- und Plattenmodulen unterschieden.

Tabelle 4.5: Untersuchte getauchte Module

Hersteller/ Bezeichnung	Berghof/ Pendel- modul	ITN/ Prototyp	Kubota	Martin- Systems/ VUM	Puron	Weise	Zenon/ ZW10
Kürzel	g-B	g-ITN	g-K	g-MS	g-P	g-W	g-Z
übliches Einsatzgebiet	Labor- u. Kleintechnik	Labor- technik	Labor- u. Kleintechnik	Labor- u. Kleintechnik	Klein- u. Groß- technik	Klein- u. Groß- technik	Labor- technik
Membran- verfahren	MF	MF	MF	UF	UF	MF	UF
nominelle Porenweite*/ Trenngrenze*	0,4 µm/ -	k. Angabe	0,4 µm/ -	-/ 150 bzw. 250 kD	0,1 - 0,2 µm/ -	- / 150 kD	< 0,1 µm/ -
Membran material*	organisch	anorga- nisch	organisch	organisch	organisch	organisch	organisch

Hersteller/ Bezeichnung	Berghof/ Pendel- modul	ITN/ Prototyp	Kubota	Martin- Systems/ VUM	Puron	Weise	Zenon/ ZW10
Membranform	flach	flach	flach	flach	röhren- förmig	flach	röhren- förmig
Modultyp	Rohrmodul	Platten- modul	Platten- modul	Platten- modul	Kapillar- modul	Platten- modul	Kapillar- modul
min. Membran- fläche	2 m ² / Modul	3,5 m ² / Modul	0,1 m ² / Platte	2,5 m ² / Modul	2,8 m ² / Modul	3,7 m ² / Modul	1 m ² / Modul
max. einges. Fläche	2 m ²	3,5 m ²	1,2 m ²	2,5 m ²	2,8 m ²	3,7 m ²	1 m ²

* Herstellerangaben

4.3.2 UF-Rohrmodule

In den beschriebenen Versuchsanlagen (siehe Kapitel 4.2.1 und 0) wurden verschiedene Crossflow-UF-Rohrmodule der Firmen Berghof, Rhodia und Koch untersucht (siehe Tabelle 4.6).

Zum Einsatz kamen am Markt etablierte, technische Membranmodule, wie z.B. das Berghof P19 – 100 kD, PES, das in zahlreichen technischen MBR, z.B. im Bereich der Sickerwasserbehandlung, verwendet wird.

Vor allem in den vergleichenden Untersuchungen am Rohrmodulteststand wurden daneben marktübliche Rohrmodule aus anderen Anwendungsgebieten, wie z.B. der Emulsionstrennung oder der Fruchtsaftherstellung, eingesetzt. Hierbei kamen, neben verschiedenen organischen Membranmaterialien, auch mit Titandioxid beschichtete Keramik-Membranen der Fa. Rhodia zum Einsatz. Bzgl. der Trenngrenze der Membranmodule wurde ein Bereich von 15 bis 250 kD, bzgl. des durchströmten Kanaldurchmessers ein Bereich von 6 bis 24,5 mm abgedeckt.

Tabelle 4.6: Untersuchte Rohrmodule

Hersteller/ Bezeichnung	Berghof/ P1	Berghof/ P19	Koch/ Abcor	Rhodia/ Kerasesp
Kürzel	CF-P1	CF-P19	CF-K	CF-R
übliches Einsatzgebiet	Labortechnik	Klein- und Groß- technik	Klein- und Groß- technik	Klein- und Groß- technik
Membranverfahren/ Betriebsart	UF/ Crossflow	UF/ Crossflow	UF/ Crossflow	UF/ Crossflow
Anzahl Kanäle pro Modul	1	19	1	7
Kanaldurchmesser [mm]	11,5	11,5	25,4	6

Hersteller/ Bezeichnung	Berghof/ P1	Berghof/ P19	Koch/ Abcor	Rhodia/ Kerasep
Membranlänge [mm]	600	3.000	1.500	1.178
nominelle Trenngrenze*	20 kD, 50 kD, 100 kD, 200 kD	50 kD, 100 kD	250 kD	15 kD, 50 kD, 150 kD
Membranmaterial**	PS, PES, PVDF	PES	PVDF	TiO ₂ (Träger: Keramik)
min. Membranfläche	0,028 m ² / Modul	2 m ² / Modul	0,1 m ² / Modul	0,155 m ² / Modul
max. eingesetzte Fläche	0,48 m ²	4 m ²	0,2 m ²	0,465 m ²

* Herstellerangaben

** Membranmaterialien: PS: Polysulfon; PES: Polyethersulfon; PVDF: Polvinylidenfluorid

4.4 Untersuchungsmethoden

4.4.1 Konventionelle Abwasseranalytik

Im Rahmen der Beprobung der Versuchsanlagen bzw. der großtechnischen Anlagen wurden umfangreiche analytische Untersuchungen durchgeführt. Die Auswahl der untersuchten Parameter erfolgte entsprechend der in den Anhängen der Abwasserverordnung [N.N. 2002b] festgesetzten Parametern bzw. nach spezifischer Relevanz. Alle konventionellen physikalisch-chemischen Abwasserparameter wurden analog der in Tabelle 4.7 aufgeführten DEV-Bestimmungsmethoden [DEV] ermittelt.

Tabelle 4.7: Eingesetzte chemische, physikalisch-chemische, biochemische und biologische Untersuchungsmethoden nach [DEV]

Untersuchter Parameter	Abkürzung	Eingesetztes Verfahren
Abfiltrierbare Stoffe	AFS	DIN 38 409, H 2
Absetzbare Stoffe, in 2 h	AS ₁₂₀	DIN 38 409, H 9
Adsorbierbare Organische Halogenverbindungen	AOX	EN 1485:1996 D; H 14
Adsorbierbare Organische Halogenverbindungen im Trockenrückstand	AOX im TR	DIN 38 414, S 18
Ammonium-Stickstoff	NH ₄ -N	DIN 38 406, E 5
Biochemischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen	BSB ₅	EN 1899-1 : 1998 D, H 51
Bismut-aktive Substanzen	BIAS	DIN 38 409, H 23-2
Chemischer Sauerstoffbedarf	CSB	DIN ISO 15705 : 2003-09, H 45
Daphnientest	G _D	DIN 38 412, L 11
Extrahierbare Organische Halogenverbindungen	EOX	DIN 38 409, H 8
Gelöster Organischer Kohlenstoffgehalt	DOC	EN 1484 : 1997, H 3 nach Membranfiltration

Untersuchter Parameter	Abkürzung	Eingesetztes Verfahren
Gesamter Organischer Kohlenstoffgehalt	TOC	EN 1484 : 1997, H 3
Gesamter Phosphorgehalt	P _{ges}	EN 1189 : 1996 D, D 11
Gesamter Phosphorgehalt im Trockenrückstand	P _{ges} im TR	EN 1189 : 1996 D, D 11, nach Aufschluss
Gesamter Stickstoffgehalt	N _{ges}	DIN 38 409, H 27/28
Gesamter Stickstoffgehalt im Trockenrückstand	N _{ges} im TR	EN 25663 : 1993 D, H 11
Glühverlust	GV	EN 12879 : 2000 D, S 3a
Kohlenwasserstoff-Index	KW-Index	EN ISO 9377-2 : 2000 D, H 53
Kupfer	Cu	DIN 38 406, E 7
Leitfähigkeit	LF	EN 27888 : 1993 D, C 8
Leuchtbakterientest	GL	EN ISO 11348-3 : 1998 D, L 34
Methylenblau-aktive Substanzen	MBAS	EN 903:1993; H 24
Nickel	Ni	DIN 38 406, E 11
Nitrat-Stickstoff	NO ₃ -N	DIN 38 405, D 9 - 2
Nitrit-Stickstoff	NO ₂ -N	EN 26777 : 1993 D, D 10
ortho-Phosphat-P	PO ₄ -P	EN 1189 : 1996 D, D 11
Phenolindex		DIN 38 409, H 16
pH-Wert	pH	DIN 38404, C 5
Quecksilber	Hg	EN 1483 : 1997 D, E 12
Silicium	Si	Labormethode (Bestimmung von Silicium mittels Graphitrohrofen-Atomabsorption, ISA SOP 027), s. Anlage.
Spektraler Absorptionskoeffizient	SAK	DIN 38 404, C 3
Sulfid	S ²⁻	DIN 38 405, D 26/27
Trockensubstanz	TS	EN 12880 : 2000 D, S 2a

Zur Untersuchung der Abwässer hinsichtlich der biologischen Abbaubarkeit bzw. etwaiger Hemmeffekte auf die Belebtschlamm-Biozönose wurden Tests zur Bestimmung der aeroben biologischen Abbaubarkeit bzw. der Nitrifikationshemmung durchgeführt (Tabelle 4.8).

Tabelle 4.8: Untersuchungsmethoden zur Bestimmung der Abbaubarkeit bzw. der Nitrifikationshemmung

Untersuchung	Eingesetztes Verfahren
Bestimmung der aeroben biologischen Abbaubarkeit organischer Stoffe im wässrigen Medium	EN ISO 9888; L25 : 1999
Verfahren zur Bestimmung der Nitrifikationshemmung von Mikroorganismen im Belebtschlamm durch Stoffe und Abwasser	EN ISO 9509; L 38 : 1995

4.4.2 Methoden zur substanzspezifischen Untersuchung von Spurenstoffen

Zur Erfassung des Eliminationsverhaltens gewässerrelevanter Spurenstoffe, wie z.B. bestimmter oberflächenaktiver Substanzen, Weichmacher oder Arzneimittelwirkstoffe, wurden gaschromatografische (GC) und flüssigkeitschromatografische (LC) Trennungsmethoden, gekoppelt mit massenspektrometrischer Detektion (MS bzw. MS/MS) eingesetzt. Mit diesen verschiedenen Methoden und geeigneten Probenaufbereitungsschritten konnten eine Vielzahl von Substanzen mit Konzentrationen < 50 µg/L in der Abwassermatrix erkannt, ggf. identifiziert und sofern geeignete Standards zur Verfügung standen auch quantifiziert werden. Eine Übersicht der angewandten Aufbereitungs- und Analysemethoden zeigt Abbildung 4-3.

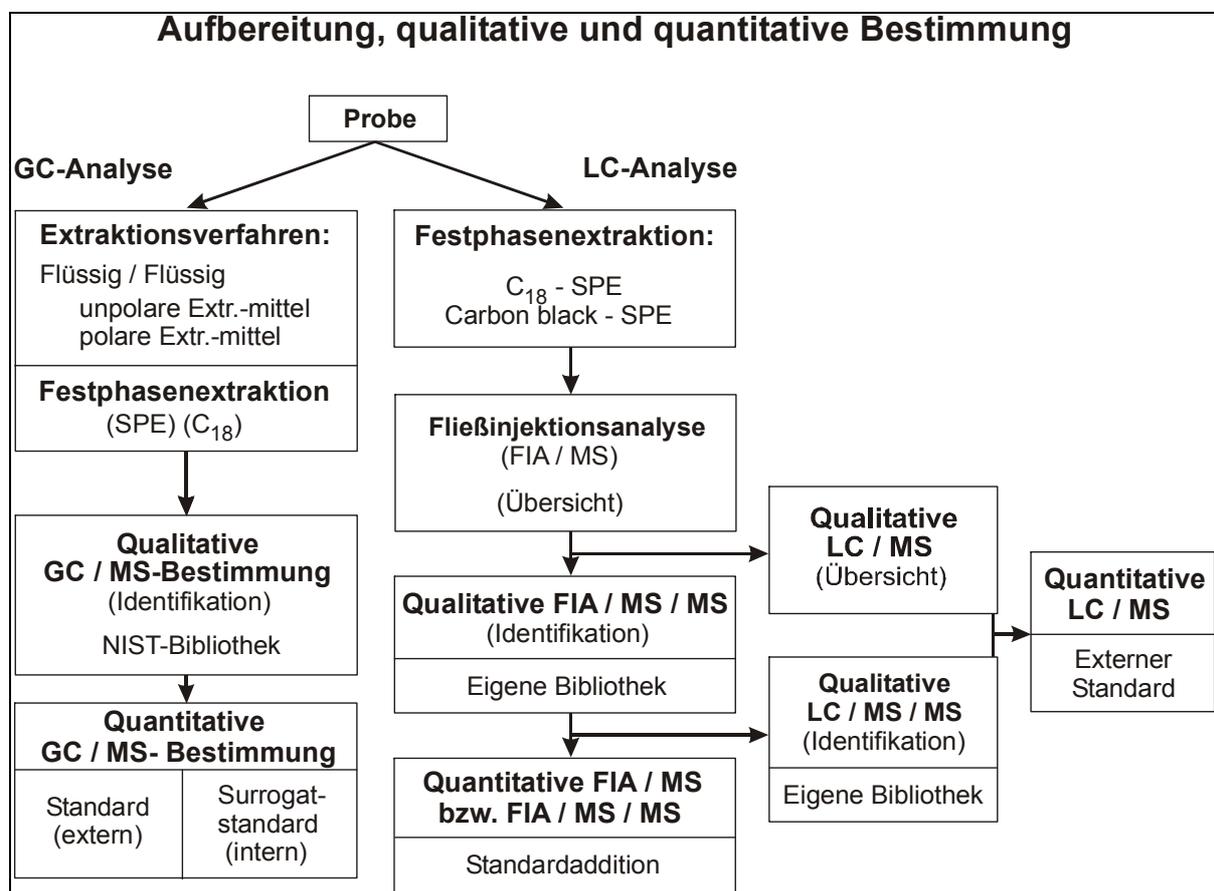


Abbildung 4-3: Aufbereitungs- und Analysenschema zur substanzspezifischen GC/MS, FIA-, LC/MS und -MS/MS-Untersuchung des Probenmaterials [Pinnekamp et al. 2005]

Eine Erläuterung der eingesetzten analytischen Ausstattung sowie der angewandten Methoden ist Pinnekamp et al. [2005] zu entnehmen.

4.4.3 Methoden zur Untersuchung der Belebtschlämme

4.4.3.1 Physikalische Untersuchungen

Um die Schlammigenschaften der belebten Schlämme aus den MBR zu charakterisieren, wurden begleitend zum Betrieb der Versuchsanlagen neben den klassischen analytischen Parametern (TS, GV des TS, TR etc.), rein physikalische Parameter wie der Schlammvolumenanteil bzw. der Schlammvolumenindex, die kapillare Fließzeit (CST) und die Viskosität bestimmt (Tabelle 4.9).

Diese Parameter, üblicherweise eingesetzt, um z.B. die Entwässerbarkeit (siehe z.B. [Dichtl, Kopp 2001]) oder das Sedimentationsverhalten eines Belebtschlammes abzuschätzen, wurden mit den spezifischen Betriebsbedingungen eines MBR, wie z.B. Biomassekonzentration oder Schlammbelastung, sowie mit der Filtrierbarkeit des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches durch die eingesetzten Membranmodulen korreliert.

Tabelle 4.9: Physikalische Untersuchungsmethoden von Belebtschlämmen

Untersuchung	Abkürzung	Eingesetztes Verfahren
Bestimmung des Schlammvolumenanteils und des Schlammindex	SV bzw. ISV	DIN 38414, Teil 10; S 10 : 1981
Bestimmung der kapillaren Fließzeit (capillary suction time)	CST	Bestimmung der Fließzeit über eine definierte Wegstrecke auf einem Filterpapier (Bestimmungsmethode: siehe [Dichtl, Kopp 2001; ATV 1992; EN 14701-1])
Bestimmung der dynamischen Viskosität	η	Bestimmung der dynamischen Viskosität mittels Doppelspalt-Rotationsviskosimeter nach dem Searle-Prinzip (RC 20, Firma Rheotec); Bestimmung unter Vorgabe der Scherrate oder alternativ der Schubspannung (siehe auch [EN 53019-1])

4.4.3.2 Mikroskopische Untersuchungen

Mikroskopische Untersuchungen der belebten Schlämme (Tabelle 4.10) wurden vor allem bei Auffälligkeiten oder Störungen der biologischen Abbauprozesse, wie z.B. vermehrte Schaumbildung auf den Bioreaktoren oder spontane Einbrüche der Nitrifikationsleistung, eingesetzt. Fallweise, vor allem im Zuge der Methodenetablierung, wurden die Untersuchungen auch betriebsbegleitend im Zuge der Anlagenüberwachung durchgeführt. Diese Untersuchungen wurden dazu genutzt, um Korrelationen der mikroskopischen Struktur des Schlamm-Wasser-Gemisches mit der Reinigungsleistung der Bioreaktoren sowie dem Filtrationsverhalten der eingesetzten Membran-

stufen zu ermöglichen. Hierzu wurden Methoden, wie sie z.B. auch aus Untersuchungen konventioneller Belebtschlämme bekannt sind, zur Charakterisierung der gesamten Biozönose (Tabelle 4.10, 2. Zeile) bis hin zu Methoden zum Nachweis funktioneller Mikroorganismen-Gemeinschaften (Tabelle 4.10, letzte Zeile) eingesetzt.

Tabelle 4.10: Eingesetzte mikroskopische Untersuchungsmethoden

Untersuchung	Eingesetztes Verfahren
Mikroskopisches Bild	Untersuchung der gesamten Belebtschlamm-Biozönose im Hinblick auf die Gestalt, Größe und Struktur der Schlammflocken sowie charakteristische Bakterienkolonien, größere Protozoen und die Gesamtfädigkeit (nach [N.N. 1999])
Nachweis von RNA* und DNA**	Acridinorange-Färbung (AO) ([Ostrowski 2004]: angepasst nach [Bast 2001])
Nachweis lebender und toter Biomasse	Fluoresceindiacetat-Färbung (FDA) bzw. Propidiumiodid-Färbung (PI) [Ostrowski 2004]
Nachweis ammonium- und nitritoxidierender Bakterien	Gensonden-Untersuchungen anhand des Nitri-VIT-Tests (siehe [Vermicon 2004]) [Ostrowski 2004]

* RNA: Ribonukleinsäure

** DNA: Desoxyribonukleinsäure

4.5 Untersuchte Abwässer

Im Rahmen der Untersuchungen wurden verschiedene industrielle bzw. hochbelastete Abwässer in MBR behandelt. Tabelle 4.11 zeigt eine Übersicht der Abwässer nach Art, Herkunft und anzuwendendem Anhang der Abwasserverordnung [N.N. 2000b] sowie jeweiliger abwasser- bzw. untersuchungsspezifischer Besonderheiten. Die analytische Charakterisierung der Abwässer ist den Tabellen A5-1 bis -9 im Anhang zu entnehmen.

Tabelle 4.11: Untersuchte Abwässer

Kürzel	Branche/ Herkunft	Rechtliche Einordnung	Besonderheiten
Abwässer aus der chemischen und pharmazeutischen Industrie			
C1	Chemische Industrie/ Herstellung chemischer Grundstoffe	Anh. 22 AbwV	hohe AOX Konzentrationen im Abwasser, Behandlung nach betriebsinterner AOX-Verkochung
C2	Chemische Industrie/ Seifenproduktion	Anh. 22 AbwV	biologisch gut verfügbare, hohe TOC-konzentrationen
C3	Chemische Industrie/ Herstellung chemischer Grundstoffe	Anh. 22 AbwV	

4 Eigene Untersuchungen

Kürzel	Branche/ Herkunft	Rechtliche Einordnung	Besonderheiten
C4	Chemische Industrie/ Herstellung von Feinstfasern	Anh. 22 AbwV	Acrylnitril-Oligomere im Abwasser
C5	Chemische Industrie/ Herstellung von Peroxiden	Anh. 22 AbwV	
C6	Chemische Industrie/ Herstellung von Mattie- rungsmitteln	Anh. 22 AbwV	hoher Feststoffanteil durch inerte Siliciumverbindungen
C7	Pharmazeutische Industrie/ Teilstrom aus der Medika- mentenherstellung	Anh. 22 AbwV	Teilstrom aus einem Gaswäscher zur Abluftbehandlung, sehr hohe Stickstoffkonzentrationen
C8	Pharmazeutische Industrie/ Mischabwasser u.a. aus der Herstellung pharmazeuti- scher Grund- und Wirkstoffe	Anh. 22 AbwV	Untersuchungen zur gemeinsamen Behandlung mit Prozesswässern einer kommunalen Kläranlage (B2); gezielte Untersuchungen auf den Verbleib von Arzneimittelwirkstoffen
Abwässer aus der Textilveredlung			
T1	Textilindustrie/ Veredlung von Woll- und Baumwollfasern	Anh. 38 AbwV	Mischabwasser v.a. aus Färbe-, Bleich- und Waschprozessen, hoher Gehalt an oberflächenaktiven Substanzen
T2	Textilindustrie/ Garnveredlung	Anh. 38 AbwV	extrem hohe Färbung des Abwassers, hohe AOX-Konzentrationen durch eingesetzte Reaktivfarbstoffe
Abwässer aus der Papier verarbeitenden Industrie			
P1	Papierindustrie/ Abwasser aus der Erzeugung von Hygienepapieren aus Altpapier und Zellstoff	Anh. 28 AbwV	Abwässer weisen nach biologischer Behandlung hohe Rest-CSB Konzentrationen, eine starke Färbung und hohe Calciumgehalte auf. Zurückzuführen ist dieses auf die Altpapieraufbereitung.
Abwässer aus der Ablagerung und Behandlung von Abfällen sowie aus der Klärschlammbehandlung			
B1	Abfallwirtschaft/ Prozesswasser aus der bio- logischen Abfallvergärung	Anh. 23 AbwV	Abwasser wurde bislang in einer kommunalen Kläranlage mitbehandelt. Im Rahmen der Untersuchungen ist die Leistungsfähigkeit eines MBR zur Teilstrombehandlung von B1 zu ermitteln.
B2	Abwasserbehandlung/ Pro- zesswasser aus der Klär- schlammwässerung einer kommunalen Kläranlage	Anh. 1 bzw. Anh. 22	Prozesswasser resultiert aus der Mitbehandlung des Überschussschlammes, bei der Behandlung des Abwassers C8; gezielte Untersuchungen auf den Verbleib von Arzneimittelwirkstoffen
B3	Abfallwirtschaft / Deponiesickerwasser	Anh. 51 AbwV	Begleitende Untersuchungen zum Betrieb einer technischen MBR-Anlage; Schwerpunkt liegt auf der Untersuchung der Filtrationsleistung

Im Falle des Betriebs der Versuchsanlagen beim Abwasserproduzenten vor Ort erfolgte die Beschickung direkt aus dort bestehenden Stapelbehältern, die entweder vor einer ggf. vorhandenen Abwasserreinigungsanlage bzw. vor der Einleitstelle in die Kanalisation angeordnet waren. Bei Betrieb der Anlagen auf dem Versuchsfeld des ISA wurden Abwasserchargen des betreffenden Abwassers je nach Durchsatz bzw.

Lagerstabilität einmal bis mehrmals pro Woche zum Versuchsfeld transportiert und dort in geeignete, bedarfsweise z.B. gerührte bzw. gekühlte, Vorlagebehälter gefüllt. Aus diesen Vorlagebehältern wurden die Versuchsanlagen beschickt, wobei das industrielle Abwasser je nach Aufgabenstellung mit kommunalem Abwasser aus der großtechnischen kommunalen Kläranlage Aachen-Soers vermischt werden konnte.

5 Darstellung und Bewertung der praktischen Untersuchungsergebnisse

5.1 Charakterisierung der untersuchten Abwässer

Vor der Behandlung der Abwässer wurde eine umfangreiche Charakterisierung der einzelnen Abwässer vorgenommen, um abwasserspezifische Besonderheiten und Hinweise für den Betrieb der Bioreaktoren zu ermitteln sowie die betriebsbegleitende Abwasseranalytik auf relevante Parameter einzugrenzen. Hierzu wurde zunächst der Datenbestand der Abwasserproduzenten ausgewertet und durch gezielte Laboruntersuchungen ergänzt. Eine Übersicht über die eingesetzten Methoden und verfolgten Ziele wird in Tabelle 5.1 gegeben.

Tabelle 5.1: Methoden und Ziele der Abwassercharakterisierung

Charakterisierungsmethode	Ziel
umfangreiche Bestimmung konventioneller Abwasserparameter gem. Tabelle 4.7 im Hinblick auf die in den Anhängen der AbwV genannten Parameter	<ul style="list-style-type: none"> • Ermittlung der Abwasserzusammensetzung • Abschätzung biotoxischer Effekte • Ermittlung abwasserspezifischer Besonderheiten • Eingrenzung der betriebsbegleitenden Analytik auf relevante Parameter • Bestimmung der Nährstoffverhältnisse • Ermittlung ggf. notwendiger Hilfsstoffzugaben (z.B. Nährstoffe, Säure/ Lauge) • Gestaltung der vorzusehenden Reaktionsräume (mit/ ohne weitergehende Stickstoffelimination)
Bestimmung der biologischen Abbaubarkeit (vgl. Tabelle 4.8)	<ul style="list-style-type: none"> • Abschätzung der zu erwartenden Eliminationsraten im Bioreaktor • Ermittlung des Einflusses von Adsorptionseffekten
Untersuchung anhand substanzspezifischer Methoden gem. Kap. 4.4.2	<ul style="list-style-type: none"> • Entwicklung geeigneter Untersuchungsmethoden • Eingrenzung der betriebsbegleitenden Analytik auf relevante Stoffe
Durchführung biologischer Hemmtests (vgl. Tabelle 4.8)	<ul style="list-style-type: none"> • Abschätzung biotoxischer/ hemmender Wirkungen des Abwassers auf die Biozönose

Eine Zusammenstellung einiger zentraler Ergebnisse der Abwassercharakterisierung liefert Tabelle 5.2. Zur Verdeutlichung des weiten Spektrums sind die jeweiligen unteren und oberen Extremwerte fett dargestellt. Für die Reinigungsleistung bzw. die Ablaufqualität der Bioreaktoren sind demnach sehr unterschiedliche Ergebnisse zur er-

warten. Für einige Abwässer (z.B. C4, C5, C6) sollte eine gezielte Zugabe von Phosphor bzw. Stickstoff erfolgen, um ein günstigeres Nährstoffverhältnis für den biologischen Abbau zu schaffen. Bzgl. der Bioreaktorgestaltung kann fallweise aufgrund geringer Stickstoffkonzentrationen im Abwasser auf eine gezielte Stickstoffelimination verzichtet werden (z.B. C1, C3, C5).

Tabelle 5.2: Zusammenstellung der zentralen Ergebnisse der Abwassercharakterisierung

Abwasser*	CSB _h	N _{ges}	CSB:N:P	CSB:BSB ₅	max. Abbaubarkeit, (Dauer des Tests)
Kürzel	[mg/L]	[mg/L]	[-]	[-]	[%], (d)
C1	2.835	11	1.000:3:1	6	80, (17)
C2	2.649	83	320:10:1	<2	>98, (2)
C3	779	10	800:25:1	2	>95, (6)
C4	3.991	501	16.000:2.000:1	25	50, (28)
C5	32.310	7	3.750:3:1	8	45, (28)
C6	1.286***	110	1.800:840:1	2	n.g.
C7	4.626	4.546	150:140:1	n.g.	92, (24)
C8	3.115	99	300:10:1	n.g.	n.g.
T1	837	50	170:10:1	5	n.g.
T2	848	29	280:10:1	>5	60, (20)
P1	1.100	n.g.	n.g.	2	n.g.
B1	6.045	2.379	83:33:1	4	60, (15)
B2**	1.394	688	52:25:1	> 4	n.g.
B3	2.100	870	350:145:1	>10	n.g.

n.g.: nicht gemessen

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

** nur in Kombination mit C8 behandelt

*** inkl. zusätzlicher Kohlenstoffquelle

5.2 Untersuchte Prozessbedingungen

Um den Einfluss der Prozessbedingungen auf die Abbauleistung zu ermitteln, wurden die Bioreaktoren bei unterschiedlichen Einstellungen hinsichtlich TS-Gehalt, Schlamm- und Raumbelastung sowie Durchflusszeit betrieben. Zum Einfahren der Bioreaktoren wurden hierbei üblicherweise geringere Belastungen, fallweise auch durch Verdünnung des industriellen Abwassers mit kommunalem Abwasser, eingestellt. Die Belastung wurde im Laufe der Versuchsphase durch Erhöhung der Zuflussvolumenströme

schrittweise gesteigert, um den Grenzbereich der Belastbarkeit zu ermitteln, bei dem ein Einbruch der Reinigungsleistung bzw. eine Verschlechterung der Ablaufqualität zu verzeichnen ist. Diese Belastungssteigerung konnte jedoch aufgrund der oftmals stark schwankenden Zusammensetzung der Abwässer teilweise nicht in der beschriebenen Systematik umgesetzt werden. Dennoch konnten für die behandelten Abwässer weite Belastungsbereiche abgefahren werden, in denen eine stabile Reinigungsleistung verzeichnet wurde.

Um die Aktivität und den Aufbau der heterotrophen Bakterien zu unterstützen, wurde bei einigen Abwässern gezielt Stickstoff bzw. Phosphor zugegeben. Fallweise wurde auch leicht verfügbarer Kohlenstoff zugesetzt, um eine vollständige Denitrifikation der oxidierten Stickstoffverbindungen zu ermöglichen. Zur Einstellung des pH-Wertes auf günstige Milieubedingungen wurden bedarfsweise Säuren bzw. Laugen entweder in das entsprechende Abwasser oder direkt in die Bioreaktoren gegeben.

Eine Zusammenstellung der Hilfsstoffzugaben und der eingestellten Prozessbedingungen, bei denen ein störungsfreier Betrieb der Versuchsanlagen gewährleistet wurde, liefert Tabelle 5.3.

Tabelle 5.3: Zusammenstellung der Prozessbedingungen in den Bioreaktoren bei störungsfreiem Betrieb

Abwasser	TS-Gehalt	BTS, CSB	BR, CSB	Durchflusszeit	Nährstoffzugabe	pH-Wert-Einstellung
Kürzel*	[g/L]	[kg CSB/(kg TS * d)]	[kg CSB/(m ³ *d)]	[d]	[-]	[-]
C1	10-25	0,01-0,09	0,4-1,5	3-10	N ^{***} , P ^{***}	NaOH
C2	8-10	0,1-0,4	1-4,5	0,4-2,5	n.e.	n.e.
C3	5-15	0,02-0,04	0,15- 0,5	0,6-1,7	n.e.	NaOH (chargenweise)
C4	<8	0,2-1	0,8-3,5	4-7	C ^{**} , P ^{***}	NaOH
C5	2-7	0,5-1,7	1,0-2,5	4-8	N ^{***} , P ^{***}	Na(CO ₃) ₂
C6	3-9	0,01-0,1	0,02-0,8	0,8-0,9	n.e.	Na(CO ₃) ₂
C7	10-25	0,01-0,04	0,25-0,75	8-40	C ^{**} , P ^{***}	NaOH
C8	10-20	0,04-0,06	0,8-1,2	1,5-2,5	n.e.	n.e.
C8 + B2	10-20	0,06-0,08	0,9-1,5	1,1-2,5	n.e.	n.e.
T1	5-20	0,05-0,2	0,5-2	<0,3-1	n.e.	n.e.
T2	0,1-6,5	0,03-0,3	0,1-0,7	1,5-3,5	P ^{***}	Na(CO ₃) ₂

Abwasser	TS-Gehalt	BTS, CSB	BR, CSB	Durchflusszeit	Nährstoffzugabe	pH-Wert-Einstellung
Kürzel*	[g/L]	[kg CSB/(kg TS * d)]	[kg CSB/(m ³ *d)]	[d]	[-]	[-]
P1	8-12	0,05-0,10	0,5-0,9	0,9-1,1	n.e	n.e
B1	12-16	0,05-0,1	0,75-1,5	1-4	C**, P***	n.e.
B3	27-38	0,06-0,12	2,0-3,0	0,7-1	C**	NaOH

n.e.: nicht erforderlich

CF: Crossflow-Rohrmodul; g-M: getauchtes Modul

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

** C-Zugabe als Co-Substrat bzw. zur Verbesserung der Denitrifikationsleistung

*** P- bzw. N-Zugabe zur Verbesserung des Nährstoffverhältnisses

5.3 Darstellung der erzielten Reinigungsleistung

5.3.1 Elimination organischer Verbindungen

Abwasserspezifisch ergaben sich sehr unterschiedliche Ergebnisse. Die erzielten Eliminationsgrade bezogen auf die zum CSB beitragenden Verbindungen lagen je nach behandeltem Abwasser zwischen 40 und < 100 %.

Die höchste Eliminationsleistung wurde für das Abwasser C2 erzielt. Ausgehend von Zulaufkonzentrationen > 2.600 mg/L wurden Ablaufkonzentrationen von ca. 100 mg/L erzielt. Ein stabiler Abbauprozess wurde noch bei Raumbelastungen > 4 kg CSB/(m³ * d) und Schlammbelastungen von 0,5 kg CSB/ (kg TS *d) und mittleren Durchflusszeiten von 20 h nachgewiesen.

Die geringsten Eliminationsgrade lagen in einem Bereich von 40 bis 60 % bezogen auf den CSB bzw. TOC (C4 und C5). Verschiedene Maßnahmen zur Steigerung der Abbauleistung blieben weitgehend wirkungslos: So konnte weder die Erhöhung der Durchflusszeit, noch die Zugabe von Nährstoffen zu einer signifikanten Verbesserung der Eliminationsleistung beitragen. Auch die Zugaben einer leicht verfügbaren Kohlenstoffquelle als Co-Substrat brachte keine Verbesserung. Signifikante Adaptionseffekte der Biozönose über der mehrmonatigen Betriebsdauer und eine damit verbundene Steigerung der Abbauleistung wurden ebenfalls nicht beobachtet.

Für die meisten untersuchten Abwässer lag der erzielte Eliminationsgrad im Membranbioreaktor im Bereich (+/- 10 %) des jeweilig mit Hilfe des Zahn-Wellens-Tests ermittelten maximalen Eliminationsgrades. Nur für die Abwässer T2 und B1 wurden im

MBR um ca. 20 % höhere Eliminationsleistungen ermittelt. Zurückzuführen ist dieses vermutlich auf eine erhöhte Trennleistung der Membranmodule.

Tabelle 5.4: Zusammenstellung der Ergebnisse zur Elimination organischer Abwasserinhaltsstoffe

Abwasser*	CSB (MW) Zulauf	CSB (MW) Ablauf	mittl. Eliminationsgrad im Bioreaktor / max. Eliminationsgrad im Abbaubarkeitstest	max. Eliminationsleistung	max. Eliminationsleistung
Kürzel	[mg/L]	[mg/L]	[%]	[kg CSB/(kgTS * d)]	[kg CSB/ (m ³ * d)]
C1	2.835	1.485	50-70**/80	0,06	0,975
C2	2.649	101	96/>98	0,38	4,32
C3	779	282	>85/>95	0,034	0,425
C4	3.991	2.111	40/50	0,02	0,3
C5	32.310	16.834	50/45	0,85	1,25
C6	1.286	38	97/n.g.	0,097	0,776
C7	4.600	430	88 / 92	0,035	0,66
C8	3.115	106	97/n.g.	0,15	2,25
C8 + B2	2.038	82	96/n.g.	0,18	2,63
T1	837	73	>90	0,18	1,8
T2	848	182	80/60	0,24	0,56
P1	1.100	155	86/n.g.	0,04	0,4
B1	6.045	1.020	83/60	0,083	1,245
B3	2.100	420	80/n.g.	0,08	2,4

kursiv dargestellte Angaben beziehen sich auf den TOC

n.g.: nicht gemessen

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

** chargenbedingte starke Unterschiede der Eliminationsleistung

5.3.2 Elimination stickstoff- und phosphorhaltiger Verbindungen

Sämtliche untersuchten Abwässer wiesen nur geringe Phosphorkonzentrationen auf. Bei einigen Abwässern wurde zur Verbesserung des Nährstoffverhältnisses Phosphor zugegeben (vgl. Tabelle 5.3). Auf eine gezielte Untersuchung der Phosphorelimination wurde daher verzichtet.

Gezielte Untersuchungen zur Stickstoffelimination wurden nur mit den Abwässern durchgeführt, bei denen die Ablaufqualität nicht den Anforderungen an eine Direkteinleitung genügte. Die entsprechenden Anlagen wurden mit vorgeschalteter Denitrifikation betrieben (Ausnahme Abwasser C6; hier wurde davon ausgegangen, dass bei entsprechender Gestaltung der Reaktionsräume eine ausreichende Denitrifikation stattfindet). Bis auf die Abwässer C7 wurde für alle untersuchten Abwässer eine weitgehende Elimination des vorliegenden Ammoniumstickstoffs zu Nitratstickstoff erzielt. Beim Abwasser C4 sind die hohen Restgehalte bzgl. des Gesamtstickstoffs vermutlich auf die stickstoffhaltigen, biologisch persistenten Polyacrylnitrilverbindungen zurückzuführen. Ohne bzw. mit Zugabe von leicht verfügbarem Kohlenstoff zur Steigerung der Denitrifikationsleistung konnten für die untersuchten Abwässer Eliminationsleistungen von 0,2 bzw. 1,1 kg N/ (kg m³ * d) erzielt werden. Für das Abwasser C7 wurden nur geringe Eliminationsraten erzielt. Neben den sehr ungünstigen Nährstoffverhältnissen sind möglicherweise toxische Abwasserinhaltsstoffe als Ursachen hierfür anzuführen.

Tabelle 5.5: Ergebniszusammenstellung zur Stickstoffelimination

Abwasser*	N _{ges} Zulauf	N _{ges} Ablauf	mittl. Elimi- nationsgrad	max. Eliminations- leistung (L TS)	max. Eliminations- leistung (L R)
Kürzel	[mg/L]	[mg/L]	[%]	[g N/ kg TS * d]	[g N/ m ³ * d]
C4**	501	336	35	5,9	40
C6	110	95	14	1,3	7,5
C7**	4.546	3.700	19	5,0	90
C8 + B2	300	160	47	13,6	204
B1**	2.379	870	63	32,3	453
B3**	870	37	95	37,4	1.121

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

** Zugabe leichtverfügbaren Kohlenstoffs zur Steigerung der Denitrifikationsleistung

5.3.3 Verringerung der Färbung

Die untersuchten Abwässer aus dem Bereich der textilveredelnden Industrie (T1 und T2) wurden gezielt hinsichtlich der Verringerung der Färbung im Zuge der MBR-Behandlung untersucht. Die Färbung der behandelten Wässer entstammt Färbe- und nachfolgenden Waschflotten. Die Vielzahl der eingesetzten gelösten oder dispergier-

ten Farbstoffe unterschied sich erheblich hinsichtlich ihrer chemischen Struktur und ihrer biologischen Abbaubarkeit. Da die eingesetzten Farbstofftypen und -töne betriebsintern stetig wechselten, konnte keine Standardfarbzusammensetzung des Abwassers vorausgesetzt werden.

Tabelle 5.6 zeigt eine Zusammenstellung der mittleren Verringerung der Färbung bzgl. der Farbbereiche „Gelb“, „Rot“ und „Blau“, für die in Anhang 38 der AbwV Absolutwerte für die Ablaufqualität festgesetzt sind. Für sämtliche Bereiche konnte demnach eine erhebliche Reduzierung um > 50 % bezogen auf die Extinktion erzielt werden. Daneben wurde für das Abwasser T2 eine um ca. 10 % erhöhte Verringerung der Färbung bei Einsatz eines Membranmoduls mit einer geringeren Trenngrenze bestimmt (siehe Vergleich von g-B und CF-B in Tabelle 5.6).

Tabelle 5.6: Ergebniszusammenstellung zur Verringerung der Extinktion für verschiedene Farbbereiche

Abwasser*	Verringerung der Extinktion im Gelbbereich	Verringerung der Extinktion im Rotbereich	Verringerung der Extinktion im Blaubereich
Kürzel	[%]	[%]	[%]
T1	70	77	55
T2 (g-B**)	61	79	77
T2 (CF-B**)	87	88	87

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

** Kürzel gem. Tabelle 4.5 bzw. Tabelle 4.6

5.3.4 Elimination adsorbierbarer halogenierter organischer Verbindungen (AOX)

Einige der untersuchten Abwässer der chemischen Industrie wiesen zum Teil erhebliche Konzentrationen adsorbierbarer halogenierter organischer Verbindungen, gemessen als AOX (vgl. Tabelle 4.7), auf.

Gem. Tabelle 5.7 wurden ausgehend von Konzentrationen des Parameters AOX von bis zu 5.660 µg/L stark schwankende Eliminationsgrade ermittelt. Im Mittel lagen diese zwischen 30 und 60 %. Eine kontinuierliche Anreicherung im Belebtschlamm über der Betriebszeit wurde bei den behandelten Abwässern nicht festgestellt, so dass von einem biologischen Abbau oder einer Strippung der relevanten Verbindungen ausge-

gangen werden kann. Die maximal im Belebtschlamm gemessenen AOX-Konzentrationen lagen $< 300 \text{ mg/ kg m}_T$.

Tabelle 5.7: Ergebniszusammenstellung der AOX-Konzentrationen im Zu- und Ablauf sowie im Belebtschlamm

Abwasser*	AOX im Zulauf min./ max.	AOX im Ablauf min./ max.	AOX im BS max.
	[$\mu\text{g/L}$]	[$\mu\text{g/L}$]	[mg/ kg m_T]
C1	1.140 / 3.480	500 / 2.250	276
C2	131 / 1.120	12 / 34	n.g.
C5	1.205 / 5.660	917 / 3.940	48

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

5.3.5 Änderung des toxischen Potentials

Zur Bewertung der toxischen Wirkung von Abwassereinleitungen auf aquatische Systeme wurden Toxizitätstests durchgeführt. Im Rahmen der Untersuchungen wurde die toxische Wirkung auf Daphnien (*Daphnia magna*) und Leuchtbakterien (*Vibrio fischeri*) bestimmt.

Den ermittelten Verdünnungsstufen, die eine toxische Wirkung anzeigen (angegeben als G_D - bzw. G_L -Werte), zufolge wurde für jedes untersuchte Abwasser durch die Behandlung die toxische Wirkung - teilweise erheblich, siehe z.B. C3, C8 und T2 - verringert (siehe Tabelle 5.8). Eine Zunahme der toxischen Wirkung, wie z.B. in [Oehlmann, Markert 1999] beschrieben wird, wurde bei keinem untersuchten Abwasser festgestellt.

Tabelle 5.8: Ergebniszusammenstellung zur mittleren Daphnien- und Leuchtbakterientoxizität von Zu- und Ablauf

Abwasser*	Verdünnungsstufen bei Bestimmung der Daphnien- und Leuchtbakterientoxizität			
	G_D -Zulauf	G_D -Ablauf	G_L -Zulauf	G_L -Ablauf
C1	3	3	18	2
C2	40	1	60	2
C3	3	2,3	15	2,7
C5	100	40	1.500	400
C6	4	4	2	2

Abwasser*	Verdünnungsstufen bei Bestimmung der Daphnien- und Leuchtbakterientoxizität			
	G _D -Zulauf	G _D -Ablauf	G _L -Zulauf	G _L -Ablauf
C7	12	12	12	6
C8	2	1	240	2
C8 + B2	6	1	60	2
T1	60	30	80	2
T2	11,5	1	70	2,5

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

5.3.6 Elimination oberflächenaktiver Substanzen

Zur Erfassung oberflächenaktiver Stoffe wurden in den relevanten Abwässern und Filtraten die Summenparameter MBAS und BiAS (vgl. Tabelle 4.7) bestimmt. Die mit Hilfe dieser Parameter erfassbaren Stoffe wurden durch tensidhaltige Hilfsstoffe eingetragen, die z.B. bei Waschprozessen eingesetzt werden. Welche einzelnen Substanzen mittels der o.g. Parameter erfasst werden, kann nur anhand substanzspezifischer Analysemethoden ermittelt werden.

Vor allem die mit Hilfe des Parameters BiAS erfassbaren nichtionischen oberflächenaktiven Verbindungen ließen sich dabei in höheren Konzentrationen von bis zu 40 mg/L für ein Homologengemisch eines einzelnen Tensidtyps in den unbehandelten Abwässern nachweisen. Die mit Hilfe dieser Bestimmung erfassbaren Stoffe unterlagen im Zuge der Behandlung z.T. einem Primärabbau bzw. konnten weitgehend (85-94 %) aus dem Abwasser entfernt werden, so dass die untersuchten Filtrate stets Gehalte < 3 mg/L aufwiesen.

Die Verminderung der mittels des Parameters MBAS erfassten Stoffe fiel mit 0 bis 99 % abwasserbezogen sehr unterschiedlich aus. Grund hierfür waren mittels der Summenparameter erfasste, nicht weiter differenzierte Einzelstoffe, die ein sehr unterschiedliches Eliminationsverhalten aufweisen. Hier lagen jedoch bereits die gemessenen Zulaufkonzentrationen im Bereich von < 1 mg/L.

Tabelle 5.9: Zu- und Ablaufkonzentrationen sowie Eliminationsgrade oberflächenaktiver Substanzen (bestimmt mittels der Parameter MBAS und BiAS)

Abwasser*	BiAS Zulauf	BiAS Ablauf	Eliminationsgrad	MBAS Zulauf	MBAS Ablauf	Eliminationsgrad
Kürzel	[mg/L]	[mg/L]	[%]	[mg/L]	[mg/L]	[%]
C3	n.g.	n.g.	n.g.	28	0,42	98,5
T1	20	<3	85	<3	<1	10-80
T2	50	<3	94	ca. 1	<1	0-50

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

5.3.7 Elimination von Mikroschadstoffen

Aufgrund der Vielfältigkeit der untersuchten Abwässer werden im Folgenden nur die zentralen Erkenntnisse im Zuge der MBR-Behandlung wiedergegeben. Eine umfangreiche Darstellung der zugrunde liegenden Detailuntersuchungen zu den Abwässern ist [Baumgarten et al. 2005a und 2004b] zu entnehmen.

Die Identifikation von Einzelsubstanzen erweist sich vor allem bei Abwässern aus der Synthesechemie als sehr schwierig. Ein Grund dafür ist, dass die in den entsprechenden Produktionsprozessen eingesetzten Chemikalien zu einem Großteil während des Prozessablaufs umgewandelt werden und die entstehenden Nebenprodukte über das Abwasser ausgeschleust werden. Für diese Nebenprodukte existieren nur in wenigen Fällen Vergleichsverbindungen (sogenannte Standards), die eine Identifizierung und anschließende Quantifizierung der Stoffe im Abwasser ermöglichen [Baumgarten et al. 2004a]. Darüber hinaus sind die Möglichkeiten zur Identifikation von mittels Fließinjektionsanalyse erzeugten Spektren für polare Stoffe durch den Einsatz kommerziell erhältlicher Spektrenbibliotheken begrenzt. Durch den Einsatz eigener Bibliotheken konnte das Identifikationsspektrum jedoch um einige Stoffe erweitert werden. Die Identifikation von Substanzen im Filtrat gestaltet sich ungleich schwerer als im Rohabwasser. Die im Zuge der biologischen Umsetzungsprozesse aus den Ausgangsverbindungen gebildeten Metabolite sind nur begrenzt den Ausgangsverbindungen zuzuordnen und lassen sich zum Teil nicht identifizieren. Durch den Vergleich der Spektren vor und nach MBR-Behandlung konnten jedoch auch für die nicht identifizierten Ausgangsverbindungen Aussagen zu deren Verhalten im Zuge der MBR Behandlung getroffen werden.

Bei der überwiegenden Anzahl der Filtrate waren die unpolaren, mittels GC/MS nachweisbaren Stoffe weitgehend eliminiert. Neben dem biochemischen Abbau war die Adsorption am Belebtschlamm für die Elimination verantwortlich. Eine Ausnahme bildete das Abwasser aus der Abgaswäsche eines der Pharmabetriebe (C7), da hier eine Teilstrippung der flüchtigen Lösungsmittel stattfand. Einige flüchtige polare Ether überdauerten sogar die Behandlung und waren neben einem pharmazeutischen Wirkstoff, der sowohl über GC/MS- als auch LC/MS-Methoden erfasst werden konnte, nachweisbar.

Substanzspezifische Untersuchungen der anderen behandelten Abwässer unter Verwendung von FIA- und LC/MS bzw. -MS/MS zeigten, dass überwiegend nicht flüchtige polare, hydrophile organische Verbindungen in den Filtraten nach MBR-Behandlung vorlagen. Zum Einen wurden dabei Stoffe wiedergefunden, die bereits im Zulauf identifiziert wurden. Für einige Verbindungen wurden hierbei geringe Eliminationsraten < 50 % nachgewiesen. Zum Anderen wurden jedoch auch Stoffe im Zuge eines biologischen Teilabbaus neu gebildet (Metabolisierung).

Eine Einteilung der identifizierten bzw. gezielt verfolgten Verbindungen nach Relevanzklassen bzgl. der in Tabelle A5- 8 im Anhang definierten Präsenzkriterien und Eliminationsgrade ist Tabelle A5- 9 im Anhang zu entnehmen.

5.4 Leistung der Membranstufe

5.4.1 Flussleistung und Permeabilität

Zentrale Größe für die Bemessung der Membranstufe ist die erzielbare Flussleistung. Neben den Eigenschaften und der Betriebsweise der eingesetzten Membranen bzw. Membranmodule hängt diese in erster Hinsicht von der Filtrierbarkeit des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches ab.

Im Zuge der Untersuchung der Membranstufen wurde die Leistungsgrenze derart definiert, dass ein mehrwöchiger Betrieb ohne zusätzliche Regenerierungsmaßnahmen gewährleistet werden konnte. Um modulspezifische Unterschiede der Flussleistung zu ermitteln, wurden bei der Behandlung einiger Abwässer unterschiedliche Membranmodule eingesetzt.

Tabelle 5.10 zeigt eine Zusammenstellung der ermittelten Leistungsdaten für die unterschiedlichen Abwässer. Demnach bestanden starke Unterschiede bzgl. der erzielbaren Flussleistung. Für getauchte Module lagen diese in einem Bereich von < 5 bis > 20 L/(m²*h), für Crossflow-Rohrmodule in einem Bereich von < 40 bis > 80 L/(m²*h). So konnte fallweise einerseits die Leistungsgrenze nicht erreicht (gekennzeichnet mit „>“) bzw. andererseits trotz Einstellung sehr geringer spezifischer Flüsse kein stabiler Filtrationsbetrieb erzielt werden (gekennzeichnet mit „<“).

Tabelle 5.10: Zusammenstellung der dauerhaft erzielbaren Flüsse

Modultyp	getauchte Membranmodule						CF-Module		
	Kürzel**	g-B	g-ITN	g-K	g-P	g-W	g-Z	CF-P1	CF-P19
Abwasser* Kürzel	[L/(m ² * h)]								
C1			> 10				> 15		
C2							> 20	> 80	
C3			> 15					> 80	
C4			< 10						< 50***
C5							>8		
C6	> 15								
C7			> 10						
C8 + B2			10-15***			10-15***	10-15***		
T1									> 70***
T2	< 15		< 15					< 40	
P1			< 10				< 10		
B1			1-4					10-14	
B3								< 80	< 80

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

** Kürzel gem. Tabelle 4.5 bzw. Tabelle 4.6

*** Versuchsphase mit technischen Modulen

Im Zuge der Untersuchungen konnten keine signifikanten Unterschiede zwischen den eingesetzten getauchten Systemen ermittelt werden. Generell wiesen Crossflow-Rohrmodule eine 2- bis 5-fach höhere Flussleistung als getauchte Modulsysteme auf. Geringere Leistungen getauchter System spiegeln sich in ebenfalls geringeren Flussleistungen von Rohrmodulen wieder.

Eine Übertragung der Absolutwerte auf eine großtechnische Membranstufe ist aufgrund des Maßstabes der untersuchten Module nur begrenzt möglich, dennoch liefern die ermittelten Werte belastbare Anhaltsgrößen, vor allem für den Vergleich der behandelten Abwässer bzw. Schlämme untereinander.

Weitere Erkenntnisse zur Leistung der Membranstufe ließen sich aus dem Zusammenhang mit der Reinigungsleistung der biologischen Stufe ableiten:

- Störungen des biologischen Reinigungsprozesses, z.B. hervorgerufen durch eine Unterversorgung der aeroben Zone mit Sauerstoff, führen zu einem vermehrten organischen Fouling der Membranflächen und einer unmittelbaren Abnahme der Permeabilität.
- Die Leistung der Membranstufe ist unabhängig von der biologischen Abbaubarkeit membrangängiger Abwasserinhaltsstoffe. Sind die biologisch verfügbaren Stoffe weitgehend eliminiert, so hat die verbleibende Organik (gemessen als CSB oder DOC) keinen signifikanten Einfluss auf die zeitliche Leistungsentwicklung der Membranstufe (vgl. z.B. C1: Eliminationsgrad bezogen auf den CSB < 70 %, jedoch dauerhaft hohe Filtrationsleistung).
- Für einige Abwässer findet bedingt durch Adsorption an die Belebtschlammflocken und/ oder durch den Rückhalt an der Membran, eine Anreicherung von biologisch schwer abbaubaren Komponenten im Belebtschlamm-Wasser-Gemisch statt, welche die Flussleistung der Membranstufe maßgeblich verringern kann. Verstärkt tritt dieser Effekt beim Betrieb der Bioreaktoren mit geringer Überschussschlammproduktion auf, da in diesem Falle der Aufkonzentrierung der Stoffe nur begrenzt durch die Überschussschlammabnahme entgegengewirkt werden kann. Hierbei kann die Filtrierbarkeit des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches derart herabgesetzt werden, dass nicht der Zustand der Membranstufe (gereinigt/ verschmutzt), sondern die Deckschichtbildung auf der Membran die erzielbare Leistung bestimmt. Für das Abwasser T2 bildete sich, vermutlich durch die Aufkonzentrierung von Schlichtemitteln im Bioreaktor bedingt, eine irreversible Deckschichtbildung auf den Membranen, die ob ihrer Undurchlässigkeit zu einer starken Reduzierung der Flussleistung führte. Die Deckschicht konnte nur durch eine intensive Über- bzw. Rückspülung oder im Falle von Flachmembranen durch die mechanische Reinigung der Membranflächen entfernt werden (siehe Abbildung 5-1).



Abbildung 5-1: Foto des gelartigen Membranbelags bei Behandlung des Abwassers T2

5.4.2 Regenerierbarkeit und Reinigungsaufwand

Die Regenerierbarkeit der Leistung eines Membranmoduls, also die Wiederherstellung der Ausgangsleistung zu Betriebsbeginn, stellt einen weiteren zentralen Aspekt für die Einsetzbarkeit des Verfahrens dar.

Reinigungen wurden immer dann vorgenommen, wenn die Flussleistung aufgrund des aufzuwendenden TMP nicht mehr aufrechterhalten werden konnte. Zur Reinigung wurden mechanische (z.B. das Abwaschen von Flachmembranen) und chemische Methoden eingesetzt. Für die chemische Reinigung wurden alkalische (Natronlauge (NaOH)), oxidativ wirksame (Natriumhypochlorit (NaOCl)) oder saure Reinigungslösungen (Zitronensäure) in Konzentrationsbereichen von 200 bis 1.000 ppm eingesetzt. Um eine von der Filtrierbarkeit des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches unabhängige Bewertung des Reinigungserfolges zu ermöglichen, wurden fallweise – vor allem bei schlechter Filtrierbarkeit des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches - die Klarwasserflüsse vor und nach der Reinigung ermittelt. Auf Basis dieser Untersuchungen konnte nachgewiesen werden, dass sich die Ausgangsleistung sämtlicher Membranmodule mit den oben genannten Methoden wiederherstellen ließ.

Tabelle 5.11 zeigt eine Abschätzung der anzusetzenden Reinigungsintervalle auf Basis der während der stabilen Versuchsphasen durchgeführten Reinigungen. Aufgrund äußerer Störeinflüsse (wie z.B. unzureichender biologischer Abbau (vgl. Kap. 5.4.1)), die die Entwicklung der Flussleistung phasenweise maßgeblich beeinflussten, bleiben hierbei einige der durchgeführten Reinigungen unberücksichtigt.

Tabelle 5.11: Ermittelter Reinigungsaufwand sowie Abschätzung der anzusetzenden Reinigungsintervalle

Abwasser*	Reinigungsaufwand	abgeschätztes Reinigungsintervall
C1	Betrieb 4 Monate ohne Reinigung, erfolgreiche oxidative Reinigung	> 12 Wochen
C2	Betrieb 4 Monate ohne Reinigung, erfolgreiche oxidative Reinigung	> 12 Wochen
C3	Betrieb 3 Monate ohne Reinigung, erfolgreiche oxidative Reinigung	> 12 Wochen
C4	chemische Reinigung ohne Erfolg, starke Belagbildung erfolgreich mechanisch gereinigt	< 1 Woche
C5	Betrieb 6 Monate ohne Reinigung, erfolgreiche oxidative Reinigung	> 12 Wochen
C6	Betrieb 4 Wochen ohne Reinigung, erfolgreiche oxidative Reinigung	> 6 Wochen
C7	erfolgreiche oxidative Reinigung nach Abschluss der Versuchsphase (3 Monate)	keine belastbare Aussage möglich, da eingestellte Flussleistung sehr gering
C8	Betrieb 3 Monate ohne Reinigung	> 12 Wochen
T1	Betrieb 3 Monate ohne Reinigung	> 12 Wochen
T2	chargenabhängig häufige chemische und mechanische Reinigung aufgrund starker Belagbildung notwendig	< 2 Wochen
P1	Sehr häufige Reinigung notwendig; erfolgreiche Regeneration durch Zitronensäure	< 30 h
B1	häufige oxidative und mechanische Reinigung wegen starker Belagbildung erforderlich	< 1 Woche
B3	häufige oxidative und saure Reinigung notwendig	1 Woche

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

5.4.3 Einfluss der eingesetzten Membranen auf den Rückhalt

Um einen Einfluss der eingesetzten Membranmaterialien sowie der Membrantrenngrenzen (vgl. Tabelle 4.5 und Tabelle 4.6) auf die erzielbare Filtratqualität zu ermitteln, wurden diverse Untersuchungen mit getauchten Modulen und Crossflow-Rohrmodulen durchgeführt. Die Untersuchungen erfolgten zum Teil durch gleichzeitigen Einsatz verschiedener Module in einem Bioreaktor (siehe Tabelle 5.12). Weitere Untersuchungen, vor allem mit feineren Trenngrenzen (UF < 250 kD), erfolgten am Teststand zur Untersuchung von Crossflow-Rohrmodulen (siehe Kap. 4.2.2), der zu diesem Zweck mit Belebtschlamm-Wasser-Gemischen aus den Versuchs-MBR betrieben wurde (siehe Tabelle 5.13). Die Bewertung des modulspezifischen Rückhaltes erfolgte anhand des Vergleichs der erzielten Filtrate hinsichtlich des CSB bzw. DOC und fall-spezifisch hinsichtlich der Färbung.

Tabelle 5.12: Ergebniszusammenstellung zum membranspezifischen Rückhalt bei der Filtration verschiedener Belebtschlämme

Modultyp	g-ITN	g-B	g-K	g-P	g-Z	g-W	CF-P1
nominelle Porenweite/ Trenngrenze **	k. A. (MF)	0,4 µm/ -	0,4 µm/ -	0,1 - 0,2 µm/ -	< 0,1 µm/ -	- / 150 kD	- / 100 kD
Kürzel*	Normierte Durchlässigkeit bezogen auf das Modul mit dem minimalen Rückhalt (ermittelt auf Basis der CSB bzw. DOC Konzentrationen im Permeat)						
komm. Abw.	99	100		97	98	91	
C1 (DOC)					100		91
C4			100				76
C5			100		91		
C7			100				91
C8 + B2	100		100	117***	95	78	
T1					100		34
T2		100					45

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

** Angaben gem. Tabelle 4.5 bzw. Tabelle 4.6

*** nach Abschluss der Versuche ergab die optische Begutachtung starke Beschädigungen der Membranoberfläche

Gem. Tabelle 5.12 wurde für einige Abwässer (z.B. kommunales Abwasser, C1, C6, C7) bzw. deren Belebtschlämme nur eine geringe Wirkung aus dem Einsatz anderer Materialien oder feinerer Trenngrenzen auf die Ablaufqualität ermittelt. Die Zusammensetzung der Filtrate anderer Abwässer (z.B. C4, T1, T2) hingegen zeigte eine

deutliche Abhängigkeit von der eingesetzten Trenngrenze, auch hier war das Membranmaterial ohne signifikante Bedeutung für den Rückhalt. Bei diesen Abwässern wurde ebenfalls eine zum deutlich höhere Filtratqualität gegenüber der filtrierten Belebtschlammprobe ermittelt (vgl. z.B. T2 in Tabelle 5.13).

Tabelle 5.13: Ergebniszusammenstellung zum spezifischen Rückhalt von CF-Rohrmodulen bei der Filtration verschiedener Belebtschlämme

Modultyp**	BS	CF-R	CF-R	CD-R
nomielle Trenngrenze**	0,45 µm***	150 kD	50 kD	15 kD
Abwasser**	Normierte Durchlässigkeit bezogen auf das Modul mit minimalem Rückhalt: Parameter: CSB / Gelb – Rot - Blau			
C5	100/ -	100/ -	96/ -	80/ -
C6	178/ -	100/ -	94/ -	93/ -
T1		100/ 100 – 100 - 100	70/ 45 – 41 - 36	64/ 42 – 36 - 32
T2	530/ 424 – 370 - 545	100 / 100 - 100 - 100	84/ 73 - 72 - 68	82/ 67 – 67 - 59

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

** Angaben gem. Tabelle 4.6

*** Standardmembranfilter

5.5 Bewertung der Ergebnisse im Hinblick auf eine technische Realisierung

Auf Basis der in Kap. 5.3 und 5.4 dargestellten Ergebnisse zur Reinigungsleistung und zur Leistung der Membranstufen erfolgt für jedes Abwasser eine Bewertung im Hinblick auf eine technische Realisierung eines MBR als alleinige Behandlungsstufe.

Kriterium für die Bewertung der Reinigungsleistung ist die Einhaltung der Anforderungen der jeweils anzuwendenden Anhänge der Abwasserverordnung. Die Bewertung erfolgt parameterbezogen, wobei die beste Bewertung (+) diese Anwendungen erlangen, die eine direkte Einleitung des gereinigten Abwassers ohne zusätzliche Behandlungs-/ Aufbereitungsstufen ermöglichen. Liegt nur teilweise eine Überschreitung der Grenzwerte vor bzw. ist davon auszugehen, dass Prozessmodifikationen, wie z.B. der Errichtung von Misch- und Ausgleichsvolumina zur Minderung zufließender Konzentrationsspitzen, eine Einhaltung der Anforderungen ermöglichen, erfolgt eine mittlere Bewertung (o). Ist eine Einhaltung der Grenzwerte auch bei entsprechenden Prozessmodifikationen auszuschließen, ergibt sich eine negative Bewertung (-).

Die Leistung der Membranstufe wird anhand der erzielten Flussleistung sowie der Regenerierbarkeit und des Reinigungsaufwandes der Membranmodule bewertet. Die Bewertung erfolgt hierbei anhand des Vergleichs mit Erfahrungswerten bei der Reinigung kommunaler Abwässer. Entsprechend erfolgt eine positive Bewertung (+), wenn im Dauerbetrieb Flüsse $> 15 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ erreicht werden, eine vollständige Regenerierbarkeit der Flussleistung durch chemische Reinigungen möglich ist und Reinigungsintervalle > 4 Wochen anzusetzen sind. Werden entsprechende Vergleichswerte leicht unterschritten ergibt sich eine mittlere Bewertung (o). Ist ein sinnvoller Einsatz, z.B. aufgrund fehlender Regenerierbarkeit der Membranmodule, auszuschließen, ergibt sich eine negative Bewertung (-).

Eine Zusammenstellung der qualitativen Bewertungen nach den zuvor genannten Kriterien ist Tabelle 5.14 zu entnehmen. Weitergehend wird eine Gesamtbewertung vorgenommen, wobei die jeweils negativste Bewertung eines Einzelkriteriums maßgebend ist. Demnach ist die Einsetzbarkeit für drei untersuchte Abwässer (C2, C3, T1) positiv zu bewerten. Ein Abwasser bzw. Abwassergemisch (C8 bzw. C8 + B2) weist ein leicht verringerte Flussleistung auf, wobei die Einhaltung der Reinigungsanforderungen unkritisch ist. Für die übrigen 9 Abwässer ist die Einsetzbarkeit der MBR-Technik kritisch zu prüfen. Maßgeblich ist die unzureichende Ablaufqualität (C1, C5, C6 und C7), die unzureichende Filtrationsleistung (T2, P1) und teilweise auch negative Bewertungen beider Faktoren (C4, B1, B3).

Bezogen auf die hier als unzureichend definierte Reinigungsleistung ist anzumerken, dass diese auf eine unzureichende biologische Reinigung der Abwässer zurückzuführen ist. Dieses ist prinzipiell für alle biologischen Behandlungsverfahren zu erwarten und stellt daher kein Ausschlusskriterium für den MBR dar. Daneben ist festzuhalten, dass die eingesetzten Membranen keinen ausreichenden Rückhalt von gelösten Schadstoffen ermöglichen, so dass entsprechende Anforderungen nicht eingehalten werden können (vgl. z.B. Kapitel 5.3.1). Für diese Abwässer sind zusätzliche Maßnahmen zur biologischen Reinigung zu ergreifen, um die Anforderung an die Ablaufqualität zu erfüllen. Dieses kann z.B. durch Ausschleusen relevanter Teilströme oder durch Nachschaltung weitergehender Reinigungsstufen erfolgen. Die Leistung nachgeschalteter Verfahrensstufen kann hierbei ggf. durch den vollständigen Feststoffrückhalt in MBR positiv gegenüber konventionellen biologischen Anlagen beeinflusst werden. Für die Abwässer C4 und C7 ist jedoch kritisch zu prüfen, ob eine biologische

Behandlungsstufe überhaupt sinnvoll ist, da jeweils nur eine geringe Reinigungsleistung erzielt wurde.

Die Filtrationsleistung hingegen stellt ein MBR-spezifisches Kriterium dar. Fällt diese sehr gering aus, scheinen Stoffe, die sich aufgrund des Rückhaltes durch die Membran und der unzureichenden biologischen Elimination im Bioreaktor anreichern (vgl. Kap. 5.4.1 und 5.4.3) von besonderer Bedeutung zu sein. Eine Verbesserung ließe sich z.B. durch die Substitution solcher Stoffe im Produktionsprozess oder die gezielte Ausschleusung relevanter Stoffströme, erzielen.

Auf Basis dieser Erkenntnisse erscheint für einige Abwässer kein sinnvoller Einsatz von MBR möglich. Vor allem bei unzureichender Filtrationsleistung sind technische und wirtschaftliche Nachteile gegenüber konventionellen biologischen Reinigungsverfahren zu erwarten. Im Weiteren sollen daher Ansätze zur Prozessoptimierung von MBR entwickelt und untersucht werden, um ggf. einen sinnvollen Einsatz von MBR auch zur Behandlung problematischer Abwässer zu ermöglichen.

Tabelle 5.14: Bewertung der Einsetzbarkeit von MBR in Bezug auf die Reinigungs- und Filtrationsleistung

Abwasser* Kürzel	CSB _{1,2,3,4}	BSB _{5 2,3,4}	N _{ges 1,2,3,4}	NH ₄ -N ₂	P _{ges 1,2,3,4}	Giftigkeit _{1,2}	AOX _{1,2}	Färbung ₂	Flussleistung	Regenerierbarkeit	Reinigungsaufwand	Gesamtbewertung	Erläuterungen
C1	-		+		+	+	-		+	+	+	-	unzureichende Reinigungsleistung bzgl. CSB und AOX; AOX-Elimination auch für Indirekteinleitung unzureichend
C2	+		+		+	+	+		+	+	+	+	hohe Filtrations- und Reinigungsleistung; Ablauf ggf. als Prozesswasser einsetzbar
C3	+		+		+	+	+		+	+	+	+	hohe Filtrations- und Reinigungsleistung; Ablauf ggf. als Prozesswasser einsetzbar
C4	-		-		+	+	+		-	+	+	-	unzureichende Reinigungsleistung; Anreicherung von Oligomeren im Bioreaktor mindert Flussleistung
C5	-		+		+	-	-		+	+	-	-	unzureichende Reinigungsleistung bzgl. CSB und AOX
C6	+		-		+	+	+		+	+	-	-	Hemmstoffe führen zu unzureichender Nitrifikationsleistung
C7	-		-		+	-	+		+	+	-	-	unzureichende Reinigungsleistung bzgl. CSB, N _{ges} und Giftigkeit
C8	+		+		+	+	+		o	+	+	o	hohe Reinigungsleistung, jedoch verminderte Flussleistung
C8 + B2	+		+		+	+	+		o	+	+	o	hohe Filtrations- und Reinigungsleistung; Ablauf ggf. als Brauchwasser einsetzbar
T1	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	hohe Filtrations- und Reinigungsleistung; Ablauf ggf. als Prozesswasser einsetzbar
T2	+	+	+	+	+	+	+	o	-	+	-	-	phasenweise Überschreitung der Farbigkeit im Ablauf; geringe Flussleistung durch gelartige Belagbildung lässt sich nur mittels aufwendiger mechanischer Reinigungen beheben
P1	+	+	+		+				-	+	-	-	starke Abnahme der Filtrationsleistung durch anorganische Belagbildung erfordert sehr häufige saure Reinigungen
B1	-	+	o		+				-	+	-	-	unzureichende CSB-Elimination; hohe Nitratlaufwerte lassen sich durch Optimierung der Kohlenstoffzugabe verringern; Störstoffe, vermutlich eingesetzte Polymere, mindern die Flussleistung erheblich;
B3	-	+	+		+				-	+	-	-	unzureichende CSB-Elimination; rasche Abnahme der Flussleistung erfordert häufige chemische Reinigungen

¹ Anhang 22 AbwV, Teil C, D, E ² Anhang 38 AbwV, Teil C, D, E ³ Anhang 23 AbwV, Teil C ⁴ Anhang 28 AbwV, Teil C ⁵ Anhang 51 AbwV, Teil C * *Kürzel gem. Tabelle 4.11

6 Wissenschaftliche Ansätze zur Prozessoptimierung industrieller Membranbioreaktoren

6.1 Einführung

Aus wissenschaftlicher Sicht bietet die vergleichsweise junge MBR-Technik umfangreiches Forschungspotential auf unterschiedlichen Gebieten.

Auf naturwissenschaftlicher Seite sind vor allem Untersuchungen der biologischen, chemischen und physikalischen Prozesse im Bioreaktor zu nennen. Untersuchungsbereiche sind hierbei z.B. die Eliminationsmechanismen zum Abbau unterschiedlichster Abwasserinhaltsstoffe unter Berücksichtigung von Prozessführung und -bedingungen. Im Zusammenhang mit dem Betrieb von Membranstufen sind daneben die Entstehung von biologischen Abbau- bzw. Zwischenprodukten sowie deren Verhalten auf der Membran von Bedeutung.

Auf technischer Seite ist die Fortentwicklung der eingesetzten Membranen und Module sowie der Betrieb Gegenstand der Forschung. Arbeitsschwerpunkte in Bezug auf den Betrieb liegen u.a. im Bereich der Ermittlung geeigneter Betriebsbedingungen zur Überströmung der Membranflächen bzw. Verminderung der Deckschichtbildung sowie zur Regenerierung der Flussleistung.

Eine strikte Trennung der Forschungsbereiche nach Disziplinen, wie z.B. Biologie und Verfahrenstechnik, ist bei vielen der o.g. Aufgaben nicht möglich. So erfordert z.B. das Verständnis des Filtrationsverhaltens einer Membranstufe die Berücksichtigung biologischer Prozesse, da diese die Eigenschaften des zu filtrierenden Mediums u.a. prägen. Interdisziplinäre Ansätze sind daher zur Erfassung des Gesamtprozesses zwingend erforderlich.

Die umfangreichsten Untersuchungen wurden bislang für den Einsatz von MBR im Bereich der kommunalen Abwasserreinigung unternommen. Eine Nutzung der Erkenntnisse für den industriellen Einsatz ist teilweise möglich, zu einer Vielzahl industriespezifischer Fragestellungen liegen bislang jedoch nur rudimentäre Untersuchungsergebnisse vor. Im Sinne einer Nutzung der potentiellen Vorteile von MBR beim Einsatz im industriellen Bereich gilt es daher, diese Fragen anzugehen.

Einsatz sowie weitere Verbreitung der Technik sind eng an die erzielbare Reinigungsleistung bzw. Ablaufqualität sowie die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens gekoppelt.

Bzgl. der Wirtschaftlichkeit liegt der Hauptunterschied von MBR zu konventionellen Verfahren (biologische Behandlung + Nachklärung) in den Investitionen und den Betriebskosten für die Membranstufe. Möglichkeiten zur Steigerung der Ablaufqualität und der Filtrationsleistung nehmen daher in diesem Zusammenhang eine Schlüsselrolle ein.

Bzgl. beider Faktoren - Ablaufqualität und Filtrationsleistung - wurden im Rahmen der eigenen Untersuchungen (siehe Kapitel 5) starke Abhängigkeiten vom behandelten Abwasser ermittelt. Trotz gezielter Variation und Optimierung der Betriebsbedingungen (wie z.B. Verweilzeiten, Schlammbelastung, hydraulische Beanspruchung der Membranstufe) war demnach für einige der untersuchten Wässer davon auszugehen, dass die ermittelten Leistungsgrenzen hinsichtlich der erzielten Eliminationsleistung bzw. Ablaufqualität sowie der erzielten Filtrationsleistung der Membranstufe einen sinnvollen Einsatz von MBR aus technischen oder ökonomischen Gründen ausschließen.

Ist die Reinigungsleistung Ausschlusskriterium für den technischen Einsatz, so kann durch Vor- bzw. Nachschaltung geeigneter zusätzlicher Verfahrensstufen Abhilfe geschaffen werden. Im Falle einer geringen Filtrationsleistung getauchter Module kann durch den Einsatz externer Crossflow-Systeme eine höhere Flussleistung realisiert werden. Die genannten verfahrenstechnischen Ergänzungen bzw. Variationen sind jedoch mit erheblichen Mehrkosten verbunden.

Unter Berücksichtigung der besonderen Systemanforderungen von MBR können fallweise zusätzliche, prozessbezogene Maßnahmen zur Steigerung der Filtrationsleistung bzw. Ablaufqualität eine wirtschaftliche Alternative darstellen. Im Rahmen dieser Arbeit wurden diesbezüglich die gezielte Vorbehandlung von Abwässern sowie prozessinterne Maßnahmen, wie z.B. die simultane Zugabe von Hilfsstoffen, untersucht.

6.2 Strategien zur Verbesserung der MBR-Ablaufqualität

6.2.1 Problemstellung und Lösungsansätze

Die Diversität von Abwasserinhaltsstoffen in Bezug auf ihre biologische Abbaubarkeit bzw. die Zusammensetzung der Mikroorganismenpopulation bedingt einen ungleich-

mäßigen Abbau der verschiedenen Abwasserinhaltsstoffe: Einige Stoffe werden weitgehend eliminiert, andere nur begrenzt oder - im Extremfall - überhaupt nicht. Schwer- bzw. nicht-abbaubare gelöste Verbindungen, die während der biologischen Behandlung weder mittels biochemischer Prozesse abgebaut, noch durch Adsorption an die Biomasse und anschließenden Abzug des Überschussschlammes aus dem System entfernt werden können, verbleiben in der wässrigen Phase.

Diese schwer abbaubaren oder persistenten Verbindungen fallen vor allem bei industriellen bzw. hochbelasteten Abwässern, wie z.B. Sicker- und Prozesswässern, in erhöhten Konzentrationen an. Als typische persistente Vertreter wurden hierbei unter anderem oberflächenaktive Stoffe, Kohlenwasserstoffe, Farbstoffe, Huminsäuren und zahlreiche nicht näher charakterisierte organische Verbindungen identifiziert, die sich mittels konventioneller Summenparameter, wie z.B. CSB oder TOC, AOX oder Färbung erfassen lassen (siehe Kapitel 4.4.1). Daneben ist die Gruppe der Mikroschadstoffe zu nennen, die zwar gegenüber den zuvor genannten Verbindungen in wesentlich geringeren Konzentrationen vorliegen, jedoch z.B. aufgrund ihrer ökotoxikologischen Relevanz oder ihrer endokrinen Wirkung, eine besondere Umweltbelastung darstellen. Typische Vertreter dieser Stoffe sind Industriechemikalien, pharmazeutische Wirkstoffe, Hormone bzw. hormonell wirksame Substanzen, Flammenschutzmittel etc. (siehe z.B. [BLAC 2003, POSEIDON 2004, VALIUM 2003]).

Die Reinigungsleistung von MBR in Bezug auf die genannten Stoffe bietet keine signifikanten Vorteile gegenüber konventionellen Belebungsanlagen (siehe z.B. [VALIUM 2003, Ivashechkin et al. 2004]). Zwar wird mit der Membranstufe ein vollständiger Rückhalt von Mikroorganismen ermöglicht und hierdurch z.B. ein gesicherter Rückhalt adsorptiv an die Mikroorganismen gebundener Mikroschadstoffe erzielt, jedoch ermöglichen die bei MBR eingesetzten Mikro- oder Ultrafiltrationsmembranen keinen Rückhalt gelöster, persistenter Verbindungen. Anders verhält es sich für makromolekulare Verbindungen, wie z.B. synthetische Polymere, Biopolymere und höhermolekulare Huminsäuren. Sind die Stoffe einem vermehrten biologischen Abbau nicht bzw. nur begrenzt zugänglich, können durch den Einsatz externer UF-Module mit geringeren Trenngrenzen höhere Rückhalte erzielt werden. Außer erhöhten Betriebskosten können jedoch Probleme für den Betrieb der Filtrationsstufe entstehen (vgl. Kapitel 5.4.1).

In der Literatur wird über eine Steigerung der Abbauleistung ausgewählter Stoffe durch Erhöhung des Schlammalters (siehe z.B. [Kreuzinger et al. 2003; Clara et al. 2005]), Kaskadierung der Belebungsbecken (siehe z.B. [Joss et al. 2004]) oder durch Bioaugmentation (siehe z.B. [Boon et al. 2004]) berichtet. Genannte Verfahrensansätze ermöglichen oftmals jedoch nur eine einzelstoffspezifische bzw. unzureichende Steigerung der Abbauleistung und sind oftmals nicht wirtschaftlich realisierbar.

Kann die gewünschte Ablaufqualität nicht erzielt werden, um z.B. die Einleitanforderungen zu erfüllen oder eine Wiederverwendung des gereinigten Abwassers zu ermöglichen, werden im industriellen Bereich weitere Verfahrensstufen nachgeschaltet. Typische Verfahrenstechniken sind dabei weitergehende Membranverfahren der Nanofiltration und Umkehrosmose, Aktivkohlefilter oder oxidative Verfahrenstechniken. Für den Ablauf von MBR ergeben sich gegenüber den Abläufen konventioneller Anlagen aufgrund der vollständigen Partikelfreiheit und der weitergehenden Abtrennung von Kolloiden technische und wirtschaftliche Vorteile bei Auslegung und Betrieb der nachfolgenden Verfahrensstufen. Zu nennen sind im Einzelnen ein geringerer Aufwand für die evtl. vorzusehende Zwischenbehandlung (z.B. Filterstufe zur Elimination von Feststoffen vor einem Spiralwickelmodul) bzw. eine höhere Effizienz der nachgeschalteten Verfahrensstufe. Alle zuvor genannten Verfahrensstufen sind mit erheblichen Mehrkosten verbunden, die mitunter die Kosten der MBR-Behandlung übersteigen.

Als Alternative zur Steigerung der Ablaufqualität ist der simultane Einsatz von Hilfsstoffen im MBR zu nennen. Zu unterscheiden sind hierbei Fällungs- bzw. Koagulationsmechanismen bei Zugabe von Polymeren oder anorganischen Koagulantien sowie die Adsorption durch Zugabe von Adsorbentien. Die Zugabe von Metallsalzen zur Phosphatfällung in MBR ist dabei analog zum Einsatz im konventionellen Belebungsverfahren als Stand der Technik zu sehen. Positive Ergebnisse bzgl. der Verminderung persistenter organischer Verbindungen wurden auch durch Zugabe von Polymeren als Folge der Koagulation von Biopolymeren ermittelt (siehe z.B. [Yoon et al. 2005]). Ausgangspunkt eines wirtschaftlich vertretbaren Polymereinsatzes ist jedoch nicht die Steigerung der Ablaufqualität, sondern die Steigerung der Membranleistung.

Der Einsatz von Adsorbentien - im Speziellen pulverisierter Aktivkohle - wurde im Rahmen dieser Arbeit untersucht und wird im Folgenden fokussiert.

6.2.2 Grundlagen zur Aktivkohleadsorption

Aktivkohle ist ein hochporöses, in der Regel gekörntes oder pulverisiertes Material, das in erster Hinsicht durch eine große innere Oberfläche (500 bis 1.500 m²/g) charakterisiert ist. Bedingt durch die große, unpolare Oberfläche weist Aktivkohle ein hohes Adsorptionsvermögen auf. Die Adsorption, also die Eigenschaft, gasförmige oder in Flüssigkeit gelöste Verbindungen an Feststoffoberflächen anzulagern oder zu binden, beruht hierbei vor allem auf intermolekularen Anziehungskräften (Van-der-Waals-Kräfte). Hierdurch können bevorzugt nicht polare organische Moleküle adsorbiert werden.

Die Beladungsvorgänge von Adsorbentien lassen sich theoretisch durch die Modellvorstellung einer eindimensionalen Belegung dieser Oberflächen (z.B. nach Langmuir, Freundlich) bzw. über Mehrschichtmodelle (z.B. nach Brunauer, Emmet und Teller (BET)) herleiten [Kienle, Bäder 1980]. Diesen Modellen ist jedoch gemein, dass sie vorrangig die Belegung mit lediglich einer (gasförmigen) Komponente darstellen.

Zur Charakterisierung, beziehungsweise zur Unterscheidung verschiedener Aktivkohlen wird die Bestimmung der spezifischen inneren Oberfläche durch die Adsorption von Stickstoff (BET-Oberfläche) herangezogen, obwohl diese Größe aufgrund der geringen Molekülgröße des Stickstoffs nur begrenzt auf andere Stoffe bzw. Stoffgemische übertragbar ist. Die tatsächlich nutzbare Adsorptionsfläche wird daher in der Praxis anhand verschiedener, unterschiedlich großer, Verbindungen bestimmt (z.B. Melassezahl, Methylenblau-, Phenol-, Alkylbenzol- und Jodadsorptionszahl). Zur näherungsweise Berechnung der Beladung lässt sich unter Annahme, dass nur eine Komponente abzutrennen ist, Gleichung 6-1 (Freundlich'sche-Isotherme) heranziehen.

$$\frac{x}{m} = K_f \cdot C_e^{1/n} \quad (\text{Freundlich'sche-Isotherme}) \quad \text{Gleichung 6-1}$$

mit:

x : gebundene Masse des Adsorbates [mg Adsorbat]

m : Masse des Adsorbens [g Aktivkohle]

K_f : Freundlich'sche Kapazitätskonstante
[(mg Adsorbat/g Aktivkohle)*(L Wasser/mg Adsorbat)^{1/n}]

C_e : Gleichgewichtskonzentration des Adsorbats in der Lösung [mg/L]

$1/n$: Freundlich'scher Intensitätsparameter

Die zugehörigen Koeffizienten und Konstanten sind entsprechenden Tabellenwerken zu entnehmen (siehe z.B. [Metcalf&Eddy, 2003]).

Bzgl. weiterführender Informationen zur Wirkungsweise, Herstellung, Charakterisierung und zu Einsatzgebieten von Aktivkohlen wird auf die Literatur verwiesen (siehe z.B. [Kienle, Bäder 1980; Sontheimer et al. 1985]).

Zur Abschätzung des Adsorptionsverhaltens einzelner Stoffe kann alternativ der n-Oktanol-Wasser-Verteilungskoeffizient (K_{OW} -Wert) genutzt werden, der den chemischen Stoffdatenblättern zu entnehmen ist. Der K_{OW} -Wert ist ein dimensionsloser Verteilungskoeffizient und gibt das Verhältnis der Konzentrationen eines Stoffes in einem Zweiphasensystem aus n-Oktanol und Wasser an (siehe Gleichung 6-2).

$$K_{OW} = \frac{c_O}{c_W} \quad (\text{K}_{OW}\text{-Wert}) \quad \text{Gleichung 6-2}$$

mit:

c_O : Konzentration eines Stoffs in n-Oktanol

c_W : Konzentration eines Stoffs in Wasser

Er ist ein Maß für die Fett-/Wasserlöslichkeit bzw. Polarität eines Stoffes und kann daher auch als Maß für die Adsorbierbarkeit an Aktivkohle genutzt werden. Hierbei gilt, je höher der Koeffizient, desto stärker die Tendenz des Stoffes, sich an Aktivkohle anzulagern.

6.2.3 Kenntnisstand zum kombinierten Einsatz von pulverisierter Aktivkohle und Mikro- und Ultrafiltrationsmembranen

Im Bereich der Abwasserreinigung wird Aktivkohle innerhalb von Vor- bzw. Hauptreinigungsstufen, simultan innerhalb des Belebungsverfahrens oder nachgeschaltet als weitergehender Reinigungsschritt eingesetzt.

Je nach Korngröße der Aktivkohle wird zwischen gekörnter (GAC: Granulated Activated Carbon; Korndurchmesser: ca. 0,1 bis 5 mm) und pulverisierter Aktivkohle (PAC: Powdered Activated Carbon; Korndurchmesser: ca. 1 bis 500 µm) unterschieden. Der Einsatz von GAC erfolgt in Aktivkohleadsorbern bzw. Aktivkohlefiltern. PAC wird im Einrührverfahren bei anschließender PAC-Abtrennung oder durch simultane Zugabe ins Belebungsbecken einer biologischen Reinigungsstufe eingesetzt.

Beim Einrührverfahren wird die PAC der aufzubereitenden wässrigen Phase zugegeben. Die Abtrennung der PAC nach deren Beladung erfolgt vor allem bei sehr feinen Pulveraktivkohlen mit Korndurchmessern $< 10 \mu\text{m}$ bislang üblicherweise durch eine Flockungsfiltration, also die Zugabe von Flockungsmitteln und anschließender Filtration mittels konventioneller Flächen- oder Raumfilter (siehe z.B. [Menzel 1997]). Größere Korndurchmesser werden statisch in Absetzbecken abgetrennt.

Die simultane Zugabe von PAC im Belebungsverfahren wurde erstmals Anfang der siebziger Jahre in den USA technisch umgesetzt (PACT-Verfahren (Powdered Activated Carbon Treatment). Ziel des Einsatzes war dabei zunächst die Sanierung überlasteter biologischer Kläranlagen [Mann 1989]. In der Folge traten weitere Anwendungsziele vor allem aus dem Bereich der Reinigung industrieller bzw. industriell geprägter Abwässer in den Vordergrund. Zu nennen ist z.B. die gezielte Elimination inhibierender bzw. toxischer Abwasserinhaltsstoffe, die den biologischen Abwasserreinigungsprozess stören oder die Elimination nicht abbaubarer Verbindungen. Die Abtrennung der PAC erfolgt gemeinsam mit dem Belebtschlamm in der Nachklärung, wobei auch hier teilweise zuvor entsprechende Flockungsmittel zugegeben werden.

Aufgrund der Porengröße von MF-/UF-Membranen können diese einen vollständigen Rückhalt der PAC gewährleisten, so dass die zuvor genannten zusätzlichen Maßnahmen zur Abtrennung der PAC nicht notwendig sind.

Aus Untersuchungen mit hohen PAC-Konzentrationen und getauchten Membranen zur Abtrennung ist bekannt, dass die sich auf den Membranoberflächen einstellende PAC-Deckschicht eine Verbesserung des Rückhaltes höhermolekularer Stoffe bewirkt oder sich eine Kombination aus biologischer und adsorptiver Wirkung einstellt. Beide Phänomene tragen zu einer erhöhten Reinigungsleistung bei, die das rein adsorptive Reinigungsvermögen der Aktivkohle übertrifft (siehe [Seo et al. 2004a und 2004b]).

Weitergehender positiver Nebeneffekt ist - bedingt durch die adsorptive Bindung Biofouling-verursachender Stoffe - eine Verlängerung der Betriebsintervalle der eingesetzten Membranstufen ohne chemische Reinigung. Dieses betrifft sowohl die Membranstufe zur Abtrennung der PAC selbst [Seo et al. 2004a; Chang et al. 2003] als auch mögliche nachfolgende weitergehende Aufbereitungsstufen, wie z.B. RO-Membranstufen (siehe z.B. [v.d.Hoek et al. 1999]).

Zur simultanen PAC-Zugabe in MBR wurden bislang nur wenige Untersuchungen durchgeführt. Die eingesetzten Aktivkohlen waren hierbei mit $> 20 \mu\text{m}$ [Kim, Lee 2003; Lesage et al. 2005; Ng et al. 2006; Lee et al. 2006] relativ grobkörnig, und die eingesetzten Konzentrationen mit bis zu 5 g/L Reaktorvolumen [Ng et al. 2006] relativ hoch. Durch die grobe Körnung der Aktivkohle wurde neben der reinen Adsorption ein Bewuchs der PAC durch sessile Biomasse ermöglicht, die ihrerseits die biologische Elimination adsorptiv gebundener Stoffe bot [Kim, Lee, 2003; Lesage et al. 2005; Ng et al. 2006]. Neben einer signifikanten Verbesserung der Ablaufqualität wird in allen Studien über eine Zunahme der Filtrationsleistung bzw. eine Verlängerung der notwendigen Reinigungsintervalle berichtet. Vorteile ergaben sich hierbei vor allem aufgrund eines geringeren Filtrationswiderstandes der Deckschicht [Ng et al. 2006] sowie einer Verringerung des irreversiblen Foulings [Ng et al. 2006; Kim, Lee 2003].

Großtechnisch umgesetzt ist die Kombination von PAC und Membranfiltration bislang nur im Bereich der Trinkwasseraufbereitung ([Baudin et al. 1997; Wingrich 2002; Roeske 1999]). Zielsetzung hierbei ist ebenfalls die Erhöhung der Reinigungsleistung sowie die Erhöhung der Filtrationsleistung.

6.2.4 Eigene Untersuchungen zur Steigerung der Ablaufqualität mittels simultaner PAC-Zugabe

6.2.4.1 Ziele, Umfang und Vorgehen

Um die technischen und wirtschaftlichen Potentiale des simultanen PAC-Einsatzes in MBR (PAC-MBR) zu ermitteln, wurden folgende Teilziele definiert:

- Ermittlung der Adsorptionsleistung geeigneter Aktivkohleprodukte,
- Ermittlung der geeigneten Verfahrensgestaltung, vor allem der Dosierstelle der PAC,
- Ermittlung der erzielbaren Adsorptionsleistung und der notwendigen PAC-Konzentrationen bei simultanem Einsatz im MBR, bzgl. der Parameter AOX, TOC oder Färbung und der Elimination von Mikroschadstoffen,
- Ermittlung von Auswirkungen auf den Betrieb der biologischen Stufe und
- Ermittlung von Auswirkungen auf den Betrieb der Membranstufe, im Hinblick auf die Flussleistung bzw. Beschädigungen der Membranen durch Abrasion.

Intensive Untersuchungen zur Verfahrenskombination PAC-MBR erfolgten an zwei industriell geprägten Abwasserströmen, wobei unterschiedliche Zielsetzungen verfolgt wurden (siehe Tabelle 6.1).

Tabelle 6.1: Mittels PAC-MBR untersuchte Abwässer

Abwasser (Kürzel)*	Kurzbeschreibung des Abwassers	Ziel des PAC Einsatzes
T2 + kA**	Mischung des Abwassers aus einem Textilveredlungsbetrieb und kommunalem Abwasser im Verhältnis von 1:4 bis 1:3	Verbesserung der Ablaufqualität bzgl. des Parameters AOX
C8 + B2	Mischung aus einem Abwasser aus der Herstellung pharmazeutischer Grund- und Wirkstoffe sowie einem Prozesswasser aus der Schlammwässerung einer kommunalen Kläranlage im Verhältnis von ca. 2:3	Verbesserung der Ablaufqualität bzgl. des CSB und weitgehende Eliminierung von pharmazeutischen Grund- und Wirkstoffen

* Kürzel gem. Tabelle 4.11

** kA: kommunales Abwasser

Vor dem Einsatz der PAC wurden in labortechnischen Vorversuchen geeignete Aktivkohleprodukte und eine Abschätzung der notwendigen PAC-Konzentrationen ermittelt. Hierzu wurden hinsichtlich Gesamtoberfläche, Jodzahl, Korngröße etc. unterschiedliche Produkte getestet. Eine Charakterisierung der Aktivkohleprodukte ist Tabelle A6-1 im Anhang zu entnehmen. In Becherglasversuchen wurde die Adsorptionsleistung der Aktivkohlen bei der Behandlung von Filtrat, teilweise auch von Belebtschlammüberständen sowie Belebtschlamm-Wasser-Gemischen, der MBR-Anlagen ermittelt, die mit den in Tabelle 6.1 beschriebenen Abwässern beschickt wurden.

Die ausgewählten Kohlen wurden anschließend simultan in klein- bzw. halbtechnischen MBR-Anlagen (siehe Kapitel 4.2.1) im Bereich der Membranstufe dosiert. Die Bestimmung der adsorptiven Eliminationseffizienz der PAC und Abgrenzung von der biologischen Reinigungsleistung erfolgte durch Vergleich von Betriebsphasen mit und ohne PAC-Zugabe oder durch Vergleich von zwei parallel und unter identischen Zuflussbedingungen betriebenen MBR-Anlagen (mit/ ohne PAC-Dosierung).

6.2.4.2 Darstellung der Ergebnisse

Voruntersuchungen

Die getesteten Aktivkohlen wiesen deutliche Unterschiede bzgl. ihres Adsorptionsvermögens auf. Anhand der Verringerung organischer Abwasserinhaltsstoffe (bestimmt anhand des Summenparameters CSB, siehe Abbildung 6-1) zeigte sich - unabhängig von der eingesetzten PAC-Konzentration - eine Zunahme der Adsorptionsleistung mit steigender Gesamtoberfläche und Jodzahl sowie mit abnehmender Korngröße. Weitere Einflüsse der spezifischen Aktivkohleeigenschaften, die nicht anhand dieser Charakterisierungsparameter erfasst werden und sich z.B. auf die Prozessführung bei der Aktivierung (siehe z.B. [Kienle, Bäder 1980]) zurückführen lassen, sind nicht auszuschließen.

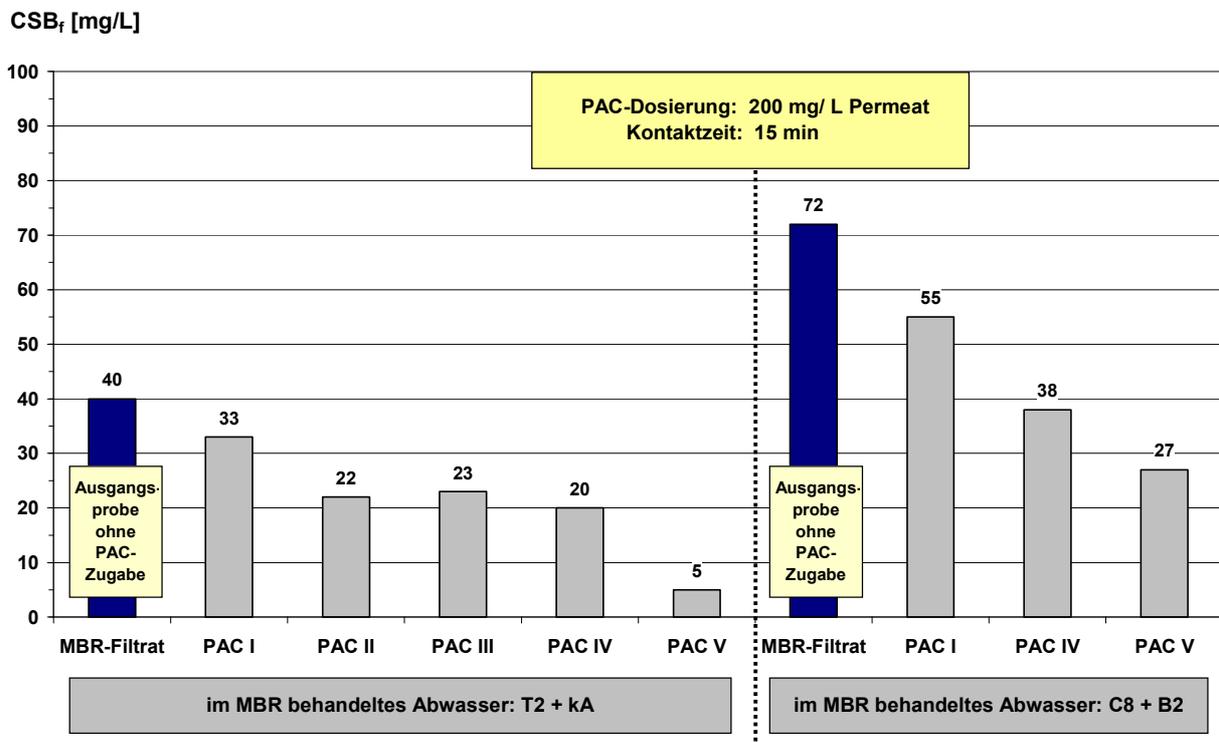


Abbildung 6-1: CSB-Konzentrationen bei Behandlung des MBR-Ablaufs unterschiedlicher Herkunft mit verschiedenen Aktivkohleprodukten

Während die verschiedenen Kohlen (PAC I, IV und V) für beide Wässer tendenziell ähnlich abschnitten, wiesen die jeweils erzielten Eliminationsgrade, abhängig von der Art des behandelten Abwassers deutliche Unterschiede auf. So wurden bei PAC-

Konzentrationen von 200 mg/L maximale CSB-Eliminationsgrade von ca. 63 % (für C8+B2) bzw. ca. 88 % (für T2+kA) erreicht (vgl. Abbildung 6-1).

In Laborversuchen wurde die Adsorptionsleistung bei Betrachtung weiterer Parameter ermittelt, wobei hierzu die Kohlen mit der höchsten und der geringsten Adsorptionsleistung bzgl. des CSB getestet wurden. Abbildung 6-2 zeigt hierzu beispielhaft die Ergebnisse zur Elimination ausgewählter pharmazeutischer Grund- bzw. Wirkstoffe. Die Filtrate mussten hierzu mit den entsprechenden Stoffen aufgestockt (gespikt) werden, da die Ausgangskonzentrationen bereits in der Nähe der Bestimmungsgrenze lagen und eine Bestimmung der Eliminationsleistung sonst nicht möglich gewesen wäre. Ähnlich der zuvor anhand des CSB ermittelten Adsorptionsleistung konnten auch die in nur geringen Konzentrationen vorliegenden Stoffe in hohem Maße durch die Aktivkohle gebunden werden. Auch die Adsorptionsleistung der verschiedenen Produkte erwies sich tendenziell ähnlich wie die zuvor dargestellte CSB-Verminderung.

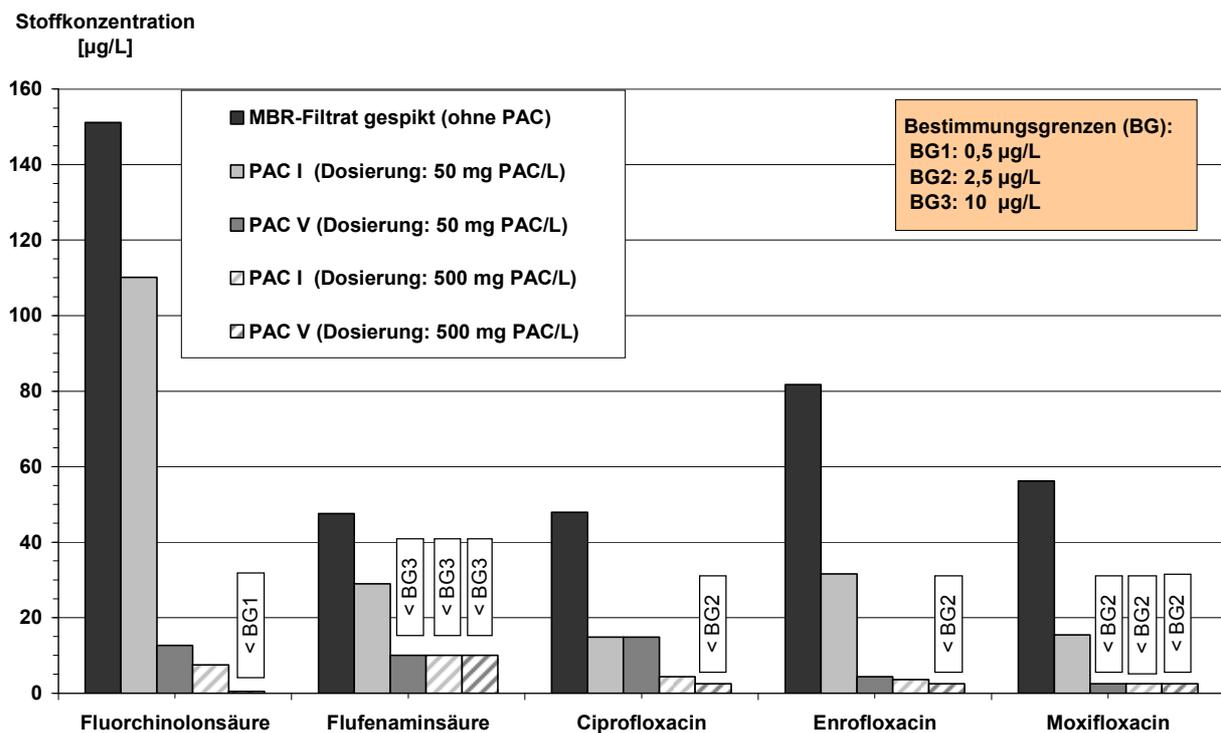


Abbildung 6-2: Konzentrationen ausgewählter pharmazeutischer Grund- und Wirkstoffe vor- nach PAC-Zugabe

Simultaner Einsatz im MBR

Ausgehend von den positiven Ergebnissen der Voruntersuchungen wurden die ausgewählten Kohlen in MBR getestet. Die PAC wurde jeweils in den zu testenden Kon-

zentrationen im Bereich der Membranstufe zugegeben. Kriterien für die Auswahl dieser Dosierstelle waren:

- die geringe Beladung der Aktivkohle mit biologisch abbaubaren Verbindungen, wie z.B. gegenüber der Zugabe im Zulauf zum MBR,
- die geringe Kontaktzeit zur Beladung der Aktivkohle, die in den Vorversuchen ermittelt wurde, sowie
- die intensive Durchmischung des Reaktionsraumes durch die Modulbelüftung.

Im Folgenden wird die erzielte Reinigungsleistung in Bezug auf die für beide Abwasserströme jeweils geforderte Zielsetzung (vgl. Tabelle 6.1) zusammengefasst.

Abwassergemisch T2 + kA

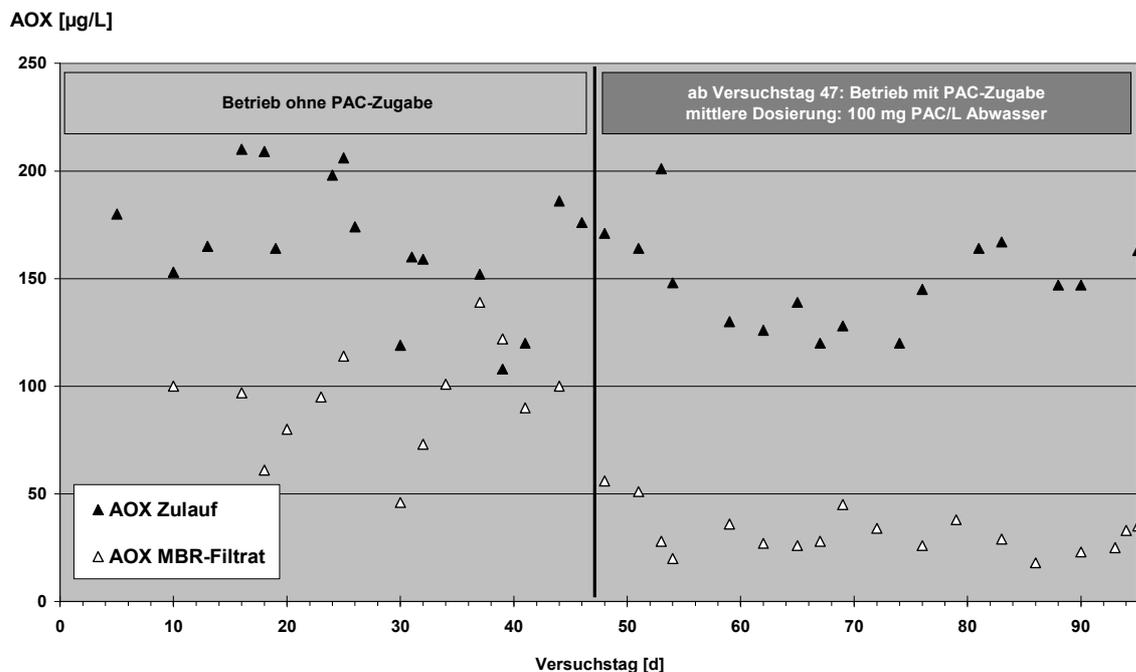


Abbildung 6-3: AOX-Konzentrationen in Zu- und Ablauf der MBR-Versuchsanlage mit/ ohne PAC-Dosierung (behandeltes Abwasser: T2 + kA)

Die zu erzielende AOX-Ablaufkonzentration von $< 50 \mu\text{g/L}$ konnte durch die simultane PAC-Zugabe sicher eingehalten werden (siehe Abbildung 6-3). Bezogen auf die Mittelwerte der einzelnen Versuchsphasen wurde der AOX-Eliminationsgrad durch eine mittlere PAC-Zugabe von ca. 100 mg/L von 44 auf 78 % gesteigert. Daneben wurde auch eine weitgehende Entfärbung des Abwassers bzgl. der Rot-, Blau- und Gelbfär-

bung sowie eine deutliche Reduzierung der organischen Belastung erzielt (siehe Abbildung A6-1, Abbildung A6-2 und Abbildung A6-3 im Anhang).

Abwassergemisch C8 + B2

Zentrale Zielsetzung war hier - abweichend von der zuvor dargestellten AOX-Elimination - die weitgehende Eliminierung der ausgewählten Mikroschadstoffe. Im Parallelbetrieb zweier Versuchs-MBR (mit/ ohne PAC-Dosierung) wurde für alle verfolgten Stoffe eine deutliche Steigerung der Elimination nach der PAC-Zugabe erzielt, wobei bei Dosierungen > 50 mg/L eine nahezu vollständige Elimination erreicht wurde (siehe Tabelle 6.2). Wie bei den Untersuchungen mit dem Abwassergemisch T2 + kA wies auch hier das beim PAC-MBR-Verfahren anfallende Filtrat eine geringere Färbung sowie geringere CSB-Konzentrationen auf als das Filtrat des MBR ohne PAC-Zugabe (siehe Abbildung A6-4 im Anhang).

Tabelle 6.2: Eliminationsraten bzgl. ausgewählter pharmazeutischer Grund- und Wirkstoffe in Abhängigkeit von der simultanen PAC-Dosierung

Pharmazeutischer Grund- bzw. Wirkstoff	ohne PAC-Zugabe	mit PAC-Zugabe < 50 mg/L	mit PAC-Zugabe 50 bis 200 mg/L
Fluorchinolonsäure	27 %	77 %	94 %
Ciprofloxacin	73 %	96 %	> 99 %
Enrofloxacin	56 %	96 %	> 99 %
Moxifloxacin	78 %	97 %	> 99 %

6.2.5 Zusammenfassung und Diskussion der simultanen PAC-Zugabe in MBR

Wie zuvor gezeigt wurde, kann die Reinigungsleistung eines MBR durch die simultane Zugabe von PAC deutlich gesteigert werden. Die Ergebnisse decken sich mit Erfahrungen zum PACT-Verfahren und anderer PAC-MBR Untersuchungen. Neben einer deutlichen Verbesserung der Ablaufqualität in Bezug auf Färbung, CSB oder AOX, ist es auch möglich Schadstoffe, die nur in sehr geringen Konzentrationen ($\ll 1$ mg/L) vorliegen, durch Adsorption aus der Wasserphase zu eliminieren.

Entscheidendes Kriterium für die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens ist die einzusetzende Aktivkohlemenge bzw. die erzielbare Beladung der Aktivkohle. Diese hängt zunächst von der Adsorbierbarkeit der zu eliminierenden Stoffe ab. Eine relative Ab-

schätzung der Adsorbierbarkeit von Einzelstoffen kann hierbei über den K_{OW} -Wert erfolgen (siehe Kapitel 6.2.2). Da jedoch der Ablauf von MBR, vor allem aber das Belebtschlamm-Wasser-Gemisch im MBR, ein Gemisch diverser, oftmals nicht identifizierbarer Stoffe in unterschiedlichen Konzentrationen darstellt, ist eine theoretische Abschätzung des Adsorptionsverhaltens aufgrund der konkurrierenden Adsorptionsvorgänge schwierig. Zur Beschreibung der Konkurrenz-Adsorption bei der Behandlung von Mehrstoffgemischen eignen sich möglicherweise weiterführende Modelle, wie z.B. die IAST (ideal adsorbed solution theory) [Radke, Prausnitz 1972] und das SACM (simplified competitive adsorption model) [Baldauf 1978]. Die Anwendbarkeit dieser Modelle ist jedoch im Einzelfall zu überprüfen [Baldauf 1978]. Prinzipiell lässt sich jedoch über Voruntersuchungen mit Permeat, analog zum nachgeschalteten Einsatz der Aktivkohle, eine gute Abschätzung der Leistung beim simultanen Einsatz ermitteln. Wie in Abbildung 6-4 dargestellt (siehe Messpunkte für die Untersuchungen zum Abwasser C8+B2), liegen die spezifischen Beladungsraten der PAC aus den Voruntersuchungen und die des simultanen Einsatzes bei gleicher PAC-Konzentration in der gleichen Größenordnung, wobei die Beladung mit der eingesetzten AktivkohleKonzentration abnimmt. Leistungsmindernde Einflüsse beim simultanen Einsatz, wie z.B. die Beladung der Aktivkohle mit biologisch abbaubaren Stoffen oder die Verringerung der freien Oberfläche durch Einlagerung der Aktivkohle in Belebtschlammflocken, sind daher offensichtlich von untergeordneter Bedeutung. Letzteres deckt sich mit mikroskopischen Aufnahmen des PAC-Belebtschlamm-Wasser-Gemisches, wonach kein Bewuchs der PAC mit sessilen Mikroorganismen bzw. eine Einlagerung in Belebtschlammflocken zu erkennen war.

Ist eine adsorptive Behandlung zur Elimination biologisch nicht abgebauter Abwasserinhaltsstoffe interessant, stellt sich die Frage nach der technischen und wirtschaftlichen Konkurrenzfähigkeit des PAC-MBR-Verfahrens gegenüber einer nachgeschalteten Aktivkohlebehandlung, z.B. in Form eines Aktivkohlefilters (AKF). Einige potentielle Vorteile bzw. Nachteile des simultanen PAC-Einsatzes gegenüber der Aktivkohlefiltration sind Tabelle 6.3 zu entnehmen, wobei die genannten Nachteile im Folgenden kritisch diskutiert werden.

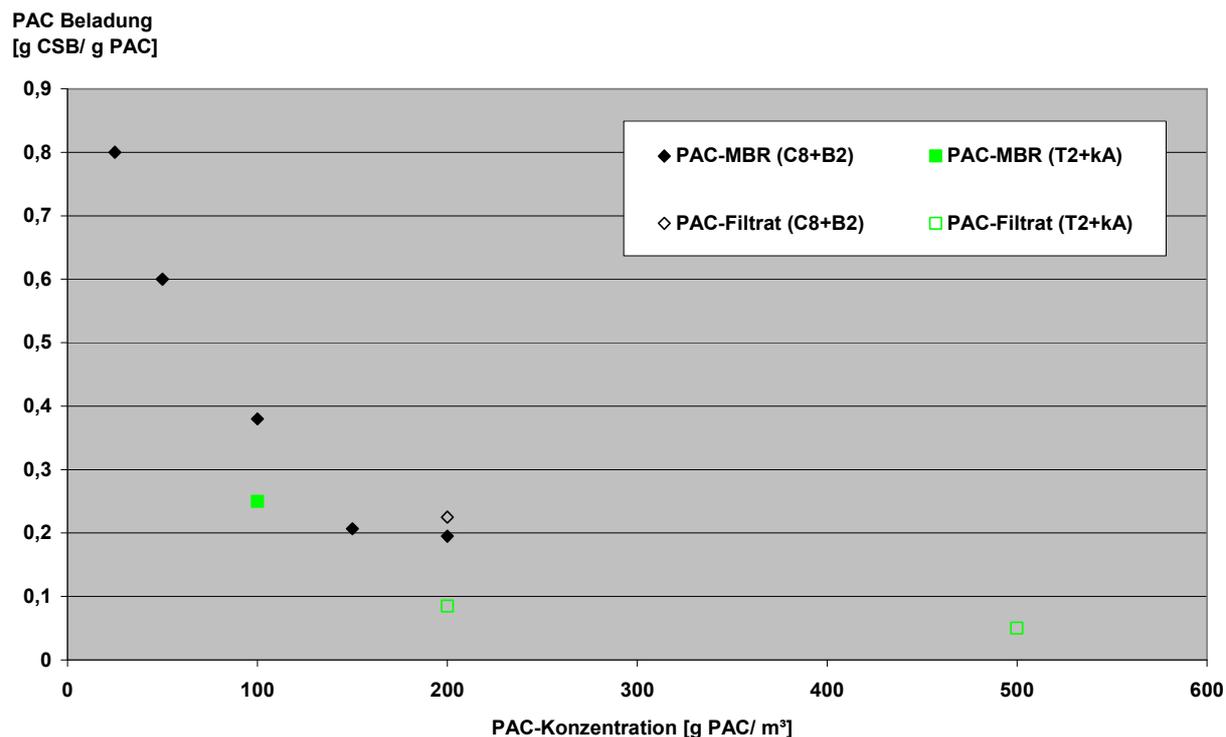


Abbildung 6-4: Gegenüberstellung der PAC-Beladung im MBR (PAC-MBR) und in Vorversuchen mit MBR-Filtrat (PAC-Filtrat)

Tabelle 6.3: Potentielle Vor- und Nachteile des PAC-MBR gegenüber nachgeschalteten AKF zur Reinigung industrielle Abwässer

Vorteile	Nachteile
V1: Stabilisierung des biologischen Reinigungsprozesses durch Elimination toxischer Abwasserinhaltsstoffe	N1: Keine Regenerierung der eingesetzten Aktivkohle möglich bzw. höhere gewichtsspezifische Aktivkohlekosten
V2: Geringer Platzbedarf und einfache Nachrüstbarkeit	N2: Zusätzlicher Überschussschlammanfall durch Aktivkohledosierung
V3: Einfache, bedarfsangepasste Regelung der Dosierung z.B. über SAK möglich; einfache In-/ Außerbetriebnahme, z.B. bei Chargenproduktion	N3: Verdrängung aktiver Biomasse durch PAC
V4: Geringe Investitions- und Wartungskosten	N4: Beschädigung von Pumpen bzw. Membranflächen durch PAC-bedingte Abrasion
V5: Umströmung der Aktivkohle	
V6: Verbesserung der Filtrationsleistung bzw. Verringerung des Regenerierungsaufwandes	
V7: höhere Konzentrationen im Bioreaktor zurückgehaltener Stoffe ermöglichen höhere Beladung	

Die fehlende Regenerierbarkeit der eingesetzten PAC sowie der resultierende zusätzliche Überschussschlammanfall (siehe Tabelle 6.3: N1 + 2) stellen eine rein wirtschaftliche Frage in Bezug auf die Betriebskosten dar. Entscheidend für den Vergleich sind

die jeweils anzusetzenden Kosten für die GAC (inkl. Regenerierung) und die PAC (inkl. Überschussschlamm Entsorgung) sowie der jeweilige Aktivkohlebedarf bzw. die jeweils erzielbare Beladung. Ausgehend von den Ergebnissen der Voruntersuchungen mit granulierten Aktivkohlen (die erzielte Beladung der getesteten GAC lag hier bei gleicher Aktivkohledosierung um 15 bis 30 % niedriger als die mittlere Beladung der getesteten PAC) sowie dem Vergleich der erzielten Beladung im MBR-Betrieb mit Literaturangaben zu Betriebswerten für Aktivkohlefilter zur Nachbehandlung von biologisch gereinigten Deponiesickerwässern (Beladung: 0,1 bis 0,45 kg CSB/ kg GAC [Meul et al. 1999]) ist mit einem geringeren Aktivkohlebedarf beim simultanen Einsatz im MBR zu rechnen. Weitere Reduzierungen des Aktivkohlebedarfs lassen sich ggf. über die angepasste Regelung der PAC-Dosierung realisieren. Dennoch ist aufgrund des zusätzlich zu entsorgenden Schlammfalls tendenziell mit höheren Betriebskosten für die simultane PAC-Zugabe zu rechnen, die nur durch Einsparungen bei den Investitionen bzw. Instandhaltungskosten zu kompensieren sind.

Aus der simultanen PAC-Zugabe ergibt sich bei konstant gehaltener Feststoffkonzentration im Bioreaktor eine Verringerung der aktiven Biomasse durch eine Anreicherung von PAC (siehe Tabelle 6.3: N3). Die PAC-Zugabe führt hierbei zwangsläufig zu einer Erhöhung des Überschussschlammfalls bzw. Reduzierung des Schlammalters und damit einhergehend zum Austrag von Mikroorganismen mit höheren Generationszeiten. Dies kann zu einer Verminderung der biologischen Reinigungsleistung führen. Die Anreicherung der PAC ist dabei abhängig von der Dosiermenge sowie der Überschussschlammproduktion. Anhand einer Parameterstudie wird deutlich, dass ein exponentieller Anstieg des PAC-Anteils am Biomasse-PAC-Gemisch bei geringer biologischer Umsatzleistung (Schlammabbauleistung $< 0,1 \text{ kg BSB}_5 / (\text{kg TS} \cdot \text{d})$) bzw. biologischer Überschussschlammproduktion stattfindet (siehe Abbildung 6-5). Tendenzuell führen hierbei eine geringe bioverfügbare Zulaufkonzentrationen bzw. niedrige Schlammbelastungen zu einem Anstieg des PAC-Anteils. Die Veränderung der Dosierkonzentration um einen bestimmten Faktor wirkt sich in einer gleichartigen Erhöhung bzw. Verringerung des PAC-Anteils an der Biomasse aus. Führt die Reduzierung des Schlammalters zu einer Verminderung der biologischen Reinigungsleistung so kann dieses nur durch eine Erhöhung der Biomassekonzentration kompensiert werden. Die Biomassekonzentration ist hierbei um den Anteil der Pulveraktivkohle zu erhöhen. So ist z.B. ausgehend von einer Biomassekonzentration von 12 g/L bei einem

PAC Anteil von 10% entsprechend eine Feststoffkonzentration von 13,2 g/L für das Biomasse-PAC-Wasser-Gemisch einzustellen. Eine beliebige Steigerung der Feststoffkonzentration ist aus betrieblichen Gründen nicht möglich, da hierbei ggf. nachteilige Effekte, z.B. auf die Filtrationsleistung und den Sauerstoffeintrag berücksichtigt werden müssen.

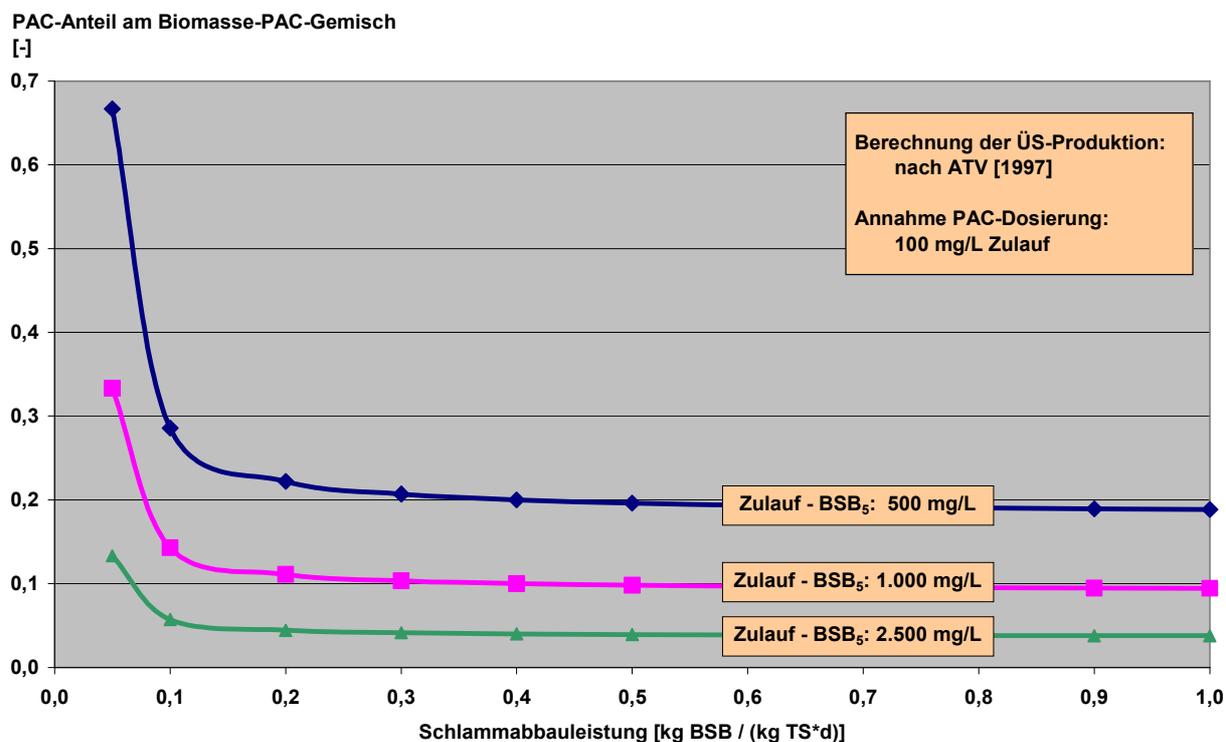


Abbildung 6-5: Parameterstudie zur PAC Anreicherung im Biomasse-PAC-Gemisch für unterschiedliche Schlammabbauleistungen und Zuflusskonzentrationen

Abrasive Effekte auf Pumpen bzw. Membranflächen wurden im Rahmen der eigenen Untersuchungen nicht beobachtet. Die während der maximal 100-tägigen Testphasen eingesetzten Flachmembranen wiesen bei der optischen Inspektion, wie auch auf REM-Aufnahmen keine Veränderungen der Oberfläche auf. Die Rezirkulationspumpen zur Förderung des Biomasse-PAC-Wasser-Gemisches zeigten ebenfalls keine vermehrten Verschleißerscheinungen. Dieses deckt sich mit den bislang durchgeführten Untersuchungen zum kombinierten Einsatz von PAC in MBR. Mehrjährige Erfahrungen im großtechnischen Maßstab liegen bislang nur für den Bereich der Trinkwassererzeugung vor, wonach ebenfalls nicht über Beschädigungen der Membranen berichtet wurde. Die Übertragbarkeit dieser Langzeiterkenntnisse auf MBR steht jedoch noch aus und ist vor allem modulspezifisch nachzuweisen.

6.3 Strategien zur Steigerung der Filtrationsleistung

6.3.1 Einführung

Eine hohe Filtrationsleistung ist durch eine hohe und über einen längeren Betriebszeitraum stabile spezifische Flussleistung bei gleichzeitig geringem Energie- und Reinigungsaufwand charakterisiert. Die Filtrationsleistung wird dabei zum Einen von membran- bzw. modulspezifischen Eigenschaften (siehe z.B. [Fang, Shi 2005; Hai et al. 2005]) und den Betriebsbedingungen (siehe z.B. [Bouhabila et al. 2001; Hong et al. 2002; Li; Jiang et al. 2005; Wang 2006]), wie z.B. Überströmungsintensität und Flussleistung bzw. transmembrane Druckdifferenz bestimmt. Zum Anderen bestimmen die Eigenschaften des zu filtrierenden Mediums die Filtrationsleistung. Alle genannten Faktoren sind prinzipiell gleichzeitig und in Bezug auf etwaige Wechselwirkungen untereinander zu berücksichtigen.

Auf Basis der vorliegenden Erkenntnisse zum Filtrationsverhalten von Membranstufen bei der Behandlung unterschiedlicher industrieller Abwässer in MBR wurde deutlich (siehe Kapitel 5.4.1), dass in erster Hinsicht die Eigenschaften des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches (BSWG) die Filtrationsleistung bestimmen. Die unterschiedlichen, marktgängigen Membransysteme hingegen wiesen für das jeweils behandelte Abwasser tendenziell ein ähnliches Filtrationsverhalten auf. Bzgl. der Einflüsse von Membran-, Moduleigenschaften und Betriebsbedingungen wird auf die Literatur verwiesen (siehe z.B. Literaturhinweise in [Zhang et al. 2006]).

Aus genannten Gründen wird im Folgenden die Verbesserung der Filtrationseigenschaften der BSWG als strategischer Ansatz zur Steigerung der Filtrationsleistung von MBR zur industriellen Abwasserreinigung verfolgt. Als zentrale Punkte sind hierbei zunächst die Phänomene, die zur Minderung der Filtrationsleistung bzw. zur Membranverschmutzung beitragen, zu differenzieren. Daneben gilt es Ursachen bzw. Einflussfaktoren auf die Membranverschmutzung zu identifizieren, geeignete Untersuchungsmethoden zur Charakterisierung der Ursachen zu entwickeln und ggf. Maßnahmen zur Steigerung der Filtrationsleistung abzuleiten.

Auf Basis des bestehenden Kenntnisstandes, der vor allem aus Untersuchungen kommunaler MBR-Anwendungen resultiert, galt es im Rahmen dieser Arbeit vor allem

den Wissensstand um spezifische Besonderheiten industrieller Abwässer zu erweitern.

6.3.2 Übersicht über die Arten der Membranverschmutzung

Verschiedene Charakteristika des zu filtrierenden BSWGs wirken sich auf die erzielbare Filtrationsleistung aus. Zum Einen ist hierbei die Entwässerbarkeit, also die Abtrennbarkeit des Wassers von den Feststoffen zu nennen. Zum Anderen ist das Vermögen der Komponenten, sich in oder auf den Membranen durch Adhäsion anzulagern bzw. diese in Form von Biofilmen zu besiedeln, und die Ausfällung von Komponenten in bzw. auf den Membranen durch Unterschreitung der Löslichkeitsgrenze zu nennen. Die zuletzt genannten Mechanismen werden unter den Begriffen Fouling und Scaling zusammengefasst.

Im Rahmen der eigenen Untersuchungen wurden bei unterschiedlichen Abwässern folgende Phänomene identifiziert, die zu einer massiven Verringerung der Flussleistung beitragen:

- Organisches Fouling oder Bio-Fouling: Entstehung durch Stoffe mikrobiologischer Herkunft, wie z.B. EPS (extrazelluläre polymere Substanzen), die sich in oder auf den Membranen anlagern und zusätzlich die Entstehung und das Wachstum von Biofilmen unter Nutzung im Abwasser vorhandener Nährstoffe (Bio-Fouling) begünstigen.
- Kolloidales Fouling: Entstehung durch gelöste makromolekulare Abwasserinhaltsstoffe oder Kolloide, die durch die Membranen zurückgehalten werden, keinem oder nur geringem biologischen Abbau unterliegen und daher im Bioreaktor aufkonzentriert werden und gelartige Strukturen mit hohem Wasserbindungsvermögen bilden, die sich durch Adhäsion auf den Membranen anlagern (für organische Kolloide ist keine Unterscheidung zum organischen Fouling möglich).
- Scaling: Entstehung durch gelöste anorganische Stoffe, die im Zuge des Behandlungsprozesses in und auf den Membranen ausfallen.

Eine strikte Trennung der Phänomene ist nicht möglich. Vor allem bei organischem Fouling, Bio-Fouling und kolloidalem Fouling ist von einem gemeinsamen Auftreten bzw. von einer Kombinationswirkung auszugehen.

Die genannten Phänomene erheben keinen Anspruch auf Vollständigkeit. Bzgl. weiterer Faktoren, wie z.B. Feststoffkonzentration, Partikelgrößenverteilung, Viskosität und Hydrophobizität foulingrelevanter Komponenten, die mitunter auch im Zusammenhang mit den zuvor genannten Phänomenen stehen, wird auf die Literatur verwiesen (siehe z.B. [Sato, Ishii 1991; Shimizu et al. 1997; Altmann 2000; Jinsong et al. 2006]).

6.3.3 Fouling - Kenntnisstand und Strategien zur Verminderung

6.3.3.1 Problemstellung und Lösungsansätze

Fouling von Membranen tritt bei annähernd allen Membranprozessen zur Abwasserreinigung und Wasseraufbereitung auf. Entsprechend haben sich bereits vor dem Einsatz von Membranen in MBR zahlreiche Arbeiten mit der Entstehung, den Auswirkungen auf den Filtrationsprozess und der Bekämpfung von Fouling, insbesondere Bio-Fouling, befasst (siehe z.B. [Flemming 1995]).

Aufbauend auf diesen grundlegenden Erkenntnissen liegen inzwischen auch weiterführende Kenntnisse zur Bildung von Fouling bei der Trennung von Belebtschlamm-Wasser-Gemischen in MBR vor. Auch wenn die einzelnen Untersuchungen zum Teil zu widersprüchlichen Aussagen kommen und ein absoluter Vergleich der in verschiedenen Untersuchungen ermittelten Erkenntnisse aufgrund der Unterschiedlichkeit der angewandten Methoden nur begrenzt möglich ist (vgl. [Rosenberger et al. 2005]), werden vor allem gelöste organische Stoffe als zentrale Ursache für Fouling-Prozesse gesehen. Die resultierende Leistungsminderung wird dabei auf kolloidales oder organisches Fouling sowie Bio-Fouling zurückgeführt. Die relevanten Stoffgruppen werden in verschiedenen Veröffentlichungen als freie oder gelöste EPS (extrazelluläre polymere Substanzen), NOM (natural organic matter) oder SMP (soluble microbial products) oder einfach nur als DOC (dissolved organic carbon) charakterisiert. Die unterschiedlichen Bezeichnungen sind auf die Herkunft der Stoffe zurückzuführen. Unter NOM werden organische Verbindungen, die in allen natürlichen Wässern anzutreffen sind, verstanden. Sie werden daher vorwiegend bei der Trinkwasseraufbereitung als zentrale Foulingkomponente beschrieben. EPS oder SMP werden hingegen als zentrale Foulingkomponente in MBR beschrieben, wobei die EPS wie auch die NOM genau genommen einen Teil der SMP darstellen. EPS sind dabei ein Produkt der mikro-

biologischen Vorgänge im Bioreaktor und entsprechend Teil der Biozönose. Einige Autoren gehen davon aus, dass die beschriebenen Gruppen - abgesehen vom DOC - auch synonym verwandt werden können, da sie aus analytischer Sicht sehr ähnlich zusammengesetzt sind (siehe z.B. [Laspidou, Rittmann 2002; Ramesh et al. 2006]). Auch wenn eine eindeutige Trennung von NOM, SMP oder EPS in den wenigsten Fällen stattfindet, werden im Weiteren, analog zum Großteil der wissenschaftlichen Veröffentlichungen, die EPS stellvertretend für die relevanten Foulingkomponenten in MBR verwendet.

Analytisch werden Proteine, Kohlenhydrate, Polysaccharide und Huminsäuren als Hauptbestandteile der SMP quantifiziert, wobei den Polysacchariden (PS) ein zentraler Einfluss auf die Filtrationsleistung zugesprochen wird (siehe z.B. [Rosenberger et al. 2005; Jinsong et al. 2006; Zhang et al. 2006; Tarnacki et al. 2005; Lesjan et al. 2005; Drews et al. 2005; Rosenberger 2003]). In verschiedenen Untersuchungen wurden Zusammenhänge zwischen den Prozessbedingungen von MBR und der Foulingneigung ermittelt, die zu einer gezielten Optimierung der Verfahrensgestaltung bzw. Betriebsweise im Hinblick auf die Foulingneigung genutzt werden können. Eine Literaturlauswertung der zentralen Aspekte wird in Tabelle 6.4 gegeben.

Tabelle 6.4: Einflüsse der Prozessbedingungen auf den Gehalt an EPS und die Foulingneigung - Literaturlauswertung

Prozessparameter	Einflüsse	Quelle
Sauerstoffgehalt im Bioreaktor (BR)	Anstieg der EPS bei geringem Sauerstoffgehalt bzw. höhere Foulingneigung	Lu et al. 2001; Fan et al. 2006; Jin et al. 2006; Ji, Zhou 2006
	EPS bzw. PS-Konzentrationen im anaeroben BR-Bereichen am geringsten und im anoxischen Bereich am höchsten	Drews et al. 2005
Belastungsschwankungen	Anstieg der Zuflusskonzentrationen folgt unmittelbar ein Anstieg der EPS	Lu et al. 2001; Evenblij 2006
Schlammalter	Anstieg der EPS mit geringeren Schlammaltern bzw. höhere Foulingneigung	Lu et al. 2001; Nuengjamnong et al. 2005; Husain et al. 2003; Brookes et al. 2003; Jinsong et al. 2006
Schlammbelastung	Anstieg der EPS mit höherer Schlammbelastung	Nagaoka et al. 2000; Drews et al. 2005; Trussel et al. 2006
Scherbeanspruchung	Erhöhte Scherkräfte führen in Folge vermehrter Zerstörung von Bakterienzellen zu einem Anstieg der EPS	Kim et al. 2001

Alle genannten Studien beziehen sich zwar auf Untersuchungen mit kommunal geprägten oder synthetischen Abwässern, es ist jedoch zu erwarten, dass die beschriebenen Zusammenhänge auch für industrielle Anlagen von Bedeutung sind. Demnach wird die Foulingneigung durch höhere Schlammalter, geringere Schlammbelastungen und höhere Sauerstoffgehalte verringert. Die technische Umsetzung dieser Prozessbedingungen bedingt jedoch einen höheren Energiebedarf für die Sauerstoffversorgung bzw. höhere bautechnische Investitionen zur Realisierung höherer Schlammalter bzw. geringerer Schlammbelastungen.

Andere Ansätze verfolgen eine gezielte Verminderung des Foulings durch Elimination bzw. Komplexierung der relevanten Stoffe mittels Zugabe von Hilfsstoffen. Diese Ansätze werden im Folgenden näher betrachtet.

6.3.3.2 Destabilisierung der organischen Foulingkomponenten durch Zugabe von Hilfsstoffen

Für die Trinkwasseraufbereitung aus Oberflächenwasser und Nachbehandlung von Kläranlagenabläufen liegen bereits umfangreiche Kenntnisse zur Verminderung der Foulingbildung durch NOM (natural organic matter) bzw. EfOM (effluent organic matter) vor. Durch Zugabe der anorganischen Flockungsmittel Eisen- und Polyaluminiumchlorid wurden hierbei eine höhere Flussleistung bzw. eine geringere Foulingbildung sowohl im Versuchsmaßstab (siehe [Soffer et al. 2000; Kimura et al. 2005; Cho et al. 2005]) als auch großtechnisch (siehe [Shon et al. 2004]) ermittelt. Teilweise wurde jedoch nur eine Verminderung des reversiblen Foulings erzielt, während die Entstehung irreversiblen Foulings konstant blieb (siehe [te Poele 2006; Quin et al 2004]).

Aufgrund der Ähnlichkeit der fouling-relevanten Stoffe aus Oberflächengewässern und Kläranlagenabläufen (siehe [Ramesh et al. 2006]) ist zu erwarten, dass auch durch die gezielte Konditionierung von Belebtschlamm-Wasser-Gemischen aus MBR eine Verminderung des Foulings erzielt werden kann.

Analog liegen für MBR auch erste Erkenntnisse zur gezielten Vorbehandlung des Zulaufs bzw. zur simultanen Konditionierung der Belebtschlämme vor. Sowohl durch eine vorgeschaltete Koagulations-Sedimentationsstufe unter Einsatz eines eisenbasierten Elektrolyts als auch durch Zugabe von Eisen- oder Polyaluminiumchlorid in den Biore-

aktor wurde eine Verminderung der Foulingneigung durch eine Verminderung kolloidaler Stoffe bzw. SMP's erreicht (siehe z.B. [Holbrook et al. 2004; Lee et al. 2001; Itonaga et al. 2004]).

Weiterhin wird über eine positive Auswirkung durch Einsatz von adsorptiv wirkenden Hilfsstoffen berichtet. So ermittelten Kim und Lee [2003] eine effektive Reduzierung der SMP-Konzentrationen und gleichzeitig eine Foulingverminderung bei simultaner Zugabe von PAC.

Inzwischen wurden auch polymere Flockungsmittel zur simultanen Zugabe in den Bioreaktor entwickelt, um die Filtrationsleistung zu verbessern. Positive Ergebnisse wurden für ein kationisches, wasserlösliches Aminopolymer der Fa. Nalco veröffentlicht, welches im kommunalen Bereich (Produktname: MPE50 (MPE: membrane performance enhancer)) sowie in Anlagen zur Deponiesickerwasserreinigung (Produktname: MPE30) erfolgreich im klein- und großtechnischen Maßstab getestet wurde (siehe [Yoon et al. 2005; Pogoda 2005; Collins et al. 2006]). Die Verbesserung des Foulingverhaltens wird hierbei auf die Komplexbildung von Polysacchariden als Bestandteil der SMP und die Bildung einer kompakteren Flockenstruktur der Biomasse zurückgeführt.

6.3.4 Scaling – Kenntnisstand und Strategien zur Verminderung

Das Ausfällen gelöster Abwasserinhaltsstoffen infolge der Überschreitung der Löslichkeitsgrenze auf Membranen wird als Scaling bezeichnet. Der Kristallisation von Calciumverbindungen in und auf der Membran kommt hierbei aufgrund der relativ geringen Löslichkeitsprodukte sowie des häufigen Auftretens von Calcium in den zu behandelnden Wässern eine besondere Bedeutung zu [Rautenbach 1996]. Der Trennprozess kann Ausfällungen von Calciumcarbonat, -sulfat und -phosphat bewirken. Zu Ausfällungen neigen weiterhin bestimmte Barium und Strontiumsalze sowie Eisen-, Mangan-, Silicium- und Aluminiumverbindungen. Bei Abwässern mit hohen Metallgehalten ist ferner davon auszugehen, dass in Abhängigkeit von pH-Wert und der Konzentration an Sulfiden und Carbonaten eine Ausfällung stattfindet.

Bei Membrantrennverfahren sind vor allem die Aufkonzentrierung gelöster Abwasserinhaltsstoffe sowie Temperatur- und pH-Wertänderungen zu berücksichtigen, die sich auf das Löslichkeitsgleichgewicht bzw. das Ausfallpotential auswirken.

Die Ausfällung infolge von Aufkonzentrierung bzw. Konzentrationspolarisation an der

Membran stellt vor allem ein Problem für NF-/ RO-Membranen dar, da diese o.g. Verbindungen vermehrt bzw. vollständig zurückhalten [Drak 2000; Johnson 2006]. Möglichkeiten zur Vermeidung von Ausfällungen bestehen in der gezielten Elimination der scaling-relevanten Stoffe z.B. durch Ionen- bzw. Kationenaustauscher oder in der Zugabe sogenannter Anti-Scalants. Deren Wirkung beruht auf der Komplexbildung oder Chelatisierung, wodurch höherwertige Ionen dem Gleichgewicht entzogen werden. Genannte Maßnahmen führen zu Mehrkosten durch den Betrieb einer zusätzlichen Verfahrenstufe bzw. durch die erforderliche Chemikaliengabe.

Negative Einflüsse von Temperatur- und pH-Wert-Änderungen auf das Löslichkeitsgleichgewicht lassen sich durch Gegenmaßnahmen verringern, wie z.B. durch Kühlung bzw. Zudosierung von Säuren oder Laugen. Genannte Maßnahmen haben jedoch einen vermehrten Energiebedarf bzw. entsprechende Hilfsstoffkosten sowie eine Aufsalzung der wässrigen Phasen zur Folge.

Für Membranstufen von MBR liegen bislang nur wenig konkrete Kenntnisse zum Auftreten und zur Vermeidung von Scaling vor, was vermutlich auf die geringe Bedeutung von Scaling für eine Vielzahl der Anwendungen zurückzuführen ist. So konzentrieren sich die Forschungsbemühungen für den am intensivsten untersuchten Bereich der kommunalen MBR-Anwendungen vornehmlich auf das organische Fouling (vgl. Kapitel 6.3.3). Grund für die geringere Bedeutung ist, dass das o.g. Problem der Konzentrationspolarisation für die eingesetzten MF-/ UF-Membranen von untergeordneter Bedeutung ist, da die porösen Membranen keine Aufkonzentrierung der gelöst vorliegenden Ionen ermöglichen.

Unter spezifischen Randbedingungen bzgl. der Abwasserbeschaffenheit, treten jedoch in MBR massive Scalingprobleme auf. Über Anwendungen mit getauchten Membranen bei der Behandlung Calcium-reicher Abwässer wird berichtet, dass die zur Verminderung der Deckschichtbildung notwendige Belüftung ein massives Scaling begünstigt (vgl. [ATV-DVWK 2002b]). So geht z.B. Schmid [2004] für eine spezielle Anwendung in der Papierindustrie von intensiven Reinigungsmaßnahmen und Bemesungsflüssen $< 12 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ aus. Über analoge Erkenntnisse beim Betrieb getauchter Membranstufen in MBR berichten You et al. [2006] aus Untersuchungen mit synthetischen Abwässern.

Als Ursache ist die Strippung von CO_2 durch die intensive Belüftung mit Umgebungsluft zu nennen (Gleichung 6-3). Hierdurch wird nach dem Massenwirkungsgesetz ge-

mäß Gleichungen 6-3 und 6-4 Kohlensäure aus Hydrogencarbonat nachgebildet. Der damit verbundene Anstieg des pH-Werts durch den Verbrauch an H^+ -Ionen (siehe Gleichung 6-4 und 6-5) begünstigt unter Anwesenheit erhöhter Calciumkonzentrationen die Ausfällung von Calciumcarbonat (siehe Gleichungen 6-6 und 6-7) auf der Membran.



Als Maßnahme wird u.a. der Einsatz extern aufgestellter Module als Vorzugsvariante definiert, wodurch die Ausfällungsreaktion in Folge der Modulbelüftung ausscheidet [You 2006]. Für den Einsatz getauchter System wird die Vorbelüftung der behandelten Wässer vorgeschlagen, die jedoch im kontinuierlichen Betrieb nicht erfolgreich erprobt wurde [Schmid 2004].

Prinzipiell bieten sich daneben die Absenkung des pH-Werts, die vorgeschaltete Elimination des Calciums sowie die Begasung der Module mit CO_2 an, um das Scalingpotential zu reduzieren. Alle genannten Maßnahmen sind jedoch mit Mehrkosten verbunden. Die Effizienz der zuletzt genannten Methoden wurde im Rahmen eigener Untersuchungen ermittelt.

6.3.5 Methoden und Modelle zur Charakterisierung des Filtrationsverhaltens

Zur Beschreibung der Einflüsse auf das Filtrationsverhalten von Membranstufen werden zahlreiche Untersuchungsmethoden eingesetzt. Prinzipiell lassen sich diese in Methoden zur Charakterisierung der Filtrierbarkeit des BSWGs und Methoden zur Bestimmung relevanter Komponenten unterteilen. Zur Charakterisierung der Eigenschaften, die Biofouling und kolloidales Fouling hervorrufen finden beide Ansätze Anwen-

dung, während die Charakterisierung des Scaling-Potentials ausschließlich anhand der Zusammensetzung des zu filtrierenden Mediums erfolgt.

Biofouling und kolloidales Fouling

Zur Beurteilung der Filtrierbarkeit von belebten Schlämmen stehen zahlreiche Testverfahren zur Verfügung. Zunächst wurden v.a. Testmethoden zur Charakterisierung des Entwässerungsverhaltens von Belebtschlämmen eingesetzt, wie z.B. CST (*capillary suction time*), TTF (*time to filter*) oder MFI (*modified filtration index*). Die genannten Methoden arbeiten nach dem Prinzip der Dead-End-Filtration und berücksichtigen daher nicht die Vorgänge der Partikelablösung durch die Überströmung der Membranen. Daher wurden inzwischen auch Methoden entwickelt, die unter Crossflow-Bedingungen arbeiten (siehe [Boerlage et al. 2002 und 2004; Rosenberger, Kraume 2002; Evenblij 2006]). Mittels dieser methodischen Ansätze (Dead-end bzw. Crossflow) konnten Korrelationen zwischen Filtrierbarkeit der Belebtschlamm-Wasser-Suspension, potentiell Fouling relevanter Stoffe und dem Filtrationsverhalten von Membranmodulen hergestellt werden (siehe z.B. [Tarnacki et al. 2004; Rosenberger, Kraume 2002; Jang et al. 2006]). In anderen Studien hingegen wurden keine Korrelationen gefunden (siehe z.B. [Fan et al. 2006]), so dass offensichtlich keine ausreichende Abschätzung des Fouling-Verhaltens über diese Methoden ermöglicht wird.

Neben der Bestimmung der Filtrierbarkeit kann eine gezielte Untersuchung von potentiell fouling-relevanten Komponenten durchgeführt werden. Dieses erfolgt anhand der Charakterisierung der Feststoffe, der Kolloide und der gelösten Substanzen des BSWGs sowie der Untersuchung der Membranbeläge. Untersuchungen werden teilweise auch mit Permeat durchgeführt, um über den Vergleich mit der Zusammensetzung der wässrigen Phase des BSWGs eine Aussage zum selektiven Rückhalt einzelner Fraktionen und letztendlich zum Foulingpotential zu erhalten. Umfang und Art der eingesetzten Methoden ist in den letzten Jahren stetig gewachsen. Eine Zusammenstellung gängiger Methoden ist in Tabelle 6.5 enthalten.

Tabelle 6.5: Methoden und Parameter zur Charakterisierung des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches und der Membran im Hinblick auf Fouling

Medium	Untersuchungsmethoden bzw. -parameter
Belebtschlamm	Partikelgrößenverteilung (PSD: particle size distribution)
	Feststoffgehalt
	Feststoffgeometrie
	Flockenkompaktheit
	Oberflächenladung
	CST (capillary suction time)
Belebtschlammüberstand	Größenaufschlusschromatografische Methoden zur Fraktionierung der gelösten Komponenten anhand der Molmasse und Zuordnung zu bestimmten Stoffgruppen anhand unterschiedlicher Detektionsmethoden: - SEC (size exclusion chromatography) - LC-OCD (liquid chromatography – organic carbon detection) - GPC (Gelpermeationschromatografie) – UV/VIS
	Kolloidkonzentration, SDI (silt density index)
	Polysaccharide (PS), Kohlenhydrate (KH), Proteine, Huminsäuren (HS) als Bestandteile der EPS bzw. SMP
	CSBf, DOC
Membranbeläge	EDX (energy dispersive x-ray)
	REM (Rasterelektronenmikroskopie)
	FTIR (Fourier-Transformations-Infrarot)-Spektroskopie
	Methoden und Parameter zur Untersuchung des Belebtschlammüberstandes aus abgelösten Membranbelägen

Zwischen vielen der in Tabelle 6.5 genannten Methoden, speziell aus der Untersuchung von Belebtschlammüberständen, konnten in verschiedenen Untersuchungen Korrelationen zur Filtrationsleistung mit Membranmodulen hergestellt werden. Über gute Korrelationen zwischen dem Gehalt an organischen Verbindungen im Belebtschlammüberstand bzw. auf der Membran und dem Foulingverhalten werden z.B. von Ji und Zhou [2006] und Fan et al. [2006] berichtet. Als geeignete Parameter werden DOC, PS, KH, HS und Proteine genannt. Da bei den verschiedenen Untersuchungen jedoch oftmals keine einheitliche Probenaufbereitung bzw. Durchführung der Analytik erfolgt, ist ein Vergleich der jeweils ermittelten Daten nicht oder nur begrenzt möglich [Rosenberger et al. 2005].

Inzwischen wurden - teilweise unter Nutzung der o.g. Untersuchungsmethoden - zahlreiche Modelle zur Beschreibung des Filtrationsverhaltens bzw. des Foulings von Membranen in MBR entwickelt. Die meisten Ansätze basieren auf dem Prinzip der Serienschaltung von Filtrationswiderständen (siehe z.B. [Wintgens et al. 2003; Fang, Shi 2005; Gehlert et al. 2005; Choi et al. 2005; Bae et al. 2005; Li, Wang 2006]). Die verschiedenen Modelle variieren erheblich im betrachteten Umfang der Foulingmechanismen, wie z.B. Porenverblockung, zeitweise Porenverblockung, Porenverkleinerung und Deckschichtfiltration, sowie im betrachteten zeitlichen Horizont (Kurz- bzw. Langzeitentwicklung des Filtrationsverhaltens). Daneben bestehen Unterschiede im Umfang der betrachteten Einflüsse, wie z.B. Eigenschaften des Membranmaterials, der Porenverteilung und -struktur, hydrodynamische Effekte und nicht zuletzt den Eigenschaften des zu filtrierenden Mediums, die wiederum von komplexen biologischen Vorgängen geprägt werden. Tendenziell zeichnet sich in den Modellen eine Entwicklung zu komplexeren Modellen unter gleichzeitiger Berücksichtigung verschiedener Foulingmechanismen, wie z.B. Porenverblockung und Deckschichtbildung [Ho, Zidney 2006] sowie unter Berücksichtigung biologischer Einflüsse auf die Bildung fouling-relevanter Stoffe (siehe z.B. [Wintgens et al. 2003; Cho et al. 2004; Jang et al. 2006]) ab. Hierbei wird vor allem den EPS bzw. den SMP als zentralen Größen zur Charakterisierung des Foulingpotentials eines Schlamm-Wasser-Gemisches wachsende Bedeutung beigemessen (siehe z.B. [Ye et al. 2005; Jang et al. 2006; Zhang et al. 2006]).

Die entwickelten Modelle nähern die jeweils abzubildende Entwicklung des Filtrationsverhaltens sehr gut an, die prädiktive Nutzbarkeit der Modelle ist jedoch begrenzt. Gründe hierfür sind zum Einen die Eingrenzung der Modelle auf bestimmte, dominierende Foulingmechanismen und -ursachen, wobei gegenseitige Wechselwirkungen der einzelnen Mechanismen unberücksichtigt bleiben. Zum Anderen legen statische Modellparameter, die im Zuge der Modellkalibrierung empirisch ermittelt werden, die Grenzen der Modelle offen. Die Erfassung und mathematische Beschreibung der komplexen Zusammenhänge der Entwicklung der SMP im Bioreaktor in Abhängigkeit von stets wechselnden Betriebsbedingungen, wie Schlammbelastung, Schlammalter, pH-Wert, Nährstoffverhältnis, Temperatur etc., sei hierbei als ein Beispiel zukünftiger Aufgaben bei der Modellierung genannt.

Entsprechend ist eine Nutzung von Modellen zur Auswahl eines geeigneten Moduls bzw. zur Ermittlung der Filtrationsleistung für ein bestimmtes Abwasser, welches in einem MBR zu behandeln ist, bislang nicht zu sehen, so dass Pilotierungen unter möglichst realen Bedingungen nach wie vor unumgänglich bleiben.

Scaling

Die umfangreichste Erfahrung bzgl. des Scaling-Potentials liegt für den Bereich der NF und RO vor. Zur Bestimmung bzw. Vorhersage der Scaling-Neigung eines Abwassers wird im Vorfeld zu einer Anlagenauslegung üblicherweise die Bestimmung der Kationen Calcium, Magnesium, Strontium und Barium, der Anionen Carbonat, Sulfat, Nitrat und Chlorid sowie des Summenparameters Härte herangezogen. Die molaren Verhältnisse können dabei zur Ableitung des Scalingpotentials genutzt werden (siehe z.B. [El-Manharawy, Hafez 2000]). Innerhalb von Auslegungsprogrammen von Modulherstellern (z.B. Carol (Toray), ROData (Hydranautics), ROSA (Dow Filmtech), ROPRO (Koch)) werden die Konzentrationen der genannten und ggf. weiterer Parameter als Eingangsgrößen eingesetzt, um die kritische Ausbeute, bei der ein bestimmtes Scaling zu erwarten ist, zu ermitteln.

Aufgrund der geringen Relevanz der Aufkonzentrierung der Scalingbildner für den Betrieb von MF-/UF-Membranen in MBR (siehe Kapitel 6.3.4) erfolgt für MBR keine gezielte Untersuchung des Scalingpotentials nach o.g. Methoden. Von besonderer Relevanz ist jedoch die Ausfällung von Calciumcarbonat durch CO₂-Strippung anzusehen (siehe Kapitel 6.3.4). Zur Bestimmung dieses spezifischen Ausfällpotentials werden z.B. von Demel et al. [2004] verschiedene Verfahren beschrieben. Die Bestimmung der Scalingeigenschaften calciumhaltiger Wässer erfolgt u.a. anhand des Langelier-Sättigungsindex (LSI) nach Gleichung 6-8 [Langelier 1936].

$$LSI = pH - pH_S \quad (\text{Langelier-Sättigungsindex})$$

Gleichung 6-8

mit:

pH : aktueller pH-Wert des Wassers

pH_S : Sättigungs-pH-Wert des Wassers in Bezug auf Calciumcarbonat

Der Sättigungs-pH-Wert pH_s bezeichnet hierbei den pH-Wert, bei dem ein Wasser bei gegebener Hydrogencarbonatkonzentration (m-Alkalität) und bei gegebener Calciumkonzentration mit Calciumcarbonat weder unter- noch übersättigt ist. Neben der Calciumkonzentration und der m-Alkalität haben auch die Temperatur und die Gesamtionenaktivität bzw. die spez. Leitfähigkeit des Wassers Einfluss auf den Sättigungs-pH-Wert. Die resultierende Klassifizierung in kalklösende, aggressive Wässer oder kalkabscheidende Wässer ist Tabelle 6.6 zu entnehmen.

Tabelle 6.6: Klassifizierung von Kühl- und Kesselspeisewasser nach dem Langelier-Sättigungsindex

Langelier-Sättigungsindex	
LSI > 0 →	Wasser wird zunehmend kalkabscheidend
LSI = 0 →	Wasser ist im Gleichgewicht. Es findet weder Kalkfällung noch Kalklösung statt
LSI < 0 →	Wasser wird zunehmend kalklösend

Diese Klassifizierung galt ursprünglich für Kühl- und Kesselspeisewässer, die keine organischen Substanzen enthalten. Bobek et al. [2004] wiesen nach, dass für Kreislaufwasser und Abwässer der Papierindustrie die angegebene Klassifizierung zu korrigieren ist. Legt man die von Altpapier verarbeitenden Papierfabriken gemachten Angaben zu lokal auftretenden Kalkablagerungen zugrunde, so ist festzustellen, dass Kalkablagerungen erst ab einem LSI-Wert größer als 0,5 auftreten. Der kritische LSI-Wert liegt somit deutlich höher als bei Kühl- und Kesselspeisewässern, bei denen bereits ab einem LSI-Wert > 0 eine Kalkabscheidung auftritt. Zurückzuführen ist dies auf die komplexierende Wirkung von Inhaltsstoffen der Papierfabrikwässer (z. B. Lignine und Lignanverbindungen, nicht retenierte chemische Additive) gegenüber gelösten Calcium-Ionen. Hierdurch ist die Konzentration der für eine Kalkfällung zur Verfügung stehenden „freien“ Calcium-Ionen niedriger als die analytisch bestimmte Calciumkonzentration.

Neben der Bestimmung des LSI von Zulauf oder BSWG-Überstand kann im Rahmen einfacher Untersuchungen die tatsächliche Scalingneigung in einem Reaktor abgeschätzt werden. Hierzu wird die Differenz der Konzentrationen der relevanten gelöst vorliegenden Ionen in Permeat und Zulauf bzw. Überstand des BSWG bestimmt. Mit steigender Differenz ist dabei von einer Zunahme der Scalingneigung auszugehen.

Eine Aussage zum Anteil des Scalings, das in bzw. auf den Membranen stattfindet wird hierdurch jedoch nicht ermöglicht.

Die Identifikation des Scalings auf Membranen kann durch rasterelektronenmikroskopische Charakterisierung und durch EDX-Elementaranalysen bestimmt werden.

6.3.6 Veranlassung und Übersicht über die Untersuchungen

Bisherige Forschungsaktivitäten setzten sich vor allem mit organischem Fouling bzw. Biofouling auseinander. Die Untersuchungen hierzu erfolgten zumeist mit kommunal geprägten Abwässern, zu spezifischen Besonderheiten industrieller Abwässer hingegen liegen bislang kaum Untersuchungsergebnisse vor, obwohl in der Literatur von Filtrationsproblemen unter besonderen abwasserspezifischen Randbedingungen berichtet wird (siehe z.B. [ATV-DAVWK 2002b; DWA 2005b]). Aus dem Betrieb eigener Versuchsanlagen sowie der Begleitung großtechnischer Anlagen zur Behandlung industrieller bzw. hochbelasteter Abwässer wurde deutlich, dass die erzielbare Filtrationsleistung teilweise weit unterhalb derer kommunaler Anlagen liegt. Die bislang anhand intensiver Untersuchungen bei kommunalen Abwässern ermittelten Zusammenhänge zur Foulingproblematik erscheinen daher nicht ausreichend, die spezifischen Besonderheiten industrieller Abwässer zu erfassen.

Es wird davon ausgegangen, dass vielmehr abwasserspezifisch relevante Komponenten, die zu einer massiven Minderung der Filtrationsleistung führen, berücksichtigt werden müssen. Spezielle Komponenten, die zu kolloidalem Fouling oder Scaling führen, sollen daher mit Hilfe eigener Untersuchungen näher betrachtet werden. Mit der Lösung beider Problemstellungen sind folgende Aufgaben verbunden:

- Ermittlung geeigneter Methoden zur Charakterisierung des Abwassers und des resultierenden BSWG im Hinblick auf mögliche Fouling-/ Scalingprobleme.
- Entwicklung geeigneter Maßnahmen zur Erhöhung der Filtrationsleistung, entweder durch gezielte Verminderung der Fouling-/ Scaling-Wirkung des Abwassers vor Eintritt in den MBR oder des BSWGs.

Eine Zusammenstellung der gewählten Untersuchungsschwerpunkte ist Abbildung 6-6 zu entnehmen.

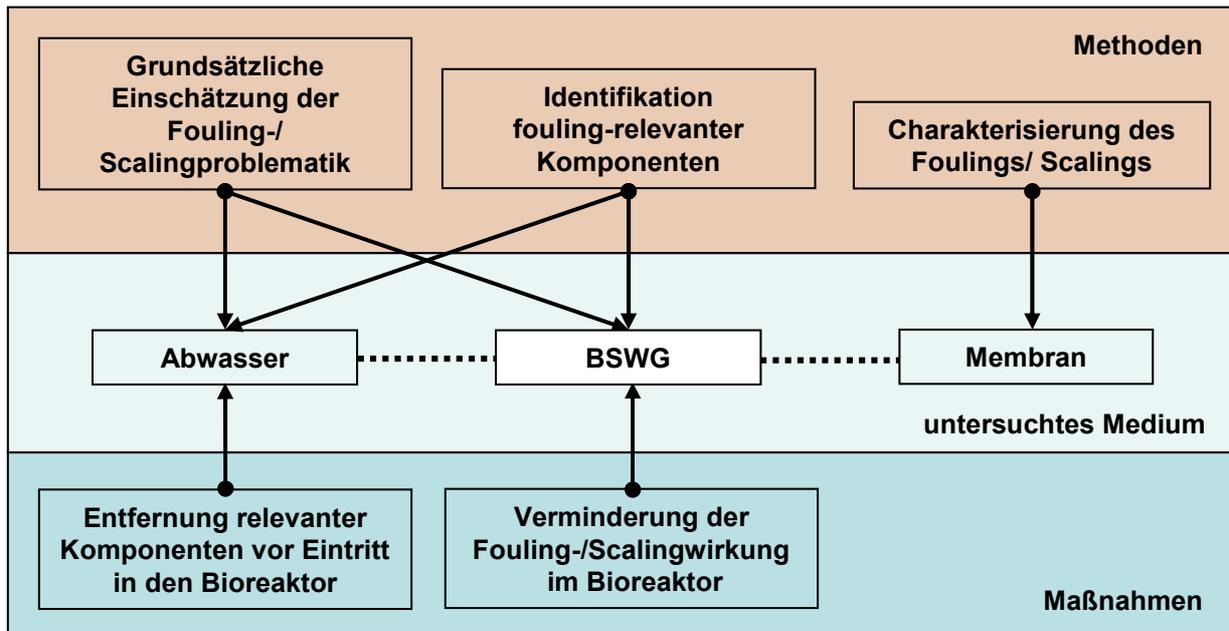


Abbildung 6-6: Untersuchungsschwerpunkte zur Fouling-/ Scalingproblematik bei industriellen MBR-Anwendungen

6.3.7 Untersuchungen zur Verminderung von Biofouling und kolloidalem Fouling

6.3.7.1 Ziele, Umfang und Vorgehen

Im Rahmen der Untersuchungen zur Verminderung von Biofouling und kolloidalem Fouling standen folgende Ziele im Mittelpunkt:

- Ermittlung von Ursachen für die Abnahme der Flussleistung bzw. Ermittlung geeigneter Untersuchungsmethoden zur Charakterisierung des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches im Hinblick auf die Filtrationsleistung von Membranmodulen.
- Untersuchung verschiedener Hilfsstoffe und Ermittlung ihrer Wirkung in Bezug auf eine Verbesserung der Filtrationsleistung.

Untersucht wurden Wässer bzw. Belebtschlämme aus eigenen Versuchsanlagen (C4, C8 und B1, vgl. Kapitel 5.4.1) sowie aus großtechnischen Anlagen (kA bzw. B3: Wasser aus einem MBR zur Behandlung von kommunalem Abwassers bzw. Deponiesickerwasser). Schwerpunkt der ausgewählten Abwässer lag hierbei auf solchen Medien, bei denen sich eine geringe Filtrationsleistung einstellte.

Zur Charakterisierung der Filtrationseigenschaften der BSWG kamen die Tabelle 6.7 zu entnehmenden Untersuchungsmethoden zum Einsatz. Zum Vergleich und zur Validierung der eingesetzten Charakterisierungsmethoden wurden zusätzlich Untersuchungen der BSWG aus MBR-Anlagen mit vergleichsweise hoher Filtrationsleistung durchgeführt.

Tabelle 6.7: Untersuchungsparameter bzw. -methoden zur Charakterisierung der Eigenschaften wässriger Medien in Bezug auf Biofouling und kolloidales Fouling

Zielsetzung	Parameter	Methode
Bestimmung der BSWG-Eigenschaften		
Bestimmung des Absetzverhaltens	Schlammvolumenindex (SVI)	DIN 38414-10
Bestimmung des Fließverhaltens	Viskosität	Doppelspaltviskosimeter
Bestimmung der Filtrierbarkeit	Capillary Suction Time (CST) Silt Density Index (modifiziert)	[Chen 1996] nach ASTM D-4189
Bestimmung der Eigenschaften der wässrigen Phase		
Bestimmung organischer Komponenten in der wässrigen Phase des Belebtschlammes oder im Permeat	CSB _f DOC	DIN 38414-9 DIN EN 1484
Bestimmung der Molekülgrößenverteilung in wässrigen Medien	Absorptionsspektrum	GPC-UV-VIS*
	Konzentration unterschiedlicher Kohlenstofffraktionen	LC-OCD**
Summenparameter zur Bestimmung potentiell foulingrelevanter Komponenten	Kohlenhydrate (KH) bzw. Polysaccharide (PS)	[Dubois et al. 1956]
	Huminsäuren (HS)	[Schnitzer 1972; Froelund et al. 1995]
	Proteine	[Lowry et al. 1951; Bradford 1975; Froelund et al. 1995]

* GPC-UV/VIS: Gel-Permeations-Chromatographie gekoppelt mit einem UV-Detektor

** LC-OCD: Flüssigkeits-Chromatographie gekoppelt mit einem Kohlenstoffdetektor

Die Untersuchungen betrafen zunächst ausschließlich die Charakterisierung der BSWG, um deren Aussagekraft im Abgleich zur ermittelten Filtrationsleistung zu bewerten.

Zur Steigerung der Filtrationsleistung wurde in weitergehenden Untersuchungen die gezielte Zugabe von Polymeren und anorganischen Flockungsmitteln erprobt, um bestimmte fouling-relevante Stoffe zu fällen bzw. zu flocken. Die Auswahl der Polymere erfolgte unter Berücksichtigung von Erfahrungen seitens der Hersteller, die Wahl der

anorganischen Koagulanten erfolgte auf Basis von Kenntnissen zur spezifischen Fällbarkeit relevanter Komponenten. Eine Zusammenstellung der eingesetzten Mittel ist Tabelle 6.8 zu entnehmen.

Tabelle 6.8: Eingesetzte Mittel zur Steigerung der Filtrationsleistung

eingesetzte Mittel	Zielsetzung
polymere Koagulantien	
MPE-50, MPE-30 (Fa. Nalco) G7301 (Fa. Kurita)	Bindung von EPS-Fractionen und makromolekularen Verbindungen in Belebtschlamm
anorganische Koagulantien	
Eisenchlorid, Natriumaluminat	Fällung makromolekularer Abwasserinhaltsstoffe, speziell von Huminsäuren
Adsorbentien	
Pulverisierte Aktivkohle	Adsorption makromolekularer Fraktionen

Die Bewertung der Wirkung der untersuchten Mittel auf die Eigenschaften des BSWG bzw. die Filtrationsleistung erfolgte auf Basis der o.g. Methoden in Laboruntersuchungen sowie anhand der Auswirkungen auf die Filtrationsleistung unter simultaner Zugabe in den Bioreaktor.

Neben der simultanen Elimination fouling-relevanter Komponenten im BSWG wurde für das Abwasser B3 zusätzlich die vorgeschaltete Elimination entsprechender Komponenten aus dem Rohabwasser untersucht.

6.3.7.2 Ergebnisse der Untersuchungen

Begleitend zum Betrieb der MBR-Versuchsanlagen sowie anhand der Beprobung großtechnischer MBR wurden zahlreiche Erkenntnisse bzgl. der o.g. Untersuchungen im Hinblick auf die Filtrationsleistung gesammelt. Zur sprachlichen Vereinfachung erfolgt die Unterscheidung der untersuchten Anlagen bzw. der Medien (Belebtschlamm, Permeat, Überstand) im Folgenden nach den jeweils im MBR behandelten Abwässern.

Aussagekraft der eingesetzten Methoden

Beim Vergleich der Untersuchungsmethoden untereinander wurden Korrelationen ermittelt. So wurde im Zuge von Langzeitversuchen für kommunale BSWG eine tenden-

ziell ähnliche Änderung von SVI, dynamischer Viskosität und CST ermittelt. Eine Übertragbarkeit dieser Korrelationen auf industrielle Abwässer ist aufgrund der zum Teil sehr unterschiedlichen BSWG-Charakteristik erwartungsgemäß nicht gegeben, so dass eine Substitution der genannten Untersuchungsmethoden untereinander ausgeschlossen wird. So wurden für die industriellen Abwässer teilweise ähnliche Viskositäten wie bei kommunalen Abwässern bestimmt, gleichzeitig jedoch deutlich höhere CST-Werte.

Im Gegensatz dazu wurde für alle untersuchten Abwässer eine einheitliche Korrelation zwischen den CST-Werten der jeweiligen BSWG und der Differenz des CSB bzw. DOC vom Überstand des BSWG und des Permeats (ΔCSB bzw. ΔDOC) ermittelt. Die vergleichende Gegenüberstellung der Untersuchungen der BSWG verschiedener industrieller Abwässer sowie eines kommunalen Abwassers zeigten hierbei stets zunehmende CST-Werte mit zunehmendem ΔCSB (siehe Abbildung 6-7). Ein funktionaler Zusammenhang kann jedoch nicht abgeleitet werden.

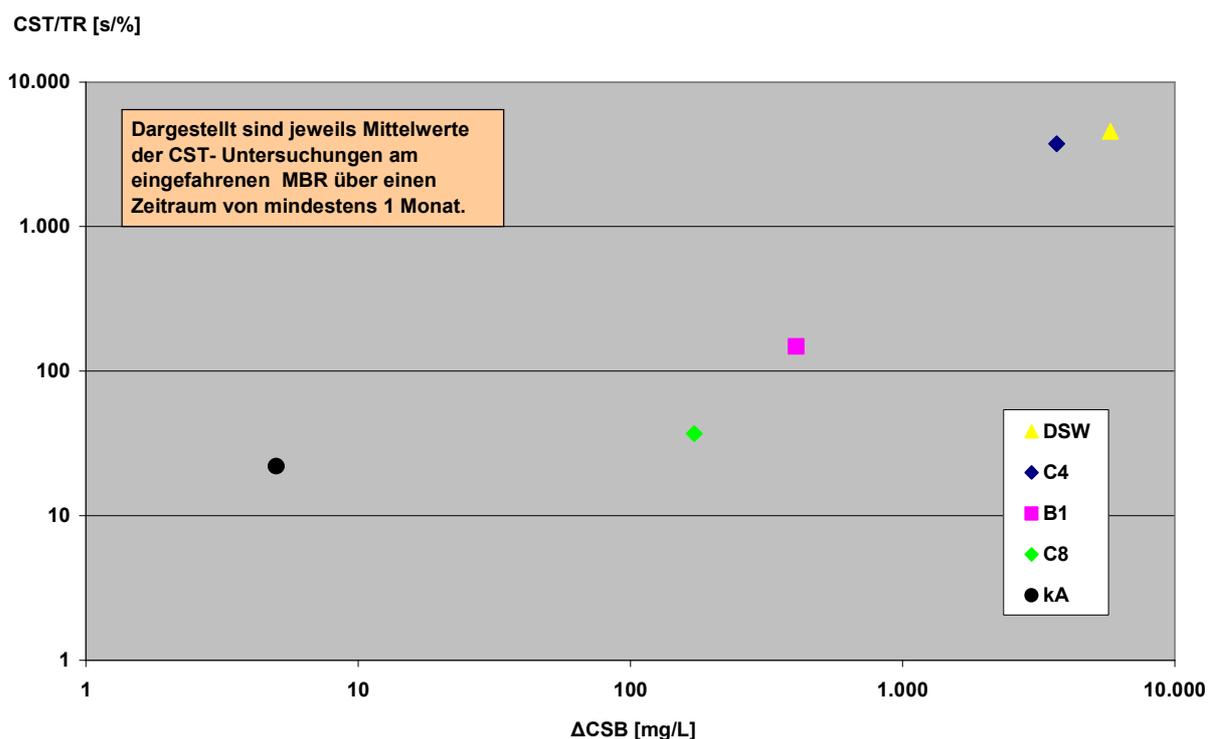


Abbildung 6-7: Verhältnis von CST/TR zur Differenz des CSB im Überstand und Permeat von MBR bei unterschiedlichen Abwässern

Der Vergleich der dargestellten Messergebnisse mit der jeweils erzielten Flussleistung der Membranstufen ermöglicht keine eindeutige Zuordnung eines CST bzw. Δ CSB. Für die untersuchten Wässer zeigt sich aber, dass hohe CST-Werte (hier: > 100 s/%) bzw. hohe Δ CSB -Werte (hier: > 200 mg/L) generell ein Indiz für eine relativ geringe Flussleistung (< 15 L/(m²*h) für getauchte Module bzw. < 80 L/(m²*h) für externe Rohrmodule) darstellen (siehe Tabelle 6.9).

Tabelle 6.9: Zusammenstellung der erzielten Flussleistung und ausgewählter Kennwerte zur Charakterisierung des filtrierten BSWG für verschiedene Abwässer

Flussleistung [L/(m ² *h)]		CST/TR [s/%)	Δ CSB [mg/L]	behandeltes Abwasser* [-]
getauchte Module.	Rohrmodule			
> 25	> 100	22	5	kA
15 -20	n.b.	34	172	C8
< 5	< 20	148	407	B1
< 10	< 50	3.700***	3.700	C4
n.b.	$< 60^{**}$	4.600***	5.800	B3

* Kürzel gem. Tabelle 4.11 ** Auswertung der Betriebsdaten des Betreibers

*** bestimmt anhand verdünnter Proben

Vertiefende Untersuchungen am Beispiel des Abwassers B3

Aufgrund der extrem hohen CSB-Konzentrationen im Überstand des BSWG, der geringen Filtrierbarkeit und der geringen Filtrationsleistung des Abwassers B3 wurden weitergehende Methoden eingesetzt, um die Beschaffenheit und die Art der leistungsmindernden Fraktionen zu charakterisieren. Anhand der Gegenüberstellung der GPC-Spektren von Rohabwasser und BSWG-Überstand wurde dabei gezeigt, dass durch Membranrückhalt eine erhebliche Aufkonzentrierung makromolekularer organischer Komponenten im Bioreaktor stattfindet (siehe Abbildung A6- 5 im Anhang). Hierbei wurden Kohlenhydrate und Huminsäuren als Hauptkomponenten identifiziert. Der Konzentrierungseffekt wurde ebenfalls auf Basis der Charakterisierung der Filtrierbarkeit anhand von modifizierten SDI-Untersuchungen mit den wässrigen Phasen der o.g. Medien bestätigt. So wies der (aufkonzentrierte) Überstand gegenüber dem Rohabwasser eine deutlich geringere Filtrierbarkeit auf (siehe Tabelle 6.10).

Tabelle 6.10: Gegenüberstellung der Konzentrationen fouling-relevanter Fraktionen sowie des Filtrierbarkeitskennwertes für das Abwasser B3

Medium (jeweils als Überstand nach Zentrifugierung)	DOC [mg/L]	KH [mg/L]	HS [mg/L]	SDI _{modifiziert} [s]
Rohabwasser	720	100	1.493	240
BSWG	3.400	661	4.682	1.260

Steigerung der Filtrationsleistung durch Einsatz von Hilfsstoffen

Zur Steigerung der Filtrierbarkeit wurde für unterschiedliche Abwässer die Zugabe von Hilfsstoffen (siehe Tabelle 6.8) getestet. Beim Einsatz in Abwässern, bei denen bereits ohne Zugabe von Hilfsstoffen eine hohe Filtrationsleistung vorlag, konnte weder durch Zugabe von Polymeren noch von Eisenchlorid eine signifikante Änderung der o.g. Kennwerte oder der Filtrationsleistung erzielt werden. Als Ursache ist der geringe Gehalt fäll- bzw. koagulierbarer Fraktionen, die sich negativ auf die Filtrationsleistung auswirken, zu nennen. Deutlich anders wirkte sich die Hilfsstoffzugabe für Abwässer aus, bei denen sich im Normalbetrieb eine geringe Filtrationsleistung einstellte. Die zentralen Ergebnisse zu zwei gezielt untersuchten Abwässern werden im Folgenden zusammengefasst.

Abwasser C8+B2

Nach Zugabe von 600 ppm Polymer (MPE 50) bezogen auf das BSWG wurde eine schlagartige Steigerung der Permeabilität von ca. 100 auf 300 L/(m²*h*bar) ermittelt. Aufgrund der kurzen Versuchsdauer können jedoch keine belastbaren Aussagen zum Langzeitverhalten und zum effektiven Polymerbedarf getroffen werden.

Abwasser B3

Die Untersuchungen zum Abwasser B3 erfolgte anhand von Laboruntersuchungen mit Proben von Zulauf, BSWG, Überstand des BSWG und Permeat.

Zum Einsatz kamen Polymere, für die bereits positive Erfahrungen aus dem Sickerwasserbereich bzw. anderen Anwendungen vorliegen [Pogoda 2006; Janshen 2006],

sowie die anorganischen Koagulant Eisenchlorid und Natriumaluminat, da sich diese zur Fällung von Huminsäuren eignen [Jekel 1983]. Daneben wurde ein PAC-Produkt getestet.

Beurteilt anhand des CSTs wurde für die PAC eine geringe, für die Polymere MPE 30 und GL7301 sowie die anorganischen Flockungshilfsmittel nach Zugabe zum BSWG eine deutliche Steigerung der Filtrationsleistung erzielt. Drei weitere getestete Polymere blieben ohne Wirkung bzw. hatten einen negativen Effekt auf die Filtrierbarkeit.

Abhängig vom eingesetzten Hilfsstoff sowie der Zugabekonzentration war eine Verbesserung der Filtrierbarkeit um > 90 % bezogen auf den CST-Wert der Ausgangsprobe möglich (siehe Abbildung 6-8). Die maximale Filtrierbarkeit wurde bei hohen Dosierkonzentrationen anorganischer Koagulanten ermittelt, während die Polymere bei höheren Dosierkonzentrationen wieder zu einer Abnahme der Filtrierbarkeit führten.

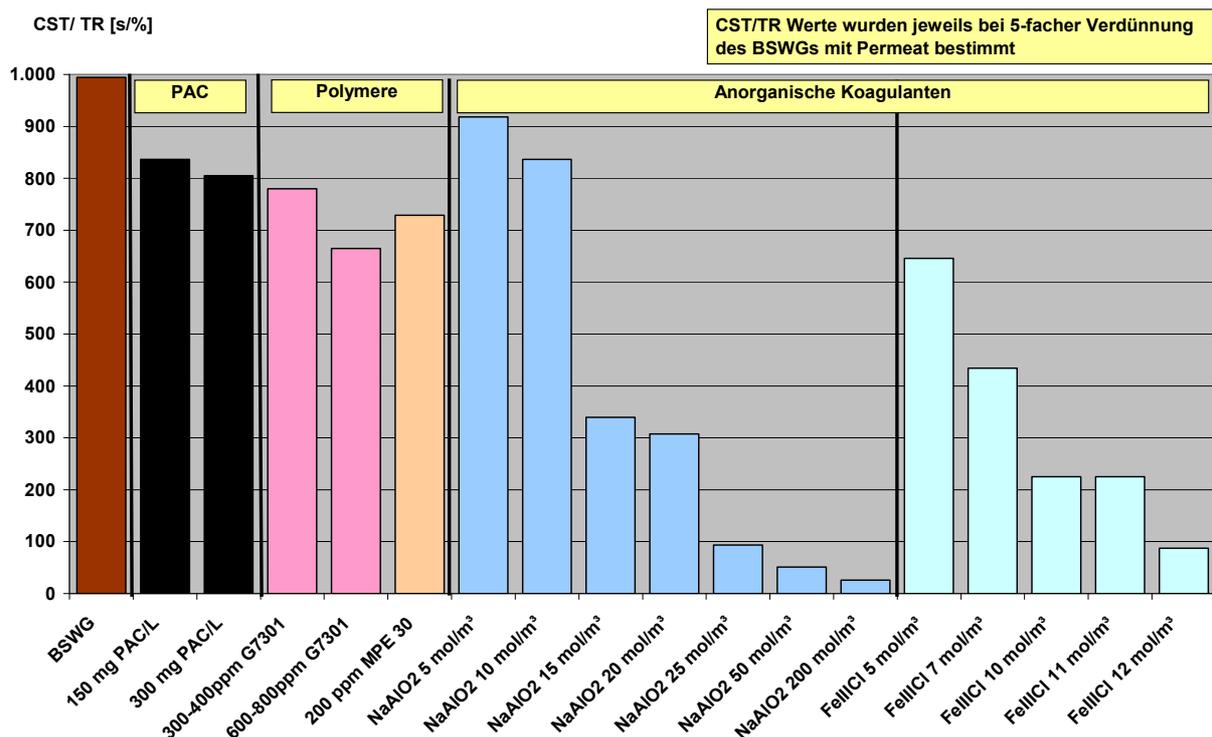


Abbildung 6-8: CST/TR-Werte des BSWG ohne und nach Zugabe von Hilfsstoffen unterschiedlicher Art und Konzentration

Die Beurteilung der Hilfsstoffzugaben anhand des DOC sowie des SDI vom Überstand des BSWGs lieferte tendenziell gleiche Ergebnisse. Demnach war von einer hohen Elimination der potentiellen Foulingbildner durch die Hilfsstoffe auszugehen.

Anhand von GPC-UV/VIS-Analysen wurde die Verringerung makromolekularer Verbindungen durch die FeCl_3 -Fällung bestätigt. So wiesen die Spektren mit steigenden Dosierkonzentrationen eine deutliche Abnahme der Peaks im BSWG auf, was mit einer Abnahme fouling-relevanten Fraktionen im makromolekularen Bereich aus der wässrigen Phase gleichzusetzen ist (siehe Abbildung 6-9). Maßgeblich ist dieses auf die Fällung und Abtrennung der KH und HS zurückzuführen.

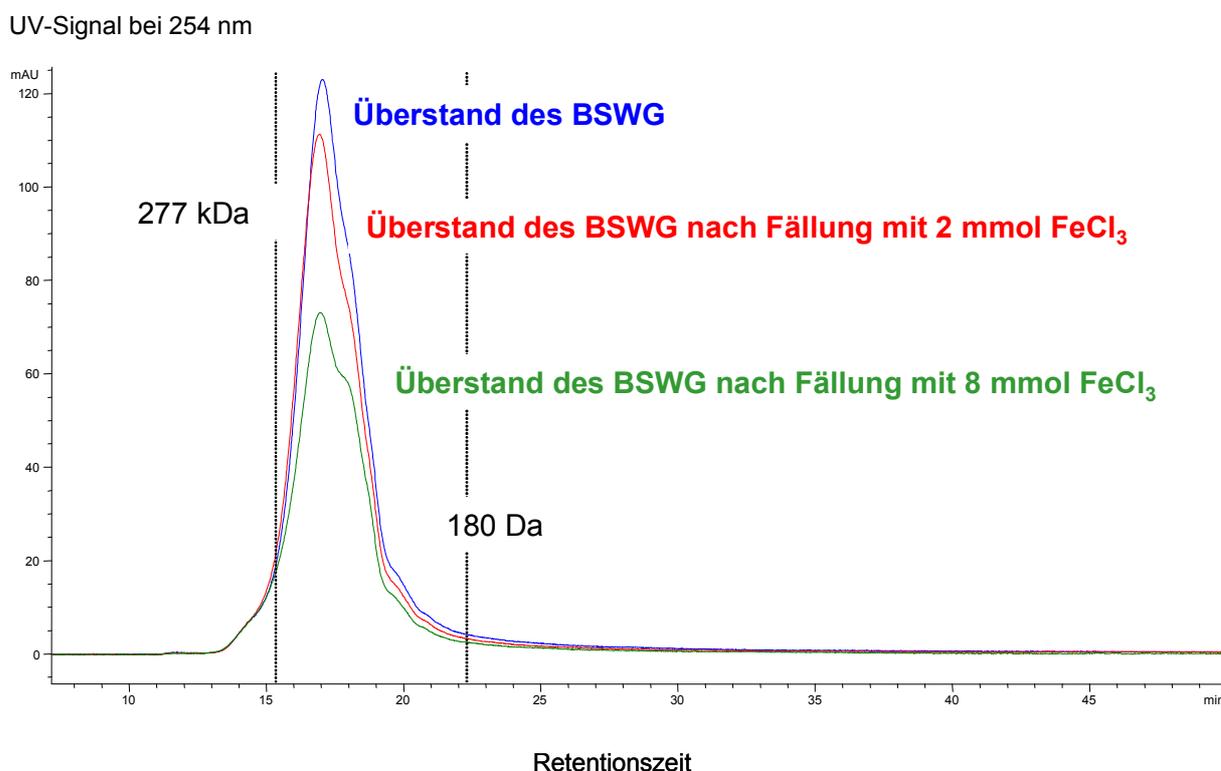


Abbildung 6-9: GPC-UV/VIS Analysen zur FeCl_3 -Fällung der BSWG-Überstände

Analog zu der zuvor beschriebenen Vorgehensweise wurde die gezielte Verminderung der fouling-relevanten Stoffe im Rohabwasser, vor Eintritt in den MBR untersucht. Getestet wurde die Fällung von HS durch pH-Wert-Absenkung sowie die Zugabe von Eisenchlorid. Beide Maßnahmen wiesen eine deutliche Verminderung des DOC sowie des SDI auf, ebenso wie eine Verminderung makromolekularer Komponenten. Daneben wiesen auch die Spektren der GPC-Untersuchungen eine deutliche Verringerung der makromolekularen Fraktionen auf (siehe Abbildung A6-6 und Abbildung A6-7 im Anhang). Für die Behandlung eines derart vorbehandelten Abwassers in ei-

nem MBR ist von einer deutlich geringeren Aufkonzentrierung problematischer Stoffe im BSWG und einer entsprechend besseren Filtrationsleistung der Membranstufe auszugehen.

6.3.8 Untersuchungen zur Verminderung von Scaling

6.3.8.1 Ziele, Umfang und Vorgehen

Ausgehend von erheblichen Problemen beim Betrieb eines MBR zur Behandlung des Abwassers eines Altpapier verarbeitenden Betriebes wurden verschiedene Maßnahmen zur Identifikation und Verminderung der Betriebsprobleme entwickelt. Folgende Ziele standen hierbei im Mittelpunkt:

- Ermittlung der Scalingauswirkungen auf den Membranbetrieb,
- Ermittlung geeigneter Methoden zur Abschätzung der Scalingrelevanz und
- Entwicklung und Test geeigneter Methoden zur Reduzierung des Scaling.

Im Rahmen der Untersuchungen wurden MBR mit getauchten MF- bzw. UF-Membranmodulen im klein- und halbtechnischen Maßstab eingesetzt. Untersucht wurde die Filtration von Belebtschlämmen im Bypass zu einer bestehenden konventionellen biologischen Anlage. Daneben wurde die vollständige biologische Behandlung des Zulaufs zur konventionellen Anlage untersucht.

Nach orientierenden Versuchen ohne jegliche Prozesseingriffe wurde zur Verminderung des Scalings die Reduzierung des pH-Wertes durch Zugabe von Säure, die Elimination des zur Ausfällung von Calciumcarbonat beitragenden Calciums im Zulauf zum MBR sowie die Kreislaufführung der Modulbelüftung zur Verminderung der CO₂-Strippung untersucht.

6.3.8.2 Ergebnisse der Untersuchungen

Auswirkungen und Ursachen des Scalings

Sowohl die Filtration des Belebtschlammes der bestehenden biologischen Anlage als auch die Behandlung des Abwassers führten bei allen getesteten Modulen bei relativ

geringen spezifischen Flüssen von $10 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ zu einer Abnahme der Permeabilität innerhalb weniger Stunden. Ein typischer Verlauf ist Abbildung 6-10 zu entnehmen.

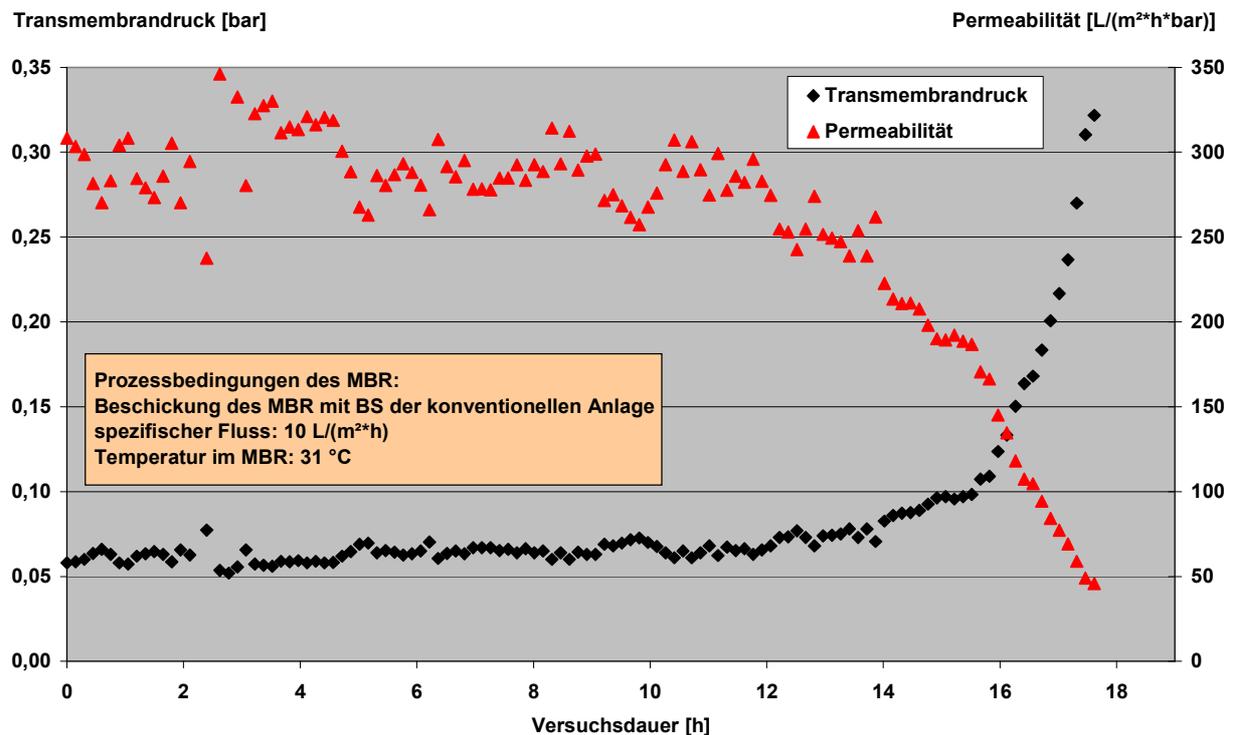


Abbildung 6-10: Verlauf von Transmembrandruck und Permeabilität über der Versuchsdauer

In verschiedenen Versuchsreihen wurde weitergehend festgestellt, dass eine Verzögerung der Permeabilitätsabnahme durch Verwendung von Modulen mit höheren Trenngrenzen (MF statt UF), geringeren spezifischen Flüssen sowie geringeren Temperaturen im Bioreaktor (verbesserte Gaslöslichkeit) ermöglicht wird. Weitergehend wurde die Permeabilitätsabnahme durch Vorschaltung eines belüfteten Reaktionsraumes vor dem Membranbereich verzögert. Jedoch wurde durch die genannten Maßnahmen in keinem Fall ein stabiler Betrieb der Membranstufe über mehr als 5 Tage erzielt.

Ausgehend von hohen Calciumgehalten in den behandelten Wässern ($> 400 \text{ mg}/\text{L}$) und einer vollständigen Regenerierbarkeit der Permeabilität durch saure Reinigungschemikalien wurden die Ausfällung von Calciumcarbonat als Grund der Permeabilitätsminderung vermutet. Analytisch wurde dieses EDX-Untersuchungen bestätigt, wonach hohe Calciumkonzentrationen auf der Membran identifiziert wurden (siehe Abbildung 6-11).

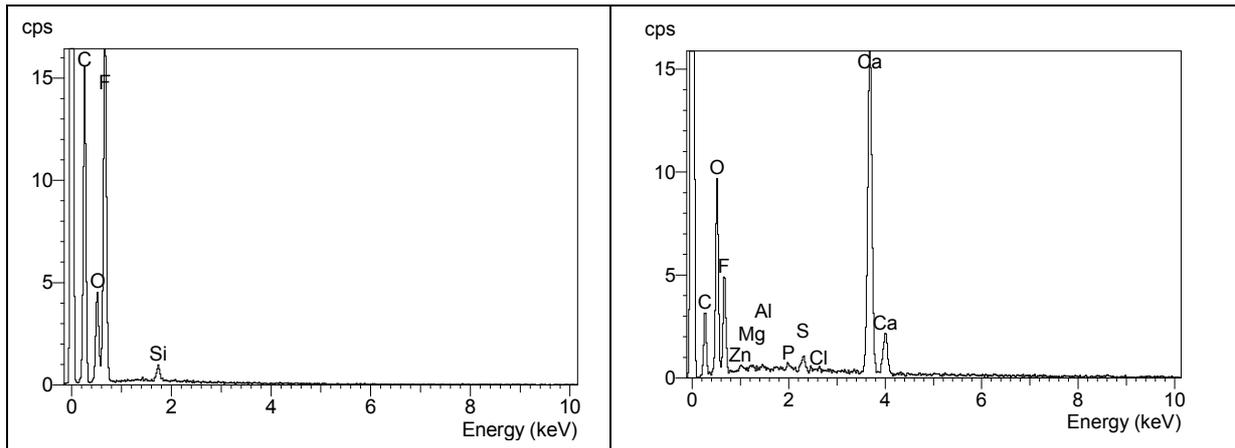


Abbildung 6-11: EDX-Analyseergebnisse einer neuen (links) sowie einer durch Scaling verunreinigten Membran (rechts)

Ursache der Ausfällung ist die Verschiebung des pH-Werts im Bioreaktor in den alkalischen Bereich (CO₂-Strippung in Folge intensiver Belüftung; vgl. Kapitel 6.3.4). Sowohl bei Behandlung des Abwassers als auch bei Filtration des Belebtschlammes wurde eine Anhebung des pH-Werts um 0,4 bis 0,6 ermittelt. Das hohe Potential zur Ausfällung bestätigte sich ebenfalls anhand des Parameters LSI. So wurden für alle untersuchten Wässer (Rohabwasser, BSWG-Überstand und Permeat) LSI-Werte > 0,8 bestimmt, wobei Werte > 0 auf ein zunehmend kalkabscheidendes Potential hinweisen (vgl. Tabelle 6.6).

Verringerung der Scalingneigung

Ausgehend von den zuvor beschriebenen Problemen beim Betrieb der getauchten Module wurden in den folgenden Versuchen verschiedene Maßnahmen erprobt, um Calciumausfällungen auf den Membranen zu vermindern. Die Versuche wurden bei der Aufbereitung des Belebtschlammes der bestehenden Abwasserreinigungsanlage und beim Betrieb eines separaten MBR mit dem Zulauf zur Belebungsstufe durchgeführt.

Mit allen getesteten Maßnahmen wurde eine deutliche Verlängerung der Betriebszeit erzielt. Die Ergebnisse zu den einzelnen Maßnahmen werden im Folgenden kurz zusammengefasst.

Absenkung des pH-Werts

Durch Absenkung des pH-Werts im Bioreaktor von ca. 7,9 auf ca. 7,3 durch Zugabe von Säure konnte die Laufzeit der Membranstufen bis zum Erreichen einer kritischen Permeabilität ($< 100 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$) etwa verzehnfacht (Laufzeit $> 15 \text{ d}$) werden. Zur vollständigen Regenerierung der Flussleistung zum Abschluss der Versuchsphase mussten neben sauren Hilfsstoffen zur Entfernung der anorganischen Beläge auch Chemikalien zur Entfernung organischer Beläge eingesetzt werden. Die Permeabilitätsabnahme war daher aufgrund der längeren Betriebszeit nicht mehr ausschließlich auf Scaling zurückzuführen, sondern wurde durch Biofouling oder kolloidales Fouling verstärkt.

Elimination von Calcium aus dem zu behandelnden Abwasser

Zur Verringerung der Calciumkonzentrationen im Abwasser noch vor Eintritt in den MBR wurde eine Kalkfalle (Fa. Kowitec) eingesetzt (siehe Prinzipskizze: Abbildung A6- 8 im Anhang), die nach dem Prinzip einer Druckentspannungsflotation arbeitet. Hierbei wird das Abwassergemisch unter Druck mit Luftsauerstoff gesättigt. Im Zuge der Entspannung gehen gelöstes Kohlendioxid und Sauerstoff in die Gasphase über. An den entstehenden Gasbläschen lagern sich die infolge der leichten pH-Wert-Erhöhung durch die CO_2 -Ausgasung ausfallenden Calciumcarbonate an und werden flotiert. Größere Agglomerate sedimentieren. Die Calciumausfällung kann durch eine weitere pH-Wert-Anhebung mittels Zugabe von Natronlauge unterstützt werden, so dass je nach eingestelltem pH-Wert Eliminationsgrade bezogen auf das Calcium von $> 90 \%$ erzielt werden können. Im Rahmen der Untersuchungen wurde ein Calcium-Eliminationsgrad von ca. 65 % angestrebt, wozu eine Anhebung des pH-Wertes des Abwassers von ca. 7 auf ca. 7,8 erfolgte.

Mit dem derart vorbehandelten Abwasser wurde der MBR beschickt. Durch die Calciumelimination konnte auch hier - trotz einiger Fehlfunktionen der Kalkfalle - der Betriebszeitraum annähernd verzehnfacht werden (Laufzeit ca. 14 d bis zum Erreichen der kritischen Permeabilität). Durch die angesprochenen Funktionsstörungen der Kalkfalle (Ausfälle der Natronlauge-Dosierung) wurde jeweils eine sprunghafte Abnahme der Permeabilität verzeichnet. Diese vergleichsweise extremen Anstiege innerhalb weniger Stunden sind auf die sofortige Ausfällung des nicht in der Kalkfalle eliminier-

ten Calciums im alkalischen Milieu der Bioreaktoren (Betrieb bei pH von 8,3 bis 8,8, da keine gezielte Absenkung erfolgte) zurückzuführen. Bei einem störungsfreien Betrieb der Kalkfalle ist daher von längeren Betriebszeiträumen ohne Reinigung auszugehen.

Kreislaufführung der Luft zur Modulüberströmung

Zur Verminderung der CO₂-Strippung aufgrund der zur Deckschichtbildung notwendigen Modulbelüftung wurde eine Luftkreislaufführung untersucht. Hierbei wird das eingepresste Gasgemisch oberhalb des Bioreaktors aufgefangen, erneut verdichtet und eingepresst. Im Zuge dieser Kreislaufführung reichert sich CO₂ in der Gasphase an, so dass ein Gleichgewichtszustand zwischen Gas und Wasserphase auf wesentlich höherem CO₂-Niveau und damit geringerem pH-Wert gegenüber der Belüftung mit Umgebungsluft angestrebt wird.

In Voruntersuchungen wurden zunächst die Auswirkungen der Luftkreislaufführung an einem separaten Reaktor ohne Membranstufe getestet. Die Randbedingungen wie die Austauschrate des Belebtschlammes im Reaktor und der eingepresste Luftvolumenstrom wurden so gewählt, wie sie im Membranfiltrationstank vorliegen. Hierdurch konnte das pH-Niveau im Reaktor von ca. 7,9 bei Belüftung mit Umgebungsluft auf ca. 7,5 bei Luftkreislaufführung abgesenkt werden (siehe Abbildung 6-12).

Für den Betrieb der Membranstufe wirkte sich diese Kreislaufführung - analog zur oben beschriebenen pH-Wert-Absenkung durch Säuredosierung in einer deutlich verzögerten Permeabilitätsabnahme gegenüber der Belüftung mit Umgebungsluft aus. Entsprechend konnte der Betriebszeitraum der getauchten Module auf > 15 d gesteigert werden (siehe Abbildung 6-13).

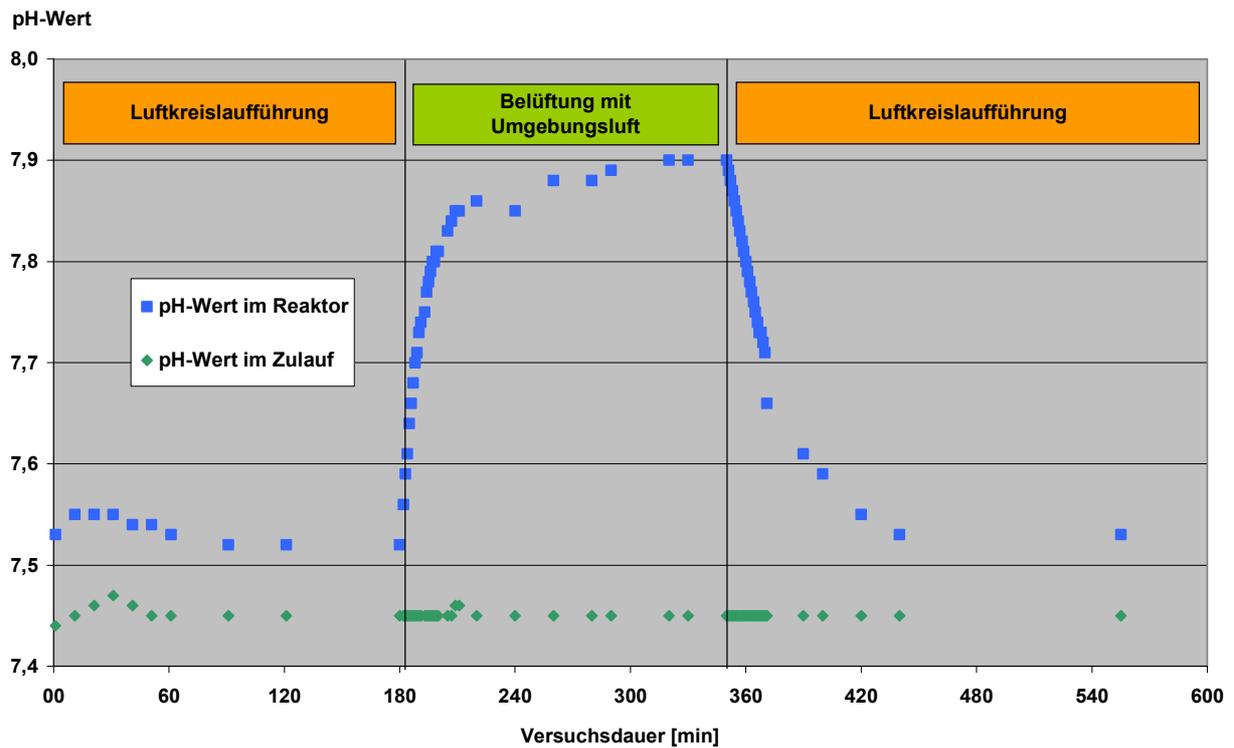


Abbildung 6-12: Zeitlicher Verlauf des pH-Werts im Zulauf und im Reaktor mit und ohne Luftkreislaufführung

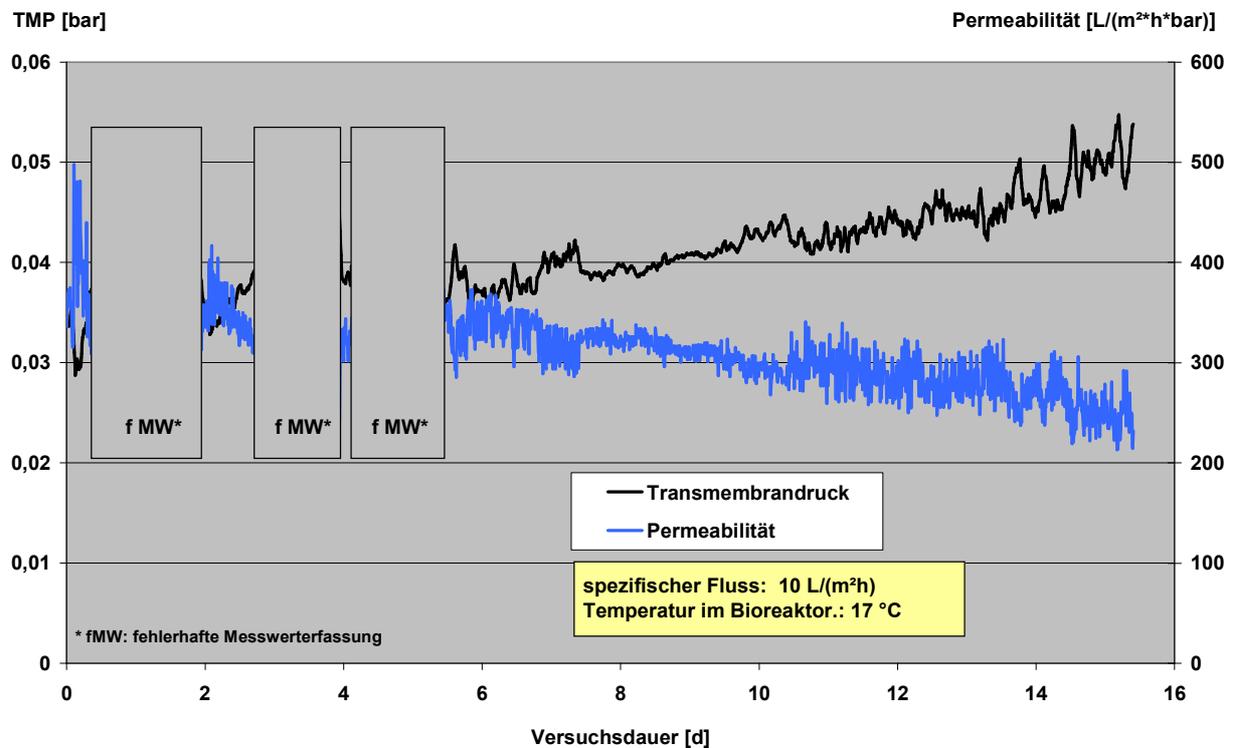


Abbildung 6-13: Zeitlicher Verlauf des Transmembrandrucks und der Permeabilität im kleintechnischen MBR mit Luftkreislaufführung

6.3.9 Zusammenfassung und Diskussion

6.3.9.1 Allgemeines

Die Filtrationsleistung in MBR wird maßgeblich von den Eigenschaften des zu filtrierenden BSWG bestimmt. Ungünstige Prozessbedingungen für den Betrieb der biologischen Stufe können durch vermehrtes Auftreten gelöster EPS die Foulingneigung erhöhen bzw. die Flussleistung vermindern. Hierzu liegen bereits umfangreiche Erkenntnisse aus Untersuchungen kommunaler MBR-Anlagen bzw. aus Untersuchungen mit synthetischen Abwässern vor (siehe Kapitel 6.3.3.1). Eine Übertragung der Erkenntnisse auf den industriellen Bereich bietet sich an. Bei Behandlung industrieller Abwässer kann bei Vorliegen ungünstiger Prozessbedingungen vermehrtes Fouling gegenüber kommunalen Anwendungen auftreten. Entsprechende Prozessbedingungen sind Tabelle 6.4 zu entnehmen. Andererseits kann für bestimmte industrielle Anwendungen auch mit gegenüber kommunalen Anwendungen erhöhten Filtrationsleistungen gerechnet werden. Als begünstigende Faktoren sind z.B. die vollständige biologische Abbaubarkeit der Abwasserinhaltsstoffe sowie konstante Prozessbedingungen in Bezug auf Zusammensetzung, Fracht und Volumenstrom des zu behandelnden Abwassers zu nennen.

Das zuvor beschriebene EPS-Fouling wird bei kommunalen Abwässern als entscheidender Faktor beschrieben, während kolloidalem Fouling durch Abwasserinhaltsstoffe nur eine untergeordnete Bedeutung beigemessen wird [Jefferson et al. 2004]. Für die im Rahmen dieser Arbeit untersuchten industriellen Abwässer, bei denen sich eine extrem geringe Filtrationsleistung einstellte ($< 15 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ für getauchte Systeme bzw. $< 80 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ für externe Rohrmodule), wird dem EPS-Fouling jedoch nur eine untergeordnete Bedeutung beigemessen. Vielmehr ist die Zusammensetzung des behandelten Abwassers maßgebliches Kriterium, das die Filtrationsleistung der Membranstufe bestimmt. Von besonderer Relevanz sind dabei gelöst vorliegende, makromolekulare bzw. kolloidale Komponenten, die zu kolloidalem Fouling führen. Daneben sind gelöste, fällbare Verbindungen, die zu Scaling führen, für spezifische industrielle Abwässer von hoher Relevanz. Hierbei kommt speziell Ausfällungen von Calciumcarbonat eine hohe Bedeutung zu.

Obwohl entsprechende Phänomene auch im kommunalen Bereich beobachtet wurden, liegen hierzu bisher kaum wissenschaftliche Untersuchungen vor [Judd 2004].

Während sich kolloidales Fouling und Scaling getrennt voneinander beschreiben lassen, ist die Abgrenzung des kolloidalen Foulings zum zuvor beschriebenen Fouling durch SMP unscharf. Es wird daher gemeinsam mit dem Biofouling betrachtet.

6.3.9.2 Strategien gegen Biofouling und kolloidales Fouling

Kolloidales Fouling ist zu erwarten, wenn im Abwasser makromolekulare Verbindungen enthalten sind bzw. für Biofouling solche als Produkt mikrobiologischer Umsetzungsprozesse im Bioreaktor entstehen, die folgende Eigenschaften besitzen:

- Molekülgröße bzw. Größe agglomerierter Moleküle liegt im Bereich bzw. oberhalb der Membrantrenngrenze,
- geringe bzw. keine biologische Abbaubarkeit,
- hohes Anhaftungsvermögen an Oberflächen, speziell am Membranmaterial und
- Vermögen zur Bildung gelartiger bzw. wasserundurchlässiger Beläge.

Im Hinblick auf die tatsächliche Verminderung der Filtrationsleistung sind daneben prozesseitige Faktoren zu berücksichtigen. Zu nennen sind hierbei Art und Eigenschaften des Membranmaterials (z.B. Hydrophilität, Trenngrenze), Art und Betriebsweise des Moduls (z.B. Überströmungsgeschwindigkeit, transmembrane Druckdifferenz) sowie Prozessbedingungen der biologischen Stufe. Alle genannten Faktoren wirken sich prinzipiell auf die Ausbildung kolloidalen Foulings aus. In den Untersuchungen wurden für unterschiedliche Membran- und Modultypen sowie Betriebsweisen bei der Filtration des gleichen BSWG tendenziell ähnliche Filtrationsleistungen ermittelt, so dass diesen Faktoren eine untergeordnete Bedeutung zugeordnet wird. Eine hohe Bedeutung hingegen wird dem Schlammalter sowie der täglich behandelten Abwassermenge beigemessen. Zur Verdeutlichung der Aufkonzentrierung eines biologisch nicht verfügbaren, makromolekularen Foulants wird eine Stoffbilanz für einen MBR im eingefahrenen Zustand aufgestellt (siehe Gleichung 6-9).

Nach Gleichung 6-9 ist z.B. für ein Schlammalter von 30 d und einer mittleren Abwasserweilzeit im Bioreaktor von 24 h bereits von der 30-fachen Konzentration potentieller Foulingbildner im Bioreaktor gegenüber der Ausgangskonzentration im Abwas-

ser auszugehen. Eine Steigerung des Schlammalters oder des spezifischen Rückhaltes fouling-relevanter Stoffe durch Einsatz einer geringeren Trenngrenze sowie eine Verringerung der mittleren Abwasserverweilzeit wirkt sich hierbei in gleicher Weise auf die Änderung der Konzentration der Foulingbildner im System aus. Eine Zusammenstellung von Faktoren, die zu einer Erhöhung des Foulingpotentials beitragen und die Auslegung bzw. den Betrieb von MBR betreffen, ist Tabelle 6.11 zu entnehmen.

$$c_{in.,BR} = c_{in.,Zulauf} \times \frac{1}{t_{mD}} \times T_{TS} \quad \text{Gleichung 6-9}$$

mit:

$c_{in.,BR}$ bzw. $c_{in.,Zulauf}$:

Konzentration inerter, oberhalb der Membrantrenngrenze liegender Stoffe im Bioreaktor bzw. Zulauf [mg/L]

t_{mD} : mittlere Verweilzeit des Abwassers im Bioreaktor in [d]

T_{TS} : Schlammalter in [d]

Tabelle 6.11: Faktoren für eine Erhöhung des Foulingpotentials

Einfluss auf Gleichung 6-9	Faktoren
Erhöhung des Schlammalters	- Erhöhung der Biomassekonzentration - Abnahme der Zuflusskonzentrationen
Verringerung der mittleren Abwasserverweilzeit	- Verringerung des biologischen Reaktorvolumens - Erhöhung des Abwasservolumenstroms
Erhöhung des Anteils fouling-relevanter Komponenten	- Änderung der Abwasserzusammensetzung - Einsatz geringerer Trenngrenzen

Die Beurteilung des kolloidalen Foulingpotentials eines BSWG anhand des CST und der Differenz organischer Verbindungen in der wässrigen Phase (Überstand) des BSWGs und im Permeat (ΔDOC bzw. ΔCSB) lieferte für die untersuchten Abwässer jeweils eine gute Korrelation untereinander sowie zur tatsächlich erzielten Filtrationsleistung. Für Abwässer, in denen anorganische fouling-relevante Komponenten vorliegen, wird dieses wahrscheinlich anhand eines Missverhältnisses von CST und ΔDOC erkennbar. Der DOC sollte in diesem Fall durch einen Parameter zur Erfassung der relevanten anorganischen Fraktionen, z.B. kolloidbildende Metalle, substituiert werden.

Die Beurteilung des Foulingpotentials eines Abwassers gestaltet sich aufwendiger, da der biologische Abbau potentiell fouling-relevanter Stoffe berücksichtigt werden muss. Zur Berücksichtigung des biologischen Abbaus kann z.B. eine Probe nach Durchführung eines Abbaubarkeitstest untersucht werden. Eine orientierende Abschätzung der Auswirkungen auf die Filtrationsleistung kann anhand eines modifizierten SDI erfolgen. Der SDI kann daneben auch zum Vergleich von Rohabwasser bzw. biologisch behandeltem Abwasser und BSWG-Überstand eines MBR eingesetzt werden, um Aufkonzentrierungseffekte zu erfassen.

Zur weitergehenden Charakterisierung der fouling-relevanten Fraktionen im (biologisch behandelten) Abwasser sind Größenausschluss-chromatographische Methoden (GPC-UV/VIS oder LC-OCD) oder die Bestimmung potentiell relevanter Parameter, wie z.B. PS, KH oder HS einzusetzen. Die chromatographischen Methoden liefern Aussagen zur Molekülgrößenverteilung und können durch Abgleich mit der Trenngrenze der eingesetzten Membran Auskunft über die mögliche Verblockungsneigung liefern. Die LC-OCD bietet zusätzlich die Möglichkeit der summarischen Erfassung hydrophober, sowie verschiedener biopolymerer Bestandteile wie z.B. KH und PS, denen eine potentielle Foulingbildung zugeschrieben wird [Huber 1998].

Die Validierung der Foulingrelevanz kann nur anhand gezielter Untersuchungen des Membranmaterials (Elementbestimmung mittels EDX-Analytik) oder der Membran-deckschicht erfolgen. Bei Untersuchungen der Deckschicht müssen die fouling-verursachenden Stoffe von der Membran extrahiert werden. Aus den Extrakten sind anschließend die bereits genannten Parameter zu bestimmen (z.B. KH, HS) bzw. mit den zuvor genannten Methoden zu untersuchen (z.B. LC-OCD). Aus dem Vergleich der in den wässrigen Phasen als potentiell fouling-relevant eingestuft und in den Membranbelägen bestimmten Komponenten kann nun eine Ermittlung der tatsächlichen Foulingrelevanz der verschiedenen Komponenten erfolgen. Erste Untersuchungen hierzu wurden im Rahmen der eigenen Untersuchungen zum Abwasser B3 durchgeführt und zeigten eine hohe Übereinstimmung der Zusammensetzung des BSWG-Überstandes und des Membranbelags (siehe Tabelle 6.12). Es ist also davon auszugehen, dass beide als fouling relevant eingestuft Fraktionen (HS und KH) in gleichem Maße zur Foulingbildung beitragen.

Tabelle 6.12: Zusammensetzung von Überstand und Membranbelag in Bezug auf fouling-relevante Komponenten

Untersuchtes Medium	Huminsäuren (HS)	Kohlenhydrate (KH)	Verhältnis HS : KH
Überstand BSWG	4.682 mg/ L	543 mg/ L	8,8
Membranbelag	753 mg/ m ²	85,4 mg/ m ²	8,6

Neben der vorherigen Abschätzung des Foulingpotentials eines Abwassers sowie der Charakterisierung eines BSWG im Hinblick auf die Filtrationsleistung eignen sich die genannten Methoden auch zum Test bzw. zur Entwicklung geeigneter Methoden zur Steigerung der Filtrationsleistung. Auf Basis der Identifikation der relevanten Komponenten kann dabei eine gezielte Auswahl von Hilfsstoffen zur Verminderung des Foulings erfolgen. Entsprechende Untersuchungen können zunächst im Labormaßstab durchgeführt werden. Durch die hohe Reproduzierbarkeit der mittels der eingesetzten Methoden erzielten Ergebnisse kann weitergehend eine Bestimmung der spezifischen Eliminationsleistung und der notwendigen Dosiermengen der Hilfsstoffe ermittelt werden. Dieses gilt sowohl für die vorgeschaltete Elimination relevanter Komponenten aus dem Rohabwasser als auch für die simultane Zugabe in den Bioreaktor.

Für den simultanen Einsatz von Hilfsstoffen im Bioreaktor ist beim Betrieb der biologischen Stufe analog zum simultanen PAC-Einsatz (siehe Kapitel 6.2.5) der zusätzliche Überschussschlammanfall zu berücksichtigen, der sich aus der Überführung gelöst vorliegender Fraktionen in eine abtrennbare Feststoffphase ergibt. Bei Zugabe von Fällmitteln kann dieser in ähnlicher Weise wie der Schlammanfall bei der Phosphatfällung [ATV 1992b] abgeschätzt werden (Gleichung 6-10).

$$\ddot{U}S_{FS} = M_{FM} \times \sum_i^n \frac{\Delta K_i}{M_{K_i}} \times Q_d \quad \text{Gleichung 6-10}$$

mit:

$\ddot{U}S_{FS}$: Fällschlammanfall [kg TS/d]

M : molare Masse [g/mol]

ΔK_i : spezifische Fällung der Komponente K_i [kg/m³]

Q_d : Tageszufluss [m³/d].

Führt der vermehrte Überschussschlammanfall beim simultanen Hilfsstoffeinsatz zu betrieblichen Nachteilen (z.B. Unterschreitung des minimal notwendigen biologischen

Schlammalters) bzw. wirtschaftlichen Konsequenzen (z.B. bei hohen Kosten für die Entsorgung biologischer Schlämme), kann ggf. eine gezielte Vorfällung der relevanten Stoffe aus dem Abwasser sinnvoll sein. Bei Einsatz anorganischer Koagulantien zur Vorbehandlung ist für den anfallenden Fällschlamm von einer sehr guten Entwässerbarkeit auszugehen.

Neben einer Steigerung der Filtrationsleistung sind durch die gezielte Fällung der fouling-relevanten Komponenten weitere positive Effekte auf den Gesamtprozess zu erwarten, die im Rahmen dieser Arbeit nicht näher betrachtet werden. Zu nennen wäre hier die Erhöhung der Ablaufqualität durch die Fällung membrangängiger Komponenten. Zusätzlich ist von einer deutlich besseren Entwässerbarkeit der BSWG bzw. geringeren Hilfsstoffmengen zur Konditionierung der BSWG bei der Schlammentwässerung auszugehen.

Die genannten Methoden lassen sich während der Planungsphase, zur Pilotierung oder zur Charakterisierung des Foulingpotentials eines im Betrieb befindlichen MBR einsetzen.

Zur Abschätzung des Foulingpotentials während der Planungsphase werden Untersuchungen des Abwassers bzw. besser des Abwassers nach biologischer Behandlung, z.B. nach Durchführung eines biologischen Abbaubarkeitstests empfohlen. Eine genauere Einschätzung des Foulingpotentials ist jedoch über Untersuchungen des BSWG aus einem MBR zu erwarten, da hierbei das tatsächliche Zusammenspiel von Aufkonzentrierung durch den Membrantrennprozess und biologischem Abbau im Bioreaktor Berücksichtigung findet. Weitergehend wird durch den Vergleich mit dem Abwasser und dem Permeat eine analytische Identifizierung der zurückgehaltenen, potentiell fouling-relevanten Komponenten ermöglicht. Zur Überprüfung der Foulingrelevanz sind gezielte Membranuntersuchungen, wie z.B. EDX-Untersuchungen oder Untersuchungen der Deckschicht, durchzuführen. Eine Zusammenstellung der einzusetzenden Methoden und der erzielbaren Aussagen ist Abbildung 6-14 zu entnehmen.

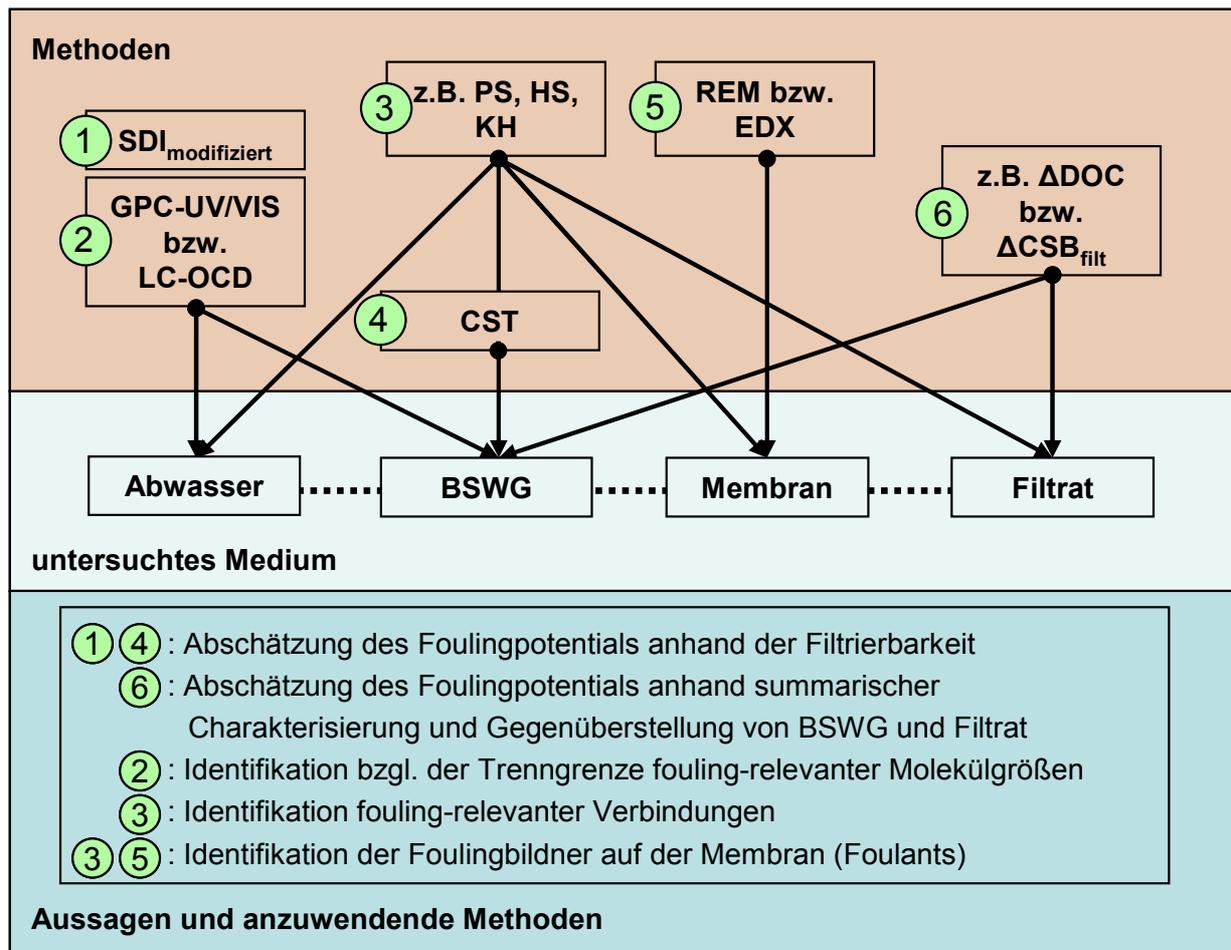


Abbildung 6-14: Zusammenstellung der Methoden zur Erfassung des kolloidalen Foulings

Unter Einsatz dieser Methoden können weitergehend gezielt Maßnahmen zur Verminderung der fouling-relevanten Stoffe bzw. deren Foulingwirkung entwickelt werden (s.o.). Hierdurch können aufwendige MBR-Pilotierungen durch labortechnische Vorversuche erheblich reduziert werden.

Die Grenzen der beschriebenen Untersuchungsmethoden liegen in der Erstellung funktioneller Zusammenhänge der Ergebnisse mit der Filtrationsleistung von Membranmodulen. Derartige Zusammenhänge können zwar im Idealfall bezogen auf ein bestimmtes Abwasser ermittelt werden, sind jedoch nicht auf andere Wässer bzw. BSWG übertragbar. Bzgl. der eingesetzten Filtrationstests (CST und SDI) ist dieses auf die begrenzte Abbildung des tatsächlich stattfindenden Trennprozesses an der Membran zurückzuführen. Eine verbesserte Korrelierbarkeit ist ggf. mit den von Boerlage et al. [2002], Rosenberger und Kraume [2002] sowie Evenblij [2006] beschriebenen Methoden zu erzielen, jedoch werden auch hier Prozesse, wie z.B. das Biofilmwachstum, nicht erfasst. Bzgl. der Identifikation der fouling-relevanten Stoffe wird das

Spektrum möglicher Komponenten ansatzweise erfasst. Neben der Erweiterung der einzusetzenden Methoden auf spezifische Abwasserinhaltsstoffe wird zukünftig die Bestimmung der gegenseitigen Wechselwirkungen relevanter Verbindungen im Hinblick auf deren Foulingneigung zu untersuchen sein.

6.3.9.3 Strategien gegen Scaling

Scaling in MBR ist gegenüber NF-/ RO-Anwendungen prinzipiell von untergeordneter Bedeutung, da die eingesetzten Membranen aufgrund ihrer Trenngrenze keine Aufkonzentrierung der zum Scaling neigenden Ionen ermöglichen (siehe Kapitel 6.3.4). Entsprechend wird in Veröffentlichungen über MBR zur kommunalen Abwasserreinigung sowie einer Vielzahl industrieller Anwendungen Scaling zwar als möglicher Faktor erwähnt, jedoch konzentrieren sich Untersuchungen zur Filtrationsleistung kommunaler Anlagen ausschließlich auf organisches Fouling.

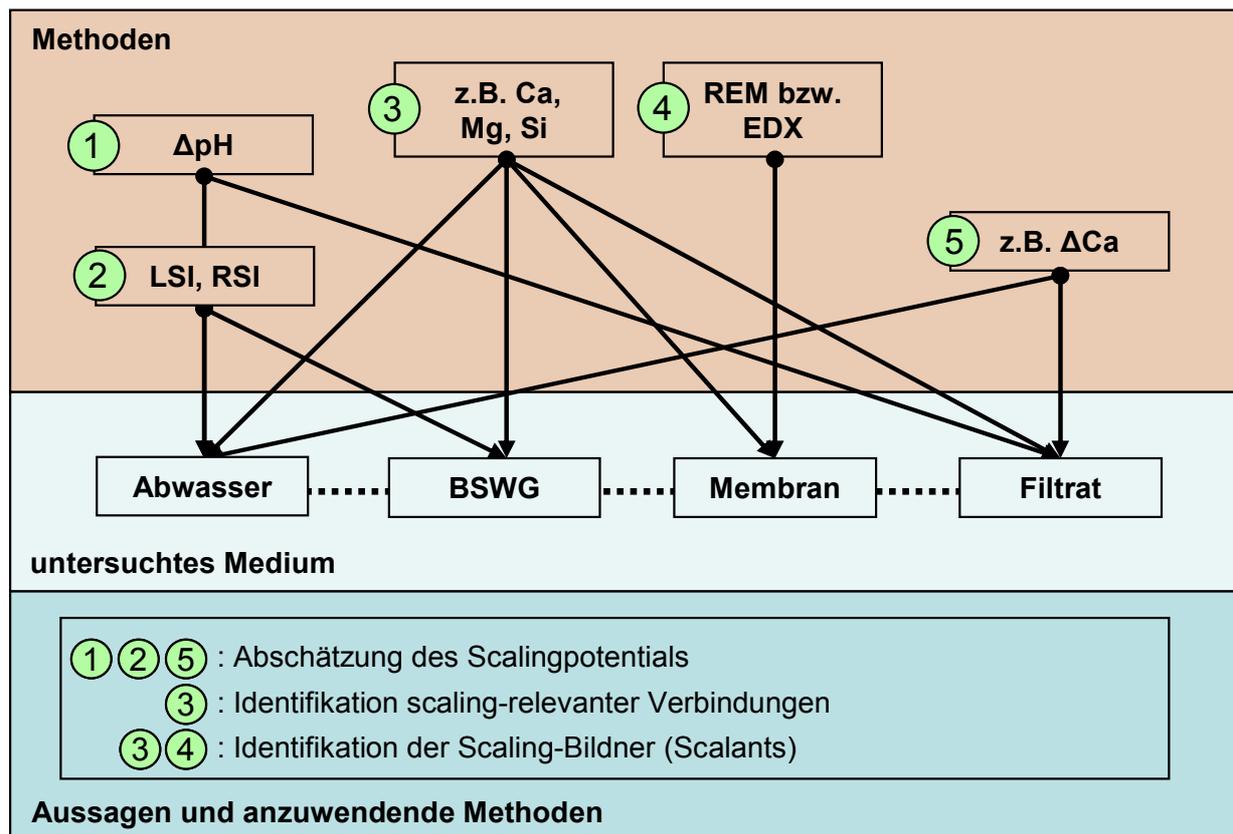


Abbildung 6-15: Zusammenstellung der Methoden zur Erfassung des Scalingpotentials

Im Rahmen der Untersuchungen wurde gezeigt, dass Scaling bei besonderer Abwasserzusammensetzung den bestimmenden Faktor für die Filtrationsleistung darstellen kann (siehe Kapitel 6.3.8.2). Unter Anwendung verschiedener analytischer Methoden

konnte das Scalingpotential des Abwassers bzw. BSWGs abgeschätzt bzw. relevante Stoffe in den wässrigen Phasen bzw. auf der Membran identifiziert werden. Eine Zusammenstellung der einzusetzenden Methoden ist Abbildung 6-15 zu entnehmen.

In Übereinstimmung mit Beobachtungen von Schmid [2004], Judd [2004] und You [2006], scheint im Speziellen Scaling durch Carbonatausfällungen von besonderer Relevanz zu sein. Zurückzuführen ist dieses auf die Strippung von CO₂ durch die intensive Belüftung bei Einsatz getauchter Module und die damit einhergehende pH-Wert-Anhebung (siehe Kapitel 6.3.8.2). Neben dem Vorliegen hoher Konzentrationen von Metallionen, z.B. Beryllium, Magnesium, Strontium und Barium (im untersuchten Fall: Calcium), die mit den Carbonaten ausfallen, wird die Ausfällung vor allem bei hohen CO₂-Konzentrationen im Rohabwasser begünstigt. Erhöhte CO₂-Konzentrationen liegen z.B. in anaerob vorbehandelten Wässern vor. So wird im anaeroben Milieu aufgrund des wesentlich erhöhten CO₂-Partialdruckes (CO₂-Gehalt des Biogases liegt üblicherweise zwischen 20 und 40 %, der der Umgebungsluft nur bei ca. 0,03 %) das Abwasser mit CO₂ übersättigt und anschließend unter aeroben Bedingungen das CO₂ wieder ausgestrippt.

Durch gezielte Maßnahmen zur Verminderung des Ausfällungspotentials lassen sich die Scaling-Effekte signifikant verringern. Dieses kann zum Einen durch den Einsatz von Crossflow-Modulen zur Vermeidung der belüftungsbedingten Ausfällungen im Membranbereich erfolgen (siehe [You et al. 2006]). Aber auch bei Verwendung getauchter Modulsysteme können die Scaling-Effekte deutlich reduziert werden. Hierzu wurde die pH-Wert-Absenkung bzw. -Stabilisierung durch Säure-Zugabe oder durch Luftkreislaufführung erfolgreich erprobt. Bzgl. der Säure-Zugabe ist darauf zu achten, dass starke pH-Wert-Schwankungen bzw. ungünstige pH-Werte vermieden werden, da dieses zur vermehrten Freisetzung von EPS führen kann [Judd 2004]. Daneben wurde die vorherige Elimination von Calcium erfolgreich erprobt. Alle genannten Maßnahmen ermöglichen einen Betrieb bei höheren Flussleistungen bzw. einen wesentlich geringeren Reinigungsaufwand und damit eine erhöhte Verfügbarkeit der Membranstufe sowie eine Erhöhung der Membranstandzeit.

Neben den Carbonatausfällungen sind weitere Scalingursachen, wie z.B. Ausfällungen von Calciumsulfat und Magnesiumsulfat, bei Vorliegen entsprechend hoher Konzentrationen der jeweiligen Ionen möglich. Zu berücksichtigen sind dabei alle Ionen, die unter typischen Milieubedingungen im Bioreaktor (pH: 6,5 bis 8,5; Temperatur: 5

bis 39 °C) zu kristallinen Ausfällungen neigen. Die extreme Abhängigkeit vom pH-Wert, die für Carbonatausfällungen verantwortlich ist, erscheint hierbei jedoch von untergeordneter Bedeutung.

Zu klären bleibt der genaue Ablauf der Scalingbildung auf bzw. in der Membran. Neben der direkten Anhaftung der Scalingbildner auf der Membranoberfläche ist z.B. eine Kombinationswirkung mit gelartigen Belägen auf der Membran denkbar, in denen sich die Kristallisationskeime ansammeln und zu einer undurchlässigen Scalingschicht verbinden. Zu berücksichtigen sind ggf. auch die transmembranen Druckdifferenzen, wobei es im Zuge der Entspannung des Filtrats bei der Membranpassage zu einer Verschiebung der Löslichkeitsgleichgewichte kommt und hierdurch Scaling in bzw. auf der Innenseite der Membran entsteht.

7 Bewertung der Maßnahmen zur Prozessoptimierung von MBR

7.1 Einführung

In Kapitel 6 wurden verschiedene Ansätze zur Prozessoptimierung von MBR untersucht. Es wurden Strategien entwickelt, durch die eine Optimierung der Reinigungsleistung bzw. der Ablaufqualität sowie des Fouling-/ Scalingverhaltens bzw. der Filtrationsleistung erzielt werden kann. Anhand exemplarischer Untersuchungen wurde für verschiedene Maßnahmen ein hohes Potential zur Leistungssteigerung nachgewiesen. Diesem Nutzen stehen jedoch Aufwendungen gegenüber, die zusätzlich mit dem Betrieb eines MBR verbunden sind.

Zur Einschätzung der Relevanz der untersuchten Optimierungsmaßnahmen für die technische Anwendung gilt es daher, die verschiedenen Möglichkeiten zur Leistungssteigerung untereinander und gegenüber anderen Maßnahmen zu bewerten. Weitergehend sind anwendungs- bzw. standortspezifische Randbedingungen zu definieren, bei denen ein erhöhtes Potential zur technischen Realisierung der untersuchten Optimierungsmaßnahmen gesehen wird.

7.2 Bewertungskriterien und -methoden

Die Bewertung der verschiedenen Verfahren zur Leistungssteigerung von MBR als Entscheidungsgrundlage erfolgt anhand unterschiedlicher Kriterien. Die übergeordneten Kriterien sind dabei zunächst die Einhaltung der geforderten Reinigungsziele und der rechtlichen Rahmenbedingungen. Sind diese erfüllt, kann eine Bewertung im Hinblick auf die Nachhaltigkeit erfolgen. Hierbei finden technische, ökologische und wirtschaftliche Aspekte Berücksichtigung, soziologische Akzeptanzfragen erscheinen hingegen für den industriellen Bereich vernachlässigbar.

Eine Möglichkeit zur Bewertung unterschiedlicher technischer Verfahren stellt die Nutzwertanalyse dar [Zangemeister 1976; Eisenführ und Weber 1999], die auf der multiattributiven Werttheorie basiert [Dyer und Sarin 1979]. Die Nutzwertanalyse wird nach Definition und Bewertung einzelner Kriterien durch Festlegung einzelner Wertfunktionen, der Gewichtung der Kriterien und anschließender Addition der gewichteten Summe der partiellen Nutzwerte für die einzelnen Kriterien durchgeführt.

Im Folgenden wird eine vereinfachte Form der Nutzwertanalyse eingesetzt, die auf der Bewertung der Kriteriengruppen Verfahrenstechnik, Ökologie und Wirtschaftlichkeit basiert (siehe Tabelle 7.1). Jede dieser Kriteriengruppen wird mit 100 Prozent belegt, die sich wiederum aus der Summe fallspezifischer Unterkriterien ergeben. Hieraus ergibt sich zunächst eine gleichrangige Gewichtung der Kriteriengruppen, die im Einzelfall auf spezifische Anforderungen anzupassen ist. So ist im industriellen Bereich beispielsweise oftmals von einer stärkeren Gewichtung wirtschaftlicher gegenüber ökologischen Kriterien auszugehen.

Tabelle 7.1: Bewertungskriterien

Kriteriengruppe	Einzelkriterien	Relevante Fragestellungen
verfahrenstechnische Kriterien	Betriebssicherheit	Wie betriebssicher ist die Maßnahme? Welche Störungen können auftreten?
	Nachrüstbarkeit, Erweiterbarkeit	Wie aufwendig ist die Nachrüstung einer bestehenden MBR Anlage? Inwieweit lässt sich die Zusatzmaßnahme erweitern?
	Flexibilität im Betrieb	Inwiefern kann auf geänderte Randbedingungen (z.B. Abwasservolumenstrom, -zusammensetzung) reagiert werden?
	Wechselwirkungen	Welche Wechselwirkungen mit anderen Verfahrenskomponenten sind zu erwarten?
ökologische Kriterien	Ablaufqualität	Welche Ablaufqualität wird erzielt? Wird ggf. die Wiederverwendung des gereinigten Abwassers ermöglicht?
	Hilfsstoffbedarf	Umweltrelevanz und Menge der eingesetzten Hilfsstoffe?
	Energiebedarf	Wie energieintensiv ist die Maßnahme?
	Reststoffanfall, Emissionen	Umweltrelevanz und Menge der anfallenden Reststoffe und Emissionen?
	Ressourcenbedarf für die Ausrüstung	Welche zusätzlichen Ressourcen werden für Ausrüstungsgegenstände benötigt (z.B. Bau- und Maschinentechnik)?
	Platzbedarf	Wie hoch ist der Platzbedarf?
wirtschaftliche Kriterien	Investitionen	Welche Investitionen sind erforderlich (z.B. Bau-, Maschinen-, Elektrotechnik, Anbindung an den MBR, Platzbedarf)?
	Betriebskosten	Welche Betriebskosten sind erforderlich (z.B. Hilfsstoffe, Energiebedarf, Reststoffentsorgung, Wartung- und Instandhaltung, Personal)?
	Sonstiges	z.B.: Wie wirken sich geänderte Betriebsbedingungen auf die Kosten aus? Wie aufwendig ist der Rückbau?

Grundsätzlich sind bei der Bewertung anhand einer Nutzwertanalyse folgende Aspekte zu berücksichtigen, die die Subjektivität der Vorgehensweise verdeutlichen und letztendlich nur eine abschätzende Bewertung ermöglichen:

- Die Auswahl der Einzelkriterien ist nicht eindeutig definiert und ggf. auf den betrachteten Anwendungsfall anzupassen.
- Die Gewichtung der Einzelkriterien innerhalb der Kriteriengruppen und der Kriteriengruppen zueinander ist nicht definiert und berücksichtigt keine anwendungsbezogenen Einflüsse (wie z.B. Schwankung der Abwasserzusammensetzung) und bemessungsspezifische (wie z.B. Ausbeuten, AK-Bedarf etc.) oder standortbezogene Aspekte (wie z.B. besondere Anforderungen an die Betriebssicherheit).
- Die Bewertung erfolgt auf Basis von Erfahrungen und anhand einer vergleichenden Beurteilung ohne Berücksichtigung o.g. Einflüsse und Aspekte.

Bei der hier durchgeführten Auswahl und Gewichtung der Einzelkriterien wurde versucht, industriespezifische Anforderungen zu berücksichtigen. Bei den verfahrenstechnischen Kriterien wurde der Schwerpunkt auf die Betriebssicherheit (40 %) sowie die Flexibilität im Betrieb (30 %) gelegt. Die starke Gewichtung der Flexibilität wurde gewählt, da der zeitliche Planungshorizont für industrielle Anwendungen gegenüber z.B. kommunalen Anwendungen vergleichsweise kurz ist. In Bezug auf den Flexibilitätsgrad der eingesetzten Techniken werden daneben auch wirtschaftliche Kriterien wie die Nachrüst-/ Erweiterbarkeit und Rückbaubarkeit einbezogen. In Bezug auf ökologische Kriterien werden die erzielte Ablaufqualität mit 40 % sowie der notwendige Ressourceneinsatz mit 45 % am stärksten gewichtet. Der Ressourceneinsatz wird hierbei angepasst auf die untersuchten Maßnahmen nach Hilfsstoffeinsatz, Energiebedarf, Ressourcen für die Ausrüstung unterteilt. Zentrale Gewichtungen in Bezug auf die wirtschaftlichen Kriterien liegen auf den Investitionen und Betriebskosten (jeweils 40 %).

Neben der vorgestellten Nutzwertanalyse erfolgt für einige Verfahrensvarianten teilweise eine rein qualitative Gegenüberstellung der Vor- und Nachteile. Diese Vereinfachung erfolgt dann, wenn die Bewertung der Kriterien maßgeblich von der Effizienz des betrachteten Verfahrens abhängig ist.

Da für industrielle Anwendungen neben den o.g. übergeordneten Entscheidungskriterien v.a. die Wirtschaftlichkeit von hoher Bedeutung ist, wird für sämtliche betrachteten Maßnahmen weitergehend eine Wirtschaftlichkeitsbetrachtung durchgeführt.

Eine Zusammenstellung der für die unterschiedlichen Strategien durchgeführten Bewertungen ist Tabelle 7.2 zu entnehmen.

Tabelle 7.2: Zusammenstellung der durchgeführten Bewertungen

Verfahrensziel	Verglichene Verfahrensvarianten	Bewertungsmethoden
Steigerung der Reinigungsleistung	<ul style="list-style-type: none"> - Erhöhung des Schlammalters - simultane PAC-Zugabe - nachgeschalteter Aktivkohlefilter - nachgeschaltete Ozonierung und biologische Nachbehandlung - nachgeschaltete NF bzw. RO 	<ul style="list-style-type: none"> - Nutzwertanalyse - Wirtschaftlichkeitsbetrachtung
Steigerung der Filtrationsleistung durch Verminderung kolloidalen Foulings	<ul style="list-style-type: none"> - MBR ohne Zusatzmaßnahmen - Zugabe geeigneter Fällmittel zur Elimination fouling-relevanter Stoffe aus dem Abwasser bzw. BSWG 	<ul style="list-style-type: none"> - qualitative Gegenüberstellung der Vor- und Nachteile - Wirtschaftlichkeitsbetrachtung
Steigerung der Filtrationsleistung durch Verminderung von Calciumcarbonat-scaling	<ul style="list-style-type: none"> - ohne Zusatzmaßnahmen - pH-Wert-Absenkung - Luftkreislaufführung - Vorgeschaltete Elimination des Calciums aus dem Abwasser 	<ul style="list-style-type: none"> - Nutzwertanalyse - Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

7.3 Bewertung von Maßnahmen zur Steigerung der Reinigungsleistung

7.3.1 Nutzwertanalyse zur Bewertung der Nachhaltigkeit

Neben der im Rahmen der Arbeit untersuchten simultanen PAC-Zugabe bei MBR existieren weitere verfahrenstechnische Möglichkeiten zur Steigerung der Reinigungsleistung bzw. Ablaufqualität von MBR (siehe Kapitel 6.2). Anhand einer Nutzwertanalyse werden hierzu die in Tabelle 7.3 genannten Maßnahmen betrachtet.

Die Maßnahmen unterscheiden sich aufgrund der jeweils wirksamen Eliminationsmechanismen erheblich in der erzielbaren Reinigungseffizienz bzw. Ablaufqualität bezogen auf die organische Fracht oder auch auf spezifische Einzelstoffe. Für unterschiedliche Abwässer bzw. Abwasserinhaltsstoffe kann dieses sehr unterschiedliche Eliminationsgrade bewirken, abhängig vom spezifischen Abbauverhalten, dem Membranrückhalt, dem Adsorptionsverhalten etc.. Daneben wird die jeweilige Reinigungseffizienz

für einige Verfahren maßgeblich von den Prozessbedingungen, wie z.B. der eingesetzten Ozon- oder Aktivkohlekonzentration bestimmt.

Anhand bestehender Erfahrungen zur Elimination organischer Verschmutzungen ([Pinnekamp et al. 2006]) lassen sich die Maßnahmen für übliche Betriebsbereiche hinsichtlich der Reinigungseffizienz gem. Tabelle 7.3 einteilen. Je nach Anforderungen an die Ablaufqualität ist also davon auszugehen, dass Maßnahmen aufgrund unzureichender, bzw. sofern wirtschaftlich nachteilig, aufgrund zu hoher Eliminationsleistungen für bestimmte Anwendungen ausscheiden können.

Tabelle 7.3: Einordnung von Maßnahmen zur Steigerung der Reinigungsleistung

Maßnahme	Reinigungseffizienz
Erhöhung des Schlammalters	gering
simultane PAC-Zugabe	mittel
nachgeschaltete Aktivkohlefiltration	mittel
nachgeschaltete Ozonierung und biologische Nachbehandlung des ozonierten Wassers.	mittel
nachgeschaltete NF oder RO	hoch

Um dennoch eine vergleichende Bewertung zu ermöglichen, wird davon ausgegangen, dass die genannten Maßnahmen sämtlichen Anforderungen an eine technische Realisierung genügen (Ablaufqualität, Platzbedarf etc.). Auf Basis der in Kapitel 7.2 definierten Kriterien und deren Wichtung ergibt sich hieraus die in Tabelle 7.4 dargestellte Bewertung. Die der Bewertung der einzelnen Kriterien zu Grunde liegenden Faktoren sind Tabelle A7- 1 im Anhang zu entnehmen.

Demnach schneiden die Adsorptionsverfahren bzgl. der verfahrenstechnischen Kriterien am besten ab. Gründe hierfür liegen in der unkomplizierten Gestaltung und der geringen Störanfälligkeit bzw. Empfindlichkeit gegenüber variierenden Prozessbedingungen. In Bezug auf die ökologischen Kriterien schneidet die NF bzw. RO am besten ab, da die weitaus höchste Ablaufqualität bei relativ moderatem Energiebedarf erzielt wird. Bezogen auf die Wirtschaftlichkeit schneidet die simultane PAC-Zugabe am besten ab, da sich diese durch relativ geringe Kosten und eine hohe Flexibilität auszeichnet.

Die Bewertung kann nur Anhaltspunkte liefern, eine Übertragung auf unterschiedliche Anwendungen ist aufgrund der in Kapitel 7.2 genannten Einflüsse nur eingeschränkt möglich.

Tabelle 7.4: Nutzwertanalyse von Maßnahmen zur Steigerung der Ablaufqualität

	Gewichtung [%]	Bewertung (Noten 1 bis 5)					Nutzwert (Gewichtung * Bewertung)				
		Erhöhung des Schlammalters	simultane PAC-Zugabe	AKF	Ozonierung + biol. Nachbehandlung	NF/RO-Aufbereitung	Erhöhung des Schlammalters	simultane PAC-Zugabe	AKF	Ozonierung + biol. Nachbehandlung	NF/RO-Aufbereitung
Verfahrenstechnische Kriterien	100						4,4	5,0	4,5	3,5	2,3
Betriebssicherheit	40	5	5	4	3	2	2,0	2,0	1,6	1,2	0,8
Flexibilität im Betrieb	30	4	5	5	3	3	1,2	1,5	1,5	0,9	0,9
Nachrüst- und Erweiterbarkeit	15	3	5	5	5	5	0,5	0,8	0,8	0,8	0,8
Wechselwirkungen	15	5	5	4	4	2	0,8	0,8	0,6	0,6	0,3
Ökologische Kriterien	100						2,9	3,0	3,5	3,2	3,6
Ablaufqualität	40	1	3	3	3	5	0,4	1,2	1,2	1,2	2,0
Hilfsstoffbedarf	15	5	1	4	5	3	0,8	0,2	0,6	0,8	0,5
Energiebedarf	15	4	5	4	1	2	0,6	0,8	0,6	0,2	0,3
Reststoffanfall, Emissionen	15	5	1	4	5	3	0,8	0,2	0,6	0,8	0,5
Ressourcen für Ausrüstung	10	3	5	3	2	2	0,3	0,5	0,3	0,2	0,2
Platzbedarf	5	2	5	3	3	3	0,1	0,3	0,2	0,2	0,2
Wirtschaftliche Kriterien	100						4,2	3,8	3,0	3,0	2,6
Investitionen	40	4	5	3	3	2	1,6	2,0	1,2	1,2	0,8
Betriebskosten	40	5	2	3	3	3	2,0	0,8	1,2	1,2	1,2
Sonstiges	20	3	5	3	3	3	0,6	1,0	0,6	0,6	0,6

Legende:

Bewertungsmaßstab:

Noten	Bedeutung
1	sehr ungünstig
2	ungünstig
3	mittel
4	günstig
5	sehr günstig

relative Einstufung des Nutzwerts:

hoher Nutzen
mittlerer Nutzen
geringer Nutzen

7.3.2 Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

Ein exakter Wirtschaftlichkeitsvergleich der zuvor betrachteten Maßnahmen kann nur bezogen auf eine bestimmte Anwendung erfolgen. Zu berücksichtigen sind dabei die jeweiligen Bemessungsdaten, die anwendungsbezogen stark variieren können und maßgebend für die spezifischen Verfahrenskosten sind. Eine Zusammenstellung relevanter Bemessungsgrößen und resultierender Kostenfaktoren ist Tabelle 7.5 zu ent-

nehmen. Weitergehend erschweren die unterschiedlichen Reinigungsleistungen verschiedenen Maßnahmen einen allgemeingültigen Kostenvergleich. Dieses trifft z.B. zu, wenn ab einem bestimmten Reinigungsgrad die innerbetriebliche Wiederverwendung des gereinigten Wassers ermöglicht wird. In diesem Falle wären für die entsprechende Maßnahme auch die jeweils eingesparten, Frisch- und Abwasserkosten zu berücksichtigen.

Tabelle 7.5: Bemessungsabhängige Kostenfaktoren von Maßnahmen zur Steigerung der Ablaufqualität

Maßnahme	Bemessungsbasis	Kostenfaktor
Erhöhung des Schlammalters	Schlammalter	Belebungsbeckenvolumen
simultane PAC-Dosierung	zu eliminierende Fracht bzw. erzielbare Aktivkohlebeladung	Aktivkohle und zusätzliche Schlammmentsorgung
nachgeschalteter Aktivkohlefilter	zu eliminierende Fracht bzw. Aktivkohlebeladung	Aktivkohle und Regenerierung
	minimale Kontaktzeit	Volumen der Aktivkohlefilter
nachgeschaltete Ozonierung und biologische Nachbehandlung	zu eliminierende Fracht bzw. spezifischer Ozonbedarf	- Ozongenerator - Energiebedarf für die Ozonerzeugung
	Bemessungsgrößen zur Auslegung einer biologischen Stufe	Investition und Betrieb der biologischen Stufe
nachgeschaltete NF oder RO	spezifische Flussleistung	- Membranmodule und Peripherie - Reinigungsaufwand - Spezifische Energiekosten
	Permeatausbeute	Konzentratentsorgung

Hingegen ist die Effizienz der simultanen PAC-Zugabe und der Aktivkohlefiltration für das jeweils betrachtete Abwasser ähnlich. Grund hierfür liegt im identischen Eliminationsprinzip und dem daher vergleichbaren Reinigungsgrad. Die Grenzen eines exakten Vergleichs liegen hier in den zu treffenden Kostenannahmen, z.B. für die Überschuss-schlammmentsorgung, die standortabhängig stark variieren. Kostenstudien für zwei verschiedene Anwendungsfälle lieferten klare wirtschaftliche Vorteile der simultanen PAC-Zugabe, die sich vor allem auf die geringeren Investitionen zurückführen lassen [Dahlem 2003; WiW et al. 2005]. Zentrale Kostenfaktoren der simultanen PAC-Zugabe sind die Kosten für die Aktivkohle sowie die Reststoffentsorgung (siehe Tabelle 7.6).

Für die genannten Kostenstudien ergaben sich für Dosieraten von 50 bis 200 g PAC/m³ Abwasser spezifische Kosten von ca. 0,06 bis 0,46 €/m³ Abwasser.

Tabelle 7.6: Aufteilung der Jahreskosten für die simultane PAC-Zugabe*

Kostenfaktor	Anteil an den Jahreskosten [%]*
PAC-Kosten	75 – 85
Kapitalkosten	2 – 15
Reststoffentsorgung	7 – 12
Wartung- und Instandhaltung	0,5 – 2

* Annahmen nach Dahlem [2003] und WiW et al. [2006]:

- PAC-Dosierung: 50 bis 200 g/m³
- PAC-Kosten: 1,42 bis 2,0 €/kg PAC
- Schlamm Entsorgung: 150 bis 250 €/t TR

Auf Basis dieser Kostendaten ist die Maßnahme bei Anwendung geringer PAC-Konzentrationen (< 200 g/m³ Abwasser) aus wirtschaftlicher Sicht gegenüber anderen weitergehenden Verfahrensstufen (siehe z.B. Pinnekamp et al. [2006], Dohmann et al. [2005]) interessant. Zusätzlich begünstigend wirken sich für spezifische industrielle Anwendungen folgende Faktoren bei einem Wirtschaftlichkeitsvergleich aus:

- geringe PAC-Kosten,
- geringe Entsorgungskosten für den zusätzlich anfallenden Überschuss-schlamm,
- erzielte Ablaufqualität ermöglicht eine innerbetriebliche Wiederverwendung des Abwassers,
- beengte Platzverhältnisse,
- weitergehende Reinigung der Wässer nur phasenweise erforderlich, z.B. bei Anfall relevanter Abwässer aus einem bestimmten Produktionsprozess,
- häufiger, längerfristiger Stillstand der weitergehenden Reinigungsstufe, z.B. bei Kampagnenbetrieb,
- höhere biologische Abbauleistung infolge der adsorptiven Elimination toxischer Abwasserinhaltsstoffe sowie
- hohe Energiekosten (bei Vergleich mit energieintensiven Verfahren wie z.B. NF oder Ozonierung).

7.4 Bewertung von Hilfsstoffzugaben zur Verminderung von Fouling

7.4.1 Bewertung der Nachhaltigkeit

Bislang liegen kaum unabhängige Untersuchungen an MBR vor, wie und in welchem Grad die Filtrationsleistung durch die gezielte Fällung fouling-relevanter Stoffe gesteigert werden kann. Da die Nachhaltigkeit dieser Maßnahme jedoch vor allem von der eingesetzten Hilfsstoffmenge sowie dem erzielten Effekt auf die Filtrationsleistung abhängt scheidet eine quantitative Bewertung aus. Daher wird an dieser Stelle eine qualitative Bewertung anhand einer Gegenüberstellung der potentiellen Vor- und Nachteile gegenüber dem MBR-Betrieb ohne entsprechende Zusatzmaßnahmen vorgenommen. Eine Zusammenstellung relevanter Aspekte bzgl. der in Kapitel 7.2 eingeführten Kriteriengruppen ist Tabelle 7.7 zu entnehmen.

Tabelle 7.7: Vor- und Nachteile der Fällung fouling-relevanter Stoffe

Kriteriengruppe	Vorteile	Nachteile
Verfahrenstechnische Kriterien	<ul style="list-style-type: none"> - höhere Stabilität des Filtrationsprozesses - bessere Entwässerbarkeit des anfallenden Überschussschlammes 	<ul style="list-style-type: none"> - aufwendige Maßnahmen zur Vermeidung von Überdosierungen erforderlich, da diese zu schlagartiger Abnahme der Filtrationsleistung führen
Ökologische Kriterien	<ul style="list-style-type: none"> - geringerer Chemikalienbedarf für die Membranreinigung - geringerer Flockungsmittelbedarf für die Schlammntwässerung - leichte Verbesserung der Ablaufqualität 	<ul style="list-style-type: none"> - zusätzlicher Hilfsstoffeinsatz - Aufsalzung des Wassers bei Einsatz anorganischer Koagulantien wie z.B. Eisenchlorid oder Natriumaluminat - zusätzlicher Schlammfall aufgrund der Fällung
Wirtschaftliche Kriterien	<p>Investitionen:</p> <ul style="list-style-type: none"> - geringerer Bedarf von Membranfläche und zugehöriger Peripherie <p>Betriebskosten:</p> <ul style="list-style-type: none"> - geringerer spezifischer Energiebedarf für Modulbelüftung und Filtration, sofern Mehrstraßigkeit der Membranstufe vorliegt oder zeitweiser Betrieb möglich ist. - geringerer Reinigungsaufwand (Chemikalienkosten) - verlängerte Membranstandzeit 	<p>Investitionen:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Investition für Dosier- bzw. Einmischstation <p>Betriebskosten:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Hilfsstoffkosten - Wartung und Instandhaltung der Dosierstation - erhöhte Schlammensorgungskosten

7.4.2 Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

7.4.2.1 Kostenbetrachtung für den Bereich der Membranstufe

Prinzipiell können durch die Verminderung fouling-relevanter Stoffe folgende Einsparungen im Bereich der Membranstufe erzielt werden:

- I. Verminderung des Aufwandes für die Membranreinigung (bei gleich bleibender Auslegung der Membranstufe):

Durch die Verminderung von Fouling wird der Reinigungsaufwand zum Erhalt der Flussleistung vermindert. Entsprechend werden Kosten für Reinigungschemikalien, Personalkosten zur Durchführung der Reinigung und Entsorgungskosten für die anfallenden Reinigungslösungen eingespart. Zusätzlich ist aufgrund der geringeren chemischen Beanspruchung des Membranmaterials von einer Verlängerung der Membranstandzeit auszugehen.

- II. Erhöhung der spezifischen Flussleistung (bei gleich bleibendem Aufwand für die Membranreinigung):

Durch die Verminderung der Foulingneigung kann die Membranstufe bei höheren spezifischen Flussleistungen betrieben werden. Der Membranflächenbedarf zur Gewährleistung einer spezifischen Durchsatzleistung kann damit geringer ausfallen. In einem solchen Falle verringert sich der spezifische Energiebedarf, da z.B. die Belüftung zur Modulüberströmung bei getauchten Systemen unabhängig von der Filtrationsleistung ist.

Punkt I ist vor allem für die nachträgliche Optimierung einer bestehenden Anlage interessant. Das gesamte Einsparpotential von Punkt II kann durch eine Berücksichtigung bereits im Zuge der Anlagenbemessung ausgeschöpft werden. Die Vorteile des geringeren Energiebedarfs lassen sich jedoch auch bei bestehenden Anlagen nutzen, sofern einzelne Membranstraßen abgeschaltet werden können bzw. die Filtrationsstufe nur zeitweise betrieben werden kann.

Zur Verdeutlichung des Einsparpotentials mit steigender Flussleistung werden in Abbildung 7-1 die spezifischen Kosten für den Bereich der Membranstufe dargestellt. Nach Punkt II finden bei der zugrunde liegenden Ermittlung der Jahreskosten (siehe Gleichung 7-1) die Kapitalkosten der Membranfläche und der zugehörigen Peripherie sowie die Betriebskosten für Permeatpumpen, Modulbelüftung und chemische Reini-

gung Berücksichtigung. Die Ermittlung der einzelnen Kostenanteile basiert auf Literaturangaben. Eine Zusammenstellung der getroffenen Annahmen sowie der jeweiligen Quellen ist Tabelle A7- 3 im Anhang zu entnehmen.

$$JK_{\text{Membranstufe}} = KK_{\text{Membran}} + KK_{\text{Peripherie}} + BK_{PP} + BK_{MB} + BK_{cR} + BK_{W\&I+P} \quad \text{Gleichung 7-1}$$

mit:

$JK_{\text{Membranstufe}}$: Jahreskosten, die aus Installation und Betrieb der Membranstufe resultieren

KK_{Membran} : Kapitalkosten für die Membranfläche bzw. entsprechende Modulelemente

$KK_{\text{Peripherie}}$: Kapitalkosten für die Peripherie (Filtrationstanks (Containerbauweise), Membranracks, Rohleitungen, Verdichter, Pumpen, MSR etc.)

$BK_{PP,MB,cR}$: Betriebskosten für Permeatextraktion, Modulbelüftung oder chemische Reinigung

$BK_{W\&I+P}$: Betriebskosten für Wartung, Instandhaltung und Personal

spezifische Kosten für den Bereich der Membranstufe
[€/m²]

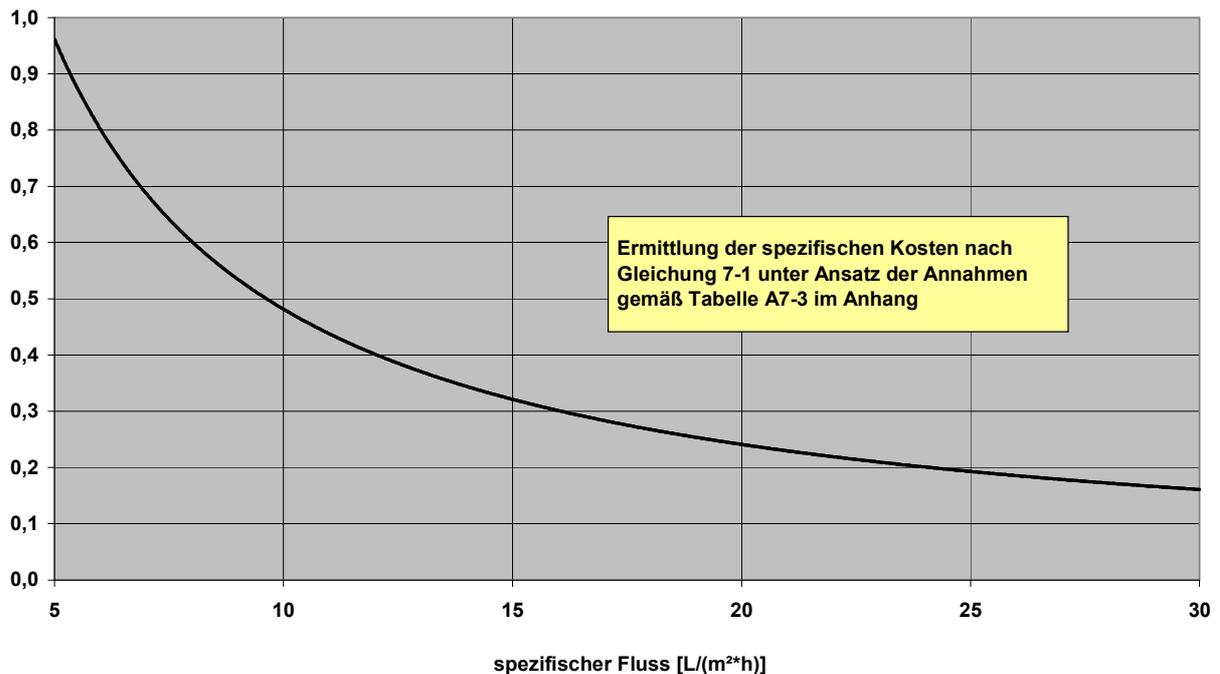


Abbildung 7-1: Spezifische Kosten für den Bereich der Membranstufe in Abhängigkeit vom spezifischen Fluss

Für den betrachteten Bereich von 5 bis 30 L/(m²*h) entfällt nahezu unabhängig von der angesetzten Flussleistung der Hauptanteil der Kosten (hier ca. 62 %) auf die Kapitalkosten, der übrige Teil auf die Betriebskosten (Wartung, Instandhaltung und Personal: ca. 25 %, Energiekosten: ca. 6 % und chemische Reinigung hier ca. 7 %). Erhebliche Verschiebungen hin zu den Betriebskosten sind z.B. bei höherem Reinigungs-

aufwand bzw. kostenintensiverer Entsorgung der Reinigungslösungen oder bei steigenden Energiekosten zu erwarten.

Am Verlauf der spezifischen Kosten wird deutlich, dass vor allem bei geringen Flussleistungen ein erhebliches Einsparpotential durch deren Steigerung gegeben ist. So lassen sich z.B. bei einer Steigerung der Flussleistung von 10 auf 15 L/(m²*h) die spezifischen Kosten um ca. ein Drittel reduzieren, sofern diese Steigerung bereits während Planung und Bau der Membranstufe einfließt.

Auf Basis der durchgeführten Kostenbetrachtungen lassen sich folgende Randbedingungen nennen, unter denen Maßnahmen zur Verminderung der Foulingneigung ein hohes Potential zur Verfahrensoptimierung besitzen:

- geringe Bemessungsflüsse,
- hohe Kosten für den Erhalt der Flussleistung (z.B. hohe Kosten für Reinigungschemikalien oder die Entsorgung von Reinigungslösungen) sowie
- hohe Energiekosten.

7.4.2.2 Kostenbetrachtung für die Hilfsstoffzugabe zur Verminderung von Foulings

Bei der Ermittlung der Kosten von Maßnahmen zur Verminderung des Foulings durch Fällung relevanter Komponenten ist prinzipiell zwischen der Entstehung bzw. Herkunft der zu eliminierenden Stoffe zu unterscheiden. Sollen Stoffe eliminiert werden, die sich im Bioreaktor bilden (vgl. Kapitel 6.3.3.2), so bildet die Biomasse die Bezugsgröße zur Ermittlung der Dosiermenge. Sind Stoffe aus dem zufließenden Abwasser zu eliminieren, so erfolgt die Ermittlung der Dosiermenge bezogen auf den Abwasservolumenstrom. Unabhängig von der jeweiligen Bezugsgröße sind die - abhängig von der Konzentration der zu eliminierenden fouling-relevanten Stoffe - einzusetzenden Hilfsstoffkonzentrationen sowie die spezifische Kosten der Hilfsstoffe kostenbestimmende Faktoren. Beide Fälle werden im Folgenden getrennt betrachtet.

Biomasse bzw. Bioreaktorvolumen als Bezugsgröße

Basierend auf Erfahrungen zur Flockung freier EPS mit polymeren Koagulantien erfolgt deren Dosierung bezogen auf die Biomasse (siehe [Pogoda 2005; Collins et al. 2006]). Die geeignete Dosiermenge kann in Vorversuchen ermittelt werden. In der

Praxis muss weitergehend die Menge an Koagulanten, die im Zuge der Überschussschlammmentnahme aus dem System entnommen wird, nachdosiert werden. Daneben ist der biologische Abbau der Koagulanten im System zu berücksichtigen. So ist z.B. für die Koagulanten MPE 30 bzw. MPE 50 der Fa. Nalco von einem vollständigen biologischen Abbau innerhalb von ca. 100 Tagen auszugehen und entsprechend eine zusätzliche Dosierung von ca. 1 %/ Tag Schlammalter bezogen auf die Menge zur Kompensierung der Überschussschlammmentnahme notwendig [Pogoda 2006].

Zur Vereinfachung wird im Folgenden das Bioreaktorvolumen als Bezugsgröße gewählt. Die tägliche spezifische Dosiermenge bezogen auf das Bioreaktorvolumen ($m_{K,BR}$) lässt sich dann nach Gleichung 7-2 als Funktion der Zielkonzentration an Koagulanten im Bioreaktor (c_K) und des Schlammalters (t_{TS}) ermitteln.

$$m_{K,BR} = \frac{c_K}{t_{TS}} + \frac{1}{100} * t_{TS} * \frac{c_K}{t_{TS}} = c_K * \left(\frac{1}{t_{TS}} + \frac{1}{100} \right) \quad \text{Gleichung 7-2}$$

Mit sinkendem Schlammalter ist demnach von einer höheren Dosiermenge auszugehen. Unter Berücksichtigung der Annahmen für spezifische Polymerkosten, Schlamm-anfall und -entsorgung sowie der Kosten für die Dosiertechnik (siehe Tabelle A7- 4 im Anhang) ergeben sich für Schlammalter von 15 bzw. 60 Tagen die in Abbildung 7-2 dargestellten spezifischen Kosten als Funktion der Zielkonzentration polymerer Koagulanten.

spezifische Jahreskosten der Polymerzugabe
 [€/m³_{VBB}·a]

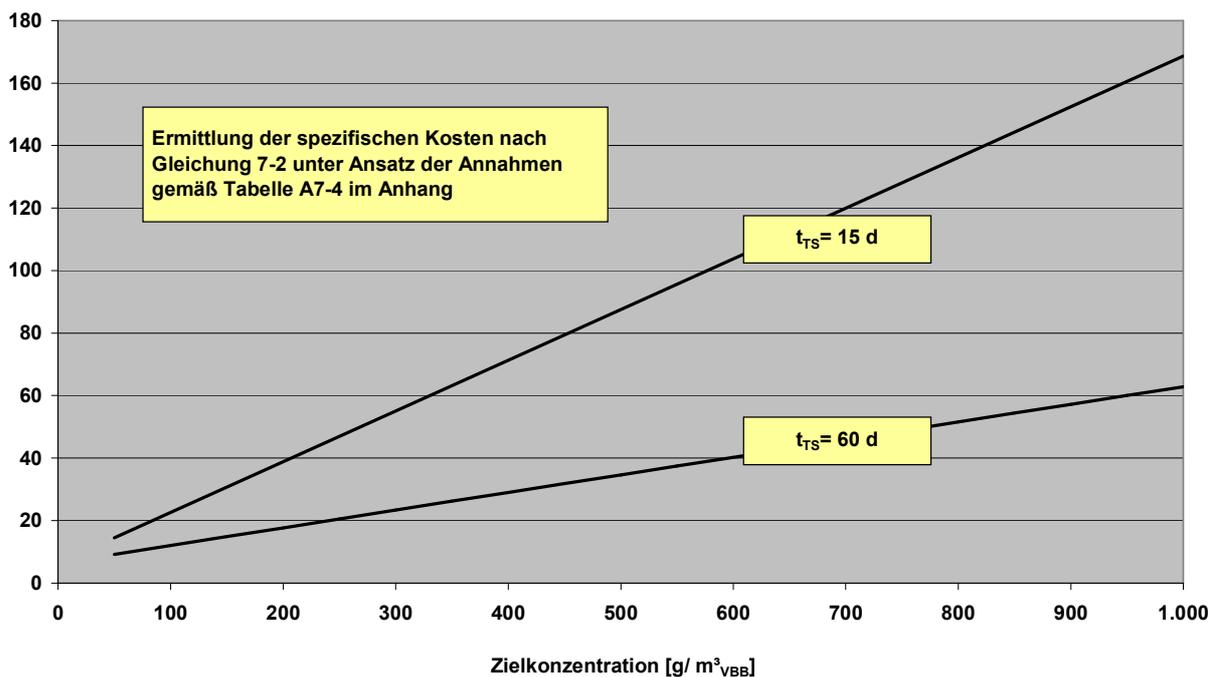


Abbildung 7-2: Spezifische Jahreskosten für die Polymerzugabe als Funktion der einzustellenden Zielkonzentration

Abwasser als Bezugsgröße

Die Dosiermenge berechnet sich über die aus dem Abwasser zu eliminierenden fouling-relevanten Stoffe. Kostenbestimmend sind dabei die notwendige Konzentration an Koagulantien sowie der zu behandelnde Abwasservolumenstrom. Die Fällung und Abtrennung des Fällschlammes kann entweder in einer vorgeschalteten Stufe vor Eintritt des Abwassers in den Bioreaktor erfolgen oder simultan im Bioreaktor.

Für letztere Alternative soll eine einfache Kostenbetrachtung durchgeführt werden (siehe Abbildung 7-3). Hierbei berechnen sich die abwasserspezifischen Kosten über die notwendige Hilfsstoffmenge, die entsprechende Dosiertechnik und den zusätzlich zu entsorgenden Überschussschlamm. Die jeweils getroffenen Annahmen zur Kostenberechnung sind Tabelle A7-4 im Anhang zu entnehmen.

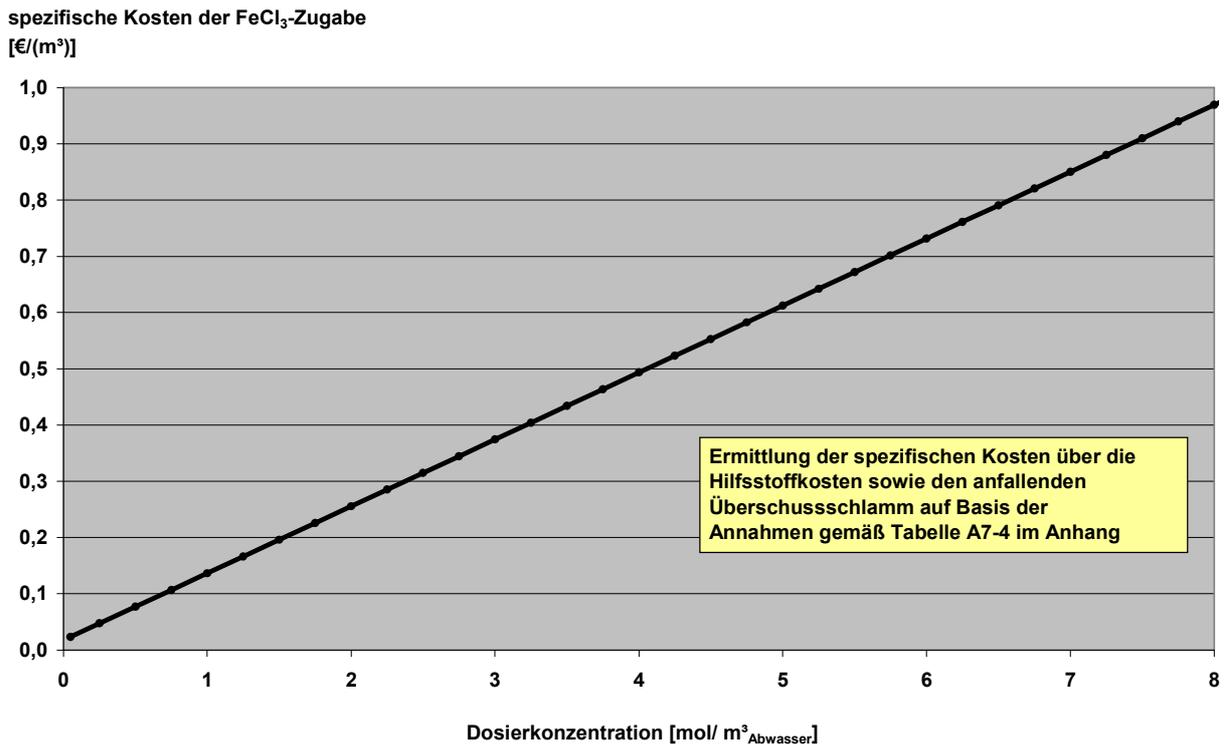


Abbildung 7-3: Spezifische Kosten der Dosierung von FeCl₃ bezogen auf die Dosierkonzentration

7.4.2.3 Gesamtkostenbetrachtung

Auf Grundlage der spezifischen Kosten für die Hilfsstoffzugabe (Kapitel 7.4.2.2) und der erzielbaren Einsparungen im Bereich der Membranstufe (Kapitel 7.4.2.1) lässt sich eine Wirtschaftlichkeitsbetrachtung durchführen. Bzgl. der Einsparungen wird im Folgenden von einer Berücksichtigung der Leistungssteigerung bereits im Zuge der Anlagenauslegung ausgegangen, wobei jeweils die gleichen Kosten für den Reinigungsaufwand angesetzt werden. Eine Wirtschaftlichkeitsbetrachtung ohne Berücksichtigung der Leistungssteigerung bei der Anlagenauslegung ist primär von den anzusetzenden Reinigungskosten abhängig. Exemplarische Betrachtungen hierzu sind Abbildung A7- 1 im Anhang zu entnehmen.

Erfolgt die Hilfsstoffzugabe bezogen auf den behandelten Abwasservolumenstrom (vgl. Abbildung 7-3) kann ein direkter Vergleich der zugehörigen Kosten mit den potentiellen, spezifischen Einsparungen im Bereich der Membranstufe erfolgen (siehe Abbildung 7-4). Die Gleichheit von zusätzlichen Kosten und Einsparungen kann dabei

über die Schnittpunkte der verschiedenen Kostenverläufe mit einer Vertikalen bestimmt werden. Die Vertikale ist hierbei durch den Schnittpunkt einer Horizontalen, die von der notwendigen Dosierkonzentration vorgegeben wird, mit den Kosten für die Eisenchloridzugabe zu legen. So ist z.B. eine FeCl_3 -Zugabe für eine Dosierkonzentration von $1 \text{ mol FeCl}_3/\text{m}^3$ Abwasser (siehe Punkt 1) kostendeckend, wenn die Flussleistung ausgehend von Bemessungsflüssen von $5, 10$ bzw. $15 \text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ um ca. $1, 4$ bzw. $11 \text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ (siehe Punkte 2, 3 bzw. 4) gesteigert werden kann. Wird durch die Hilfsstoffzugabe eine weitere Steigerung der Flussleistung ermöglicht, ergeben sich Einsparungen für den Gesamtprozess.

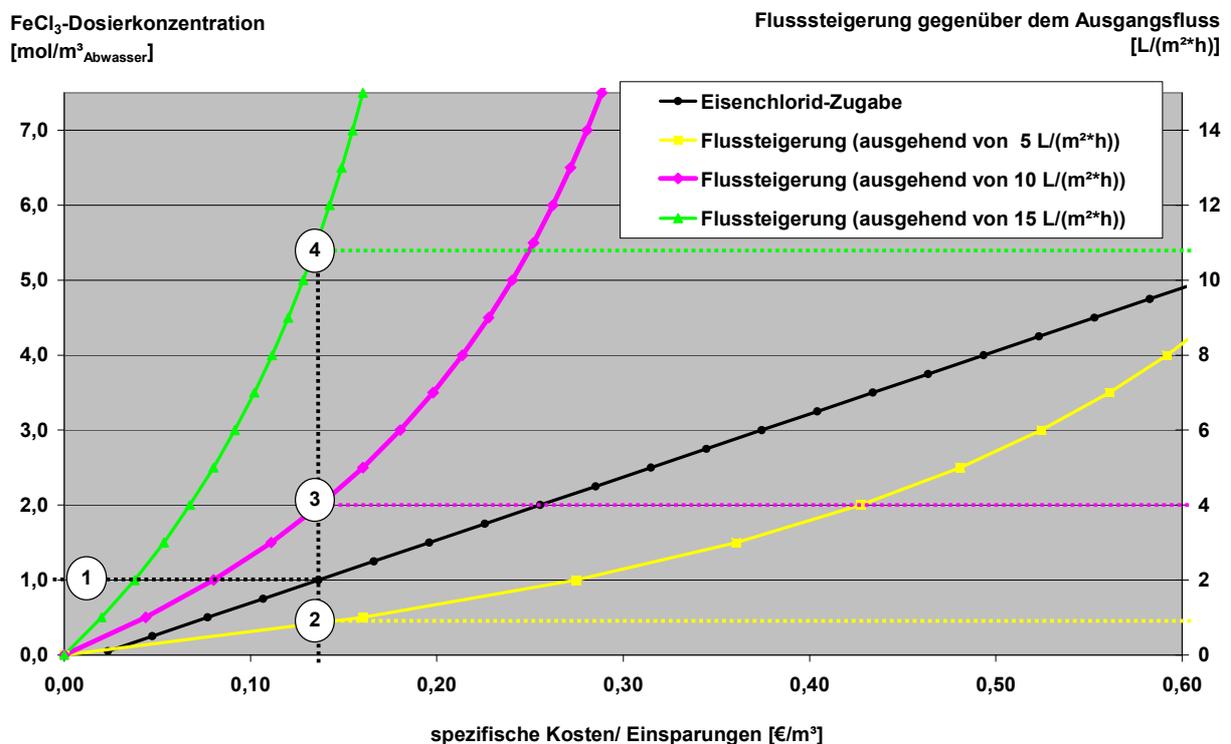


Abbildung 7-4: Ermittlung der Kostendeckung als Funktion der FeCl_3 -Dosierkonzentration und der Flusssteigerung der Membranstufe

Erfolgt die Hilfsstoffzugabe bezogen auf das Bioreaktorvolumen (V_{BB}) ist ein direkter Wirtschaftlichkeitsvergleich nicht möglich. In diesem Fall kann jedoch über die mittlere Durchflusszeit (t_D) eine Umrechnung der Bezugsgröße auf den behandelten Abwasservolumenstrom (Q_d) vorgenommen werden (siehe Gleichung 7-3).

$$V_{BB} = t_D * Q_d$$

Gleichung 7-3

Basierend auf dieser Beziehung wird in Abbildung 7-5 eine Gegenüberstellung der spezifischen Kosten für die Polymerdosierung bei Durchflusszeiten von 0,5 und 1,5 d sowie der potentiellen Einsparungen für den Bereich der Membranstufe dargestellt. Entsprechend steigen die Kosten für die Polymerdosierung bei gleicher Zielkonzentration mit zunehmender Durchflusszeit. Die Bestimmung der Kostengleichheit kann nun in analoger Weise, wie für Abbildung 7-4 durchgeführt erfolgen. So besteht eine Kostendeckung z.B. ausgehend von einer Zielkonzentration von 300 g Polymer/ m³ Bioreaktorvolumen (siehe Punkt 1) und einer mittleren Durchflusszeit von 0,5 d, wenn eine Flussteigerung gegenüber dem Ausgangsfluss um 2 L/(m²*h) erzielt werden kann (siehe Punkt 2). Bei einer mittleren Durchflusszeit von 1,5 d ist für die gleiche Dosierkonzentration und den gleichen Ausgangsfluss bereits eine Flussteigerung um 9 L/(m²*h) notwendig, um die Kosten für die Hilfsstoffzugabe zu kompensieren (siehe Punkt 3). Wird die Betrachtung für einen geringeren Ausgangsfluss durchgeführt, fällt die notwendige Flussteigerung geringer aus.

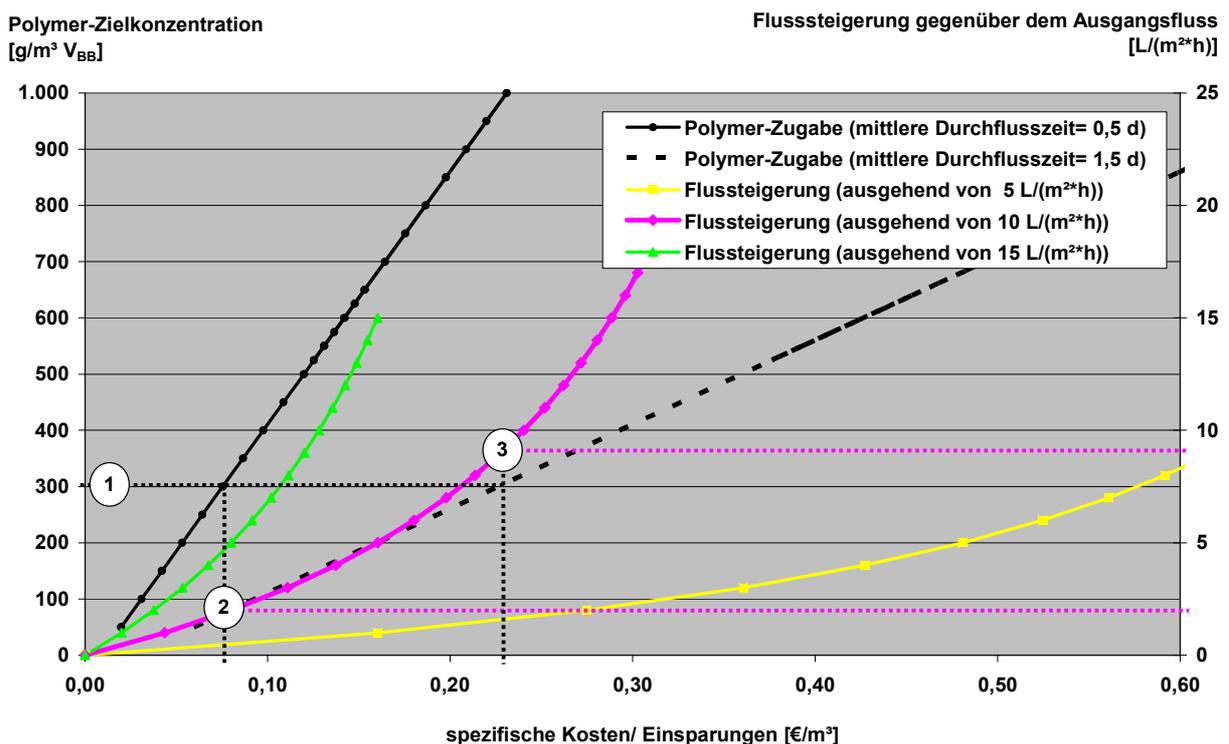


Abbildung 7-5: Ermittlung der Kostendeckung als Funktion der Polymer-Zielkonzentration und der Flussteigerung der Membranstufe

Bzgl. der dargestellten Kostenbetrachtungen sei darauf hingewiesen, dass die zu Grunde liegenden Annahmen für einen exakten Kostenvergleich zu einer konkreten

Anwendung kritisch zu prüfen und ggf. anzupassen sind. Ebenfalls zu berücksichtigen ist, dass jeweils von konstanten Bedingungen im Abwasser bzw. im Bioreaktor in Bezug auf die erforderliche Hilfsstoffdosierung ausgegangen wird.

Auf Basis der im Rahmen der Untersuchungen ermittelten notwendigen Dosierkonzentrationen von Hilfsstoffen und der dadurch ermöglichten potentiellen Flussteigerung können die vorgestellten Maßnahmen zur Prozessoptimierung wirtschaftliche Vorteile bieten.

Die Hilfsstoffzugabe ist vor allem dann interessant, wenn die mögliche Flussteigerung bereits bei der Anlagenauslegung berücksichtigt wird und das Ausgangsniveau der Flussleistung der Membranstufe relativ niedrig liegt. Bei Zugabe von Polymeren bezogen auf das Bioreaktorvolumen wirken sich zusätzlich kurze Durchflusszeiten positiv auf die spezifischen Kosten aus. Negativ wirken sich hierbei jedoch geringere Schlammalter (als die hier betrachteten 15 Tage) aus.

Aber auch zur Prozessoptimierung bestehender Anlagen erscheint die Hilfsstoffzugabe aus wirtschaftlicher Sicht vertretbar. Dieses ist z.B. dann der Fall, wenn durch die Steigerung der Flussleistung einzelne Straßen (bei mehrstraßiger Gestaltung der Filtrationsstufe) oder die gesamte Filtrationsstufe phasenweise außer Betrieb genommen werden können. Daneben ist auch denkbar, dass ausschließlich eine Reduzierung der Aufwendungen für die Membranreinigung wirtschaftliche Vorteile bieten kann. Entsprechende Betrachtungen sind Abbildung A7- 1 im Anhang zu entnehmen.

7.5 Bewertung der Maßnahmen zur Verminderung von Scaling

7.5.1 Nutzwertanalyse zur Bewertung der Nachhaltigkeit

Im Rahmen dieser Arbeit wurden für das Abwasser eines Papier verarbeitenden Betriebes verschiedene Maßnahmen untersucht, um die Scalingbildung auf Membranen zu vermindern (siehe Tabelle 7.2). Gegenüber dem Betrieb der Membranstufe ohne zusätzliche Maßnahmen konnte durch alle getesteten Maßnahmen eine erhebliche Verminderung des Reinigungsaufwandes zum Erhalt der Flussleistung bzw. eine Steigerung der Filtrationsleistung erzielt werden (siehe Kapitel 6.3.8.2).

Übertragen auf andere Abwässer, bei denen Scaling auftritt, ist prinzipiell dessen tatsächliche Auswirkung auf die Flussleistung bzw. den Reinigungsaufwand der Mem-

branstufe zu berücksichtigen, da nur dann der Nutzen zusätzlicher Maßnahmen zur Verringerung der Scalingwirkung beurteilt werden kann. Um dennoch eine allgemeine Bewertung der Verfahrensgestaltung mit und ohne Maßnahmen zu ermöglichen, wird davon ausgegangen, dass die Verfahren sämtlichen Anforderungen an eine technische Realisierung genügen (Ablaufqualität, Platzbedarf etc.). Auf Basis der in Kapitel 7.2 definierten Kriterien und deren Gewichtung ergibt sich hieraus die in Tabelle 7.8 dargestellte Bewertung. Die der Bewertung der einzelnen Kriterien zu Grunde liegenden Faktoren sind Tabelle A7- 2 im Anhang zu entnehmen.

Hinsichtlich verfahrenstechnischer und wirtschaftlicher Kriterien schneidet ein MBR ohne gezielte Verminderung des Scalingpotentials am ungünstigsten ab. Aus verfahrenstechnischer Sicht ist dieses auf Störungen eines stabilen Betriebes durch Scaling zurückzuführen, wodurch ggf. häufige Ausfallzeiten und vermehrte Reinigungen zu erwarten sind. Bzgl. der wirtschaftlichen Kriterien führt neben dem hohen Reinigungsaufwand die damit einhergehende geringere Verfügbarkeit der Membranstufe zur Abwertung. Die Verfahrensgestaltung mit zusätzlichen Maßnahmen schneidet für beide Kriteriengruppen deutlich besser ab. Hervorzuheben ist die Gestaltung mit Luftkreislaufführung, da hierbei keine Dosierung von Hilfsstoffen vorgenommen wird.

Bezogen auf ökologische Kriterien ist neben der hilfsstofffreien Luftkreislaufführung die vorgeschaltete Elimination scaling-relevanter Stoffe hervorzuheben, da hierdurch das Potential zur innerbetrieblichen Wiederverwendung des gereinigten Abwassers maßgeblich erhöht wird (Vermeidung von Aufkonzentrierungseffekten und Ausfällungen an den Einsatzstellen). Die Zugabe von Säuren zur pH-Wert-Absenkung weist demgegenüber Nachteile auf. Neben dem hohen Hilfsstoffbedarf ist dieses auf eine Verminderung der Ablaufqualität durch eine Aufsalzung des gereinigten Abwassers (bei Verwendung anorganischer Säuren) zurückzuführen. Die alternative Verwendung organischer Säuren würde zu einem erheblichen Mehranfall von Überschussschlamm führen.

Tabelle 7.8: Nutzwertanalyse verschiedener Maßnahmen zur Verminderung von Scaling

	Gewichtung [%]	Bewertung (Punkte 1 bis 5)				Nutzwert (Gewichtung * Bewertung)			
		MBR	MBR + Luftkreislauf-führung	MBR + pH-Wert-Absenkung	MBR + vorgeschaltete Ca-Eliminierung	MBR	MBR + Luftkreislauf-führung	MBR + pH-Wert-Absenkung	MBR + vorgeschaltete Ca-Eliminierung
Verfahrenstechnische Kriterien	100					3,1	4,3	4,7	3,8
Betriebssicherheit	40	2	4	5	3	0,8	1,6	2,0	1,2
Flexibilität im Betrieb	30	3	5	5	5	0,9	1,5	1,5	1,5
Nachrüst- und Erweiterbarkeit	15	5	3	4	3	0,8	0,5	0,6	0,5
Wechselwirkungen	15	4	5	4	4	0,6	0,8	0,6	0,6
Ökologische Kriterien	100					3,6	4,2	3,0	4,2
Ablaufqualität	40	3	3	2	5	1,2	1,2	0,8	2,0
Säure-/ Laugebedarf	20	3	5	1	4	0,6	1,0	0,2	0,8
Reststoffanfall, Emissionen	15	5	5	5	3	0,8	0,8	0,8	0,5
Energiebedarf	15	5	5	5	4	0,8	0,8	0,8	0,6
Ressourcen für Ausrüstung	5	2	4	5	3	0,1	0,2	0,3	0,2
Platzbedarf	5	3	5	5	3	0,2	0,3	0,3	0,2
Wirtschaftliche Kriterien*	100					2,2	4,4	4,2	3,6
Investitionen	40	2	4	5	3	0,8	1,6	2,0	1,2
Betriebskosten	40	2	5	3	4	0,8	2,0	1,2	1,6
Sonstiges	20	3	4	5	4	0,6	0,8	1,0	0,8

Legende:

Bewertungsmaßstab:

Punkte	Bedeutung
1	sehr ungünstig
2	ungünstig
3	mittel
4	günstig
5	sehr günstig

relative Einstufung des Nutzwerts:

hoher Nutzen
mittlerer Nutzen
geringer Nutzen

* Die Bewertung der wirtschaftl. Kriterien erfolgte auf Basis der Kostenbetrachtungen in Kapitel 7.5.2

Die Nutzwertanalyse ermöglicht nur eine abschätzende Beurteilung, die bezogen auf eine konkrete Anwendung unter Berücksichtigung der realen Verhältnisse z.B. bzgl. der Scalingneigung des zu behandelnden Abwassers und des benötigten Hilfsstoffeinsatzes anzupassen ist.

Neben den an dieser Stelle separat bewerteten Maßnahmen sind weitergehend auch Kombinationen von Maßnahmen denkbar. Aus verfahrenstechnischer, ökologischer und wirtschaftlicher Sicht bietet sich beispielsweise eine Kombination von Luftkreislauf-führung und pH-Wert-Absenkung an. In folge eines verminderten Säurebedarfes könnten hierdurch die ökologischen Nachteile vermindert und durch Vorteile in Bezug auf die Betriebssicherheit ausgeglichen werden.

7.5.2 Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

7.5.2.1 Kostenbetrachtung für den Bereich der Membranstufe

Maßnahmen zur Verringerung der Scalingneigung weisen prinzipiell die gleichen Punkte auf, die Einsparungen ermöglichen, wie die Maßnahmen zur Verringerung von Fouling (vgl. Kapitel 7.4.2.1). Ist von einer hohen Scalingneigung auszugehen, wie z.B. bei dem untersuchten Abwasser aus einem Papier verarbeitenden Betrieb (Kapitel 6.3.8.2), so sind der immense Reinigungsaufwand und die damit verbundenen Ausfallzeiten der Membranstufe nachteilig hervorzuheben. Gegenüber üblichen Intervallen für die Durchführung einer Intensivreinigung von ca. 2 bis 6 Monaten, ist für den betrachteten Fall von Reinigungsintervallen von 2 bis 5 Tagen auszugehen.

Der erhöhte Reinigungsaufwand wirkt sich in Form höherer Kosten für Reinigungschemikalien, höheren Personalbedarfs, geringerer Membranstandzeiten (durch die vermehrte chemische Beanspruchung) und geringerer mittlerer Flussleistungen (durch die geringere Anlagenverfügbarkeit) aus. Unter Berücksichtigung dieser Faktoren ergeben sich die in Abbildung 7-6 dargestellten Mehrkosten für den Bereich der Membranstufe ohne Maßnahmen zur Scaling-Verminderung bzw. das Einsparpotential bei deren Anwendung (im Vergleich zu den Kosten gemäß Abbildung 7-1). Die zu Grunde liegenden Annahmen bzgl. der Auswirkungen des Scalings auf die Kosten sind Tabelle A7- 5 im Anhang zu entnehmen.

Anhand der Gegenüberstellung der Einsparungen mit bzw. ohne Berücksichtigung der Auswirkungen einer geringeren Anlagenverfügbarkeit auf die Bemessung (obere bzw. untere Kurve) wird deutlich, dass die Berücksichtigung der Bemessung mit nur ca. 5 bis 10 % der Einsparungen von untergeordneter Bedeutung ist. Vielmehr sind die Kosten der chemischen Reinigung und des resultierenden Personalaufwandes bei den gewählten Annahmen mit mehr als 90 % entscheidender Faktor.

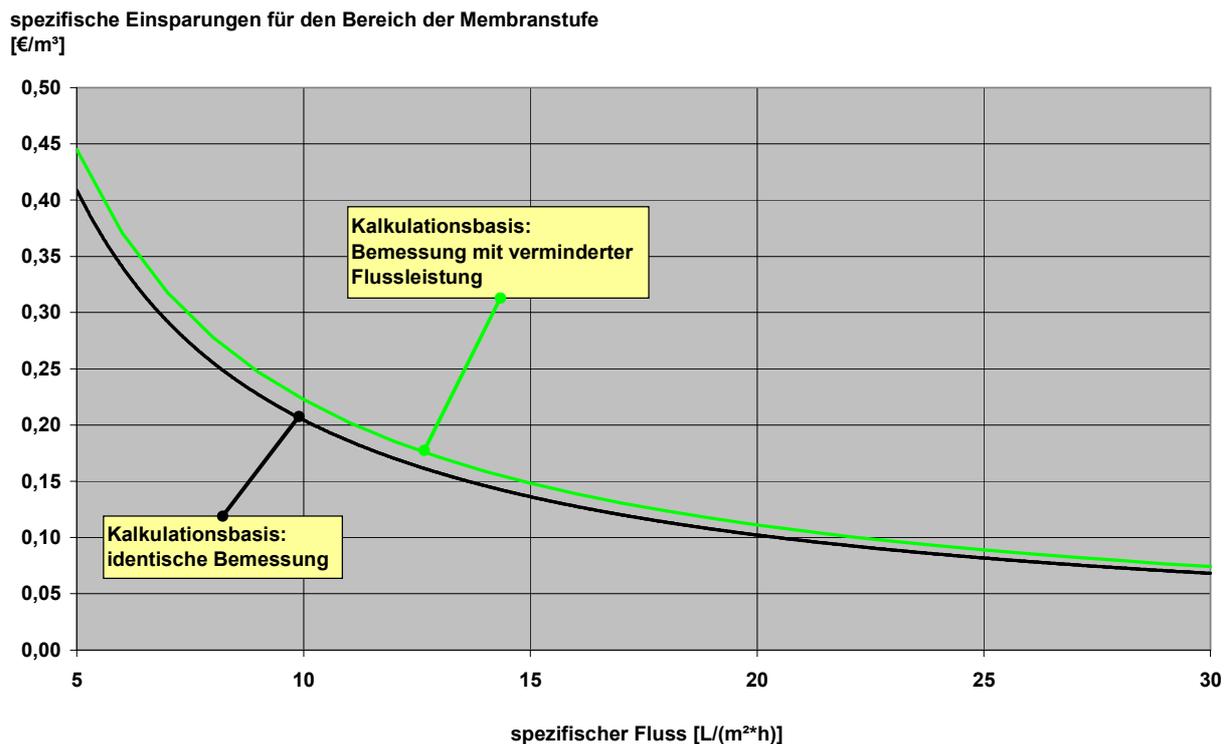


Abbildung 7-6: Spezifische Einsparungen durch Maßnahmen zur Verminderung von Scaling

7.5.2.2 Kostenbetrachtung für die Maßnahmen zur Verminderung von Scaling

Unter Berücksichtigung der in Tabelle 7.9 genannten Kostenfaktoren lassen sich anhand der in Tabelle A7- 6 im Anhang zusammengestellten Annahmen die Kosten für die einzelnen Maßnahmen ermitteln. Die jeweiligen Kosten werden dabei auf den behandelten Abwasservolumenstrom bezogen, um einen Vergleich zu ermöglichen. Eine Zusammenstellung der für die verschiedenen Maßnahmen resultierenden spezifischen Kosten ist Abbildung 7-7 zu entnehmen. Dargestellt sind für jede Maßnahme jeweils Minimal- und Maximalwerte, die auf unterschiedliche Basisannahmen zurückzuführen sind (vgl. Tabelle A7- 6 im Anhang).

Tabelle 7.9: Berücksichtigte Kostenfaktoren von Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung

Maßnahme	Kostenfaktoren
Luftkreislauf-führung	Kosten ergeben sich aus der Abdeckung der Filtrationsbereiche, den Rohrleitungen und der Luftentfeuchtung zur Luftkreislaufführung. Gegenüber der Berücksichtigung von Einrichtungen zur Luftkreislaufführung bereits bei Planung und Bau sind für die Nachrüstung einer bestehenden MBR-Anlage erheblich höhere Investitionen anzusetzen. Beeinflusst werden die Kosten vom spezifischen Fluss sowie von Geometrie und Packungsdichte des eingesetzten Modultyps, da diese Faktoren letztendlich die abzudeckende Oberfläche bestimmen.
pH-Wert-Absenkung	Die Kosten für die notwendigen Hilfsstoffmengen sind maßgebender Faktor. Diese werden von der Säurekapazität des zu behandelnden Abwassers und der gewünschten pH-Wert-Absenkung bestimmt. Investitionen, z.B. für die Dosierstation, sind demgegenüber von untergeordneter Bedeutung.
vorgeschaltete Eliminierung scaling-relevanter Fraktionen	Für die im Rahmen der Untersuchungen bewertete Ca-Eliminierung sind Investitionen und Betriebskosten anzusetzen. Für das untersuchte Abwasser stellen hierbei die Laugezugabe zur pH-Wert-Anhebung (ca. 50 %), die Kapitalkosten (ca. 25 %) und der Energiebedarf (ca. 20 %) die zentralen Faktoren in Bezug auf die Jahreskosten dar (vgl. Pinnekamp et al. [2006b]). Für die Ermittlung der Kosten der Ca-Eliminierung bei anderen Abwässern ist vor allem die Pufferkapazität des Abwassers und der gewünschte Eliminationsgrad zu berücksichtigen.

Die Maßnahmen zur Luftkreislaufführung schneiden im Vergleich zu den übrigen Maßnahmen deutlich günstiger ab. Auch im ungünstigen Fall, wenn eine bestehende Anlage zur Luftkreislaufführung nachgerüstet werden muss, liegen die spezifischen Kosten unterhalb von 1 €Cent/m³ Abwasser. Die spezifischen Kosten für die pH-Wert-Absenkung liegen je nach benötigter Säuremenge, um das 3- bis 8-fache höher. Bei extrem hoher Säurekapazität des Abwassers kann ggf. sogar die vorgeschaltete Eliminierung von Calcium günstiger ausfallen, die ca. beim 7- bis 20-fachen der Kosten für die Luftkreislaufführung liegen.

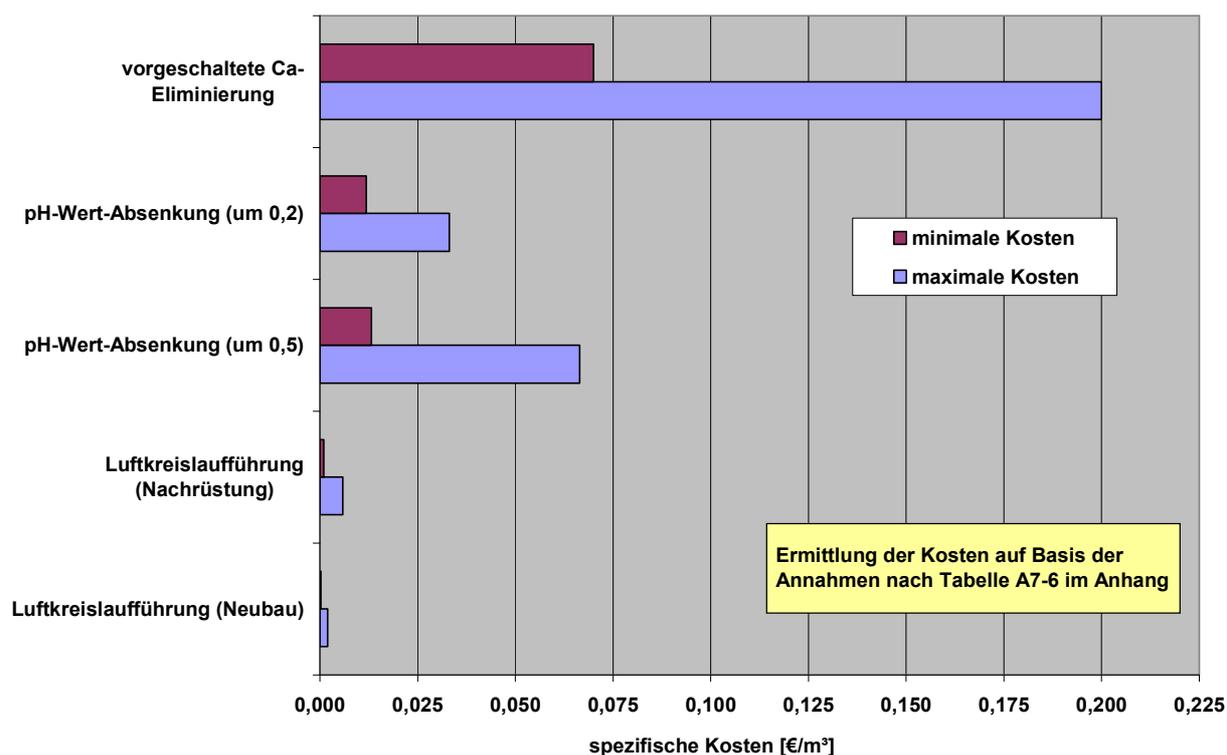


Abbildung 7-7: Kosten verschiedener Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung

7.5.2.3 Gesamtkostenbetrachtung

Gegenüber den Mehrkosten des Betriebes der Membranstufe bei starker Scalingbildung sind die zusätzlichen Aufwendungen für Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung vergleichsweise gering (vgl. Abbildung 7-6 und Abbildung 7-7). Maßnahmen zur Luftkreislaufführung erscheinen in jedem Falle aus wirtschaftlicher Sicht umsetzbar. Wirtschaftliche Vorteile von pH-Wert-Absenkung und Calcium-Eliminierung sind vor allem im Bereich geringer spezifischer Bemessungsflüsse ausgeprägt, da diese im Gegensatz zu den Mehrkosten im Membranbereich unabhängig vom Bemessungsfluss sind. Vor dem Hintergrund, dass bei Vorliegen starker Scalingneigung relativ geringe Bemessungsflüsse anzusetzen sind, ist also auch für diese Maßnahmen im üblichen Anwendungsbereich von einem wirtschaftlichen Einsatz auszugehen. Bei Elimination scaling-relevanter Stoffe (hier am Beispiel der Calciumeliminierung betrachtet) kann ggf. auch eine innerbetriebliche Wiederverwendung des gereinigten Abwassers ermöglicht werden. Entsprechende Reduzierungen von Abwasser- und Frischwasserkosten wirken sich dann zusätzlich positiv auf die Wirtschaftlichkeit aus.

Eine Zusammenstellung der Faktoren, die bei der Auswahl wirtschaftlicher Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung zu berücksichtigen sind, ist Tabelle 7.10 zu entnehmen.

Tabelle 7.10: Einflüsse auf die Wirtschaftlichkeit verschiedener Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung

Einfluss	I	II	III
hoher Aufwand zur Entfernung von Scaling von den Membranen	+	+	+
geringer Bemessungsfluss	+	+	+
hohe Säurekapazität		-	
hohe Basekapazität			-
geringe Packungsdichte des eingesetzten Modulsystems	-		
innerbetriebliche Wiederverwendungsmöglichkeit des gereinigten Abwassers			+

I: Luftkreislaufführung

II: pH-Wert-Absenkung

III: Calcium-Eliminierung

+/-: positive/ negative Auswirkung auf die Wirtschaftlichkeit der betrachteten Maßnahme gegenüber dem Betrieb einer Membranstufe ohne Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung

8 Zusammenfassung und Ausblick

Membranbioreaktoren (MBR) zur Reinigung organisch verschmutzter Abwässer zählen zu den bedeutenden Entwicklungen der letzten Zeit. Sie basieren auf der Weiterentwicklung der biologischen Abwasserreinigung mit suspendierter Biomasse, wobei Membranen zur Trennung von Biomasse und biologisch gereinigtem Wasser eingesetzt werden. Ausgehend von zahlreichen erfolgreichen großtechnischen Umsetzungen im kommunalen Bereich nimmt auch die Zahl industrieller Anwendungen stetig zu. Wesentliche Merkmale von MBR sind die hohe Ablaufqualität sowie der geringe Platzbedarf. Speziell im industriellen Bereich können beide Merkmale entscheidend für den Vorzug gegenüber konventionellen Abwasserreinigungssystemen sein. Insbesondere durch die erhöhte Ablaufqualität kann z.B. – zusätzlich zu Zielen des Gewässerschutzes - die innerbetriebliche Wiederverwendung des gereinigten Abwassers ermöglicht werden. Auch rechtliche Aspekte, wie steigende Anforderungen an die Reinigung und Kreislaufführung industrieller Abwässer, können ausschlaggebend für den Einsatz sein.

Entscheidende Voraussetzungen für den industriellen Einsatz von MBR sind jedoch die technische Machbarkeit sowie die Wirtschaftlichkeit. Beide Kriterien werden maßgeblich durch die Filtrationsleistung der Membranstufe, die über den Membranflächenbedarf und die Betriebskosten entscheidet, und die Reinigungsleistung, die zur Erreichung des Reinigungsziels notwendig ist, bestimmt.

Im kommunalen Bereich liegen aufgrund der Vielzahl von Anwendungen und der Ähnlichkeit des behandelten Abwassers bereits umfangreiche Erkenntnisse zur Reinigungs- und Filtrationsleistung vor. Hierdurch lässt sich relativ genau abschätzen, unter welchen Randbedingungen MBR gegenüber konventionellen Anlagen zu favorisieren sind.

Für den industriellen Einsatz von MBR hingegen sind große Leistungsunterschiede bekannt, die auf eine unterschiedliche Prägung industrieller Abwässer zurückzuführen sind. Eine Übertragung der Erkenntnisse aus dem kommunalen auf den industriellen Bereich ist nur eingeschränkt möglich und birgt sowohl technische als auch ökonomische Risiken. Liegen keine MBR-Erfahrungen zu einem bestimmten industriellen Abwasser vor, erfolgt die Bestimmung der technischen Eignung und Wirtschaftlichkeit daher üblicherweise in Pilotierungen. Dabei erfolgt eine Bestimmung der erzielbaren

Reinigungs- und Filtrationsleistung für das untersuchte Abwasser. Da während einer Pilotierung aus Zeit- und Kostengründen in der Regel keine wissenschaftliche Untersuchung der Leistung erfolgt und sich etwaige Erkenntnisse auch nur auf das jeweils untersuchte Abwasser beschränken, liegen bislang kaum detaillierte und übertragbare Erkenntnisse zu den Ursachen der Leistungsunterschiede vor. Daneben verbleiben Erkenntnisse aus dem Betrieb pilot- wie auch großtechnischer Anlagen zumeist beim Betreiber.

Um eine Basis für einen optimierten Einsatz von MBR im industriellen Bereich zu schaffen, erscheint eine genauere, übergreifende Untersuchung der Ursachen für die Leistungsunterschiede sinnvoll. Schwerpunkte dieser Arbeit waren es, zentrale Einflüsse auf die Leistung von MBR zu identifizieren, geeignete Untersuchungsmethoden zu entwickeln, um die Leistung zu charakterisieren, quantifizieren sowie nach Möglichkeit vorherzusagen. Auf Basis der ermittelten Erkenntnisse sollten weitergehend Maßnahmen zur Leistungssteigerung entwickelt werden.

Zur Ermittlung und Quantifizierung der Leistungsunterschiede von MBR wurden Untersuchungen mit unterschiedlichen Abwässern der chemischen, pharmazeutischen, textilveredelnden und papierverarbeitenden Industrie sowie mit hochbelasteten Prozesswässern aus der Abfallablagerung, Bioabfallvergärung und Klärschlammbehandlung durchgeführt. Die ausgewählten Abwässer repräsentieren einen weiten Bereich hinsichtlich der zu eliminierenden Schmutzstoffe, deren Konzentrationen und der biologischen Abbaubarkeit. Entsprechend wurden starke Unterschiede in Bezug auf die Reinigungs- und die Filtrationsleistung ermittelt. Für einige Abwässer erscheint auf Grund der unzureichenden Leistung kein technischer bzw. wirtschaftlicher Einsatz eines MBR möglich. So werden teilweise nur geringe Eliminationsraten der Schmutzstoffkonzentrationen im MBR erzielt bzw. die Anforderungen an die Ablaufqualität der gereinigten Wässer können nicht erreicht werden. Daneben sind für einige Abwässer nur sehr geringe Flussleistungen erzielbar bzw. ein hoher Reinigungsaufwand der Membranen zum Erhalt der Flussleistung notwendig.

Anhand der begleitend durchgeführten Untersuchungen lassen sich in Bezug auf die Reinigungs- bzw. Filtrationsleistung folgende grundlegende Erkenntnisse zusammenfassen:

Grundlegende Erkenntnisse zur Reinigungsleistung

- Die biologische Abbaubarkeit der gelösten, niedermolekularen Abwasserinhaltsstoffe bestimmt die erzielbare Reinigungsleistung. Diese kann hinreichend genau in labortechnischen Abbauversuchen bestimmt werden.
- Bei der Elimination gelöster Abwasserinhaltsstoffe sind keine Abhängigkeiten von der Trenngrenze der eingesetzten Mikro-/ Ultrafiltrationsmembranen festzustellen.
- Liegen schwer abbaubare, kolloidale Verbindungen im Abwasser vor, kann durch den Einsatz von Membranen mit geringeren Porenweiten eine signifikante Steigerung der Reinigungsleistung erzielt werden.

Grundlegende Erkenntnisse zur Filtrationsleistung

- Ein vollständiger Abbau der biologisch verfügbaren organischen Abwasserinhaltsstoffe ist Grundvoraussetzung für einen stabilen Filtrationsprozess.
- Prozessbedingungen, wie z.B. Schlammalter, Schlamm- und Raumbelastung, besitzen keinen signifikanten Einfluss auf die Filtrationsleistung.
- Kolloidales Fouling und Scaling sind die zentralen Verschmutzungsfaktoren, die die Filtrationsleistung erheblich reduzieren können. Demgegenüber ist Biofouling, das bei kommunalen Anwendungen als zentraler Faktor gilt, vernachlässigbar.
- Kolloidales Fouling ist auf makromolekulare oder kolloidale Abwasserinhaltsstoffe zurückzuführen, die sich auf den Membranen anlagern. Es tritt weitgehend unabhängig vom eingesetzten Membran- bzw. Modultyp auf.
- Für die Entstehung von Scaling sind prinzipiell sämtliche gelösten anorganischen Stoffe, die in oder auf den Membranen ausfallen, von Bedeutung. Bei MBR mit getauchten Membranmodulen sind Carbonatausfällungen infolge der intensiven Modulbelüftung hervorzuheben. Bezogen auf Carbonatausfällungen weisen daher externe Crossflow-Systeme eine geringere Scalingneigung auf.
- Es wurden geeignete Testmethoden ermittelt, anhand derer das Fouling- und Scalingpotential von Abwässern bzw. Belebtschlamm-Wasser-Gemisches (BSWG) vorhergesagt werden.

Auf Basis dieser grundlegenden Erkenntnisse wurden weitergehend Untersuchungen zur Optimierung der Leistung durchgeführt. Die Untersuchungen erfolgten vor allem an Abwässern, die unzureichende Reinigungs- bzw. Filtrationsleistung aufwiesen. Die wesentlichen Erkenntnisse aus den untersuchten Optimierungsansätzen werden im Folgenden zusammengefasst:

Ansatz zur Optimierung der Reinigungsleistung

Eine weitergehende Elimination gelöster, biologisch nicht abbaubarer Stoffe lässt sich nur durch zusätzliche Maßnahmen erzielen. Im Rahmen der Arbeit wurde diesbezüglich die simultane Zugabe pulverisierter Aktivkohle (PAC) in MBR untersucht. Es wurde nachgewiesen, dass die PAC-Zugabe in MBR eine weitergehende Reduzierung des CSB bzw. DOC, der Färbung, des AOX oder von Spurenschadstoffen, wie z.B. pharmazeutischer Grund- und Wirkstoffe, ermöglicht. Vorteile der simultanen PAC-Zugabe liegen im einfachen Handling, der hohen Flexibilität und den geringen Investitionen. Im Gegensatz zum PAC-Einsatz bei konventionellen Belebungsanlagen sind daneben keine zusätzlichen Maßnahmen zur Abtrennung der PAC erforderlich, da die Membranen den vollständigen Rückhalt der PAC gewährleisten. Die simultane PAC-Zugabe in MBR kann daher wirtschaftlicher sein, als die Nachschaltung weitergehender Verfahren, wie z.B. Nanofiltration, Ozonierung oder Aktivkohlefiltration. Unter Berücksichtigung des Wirkprinzips sowie wirtschaftlicher Aspekte erscheint der PAC-Einsatz vor allem dann sinnvoll, wenn eine Teilelimination der zu eliminierenden Stoffe ausreicht. Ist die gewünschte Ablaufqualität durch die PAC-Zugabe erreichbar, so ist ein wirtschaftlicher Einsatz bei Dosierkonzentrationen bis zu 200 g PAC/ m³ Abwasser zu erwarten.

Ansätze zur Optimierung der Filtrationsleistung

Mit Hilfe der ermittelten Testmethoden zur Charakterisierung des Fouling- bzw. Scalingpotentials wurden Ansätze zur Optimierung der Filtrationsleistung untersucht. Betrachtet wurden insbesondere Abwässer, bei denen sich eine geringe Filtrationsleistung einstellte.

Zur Verminderung kolloidalen Foulings wurden für die untersuchten Abwässer gute Erfolge mittels Fällung/ Flockung makromolekularer Stoffe erzielt. Die Fällung kann

hierbei vorgeschaltet zum MBR im Abwasser oder simultan im Bioreaktor durchgeführt werden, wobei je nach Art der relevanten Stoffe geeignete Koagulantien einzusetzen sind.

Eine Verminderung der Scalingneigung durch Calciumcarbonat lässt sich durch eine vorgeschaltete Calciumelimination, eine pH-Wert-Absenkung im Bioreaktor, sowie durch Kreislaufführung der Luft zur Überströmung getauchter Membranmodule erzielen.

Die Bewertung der untersuchten Optimierungsmaßnahmen zeigt, dass durch die erzielte Leistungssteigerung Einsparungen im Bereich der Investitionen und Betriebskosten ermöglicht werden. Der Vergleich von zusätzlichen Kosten für die Leistungssteigerung und den ermittelten Einsparungen verdeutlicht, dass alle untersuchten Maßnahmen eine wirtschaftlichere Behandlung problematischer Abwässer ermöglichen. Maßnahmen zur Verringerung des Fouling-/ Scalingpotentials sind vor allem dann wirtschaftlich zu realisieren, wenn diese bereits in der Planungsphase berücksichtigt werden.

Im Rahmen der Arbeit wurde analysiert, welche besonderen Einflüsse auf die Leistung von MBR beim industriellen Einsatz zu berücksichtigen sind. Durch abwasserspezifische Besonderheiten können erhebliche Leistungsunterschiede und insbesondere Leistungsdefizite, z.B. gegenüber kommunalen Anwendungen, auftreten. Andererseits konnte demonstriert werden, dass bei Vorliegen von Leistungsdefiziten ein umfangreiches Potential zur Leistungssteigerung besteht, welches bislang kaum ausgeschöpft wird.

Die untersuchten Optimierungsansätze zur Steigerung der Reinigungs- und Filtrationsleistung erscheinen in vielen Fällen nachhaltig und wirtschaftlich. Die Ansätze können genutzt werden, Betriebsprobleme bestehender MBR-Anlagen zu beheben, deren Betrieb wirtschaftlicher zu gestalten oder den Einsatzbereich von MBR auch auf die Behandlung bislang als problematisch definierter Abwässer auszuweiten.

Der Einsatz von MBR mit simultaner PAC-Zugabe ist vor allem dann aus wirtschaftlicher Sicht interessant, wenn hierdurch die geforderte Einleitqualität erreicht oder die innerbetriebliche Wiederverwendung ermöglicht wird. Anhand von Langzeituntersu-

chungen ist jedoch sicherzustellen, dass die eingesetzte PAC keine Schädigung des Membranmaterials hervorruft.

Die ermittelten Untersuchungsmethoden zur Vorhersage und Abschätzung des Foulingverhaltens zeigten sich bei den hier untersuchten Abwässern geeignet, bereits anhand einfacher Abwasseranalysen oder vertiefender Untersuchungen im Rahmen einer Pilotierung etwaige negative Einflüsse auf die Filtrationsleistung vorherzusagen. Zur Verringerung von Fouling und Scaling konnten hierdurch für einige Abwässer relevante Stoffe identifiziert und konkrete Lösungsansätze aufgezeigt werden. Aufgrund der Vielfältigkeit der potentiell fouling-/ scaling-relevanten Stoffe und der komplexen Wechselwirkungen von Abwasser, Belebtschlamm-Wasser-Gemisch und Membran kann jedoch kein Anspruch auf Vollständigkeit erhoben werden. Vor allem weitere Untersuchungen begleitend zu pilot- und großtechnischen Anwendungen könnten hierbei die Präzision der Vorhersage der Filtrationsleistung erhöhen und die Strategien zur Steigerung der Filtrationsleistung vervollständigen.

Literatur

AbwAG 2005	Gesetz über Abgaben für das Einleiten von Abwasser in Gewässer (AbwAG) in der Fassung der Bekanntmachung vom 18. Januar 2005 BGBl. I Nr. 5 vom 25.01.2005 S. 114)
Altmann, J. 2000	Partikelablagerung und Deckschichtbildung an überströmten Membranen; Dissertation TU Dresden, Bd. 4 Universitätsverlag Dresden, 2000
ARA-Ber 2004	Abwasserreinigungsanlagen-Berechnungsprogramm, Version 57rwth Rev: 06, Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH-Aachen, 2006
ATV 1992	Entwässerungskennwerte. Arbeitsbericht des ATV/BDE/VKS-Fachausschusses 3.1 Allgemeine Fragen (Statistik, Analyse, F+E-Programme), Korrespondenz Abwasser, 3/92, 39. Jahrgang, 1992
ATV 1992b	Verfahren zur Elimination von Phosphor aus Abwass; Arbeitsblatt A 202 der ATV
ATV 1993	Deponiesickerwasserbehandlung; Arbeitsbericht der ATV Arbeitsgruppe 7.2.26 "Abwasser aus Abfalldeponien" im Fachausschuss 7.2 „Industrieabwasser mit organischen Inhaltsstoffe“, Korrespondenz Abwasser 03/1993, S. 365 ff., 1993
ATV 1996	Betriebstechnik, Kosten und Rechtsgrundlagen der Abwasserreinigung, ATV Handbuch, 4. Auflage, Ernst & Sohn Verlag, Berlin, 1996
ATV 1997	Biologische und weitergehende Abwasserreinigung; Ernst & Sohn, 4. Auflage; ISBN 3-433-01462-0; 1997
ATV 1999	Industrieabwasser – Grundlagen, ATV Handbuch, 4. Auflage, Ernst & Sohn Verlag, Berlin 1999
ATV-DVWK 2000	Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 131, Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen, GFA-Verlag, Hennef, 2000

ATV-DVWK 2002a	Aufbereitung von Industrieabwasser und Prozesswasser mit Membranverfahren und Membranbelebungsverfahren Teil 1; Arbeitsbericht der Arbeitsgruppe IG-5.5 „Membrantechnik“ im Fachausschuss IG-5 „Industrieabwasserreinigung“, Korrespondenz Abwasser 10/2002, S. 1423 ff., 2002
ATV-DVWK 2002b	Aufbereitung von Industrieabwasser und Prozesswasser mit Membranverfahren und Membranbelebungsverfahren Teil 2, Korrespondenz Abwasser 11/2002, S. 1563 ff., 2002
Aya, H. 1994	Modular membranes for self-contained reuse systems; Wat. Qual. Intl. 4, S. 21-22, 1994
Bae, T.-H., Tak, T.-M. 2005	Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor; Journal of Membrane Science 264 (2005) 151-160
Bast, E. 2001	Mikrobiologische Methoden; Spektrum Akademischer Verlag, Heidelberg, 2001
Baldauf, G. 1978	Untersuchungen über die konkurrierende Adsorption von Zweistoffgemischen an Aktivkohle; Fakultät für Chemieingenieurwesen der Universität Fridericiana Karlsruhe (Technische Hochschule; Dissertation, 1978
Baudin, I., Chevalier, M.R., Anselme, C., Cornu, S., Lain, J.M. 1997	L'Apié and Vigneux case studies: First months of operation; Desalination 113 (1997) 273-275
Baumgarten, S., Schröder, H.Fr., Pinnekamp, J. 2006	Performance of Membrane Bioreactors Used for the Treatment of Waste Waters from the Chemical and the Textile Industry; WatSciTech Vol. 53 No 3 pp 61–67; 2006
Baumgarten, S., Schröder, H.Fr., Mertsch, V. 2004	Behandlung von Abwasser aus Chemie- und Textilindustriebetrieben in Membranbioreaktoren; in: GWA, Band 193 zur 37. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft, 2004
Bever, J., Stein, A., Teichmann, H. 1993	Weitergehende Abwasserreinigung, 2. Auflage, Oldenbourg Verlag, München, 1993

BLAC 2003	Bund/Länderausschuss für Chemikaliensicherheit (BLAC), Arzneimittel in der Umwelt Auswertung der Untersuchungsergebnisse; Bericht an die 61. Umweltministerkonferenz (UMK) am 19./20. November 2003 in Hamburg
Boerlage, S., Kennedy, M.D., Dickson, M., El-Hodali, D.E.Y., Schippers, J. 2002	The modified fouling index using ultrafiltration membranes (mfi-uf): characterisation, filtration mechanisms and proposed reference membrane; Journal of Membrane Science 197 (2002) 1-21
Boerlage, S., Kennedy, M.D., Tarawneh, Z., Faber, R.D., Schippers, J. 2004	Development of the mfi-uf in constant flux filtration; Desalination, 161, 103-113, 2004
Boon, N., De Gelder, L., Lievens, H., Siciliano, S. D., Top, E. M., and Verstraete, W. 2002	Bioaugmenting bioreactors for the continuous removal of 3-chloroaniline by a slow release approach. Environmental Science & Technology 36, 4698-4704
Bouhabila e.H., Ben Aim, R. Buisson, H. 2001	Fouling characterisation in membrane bioreactors; Separation and Purification Technology 22-23 (2001) 123-132
Boyle, W. C. 1991	Bedingungen für Garantien für Belüftungseinrichtungen unter Betriebsbedingungen. In Kayser, R. (Hrsg.): Kläranlagen zur Stickstoffelimination und Garantien für Belüftung. Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität Braunschweig, Heft 50, 1991
Bradford, M. M. 1976	Rapid and Sensitive Method for Quantitation of Microgram Quantities of Protein Utilizing Principle of Protein-Dye Binding; Analytical Biochemistry 72(1-2): 248-254, 1976
Brookes, A. Judd, S. Reid, E., Germain, E. Smith, S., Alvarez, H. LeClech, P., Stephenson, T., Turra, E., Jefferson, B. 2003	Biomass characterisation in membrane bioreactors; Tagungsband zur IMSTEC 2003, Sydney, Australien, 2003

Burde, M., Popp, B. 1989	Untersuchung über die Beeinflussung des Sauerstoffeintrags in Abwasser-Belebtschlamm-Gemischen, Korrespondenz Abwasser, 36 (1989) 4
Caetano, A., De Pinho, M.N., Orioli, E., Muntau, H. 1995	Membrane Technology: Applications to Industrial Wastewater Treatment, Kluwer Academic Publisher, Dordrecht, 1995, S. 47-62
Chang, L. 1998	Auslegung von einstufigen Belebungsanlagen zur Stickstoffelimination bei Sickerwässern aus Siedlungsabfalldponien, Dissertation, ISSN 0934-9731, Braunschweig, 1998
Chang S., Waite T. D., Fane A. G. 2003	Optimization of Combined PAC Adsorption-Submerged Membrane System for Organics Removal; IMSTEC '03, 5th International Membrane Science & Technology Conference, University of new South Wales, Sydney, Australia
Chen, W., Lin W. and Lee J. D 1996	Capillary suction time (CST) as a measure of sludge dewaterability; Water Science and Technology Vol 34 No 3-4 pp 443–448, IWA Publishing 1996
Cheryan, M. 1986	Ultrafiltration Handbook; Technomic Publishing Company, Inc.; Lancaster, Pennsylvania USA, 1986
Cho, J.W., Ahn, K.-H., Lee, Y.H., Lim, B.-R., Kim, J.Y. 2004	Investigation of biological and fouling characteristics of submerged membrane bioreactor process for wastewater treatment by model sensitivity analysis; Water Science and Technology Vol 49 No 2 pp 245–254, IWA Publishing 2004
Cho, M.-H., Lee, C.-H., Lee, S. 2005	Influence of floc structure on membrane permeability in the coagulation-MF process; Water Science & Technology Vol 51 No 6-7 pp 143-150, 2005
Choi, H., Zhang, K., Dionysiou, D., Oerther, D., Sorial, G. 2005	Influence of cross-flow velocity on membrane performance during filtration of biological suspension; Journal of Membrane Science 248 (2005) 189-199
Cicek, N., Macomber, J., Davel, J., Suidan, M. T., Audic, J., Genestet, P. 2001	Effect of solids retention time on the performance and biological characteristics of a membrane bioreactor; Water Science and Technology Vol 43 No 11 pp 43–50; IWA Publishing 2001

Clara M., Kreuzinger N., Strenn B., Gans O., Kroiss H. 2005	The solids retention time—a suitable design parameter to evaluate the capacity of wastewater treatment plants to remove micropollutants; <i>Water Research</i> 39 (2005) 97–106
Collins, J.H., Yoon, S.-H., Musale, D., Kong, J.F., Koppes, J., Sundararajan, S., Tsai, S.-P., Hallsby, G.A., Cachia, P., Kronoveter, K. 2006	Membrane performance enhancer evaluations on pilot- and full-scale membrane bioreactors; <i>Water and Environment Journal</i> 20 (2006) 43–47
Dahlem 2003	Dr. Dahlem Beratende Ingenieure: Erweiterung der Kläranlage Eitorf mit Membrantechnik, Abschlussbericht zum gleichnamigen Vorhaben im Auftrag des MUNLV NRW, August 2003
Daucher, H.-H. 1978	Sauerstoffeintrag in Belebungsbecken von Kläranlagen, <i>Chem. Ing.-Tech.</i> 50, Nr. 4, 1978
Demel, I., Dietz, W., Bobej, B., Hamm, U. 2004	Kriterien für die Rückführung biologisch gereinigter Wässer in die Produktion; <i>Das Papier</i> 2004-T12, S.37 ff
Dohmann, M., Herbst, H., Schilling, S. 2005	Kosten der gezielten Elimination organischer Spurenstoffe aus Abwässern; in: <i>GWA</i> , Band 198 zur 38. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft, 2005
DEV	DEV; Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung, Physikalische, chemische, biologische und bakteriologische Verfahren; Hrsg. Wasserchemische Gesellschaft in der GDCh, Normenausschuss Wasserwesen (NAW) im DIN e.V.; WILEY-VCH / Beuth-Verlag.
Dichtl, N., Kopp, J. 2001	Kennwerte zur Entwässerbarkeit von Klärschlämmen, In: <i>GWA</i> , Band 188 zur 34. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft, 2001
Drak, A., Gulcina, K., Busch, M., Hasson, D., Laîne, J.-M., Semiat, R. 2000	Laboratory technique for predicting the scaling propensity of RO feed waters, <i>Proceedings of the Conference on Membranes in Drinking and Industrial Water Production</i> , Volume 2, pages 483–492, ISBN 0-86689-060-2, October 2000, Desalination Publications, L'Aquila, Italy

Drews, A., Vocks, M. Iversen, V., Lesjean, B. Kraume M. 2005	Fouling in Membranbelebungsreaktoren: Erfahrungen bei Betrieb mit diskontinuierlichem Schlammabzug; Abwassertechnik, Chemie Ingenieur Technik 2005-77-No.5
Dubois, M., Gilles, K.A., Hamilton, J.K., Rebers, P.A., Smith, F. 1956	Colorimetric method for determination of sugars and related substances, Analytical chemistry 28 (3) 1956, S. 350-357
DWA 2005a	Arbeitsbericht des DWA-Fachausschusses KA-7, Membranbelebungsverfahren; 2. Arbeitsbericht in der Fassung vom 19.01.2005
DWA 2005b	Aufbereitung von Industrieabwasser und Prozesswasser mit Membranverfahren und Membranbelebungsverfahren – Praxisbeispiele, Betriebserfahrungen, Bemessungshinweise, Teil 4: aerobe Membranbelebungsverfahren, DWA-Arbeitsbericht-Arbeitsgruppe IG-5.5, September 2005
Dyer, J.S., Sarin, R. K. 1979	Measurable Multiattribute Value Functions; Operations Research, Vol. 27, No. 4 (Jul. - Aug., 1979), pp. 810-822
Eisenführ, F., Weber, M. 1994	Rationales Entscheiden. 2. Aufl. Springer, Heidelberg 1994
EI-Manharawy, S., Hafez, A. 2000	Molar ratios as a useful tool for prediction of scaling potential inside RO systems; Desalination 136 (2001) 243–254
EN 14701-1	Deutsche Norm EN 14701-1: Charakterisierung von Schlämme, Filtrationseigenschaften, Teil1: Bestimmung der kapillaren Fließzeit. Deutsches Institut für Normung e.V., 2003
EN 53019-1	Deutsche Norm EN 53019-1: Viskosimetrie – Messung von Viskositäten und Fließkurven mit Rotationsviskosimetern, Teil 1: Grundlagen und Messgeometrie. Deutsches Institut für Normung e.V., 2004
EN ISO 9509	Verfahren zur Bestimmung der Nitrifikationshemmung von Mikroorganismen im Belebtschlamm durch Stoffe und Abwasser, CEN, Brüssel, 1995
EN ISO 9888	Bestimmung der aeroben biologischen Abbaubarkeit organischer Stoffe im \square actors \square Medium, CEN, Brüssel, 1999

Engelhardt, N. 2002	Wirtschaftlichkeit einer großtechnischen kommunalen Membranbelebungsanlage am Beispiel der Kläranlage Nordkanal (80.000 EW) des Erftverbandes., In: GWA, Band 188 zur 35. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft, 2002
Erftverband 2004	Optimierung einer Belebungsanlage mit Membranfiltration; Abschlussbericht zum gleichnamigen F&E-Vorhaben im Auftrag des Ministeriums für Umwelt- und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes NRW, Oktober 2004
Evenblij, H. 2006	Filtration characteristics in membrane bioreactors; Dissertation, TU Delft, 2006
Fan, F., Zhou, H., Husain, H. 2006	Identification of wastewater sludge characteristics to predict critical flux for membrane bioreactor processes; Water Research 40 (2006) 205-212
Fang, H.H.P., Shi, X. 2005	Pore fouling of microfiltration membranes by activated sludge; Journal of Membrane Science 264 (2005) 161–166
Flemming, H.-C. 1995	Biofouling bei Membranprozessen; Springer Verlag Berlin Heidelberg New York; ISBN-3-540-58596-6; 1995
Froelund, B., Griebe, T., Nielsen, P.H. 1995	Enzymatic activity in the activated-sludge floc matrix; Applied Microbiology and Biotechnology 43(4): 755-61, 1995
Frost & Sullivan 2001a	Focus on the industrial process water treatment market in Europe, Filtration + Separation, October 2001
Frost & Sullivan 2001b	Growth anticipated in desalination markets, Filtration + Separation, January/February 2001
Frost and Sullivan 2003	Market Report: MBR technology, in Filtration and Separation, Juli 2003, S. 14, aus: The factors market for membrane bioreactors, Report No. B 208, 2003
Fritzsche, J. 2005	Jürgen Fritzsche, Norit Deutschland GmbH: Persönliche Mitteilung
Furukawa, D.H. 2002	National Water Institute (USA), Microfiltration III Conference, 6.-7.5.2002

Gehlert, G., Abdulka-dir, M., Fuhrmann, J., Hapke, J. 2005	Dynamic modelling of an ultrafiltration module for use in a membrane bioreactor; Journal of Membrane Science 248 (2005) 63-71
Gnirß, R., Dietze, A., Wiesmann, U. 2000	Vorversuche zur Phosphor-Entfernung aus Oberflächenwasser durch die Verfahrenskombination der Fällung/ Floccung, Mikrofiltration; in: Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, 3. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, Aachen, 2000
Gnirss, R., Lesjean, B., Buisson, H. 2003	Biologische Phosphorentfernung mit einer nachgeschalteten Denitrifikation im Membranbelebungsverfahren; in: Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, 5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, ISBN 3-921955-28-9; Aachen, 2003
Grob, H. L. 2006	Einführung in die Investitionsrechnung; Vahlen, 5. Auflage, ISBN 3-800-62777-9, München 2006
Günder, B. 1999	Das Membranbelebungsverfahren in der kommunalen Abwasserreinigung, Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft, Bd. 153 Oldenburg-Verlag, München, 1999
Günthert F.W., Reicherter E. 2001	Investitionskosten der Abwasserentsorgung; Oldenburg Industrieverlag GmbH, 2001
Hai, F.I., Yamamoto, K., Fukushi, K. 2005	Different fouling modes of submerged hollow-fiber and flat-sheet membranes induced by high strength wastewater with concurrent biofouling; Desalination, Vol.180, No.1-3, 89-97, 2005
Halbach, U. 2003	Kommunale Abwasserbeseitigung – Normative Kosten und Risikoabbau; Institut für Abwasserwirtschaft Halbach, 3. überarbeitete Auflage, 2003
Hardt, F. W., Clesceri, L. S., Nemerow, N. L., Washington, D. R. 1970	Solids separation by Ultrafiltration for concentrated activated sludge; Journal Water Pollution Control Fed. 42, pp. 2135-2148, 1970
Ho, C.-C., Zydney, A. 2006	Overview of Fouling Phenomena and Modelling Approaches for membrane Bioreactors; Separation Science and Technology, 41: 1231-1251, 2006

Holbrook, R.D., Higgins, M.J., Murthy, S.N., Fonseca, A.D., Fleischer, E.J., Daigger, G.T., Grizzard, T.J., Love, N.G., Novak, J.T. 2004	Effect of Alum Addition on the Performance of Submerged Membranes for Wastewater Treatment; Water Environment Research, Volume 76, Number 6, 2004
HSG 1993	Dohmann, M. et al., Bemessung der Belebungsbecken nach dem Ansatz der Hochschulgruppe (HSG), Korrespondenz Abwasser 8/93, S. 1240 ff., 1993
Huber, S.A. 1998	Evidence for membrane fouling by specific TOC constituents; Desalination 119 (1998) 229-234
Husain, H., Cote, P. 1999	Membrane bioreactors for municipal wastewater treatment; WQI März/ April 1999, S. 19 ff
Husain, H., Liss, S., Kraemer, H. 2003	Mechanisms of Biofouling in Membrane Bioreactors; Tagungsband zur IMSTEC 2003, Sydney, Australien, 2003
Hong, S.P., Bae, T.H., Tak, T.M., Hong, S., Randall, A. 2002	Fouling control in activated sludge submerged hollow fiber membrane bioreactors; Desalination 143 (2002) 219-228
Hwang, H.J, Stenstrom, M. K. 1991	Evaluation of fine- bubble alpha Factors in near full – scale equipment, Biotechnology Process, 7/1991
Itonaga, T., Kimura, K., Watanabe, Y. 2004	Influence of suspension viscosity and colloidal particles on permeability of membrane used in membrane bioreactor (MBR); Water Science and Technology Vol 50 No 12 pp 301–309, 2004
Ivashechkin, P., Corvini, P., Fahrbach, M., Hollender, J., Konietzko, M., Meesters, R., Schröder, H. F., Dohmann, M. 2004	Comparison of the elimination of endocrine disrupters in conventional wastewater treatment plants and membrane bioreactors. Water Environment Management Series (WEMS), IWA Publishing (in press). Proceedings of the 2nd IWA Leading-Edge Conference on Water and Wastewater Treatment Technologies, 1.-4.06.2004 in Prague, Czech Republic.
Jacobitz, K. et al. 1996	Untersuchungen über die Abhängigkeit des Sauerstoffeintrags in Abwasser-Belebtschlamm-Gemische von Stoffwechselprozessen, Universität Kaiserslautern, 1996

Jang, N., Ren, X., Cho, J., Kim, I.S. 2006	Steady-state modelling of bio-fouling potentials with respect to the biological kinetics in the submerged membrane bio-reactor (SMBR); Journal of Membrane Science (2006)
Janshen, J. 2006	persönliche Mitteilung (Fa. Kurita)
Jefferson, S., Brookes, A., Le Cleech, P., Judd, S. 2004	Methods for understanding organic fouling in MBR; Water Science & Technology Vol 49 No 2 pp 237-244, 2004
Jekel, M. 1983	Die Komplexierung von Aluminiumionen mit Huminsäuren im Flockungsprozess; Vom Wasser, 61. Band, 1983
Ji, L., Zhou, J. 2006	Influence of aeration on microbial polymers and membrane fouling in submerged membrane bioreactors ; Journal of Membrane Science 276 (2006) 168–177
Jiang, T., Kennedy, M.D., Guinzbourg, B.F., Vanrolleghem, P.A., Schippers, J.C. 2005	Optimising the operation of a MBR pilot plant by quantitative analysis of the membrane fouling mechanism; Water Science & Technology Vol 51 No 6-7 pp 19-25, 2005
Jinsong, Z., Chuan, C.H., Jiti, Z., Fane, A.G. 2006	Effect of sludge retention time on membrane bio-fouling intensity in a submerged membrane bioreactor; Separation Science and Technology, 41 1313-1329, 2006
Johnson, G., Culkin, B., Monroe, M. 2006	Kinetics of Mineral Scale Membrane Fouling, 2006, http://www.vsep.com/downloads/
Joss, A., Andersen, H., Ternes, T. A., Rich- le, P. R., and Siegrist, H. 2004	Removal of estrogens in municipal wastewater treatment under aerobic and anaerobic conditions: consequences for plant optimization. Environmental Science & Technology 38, 3047-3055.
Judd, S. 2004	A review of fouling of membrane bioreactors in sewage treatment; Environmental Science & Technology Vol 49, No 2 pp 229-235
Kennedy S., Churchhouse, S.J. 2005	Progress in membrane bioreactors: new advances; Proceedings of Water and Wastewater Europe Conference, Mailand, Juni 2005
Kienle, H.v., Bäder, E. 1980	Aktivkohle und ihre industrielle Anwendung; Ferdinand Enke Verlag Stuttgart, 1980

Kim, J.-S., Lee, C.-H., Chang, I.S. 2001	Effect of pump shear on the performance of a Crossflow membrane bioreactor; Wat. Res. Vol. 35, No. 9, pp. 2137–2144, 2001
Kim, J.-S., Lee, C.-H. 2003	Effect of Powdered Activated Carbon on the Performance of an Aerobic Membrane Bioreactor: Comparison between Cross-Flow and Submerged Membrane Systems; Water Environment Research, Volume 75, Number 4, 2003
Kimura, K., Hane, Y., Watanabe, Y. 2005	Effect of pre-coagulation on mitigating irreversible fouling during ultrafiltration of a surface water; Water Science & Technology Vol 51 No 6-7 pp 93-100, 2005
Kowitec 2006	Prinzipskizze der Druckentspannungsflotationsanlage der Fa. Kowitec
Krampe, J. 2001	Das SBR-Membranbelebungsverfahren; Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft, Band 163; Dissertation; ISBN 3-486-26524-5; 2001
Krause, St. 2005	Untersuchungen zum Energiebedarf von Membranbelebungsanlagen; Dissertation in Schriftenreihe WAR der Technischen Universität Darmstadt, Band 166, 2005
Kreuzinger, N., Clara, M., Strenn, B., Kroiss, H. 2003	Relevance of the sludge retention time (SRT) as design criteria for waste water treatment plants for the removal of endocrine disrupters and pharmaceuticals from waste water. Ecohazard 2003, the 4th IWA specialized conference on assessment and control of hazardous substances in water. 14-17.09.2003 in Aachen, Germany.
Langelier, W.R. 1936	J. AWWA, 23 (1936) 1500
Lapidou, C.S., Rittmann, B.E. 2002	A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass; Water Research 36 (2002) 2711–2720
Lee, J.C., Kim, J.S., Kang, I.J., Cho, M.H., Park, P.K., Lee, C.H. 2001	Potential and limitations of alum or zeolite addition to improve the performance of a submerged membrane bioreactor; Water Science and Technology Vol 43 No 11 pp 59–66

Lee J.-W., Choi S.-P., Thiruvenkatachari R., Shim W.-G., Moon H. 2006	Submerged microfiltration membrane coupled with alum coagulation/powdered activated carbon adsorption for complete decolorization of reactive dyes; Water Research 40 (2006) 435-444
Lesage, N., Spérandio, M., Cabassud, C. 2005	Performances of a hybrid adsorption/submerged membrane biological process for toxic waste removal; Water Science & Technology Vol 51 No 6–7 pp 173–180, 2005
Lesjean, B., Rosenberger, S., Laabs, C. Jekel, M., Gnirss, G., Amy, G. 2005	Correlation between membrane fouling and soluble/colloidal organic substances in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment; Water Science & Technology Vol 51 No 6-7 pp 1-8, 2005
Li, X.-Y., Wang, X.-M. 2006	Modelling of membrane fouling in a submerged membrane bioreactor; Journal of Membrane Science 278 (2006) 151-161
Lowry, O.H., Rosebrough, N.J., Farr A.L. Randall R. J. 1951	Protein measurement with the Folin Phenol Reagent." J. Biol. Chem. 193(1): 265-275, 1951, 1951
Lyko, H. 2002	Nachfrage nach Hightech-Wasserbehandlung fördert Absatz von Membrantrennungssystemen, F & S, Filtrieren und Separieren, Jahrgang 16 (2002) Nr. 1
Menzel U. 1997	Optimierter Einsatz von Pulveraktivkohle zur Elimination organischer Reststoffe aus Kläranlagenabläufen, Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft, Bd 143, 1997
Meul, Ch., Merten, M., Kollbach, J.St. 1998	Sickerwasserreinigung, Deponiegasverwertung, MBA vor dem Hintergrund der Deponienachsorge, Enviro Consult GmbH, Klenkes Druck und Verlag GmbH Aachen, 1998
Mudrack, K., Kunst, S. 1994	Biologie der Abwasserreinigung, 4. Auflage, Gustav Fischer Verlag, Stuttgart, 1994
Mulder, M. 1991	Basic Principles of Membrane Technology; Kluwer Academic Publishers, 1991
MUNLV (Herausgeber) 2003	Abwasserreinigung mit Membrantechnik – Membraneinsatz im kommunalen und industriellen Bereich; Eigenverlag, 2003
N.N. 1985	DIN 4045: Abwassertechnik; Begriffe; (12.1985)

N.N. 1996	RL 96/61/EG: IVU-Richtlinie (IPPC-Richtlinie); vom 24. September 1996; zuletzt geändert am 26. Mai 2003; (Abl. EU vom 25.06.2003 Nr. L 156 S. 17)
N.N. 1998	RL 91/271/EWG: kommunales Abwasser vom 21. Mai 1991; zuletzt geändert am 27. Februar 1998; (Abl. EG vom 07.03.1998 Nr. L 67 S. 29)
N.N. 1999	Das mikroskopische Bild in der Abwasserreinigung; Informationsberichte des Bayerischen Landesamtes für Wasserwirtschaft (Hrsg.), München, Heft 1, 1999
N.N. 2000a	RL 2000/60/EG: Wasserrahmenrichtlinie; zuletzt geändert am 20. November 2001 (Abl. EG vom 15.12.2001 Nr. L 331 S. 1), 2000
N.N. 2000b	RL 76/464/EWG: Gewässerschutzrichtlinie vom 4. Mai 1976; zuletzt geändert am 23. Oktober 2000; (Abl. EG vom 22.12.2000 Nr. L 327 S. 1), 2000 b
N.N. 2001	Abwasserabgabengesetz (AbwAG, zuletzt novelliert am 9. September 2001) (BGBl. I Nr. 47 vom 12.09.2001 S. 2331)
N.N. 2002	Siebtes Gesetz zur Änderung des Wasserhaushaltsgesetzes vom 18. Juni 2002 (BGBl. I Nr. 37 vom 24.06.2002 S. 1914)
N.N. 2002	Abwasserverordnung (AbwV) in der Fassung der Bekanntmachung vom 15. Oktober 2002 (BGBl. I Nr. 74 vom 23.10.2002 S. 4047)
N.N. 2003a	Orange County http://www.orangecountyfl.net/dept/growth/planning/dev_framework/Util.htm , 2003 a
N.N. 2003b	Orange County Water District; http://www.ocwd.com/_html/wf21.htm , 2003 b
N.N. 2005	Abwasserabgabengesetz: Gesetz über Abgaben für das Einleiten von Abwässern in Gewässer vom 13.9.1976, neugefasst durch Bekanntmachung v. 18.1.2005
Nagaoka, H., Kono, S., Yamanishi, S., Miya, A. 2000	Influence of organic loading rate on membrane fouling in membrane separation activated sludge process; Water science tech. Vol. 41, No. 10-11, pp. 355-362, 2000

Ng, H.Y.; Hermanowicz, S.W. 2005	Membrane bioreactor operation at short solids retention times; Water Res. 2005, 39(6):981-92
Ng C.A., Sun D., Fane A.G. 2006	Operation of Membrane Bioreactor with powdered Activated Carbon Addition; Sep.Sci.Tech. 41:1447-1466, 2006
Nuengjamnong, C., Kweon, J.H., Cho, J., Polprasert, C., Ahn, K. 2004	Membrane fouling caused by extracellular polymeric substances during microfiltration processes; Desalination 179 (117 – 124), 2004
Ohle, P. 2001	Bemessung von Membranbioreaktoren für die kommunale Abwasserreinigung, GWA-Bd. 182, Aachen, 2001
Ostrowski, R. 2004	persönliche Mitteilung vom 29.11.04
Pippenger, E.B. 2005	Reclaimed Waste Water can augment municipal drinking-water supplies; in: The National Academies, 11- März 1998
Pinnekamp, J., Baumgarten, S., Schröder, H.Fr., Charwath, C. 2005	Die Behandlung von Abwässern der Chemischen Industrie und der Textilindustrie mit Hilfe von Membranbioreaktoren; Abschlussbericht zum gleichnamigen Forschungsvorhaben im Auftrag des MUNLV-NRW, Januar 2005
Pinnekamp, Friedrich (Herausgeber) 2006a	Membrantechnik für die Abwasserreinigung; Siedlungswasser- und Siedlungsabfallwirtschaft Nordrhein-Westfalen, Band 1, FiW Verlag Aachen, März 2006
Pinnekamp, Friedrich (Herausgeber) 2006b	Klärschlamm Entsorgung: Eine Bestandaufnahme; Siedlungswasser- und Siedlungsabfallwirtschaft Nordrhein-Westfalen, Band 3, FiW Verlag Aachen, April 2006
Pinnekamp, J., Baumgarten, S., Charwath, C., Schröder, H.Fr., Lange, M. 2006	Machbarkeitsuntersuchungen zum Einsatz einer Membranbelebungsanlage am Kläranlagenstandort Wuppertal Buchenhofen; Abschlussbericht zum gleichnamigen Forschungsvorhaben im Auftrag des MUNLV-NRW, Mai 2006
Pinnekamp, J., Baumgarten, S., Gola, D., Arndt, D. et al. 2006b	Einsatz weitergehender Reinigungstechnologien zur Verringerung der CSB-Belastung und Abwasserrückführung bei der Produktion von Hygienepapieren bei der Firma Wepa, Giershagen; Abschlussbericht zum gleichnamigen Forschungsvorhaben im Auftrag des MUNLV-NRW, Dezember 2006

Poele, te S. 2006	Foulants in ultrafiltration of wwtp effluent; Dissertation, TU Delft, Niederlande, 2006
Pöpel, H.J. 1985	Grundlagen zur Optimierung der Belüftung und Energieeinsparung: Verein zur Förderung des Institutes WAR der Technischen Universität Darmstadt, Band 23, 5-31, 1985
Pogoda, P. 2005	Flux-Verbesserung in Membranbioreaktoren durch den Einsatz von wasserlöslichen Polymeren; Tagungsband zur 6. Aachener Tagung, Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, "Membrantechnik", Oktober 2005
Pogoda, P. 2006	persönliche Mitteilung (Fa. Nalco, Deutschland)
POSEIDON 2004	Assessment of Technologies for the Removal of Pharmaceuticals and Personal Care Products in Sewage and Drinking Water Facilities to Improve the Indirect Potable Water Reuse; Detailed REPORT related to the overall project duration: January 1st, 2001 – June 30th, 2004
Qin, J.-J., Ooa, M.H., Lee, H., Kolkman, R. 2004	Dead-end ultrafiltration for pretreatment of RO in reclamation of municipal wastewater effluent; Journal of Membrane Science 243 (2004) 107–113
Radke, C.J., Prausnitz, J.M. 1972	Thermodynamics of multi-solute adsorption from dilute liquid solutions; American Institute of Chemical Engineers Journal, 18 (4), 761-768, 1972
Ramesh, A., Lee, D. J. et al. 2006	Biofouling in Membrane Bioreactor; Separation Science and Technology, 41: 1345–1370, 2006
Rautenbach, R. 1997	Membranverfahren – Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung; Springer Verlag, Berlin 1997
Reicherter, E. 2003	Untersuchungen zur Kennzahlen als Grundlage für Kostenbetrachtungen in der Abwasserentsorgung; Universität der Bundeswehr München, Inst. für Wasserwesen, Mitteilungen Heft 84, Kommissionsverlag Oldenburg Industrie-verlag GmbH, München 2003
Reinheimer, G.; Hegemann, W., Raff, J., Sekulov, I. 1998	Stickstoffkreislauf im Wasser; R.Oldenburg Verlag, München Wien, 1988

Ripperberger, S. 2001	Die Weltmärkte für Wasser, Trinkwasser und Abwasser wachsen; F & S Filtrieren und Separieren, Jahrgang 15 (2001) Nr. 6
Roeske, W. 1999	Einsatz von Pulver-Aktivkohle in der Wasseraufbereitung und Abwassertechnik aus wlb - Wasser, Luft und Boden, 4/1999, S. 34 ff.
Rosenberger, S., Kraume, M. 2002	Filterability of activated sludge in membrane bioreactors; Desalination 146 (2002) 373-379
Rosenberger, S. 2003	Charakterisierung von belebtem Schlamm; Dissertation, Fortschritt Berichte VDI, Reihe 3 Verfahrenstechnik, Nr. 769, VDI Verlag 2003
Rosenberger, S., Evenblij, H., te Poele, S., Wintgens, T., Laabs, C. 2005	The importance of liquid phase analyses to understand fouling in membrane assisted activated sludge processes – six case studies of different European research groups; Journal of Membrane Science 263 (113 – 126), April 2005
Rüffer, H., Rosenwinkel, K.-H. 1991	Taschenbuch der Industrieabwasserreinigung, Oldenbourg Verlag, München, 1991
Sander, T. 2003	Ökonomie der Abwasserbeseitigung – Wirtschaftlicher Betrieb von kommunalen Kläranlagen; Berlin Heidelberg New York: Springer Verlag, 2003
Sato, T., Ishii, Y. 1991	Effects of activated sludge properties on water flux of ultrafiltration membrane used for human excrement treatment; Wat.Sci.Tech. Vol. 23 pp. 1601-1608, 1991
Scott, K., Hughes, R. 1996	Industrial membrane separation technology, Blackie Academic & Professional, Bodmin 1996
Schmid, F. 2004	Ermittlung von technischen und wirtschaftlichen Randbedingungen für den Einsatz von Membranbioreaktoren in Altpapier verarbeitenden Betrieben; PTS-Forschungsbericht, www.ptspaper.de
Schnitzer, M. 1972	Chemical, spectroscopic and thermal methods for the classification and characterization of humic substances, Proc. Int. Meet. Humic Substances, Nieuwerhuis, 1972, Pudoc, Wageningen

Seyfried, A. 2002	Bemessung von Membranbioreaktoren kommunaler Kläranlagen, 35. Essener Tagung für Wasser und Abfallwirtschaft, 2002
Shimizu, Y., Uryu, K., Okuno, Y.-I., Ohtubo, S. Watanabe, A. 1997	Effect of particle size distributions of activated sludges on crossflow microfiltration flux for submerged membranes; Journal of Fermentation and Bioengineering, Vol 83, No.6, 583-589. 1997
Shon, H.K., Vigneswaran, S., Kim, I.S., Cho, J., Ngo, H.H. 2004	Effect of pre-treatment on the fouling of membranes: application in biologically treated sewage effluent; Journal of Membrane Science 234 (2004) 111–120
Smith, C. V., Gregorio, D. O., Talcott, R. M. 1969	The use of ultrafiltration membranes for activated sludge separation; in: Proc. 24. Ind. Waste Conf., Purdue University, Ann Arbor Sciences, Ann Arbor, USA, pp. 1300 – 1310, 1969
Soffer, Y., Ben Aim, R., Adin, A. 2000	Membrane for water reuse: effect of pre-coagulation on fouling and selectivity; Water Science & Technology Vol 42 No 1-2 pp 367-372; 2000
Statistisches Bundesamt 2005	Energiepreise für Industriekunden steigen seit Ende 2004 stark an; Pressemitteilung vom 20.09.2005, Quelle: www.destatis.de/presse/deutsch/pm2005/p3940155.htm
Steinmetz, H. 1996	Einfluss von Abwasserinhaltsstoffen, Stoffwechselprozessen und Betriebsparametern von Belebungsanlagen auf den Sauerstoffeintrag in Abwasser-Belebtschlamm-Gemische, Schriftreihe der Universität Kaiserslautern, 1996
Stephenson, T., Judd, S., Jefferson, B., Brindle, K. 2000	Membrane bioreactors for wastewater treatment; IWA Publishing, London, 2000
Sontheimer, H, Frick, B.R., Fettig, B.R., Hörner, J., Hubele, C., Zimmer, G. 1985	Adsorptionsverfahren zur Abwasserreinigung, DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut der Universität Karlsruhe, 1985

Tarnacki, K., Lyko, S., Wintgens, T., Melin, T., Natau, F. 2004	Impact of extra-cellular polymeric substances on the filterability of activated sludge in membrane bioreactors for landfill leachate treatment; Desalination 179 (181 – 190), 2004
Trussel, R.S., Merlo, R.P., Hermanowicz, S.W., Jenkins, D. 2006	The effect of organic loading on process performance and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater; Water Research 40 (2006) 2675 – 2683
UBA 2003	http://www.umweltbundesamt.de/ ; 2003
VALIUM 2003	VALIUM - Verhalten von bestimmten Arzneimittelrückständen, Industrie- und Umweltchemikalien in Membranbioreaktoren, Wien 2003, verfügbar unter www.arcem.at
v.d. Roest, H., Lawrence, D.P., v. Bentem, A.G.N. 2002	Membrane Bioreactors for Municipal Wastewater Treatment; STOWA Report, IWA Publishing; ISBN 1-84339-011-6; 2002
Vermicon 2004	Fa. Vermicon AG, München (www.vermicon.de)
Voßenkaul, K. 2000	Modulentwicklung und neue Betriebsweisen der Ultra- und Mikrofiltration in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, Aachen 2000
Wagner, J., Rosenwinkel, K.-H. 2001	Einfluss gelöster Stoffe auf den Sauerstoffeintrag in Membranbelebungsanlagen, 4. Aachener Tagung, Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, "Membrantechnik", 2001
Wagner, M. 1991	Einfluss oberflächenaktiver Substanzen auf Sauerstoffaustauschmechanismen und Sauerstoffeintrag, Schriftreihe WAR 53 Institut für Wasserversorgung, Abwasserbeseitigung und Raumplanung der Technischen Hochschule Darmstadt, 1991
Wagner, W. 2006	Abwassertechnik und Gewässerschutz; Band 1; Kapitel 2.2 S. 7 ff (letzte Aktualisierung: 2001)
Walther, H. 2001	Berücksichtigung der Membrantechnik im regionalen Abwasserentsorgungskonzept. In: Korrespondenz Abwasser, Jg. 48, Nr. 8, S. 1092-1097, 2001

Wedi, D. 2005	Energiebedarf und Wirtschaftlichkeit des Membranbelegungsverfahrens; in Tagungsband zur Gemeinschaftstagung von DWA und DVGW: Membrantage, 21.06. bis 23.06.05, Osnabrück
Weiland, P. 1978	Untersuchung eines Airliftreaktors mit äußerem Umlauf im Hinblick auf seine Anwendung als Bioreaktor, Dissertation am Fachbereich Chemietechnik der Universität Dortmund, 1978
Wingrich, H. 2002	Dresdner Kolloquium zur Siedlungswasserwirtschaft : Wasserversorgung 2002 ; Probleme - Entwicklungen - Anwendungen; Tagungsband; Dresden, 2. Oktober 2002. Dresden : Inst. für Siedlungs- und Industrierwasserwirtschaft, 2002, 224 S. (Dresdner Berichte; Band 22) ISSN 1615-083X
Wintgens, T., Rosen, J., Melin, T., Brepols, C., Drensla, K., Engelhardt, N. 2003	Modelling of a membrane bioreactor system for municipal wastewater treatment; Journal of Membrane Science 216 (2003) 55-65
WiW et al. 2005	Wupperverbandsgesellschaft für integrale Wasserwirtschaft, Hydro-Ingenieure, Ing.-büro ATEMIS: Konzeptstudie zum Einsatz einer Membrananlage im Klärwerksverbund Buchenhofen Rutenbeck, Abschlussbericht Bearbeitungsstand Mai 2005
Wedi, D. 2005	Energiebedarf und Wirtschaftlichkeit des Membranbelegungsverfahrens; Tagungsband zu Membrantage der DWA und DVGW, Osnabrück, 21. bis 23.06.2005
Wolf, R. 1999	Kosten der Entsorgung von Sandfanggut und Rechengut, Korrespondenz Abwasser, Nr. 10, 1999
Ye, Y., Le Clech, P., Chen, V., Fane, A.G. 2005	Evolution of fouling during crossflow filtration of model EPS solutions; Journal of Membrane Science 264 (2005) 190-199
Yoon, S.-H., Collins, J. H., Musale, D., Sundararajan, S., Tsai, S.-P., Hallsby, G. A., Kong, J. F., Koppes, J., Cachia, P. 2005	Effects of flux enhancing polymer on the characteristics of sludge in membrane bioreactor process; Water Science & Technology Vol 51 No 6-7 pp 151-157, 2005

You, H. S., Huang, Pan, J.R., C.P., Chang, S.C. 2006	Behaviour of Membrane Scaling during Crossflow Filtration in the Anaerobic MBR System , Separation Science and Technology, 41: 1265–1278, 2006
Zangemeister, C. 1976	Nutzwertanalysen in der Systemtechnik – Eine Methodik zur multidimensionalen Bewertung und Auswahl von Projektalternativen, 4. Auflage, München 1976
Zhang, J., Chua, H.C., Zhou, J., Fane, A.G. 2006	Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactors; Journal of Membrane Science, in press, Sep. 2006

Anhang

Anhänge zu den Kapiteln 5 bis 7

Anhang zu Kapitel 5

Abwassercharakterisierungen

Tabelle A5- 1: Charakterisierung der Abwässer C1 und C2

Parameter	Abwasser C1			Abwasser C2		
	Min.	Max.	Mittelwert	Min.	Max.	Mittelwert
AFS [g/L]	0,1	491	176	29	3.330	361
pH [-]	6,6	7,3		5,8	11,5	
CSB _h [mg/L]	1.930	4.180	2.835	785	6.530	2.649
CSB _f [mg/L]	1.810	3.936	2.718	778	3.752	2.224
BSB ₅ [mg/L]	364	676	404	1.130	3.160	2.365
TOC [mg/L]	470	1.300	820	460	2.000	716
DOC [mg/L]	440	1.200	781	400	1.000	608
TN _{b,n} [mg/L]	4	39	11	35	142	83
NH ₄ -N [mg/L]	0,1	4	1	0,2	65,0	32,8
P _{ges,h} [mg/L]	2	18	4	2,1	33,9	8,6
PO ₄ -P [mg/L]	0,1	1	0,3	0,10	10,7	3,29
AOX [µg/L]	1.140	3.480	2.113	131	1.120	410
EOX [µg/L]	10	130	31	69	259	112

Tabelle A5- 2: Charakterisierung der Abwässer C3 und C4

Parameter	Abwasser C3			Abwasser C4		
	Min.	Max.	Mittelwert	Min.	Max.	Mittelwert
AFS [mg/L]	9,0	654	66	15,0	265	52
pH [-]	7,4	9,9		4,5	8,2	
CSB _h [mg/L]	78	2.650	779	1.836	5.148	3.991
CSB _f [mg/L]	11	2.580	693	1.832	4.988	3.853
BSB ₅ [mg/L]	109	238		126	184	
TOC [mg/L]	27	830	202	1.100	1.400	1.250
DOC [mg/L]	21	800	203	850	1.300	1.211
TN _{b,n} [mg/L]	1,2	68,0	10,4	277	606	501
NH ₄ -N [mg/L]	0,10	3,50	0,29	73,0	124	96
P _{ges,h} [mg/L]	0,2	3,4	0,4	0,05	1,42	0,24
PO ₄ -P [mg/L]	0,02	0,31	0,12	0,03	0,10	0,05
AOX [µg/L]	131	1.120	355			
EOX [µg/L]	69	259	149			
MBAS [mg/L]	1,7	89	28			

Tabelle A5- 3: Charakterisierung der Abwässer C5 und C6

Parameter	Abwasser C5			Abwasser C6*		
	Min.	Max.	Mittelwert	Min.	Max.	Mittelwert
AFS [g/L]	0,30	0,99	0,62	0,31	0,51	0,42
pH [-]	6,0	7,6		2,9	3,3	
CSB _h [mg/L]	19.800	49.500	32.310	26	147	62
CSB _f [mg/L]				18	36	29
BSB ₅ * [mg/L]	750	8.070	4.122	1	6	2
TOC [mg/L]	4.150	12.000	7.396	4,8	10,6	8,3
DOC [mg/L]				4,0	9,9	7,3
TN _{b,h} [mg/L]	4	22	7	4,1	21,0	6,8
NH ₄ -N [mg/L]	0,1	0,1	0,1	0,1	10,0	1,3
P _{ges,h} [mg/L]	0,4	3,9	1,9	0,5	0,7	0,6
PO ₄ -P [mg/L]				0,46	0,64	0,53
AOX [µg/L]	1.205	5.660	3.026			

* ohne Kohlenstoffquelle

Tabelle A5- 4: Charakterisierung der Abwässer C7 und C8

Parameter	Abwasser C7			Abwasser C8		
	Min.	Min.	Mittelwert	Min.	Max.	Mittelwert
AFS [mg/L]	198	1.030	463	100	190	145
pH [-]	2,2	11,1		6,5	7,0	
CSB _h [mg/L]	2.500	7.600	4.626	1.500	5.900	3.115
CSB _f [mg/L]	3.700	7.400	5.290*			
TN _{b,h} [mg/L]	1.240	8.170	4.546	93	107	99
NH ₄ -N [mg/L]	755	6.140	3.090	54	86	80
P _{ges,h} [mg/L]	0,6	1,9	1,0	4	73	16
PO ₄ -P [mg/L]	0,1	1,7	0,6	4,2	13	11

* CSB_f-Werte > 3.700 mg/L wurden in 6 Proben gefunden, bei denen keine Bestimmung des CSB_h durchgeführt wurde. Daher liegen die CSB_f-Mittelwerte höher als die CSB_h-Mittelwerte

Tabelle A5- 5: Charakterisierung der Abwässer T1 und T2

Parameter	Abwasser T1			Abwasser T2		
	Min.	Max.	Mittelwert	Min.	Max.	Mittelwert
AFS [mg/L]	7,0	2.040	138	18,0	456	67,7
pH [-]	7,8	9,7		5,3	11,1	
CSB _h [mg/L]	144	4.010	837	480	1.340	848
CSB _f [mg/L]	88	3.570	697	372	1.320	782
BSB ₅ [mg/L]	112	192	155	83	205	
TOC [mg/L]	30	1.840	242	127	350	235
DOC [mg/L]	24	420	186	125	350	220
TN _{b,h} [mg/L]	6	324	50	17	47	29
NH ₄ -N [mg/L]	0,7	31,0	17,0	0,3	38,0	12,4
P _{ges,h} [mg/L]	2,1	69,2	5,1	0,6	24,7	3,2
PO ₄ -P [mg/L]	0,12	2,31	1,16	0,10	14,30	1,78

Tabelle A5- 6: Charakterisierung der Abwässer P1 und B1

Parameter	Abwasser P1			Abwasser B1		
	Min.	Max.	Mittelwert	Min.	Max.	Mittelwert
AFS [mg/L]				700	2.000	1.200
CSB _h [mg/L]	810	1.500	1.100	4.000	9.800	6.045
BSB ₅ [mg/L]				800	1.250	1.070
TN _{b,h} [mg/L]				1.015	3.090	2.370
NH ₄ -N [mg/L]				1.000	3.000	2.350
P _{ges,h} [mg/L]				40	100	65

Tabelle A5- 7: Charakterisierung der Abwässer B2 und B3

Parameter	Abwasser B2			Abwasser B3		
	Min.	Max.	Mittelwert	Min.	Max.	Mittelwert
pH [-]				7,8	8,1	
CSB _h [mg/L]	350	4.200	1.394	1.200	3.800	2.100
BSB ₅ [mg/L]				65	430	20
TN _{b,h} [mg/L]	277	710	688	810	1.300	870
NH ₄ -N [mg/L]				720	905	820
P _{ges,h} [mg/L]	3	90	17			
PO ₄ -P [mg/L]	0,12	2,31	1,16	0,10	14,30	1,78

Ergebnisse der Spurenstoffuntersuchungen

Tabelle A5- 8: Einteilung der Relevanzklassen

Relevanz-Klasse	Präsenzkriterium (Zulauf)	Präsenzkriterium (Permeat)	Eliminationsgrad
1	im Zulauf vorhanden	im Ablauf nicht mehr nachweisbar (weitgehende Elimination)	> 95 %
2	im Zulauf vorhanden	im Ablauf in stark verminderter Konzentration nachweisbar	≥ 50 %
3	im Zulauf vorhanden	im Ablauf in gering verminderter Konzentration nachweisbar	< 50 %

Tabelle A5- 9: Ergebnisse der Spurenstoffuntersuchungen (nach Pinnekamp et al. [2005] und [2006])

Abw.	Relevanzklasse nach Tabelle A5- 8		
	1	2	3
C1	Di-ethylhexyl-phthalat* 3-Phenoxy-1,2-propandiol* Dimethyl-(ethyl)-siloxi-undecan* Oxiran*	2,2-Dimethyl-5-hexen-3-ol* Buttersäure-2-brom-propylester* 2,2-Dimethyl-5-hexen-3-ol*	poly-(1,2-Propandiol)**
C2	Nitroso-pyrrolodine* Octylphenol-ethoxylat** (Vorläuferverbindungen der Octylphenole) Nonylphenol-ethoxylat** (Vorläuferverbindungen der Nonylphenole) Decylphenol-ethoxylat** (Vorläuferverbindungen der Decylphenole) Lineares Alkylbenzolsulfonat (LAS)**	Benzylalkohol* Bis-(2-ethyl-hexyl) phthalate* Polyethylenglykol**	Octadecansäure* (neu entstanden im Bioreaktor)

Abw.	Relevanzklasse nach Tabelle A5- 8		
	1	2	3
C3	Toluol* Toluolsulfonsäure* Aliphatisches Keten* Dodecyl-oxymethyl-oxiran* Alkohole (>C ₁₂)* Alkylethersulfate (AES)**	Alkylethoxylate (AEO)** (Vorläuferverbindungen für PEG)	Alkylethoxylate (AEO)** (i.d.R. Vorläuferverbindungen des PEGs) Polyethylenglykol (PEG)** (teilweise neu im MBR-Prozess entstanden)
C4	Diethyl-(bistrimethylsilyl)-kieselsäureester* (Cyanomethyl-1H-pyrrol-3-yl)-propionitril* Copaene-8-ol* Bis-(2-bromoethyl)sulfoxide* Isothiocyanato-cyclohexan* Decahydro-isoquinoline-carbonitril* Isopropylidene-tetracyclododecen* PEG**	Acrylnitril-Kondensationsprodukte** Acrylsäurederivate**	Acrylnitril-Kondensationsprodukte** Acrylsäurederivate**
C5	Methoxy-ethoxy-octan* Ethylhexanol* Cyclohexanol-Derivat* Cyclopentadien-Derivat* Dimethylphthalat* Diethyl-phthalat* Dibutyl-phthalat* Benzyl-butyl-phthalat* Methyl-ethyl-phenol*		Tributylphosphat* PEG** Polypropylenglykol (PPG)** PEG-Derivate** (oxidierte Verbindungen z.B. carboxylierte Stoffe) PPG-Derivate** (oxidierte Verbindungen z.B. carboxylierte Stoffe)
C6	Fettsäureester (> C ₁₉)* Hexadecansäureester* AEO-Homologe** mit unterschiedlicher C- bzw. Polyether-Kettenlänge		Organosiliciumverbindungen* PEG** Alkylethercarboxylate (AEC)** als AEO-Metaboliten

Abw.	Relevanzklasse nach Tabelle A5- 8		
	1	2	3
C7	Organische Lösungsmittel* (Ether, Ketone) Nascopine*	Organische Lösungsmittel* (Cyclische Ether wie z.B. Tetrahydrofuran, Dioxan) 1,3;2,4-Di-O-benzylidene- erythritol* 1,2,3,4,5,6,7,8-Octahydro- acridine* 5-Butyl-2-[1,3-heptadienyl]- pyrroline*	Tramadol* **
C8		Enrofloxacin** *** Moxifloxacin** *** Ciprofloxacin** ***	Fluochinolonsäure**
T1	Fettsäureester (> C ₁₈)* Diethylphthalat* Bis-diethyl-hexyl-phthalat*	Tributylphosphat* AEO**	Tributylphosphat* Alkylethercarboxylate (AEC)** als AEO-Metaboliten PEG**
T2	Säuren und/oder Säureester* Phenolderivat* höhere Alkane (> C ₂₀)* C ₈ -C ₁₂ -AEO** (Klassifizierung isomeren-abhängig) PEG**	iso-Tributylphosphat* n-Tributylphosphat* Tetramethyl-phenyl-pyridin* Diethylphthalsäureester* Diethylphenylamin* C ₈ -C ₁₂ -AEO** (Klassifizierung isomeren-abhängig)	Dimethylvinylsilan* Dimethyloctanal* Dibutylphthalsäureester* Alkylethercarboxylate (AEC)** als AEO-Metaboliten

* Stoff wurde mittels GC/MS detektiert und identifiziert.

** Stoff bzw. Homologengemische wurden mittels FIA/MS und/oder LC/MS detektiert und mittels -
MS/MS identifiziert.

*** Zum Erhalt von Ablaufkonzentrationen oberhalb der Bestimmungsgrenze, wurde der Zulauf mit den
Stoffen aufgestockt

Anhang zu Kapitel 6

Tabelle A6- 1: Charakterisierung der eingesetzten Aktivkohleprodukte

Kürzel	Typ	Gesamtoberfläche* (BET) [m ² /g]	Jodzahl* [mg J ₂ /g]	Korngröße*
AC I	PAC	keine Angabe	> 800	< 75 µm (D ₉₀)
AC II	GAC	> 900	> 900	< 3,55 mm (D ₉₀)
AC III	PAC	1.300	> 1.150	15 µm (D ₅₀)
AC IV	PAC	1.400	keine Angabe	30 µm (D ₅₀)
AC V	PAC	1.200	> 1.000	7 µm (D ₅₀)
AC VI	PAC	1.000	> 950	6 µm (D ₅₀)

*: Herstellerangaben

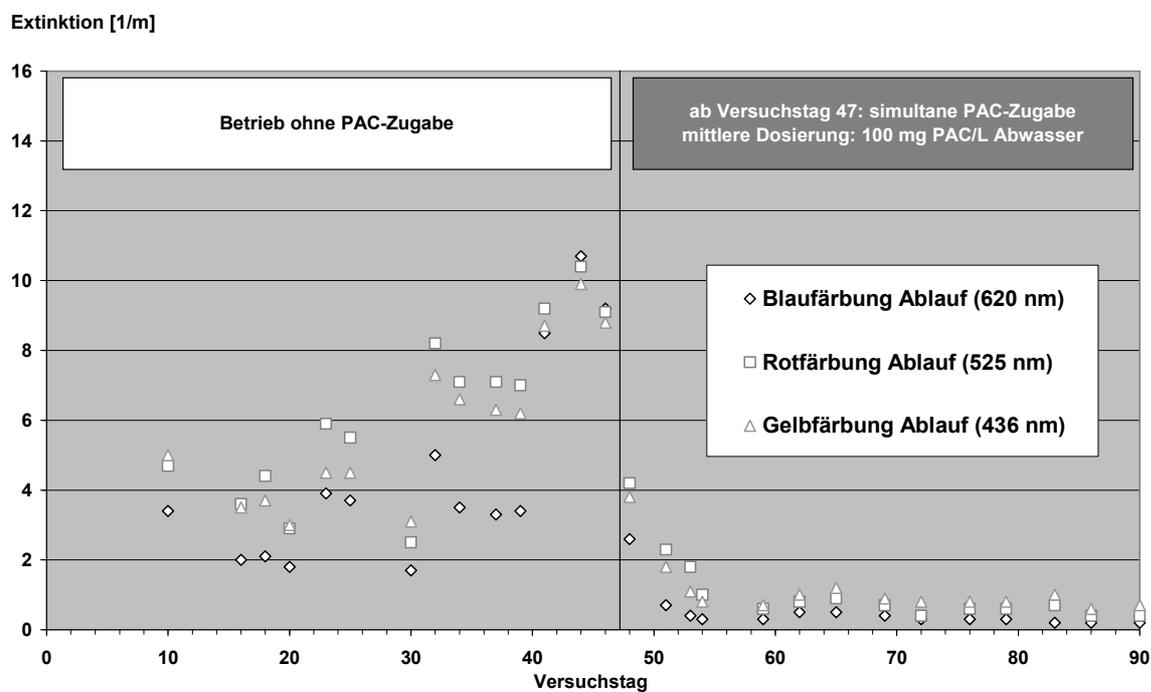


Abbildung A6- 1: Rot-, Blau- und Gelbfärbung des Filtrats der Versuchsanlage mit/ ohne PAC-Dosierung (Abwasser: T2 + kA)

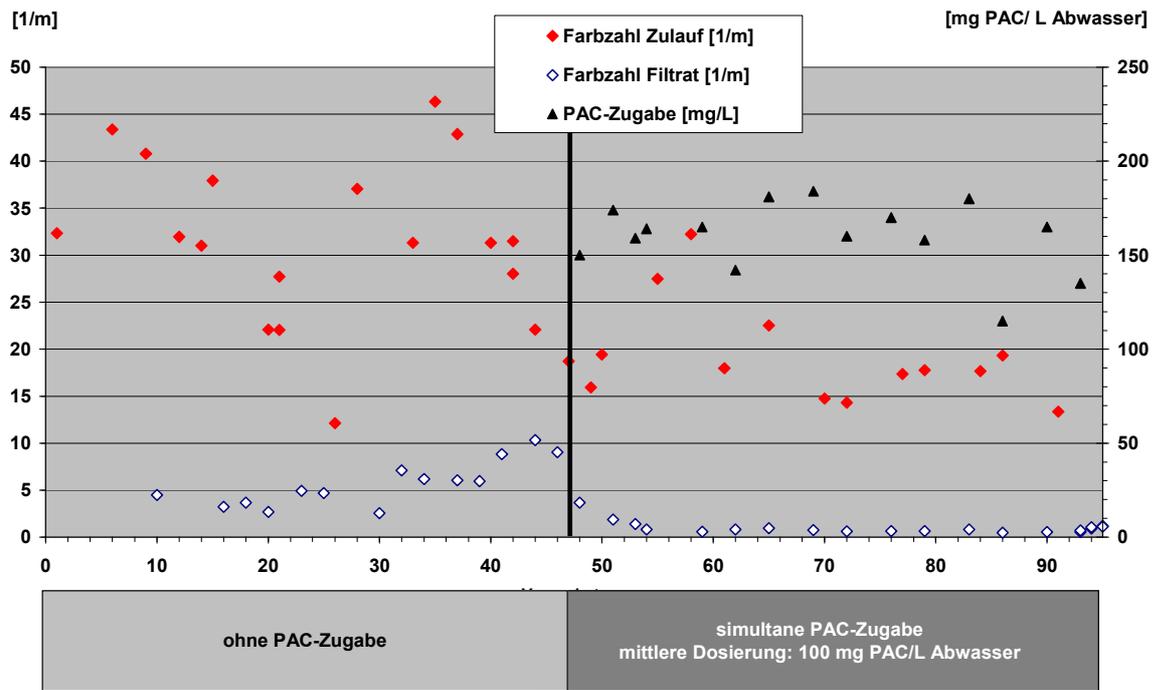


Abbildung A6- 2: Verlauf der PAC-Zugabe und Farbzahl in Zulauf und Ablauf über der Versuchszeit in Tagen (Abwasser: T2 + kA)

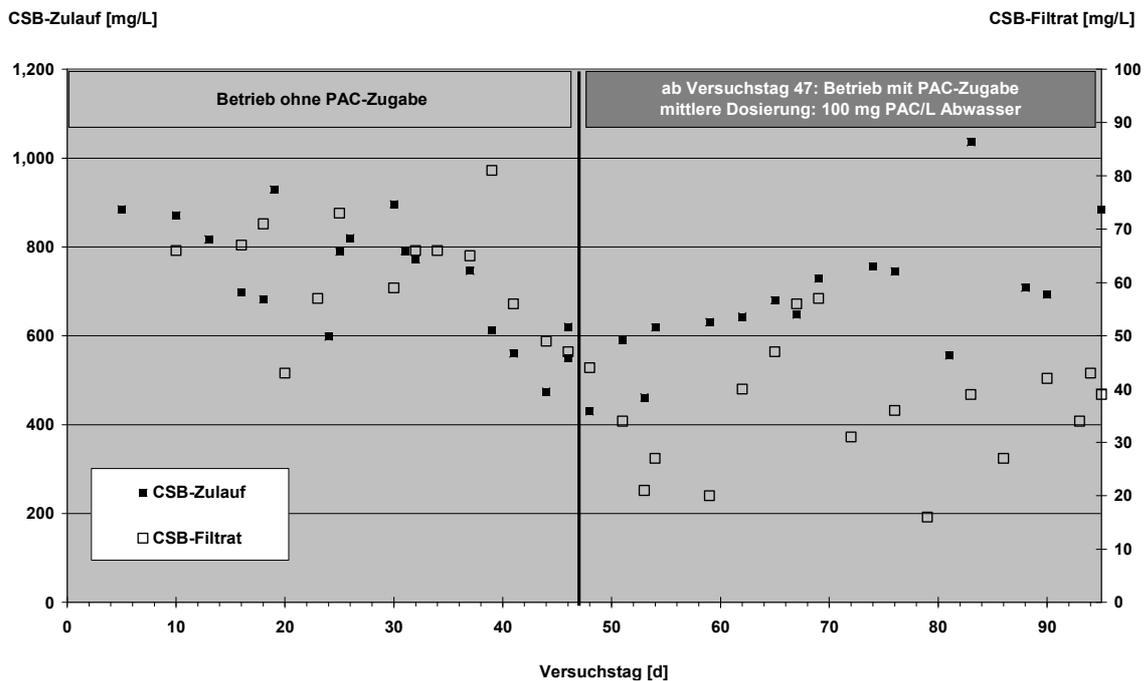


Abbildung A6- 3: CSB-Konzentrationen in Zu- und Ablauf der MBR-Versuchsanlage bei Betrieb mit/ ohne PAC-Dosierung (Abwasser: T2 + kA)

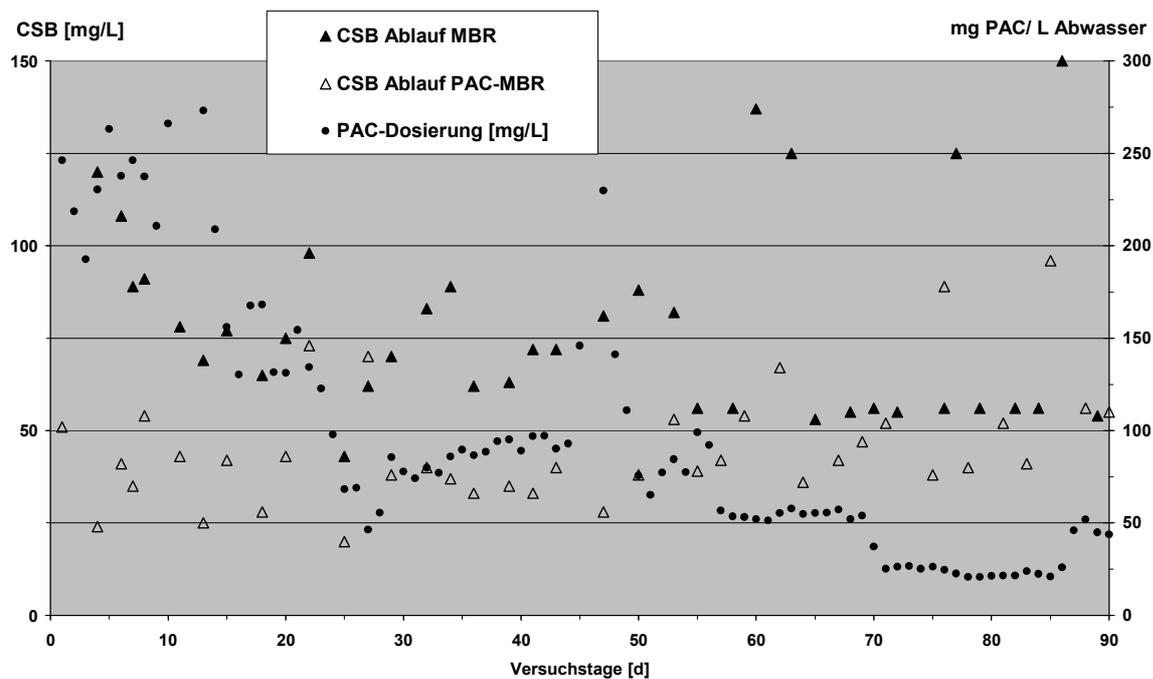


Abbildung A6- 4: PAC-Dosierung und CSB-Konzentration im Ablauf identisch belasteter MBR Anlagen mit und ohne PAC-Dosierung (behandeltes Abwasser: C8 + B2)

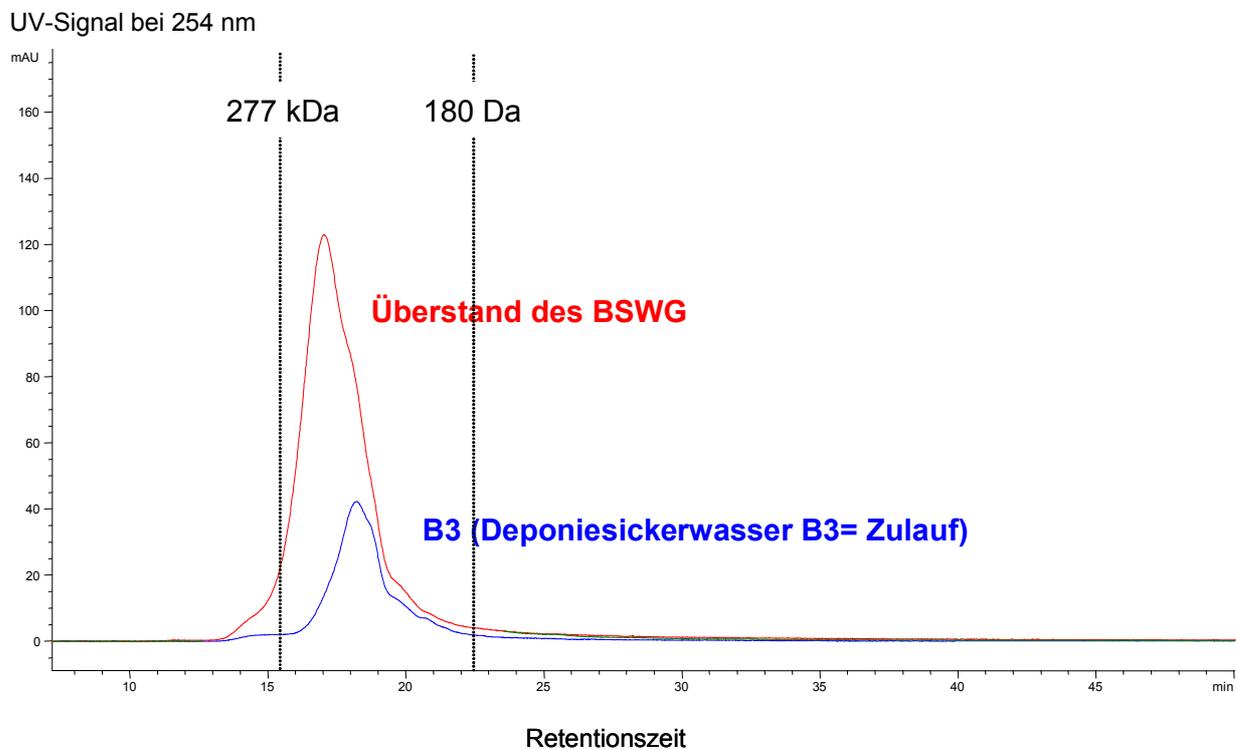


Abbildung A6- 5: GPC-UV/VIS-Spektren von Zulauf sowie Überstand des BSWG

UV-Signal bei 254 nm

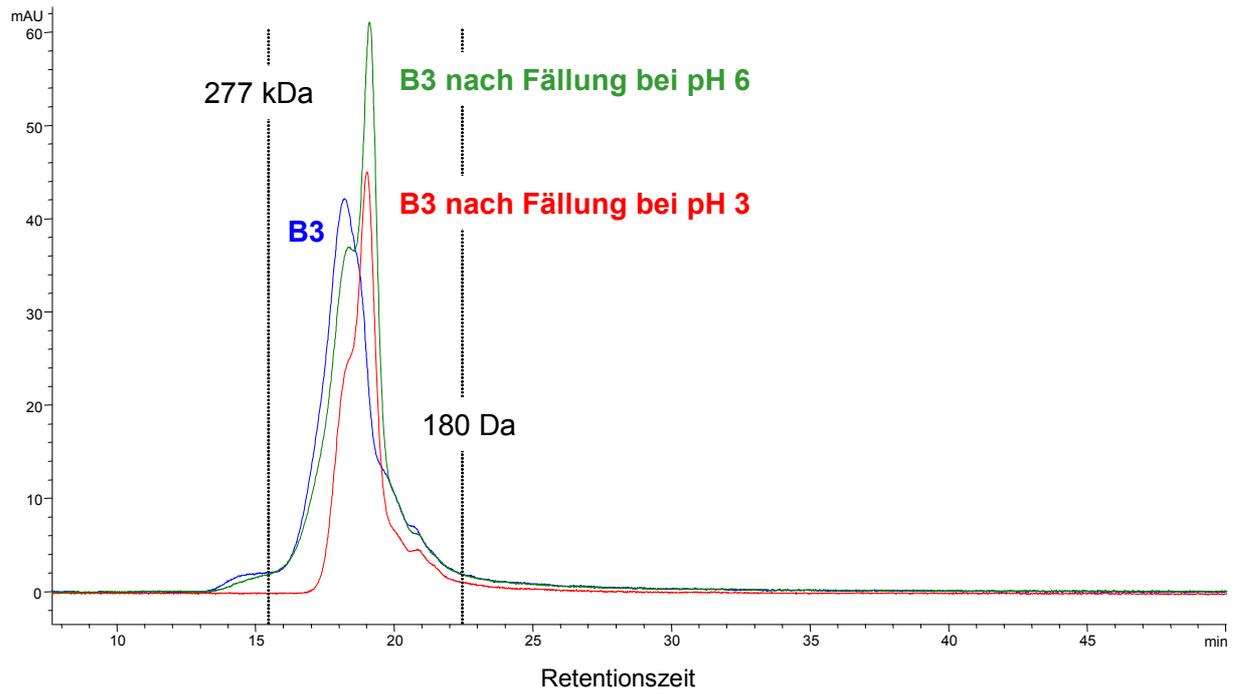


Abbildung A6- 6: GPC-UV/VIS-Spektren für das Abwasser B3 vor und nach Absenkung des pH

UV-Signal bei 254 nm

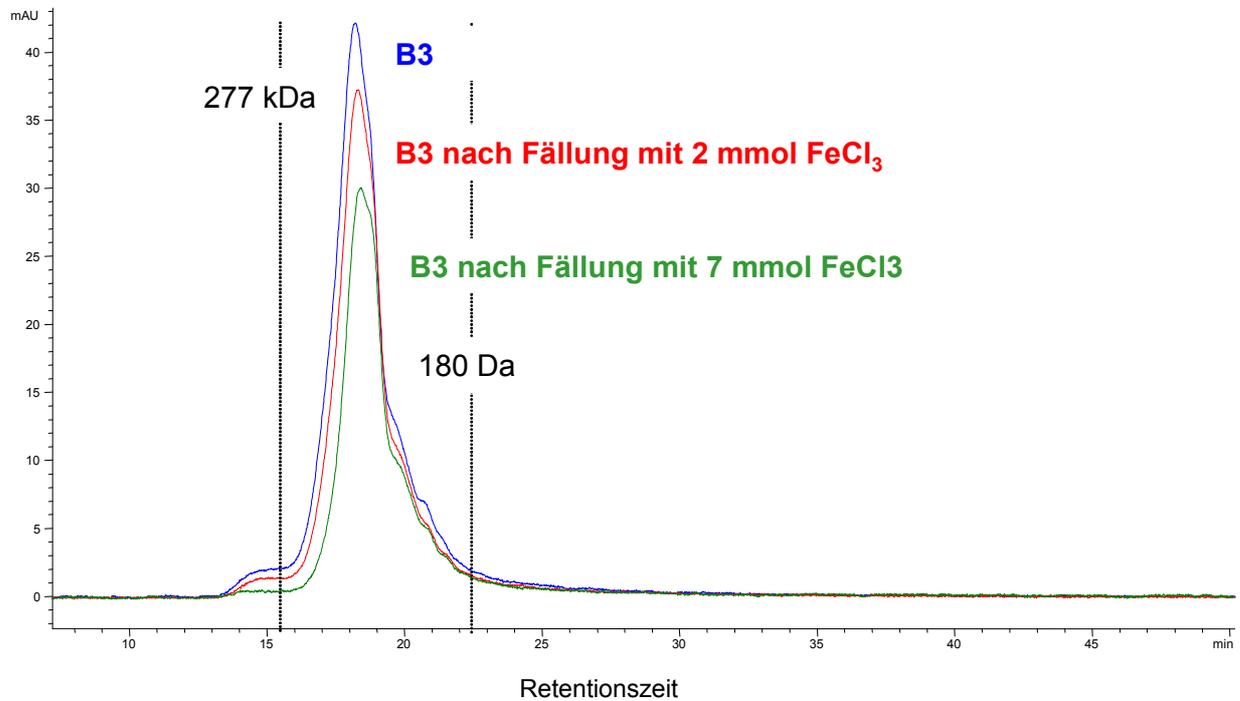


Abbildung A6- 7: GPC-UV/VIS-Spektren für das Abwasser B3 vor und nach Fällung mit FeCl₃

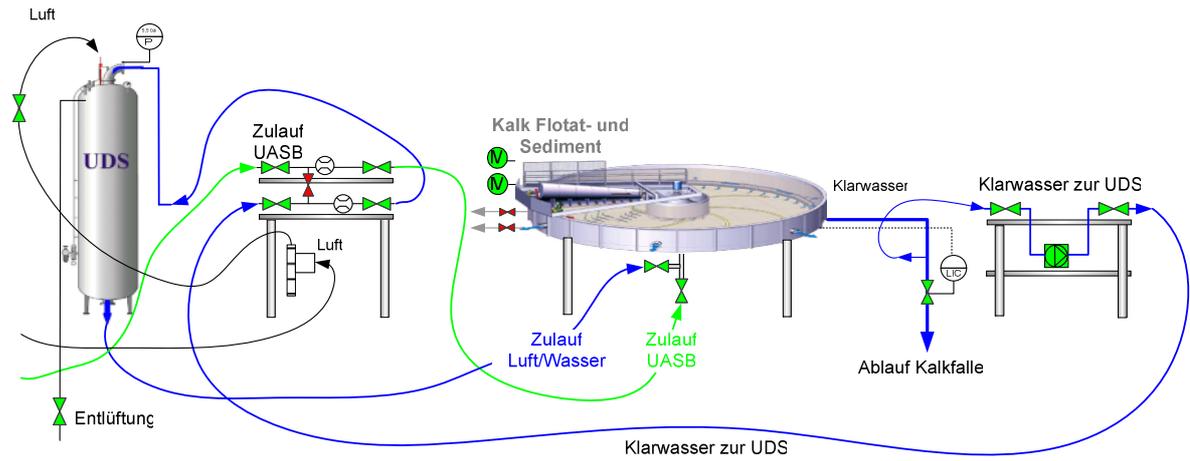


Abbildung A6- 8: Prinzipskizze der Druckentspannungsflotationsanlage [Kowitz 2006]

Anhang zu Kapitel 7

Erläuterungen zu den Nutzwertanalysen

Tabelle A7- 1: Erläuterung zur Nutzwertanalyse in Tabelle 7.4

- I: Erhöhung des Schlammalters
 II: simultane PAC-Zugabe
 III: nachgeschaltete Aktivkohlefiltration
 IV: nachgeschaltete Ozonierung und biologische Nachbehandlung
 V: nachgeschaltete NF bzw. RO

Kriterien	Erläuterungen	I	II	III	IV	V
Verfahrenstechnische Kriterien						
Betriebs-sicherheit	Ausfall- bzw. Störungswahrscheinlichkeit wird nach technischem Aufwand bewertet. Dieser ist für I und II am geringsten, für IV und V am höchsten.	5	5	4	3	2
Flexibilität im Betrieb	Kurzzeitige Erhöhungen der zu eliminierenden Stoffkonzentrationen und Abwasservolumenströme können bei den Adsorptionsverfahren durch vermehrten Aktivkohleeinsatz kompensiert werden. Die übrigen Verfahren stoßen an ihre auslegungsspezifischen Grenzen.	4	5	5	3	3
Nachrüst-/Erweiterbarkeit	Es wird davon ausgegangen, dass zur Erhöhung des Schlammalters zusätzliches Belebungsvolumen bereitzustellen ist. Dieses ist mit einem erheblichen Eingriff in den laufenden Betrieb der Anlage verbunden. Die übrigen Stufen lassen sich problemlos zum bestehenden MBR ergänzen und in Betrieb nehmen.	3	5	5	5	5
Wechselwirkungen	Störungen des biologischen Abbauprozesses bzw. Biomasseabtrennung wirken sich negativ auf die Filtrationsleistung der NF aus und können zur Verschmutzung des AKF beitragen. Für die simultane PAC-Zugabe sind durch adsorptive Elimination toxischer Inhaltsstoffe die geringsten Störungen des biologischen Abbauprozesses zu erwarten.	5	5	4	4	2
ökologische Kriterien						
Ablaufqualität	Die mit Abstand höchste Ablaufqualität ist generell für IV zu erwarten, die geringste für I	1	3	3	3	5
Hilfsstoffbedarf	Wirkung der adsorptiven Verfahren beruht ausschließlich auf Hilfsstoffeinsatz (hohe Mengen, jedoch geringe Umweltrelevanz); bei III wird der Hilfsstoff jedoch regeneriert (siehe Energiebedarf); Betrieb der NF erfordert Einsatz von Reinigungschemikalien	5	1	4	5	3

Energiebedarf	Höchster Bedarf bei IV (für Sauerstoff- und Ozonerzeugung), gefolgt von V (für Filtrationsprozess und Konzentratentsorgung); für die übrigen Verfahren ist der Energiebedarf wesentlich geringer (I: aerobe Stabilisierung, II: Dosierstation, III Pumpenergie zur Durchströmung der Filter, Energie zur Regenerierung der Kohle)	4	5	4	1	2
Reststoffanfall	I: geringerer Überschussschlammanfall als bei geringerem Schlammalter, jedoch erhöhte CO ₂ -Emissionen; II: Hilfsstoffe finden sich im Überschussschlamm wieder; III: Verluste bei der Regenerierung; IV: CO ₂ -Emissionen, Überschussschlamm aus biologischer Nachbehandlung; V: Reststoffe der Konzentratentsorgung, Reinigungslösungen	5	1	4	4	3
Ausrüstungsressourcen	Bewertung erfolgt nach dem Umfang der eingesetzten Ressourcen zur technischen Realisierung (Aggregate, Bautechnik etc.)	3	5	3	2	2
Platzbedarf	Für II wird gegenüber den anderen Verfahren der geringste Platz in Anspruch genommen (PAC-Lagerung, Dosierstation)	2	5	2	2	3
wirtschaftliche Kriterien						
Investitionen	siehe Wirtschaftlichkeitsbetrachtung in Kapitel 7.3.2	4	5	3	3	2
Betriebskosten	siehe Wirtschaftlichkeitsbetrachtung in Kapitel 7.3.2	5	2	3	3	3
Sonstiges	siehe Wirtschaftlichkeitsbetrachtung in Kapitel 7.3.2	3	5	3	3	3

Tabelle A7- 2: Erläuterung zur Nutzwertanalyse in Tabelle 7.8

I: MBR ohne Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung

II: MBR mit Luftkreislaufführung zur Modulüberströmung

III: MBR mit pH-Wert-Absenkung

IV: MBR mit vorgeschalteter Calcium-Elimination

Kriterien	Erläuterungen	I	II	III	IV
Betriebs-sicherheit	Ausfall- bzw. Störungswahrscheinlichkeit bzgl. des technischen Aufwands ist für I am geringsten, für II und IV leicht erhöht und für III am höchsten. Störungen des Filtrationsbetriebes sind vor allem bei I zu erwarten und bei III am geringsten.	2	4	5	3
Flexibilität im Betrieb	Kurzzeitige Erhöhungen Scalingpotentials lassen sich für die II bis IV kompensieren, bei I geht dieses mit einer vermehrten Abnahme der Flussleistung und geringerer Membranverfügbarkeit einher; Außerbetriebnahme unproblematisch.	3	5	5	5
Nachrüst-/Erweiterbarkeit	I: keine Nachrüstung notwendig, keine Erweiterung möglich; II bis IV: Maßnahmen lassen sich problemlos zum bestehenden MBR ergänzen und in Betrieb nehmen, bei III ist Ausrüstung ggf. schon vorhanden.	5	3	4	3

Wechselwirkungen	I: häufiges Reinigen kann zu Störungen des biologischen Reinigungsprozesses führen; II: keine; III, IV: Überdosierungen von Säure/ Lauge führen zu Störungen des biologischen Reinigungsprozesses und ggf. zu vermehrtem Scaling	4	5	4	4
Ablaufqualität	I, II: Standardqualität; III: leichte Aufsalzung durch Säurezugabe; IV: Ablauf besitzt geringere Härte und damit erhöhtes Potential zur innerbetrieblichen Wiederverwendung, aber leichte Aufsalzung durch Laugezugabe	3	3	2	5
Säure-/Laugebedarf	I: vermehrter Säurebedarf zur häufigen Membranreinigung, II: keine; III: hohe Säurezugabe bezogen auf das behandelte Abwasser notwendig; IV: moderate Zugabe von Lauge zur Unterstützung der Fällung	3	5	1	4
Reststoffanfall, Emissionen	I, II: ohne; III: leichte Aufsalzung (unter Ablaufqualität berücksichtigt); IV: Fällschlamm (geringe Umweltrelevanz, einfache Entsorgung)	5	5	5	3
Energiebedarf	I: hoher spezifischer Energiebedarf für Membranstufe; II: kein Energiebedarf; III: nur für Dosierung (vernachlässigbar); IV: ggf. für Beschickung der Fällstufe	5	5	5	4
Ausrüstungsressourcen	I: Membranstufe und Peripherie; II: Abdeckungen und Rohleitungen; III: Dosierstation und Chemikalienlagerung; IV: Fällstufe und Peripherie	2	4	5	3
Platzbedarf	I: größere Membranstufe erforderlich; II, III: vernachlässigbar; IV: zusätzliche Fällstufe	3	5	5	3
Investitionen	Kostenabschätzung nach Erläuterungen unter Ausrüstungsressourcen	2	4	5	3
Betriebskosten	Vgl. Erläuterungen unter Säure-/Lauge- und Energiebedarf und zusätzlich: I: kürzere Membranstandzeit	2	5	3	4
Sonstiges	II bis IV: hohe Flexibilität (kein Scalingpotential: keine Betriebskosten), Rückbaubarkeit nach Ausrüstungsressourcen	3	4	5	4

Annahmen für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

Tabelle A7- 3: Annahmen für die Kostenbetrachtung der Membranstufe

Position	Einheit	Werte gem. Quelle	Annahme	Quelle
spezifische Membran bzw. Modulkosten	€/m ²	60-70	70	Pinnekamp et al. 2006
spezifische Kosten der Modulperipherie (Rack, Verdichter, Pumpen, Rohrleitungen etc.)	€/m ²	125-180	150	Pinnekamp et al. 2006
Spezifische Kosten Filtrationstank (Containerbauweise)	€/m ³	150	125	WiW et al. 2006 (Betonbauweise)
flächenspezifisches Filtrationstankvolumen (für Kapillar- bzw. Plattenmodule)	m ³ /m ²	0,015 – 0,072	0,05	Ertftverband 2004; WiW et al. 2006
Standzeiten: Membran/ Peripherie	a	3-8 / 10-25	5 / 12,5	WiW et al. 2006
Zinssatz: Membran/ Peripherie	%	3-6	4,5 / 4,5	WiW et al. 2006
spezifische Kosten der chemischen Reinigung	€/(m ² *a)	0,22-1,10	3,0	Wedi 2005 (für kommunale MBR)
Energiekosten	€/kWh	0,063*	0,10	Statistisches Bundesamt 2005
spezifischer Energiebedarf der Permeatpumpen	kWh/m ³		0,005	Krause 2005
spezifischer Luftbedarf zur Modulüberströmung	Nm ³ /(m ² *h)	0,2-0,8	0,5	Krause 2005
spezifischer Energiebedarf für die Modulbelüftung	Wh/(Nm ³ *m)	5,44	5,44	Pöpel 1985 in Krause 2005
Wartung und Instandhaltung	% d. IK**	2	2	WiW et al. 2006
Personal	% d. BK***	15-40	15	Reicherter 2003 (für kommunale, konventionelle Gesamtanlage)

* Durchschnittspreis für Industriekunden im Jahr 2003

** I: Investitionen

*** BK: Betriebskosten

Tabelle A7- 4: Annahmen für die Kostenbetrachtung der Zugabe von polymeren bzw. anorganischen Koagulant

Position	Einheit	Werte gem. Quelle	Annahme	Quelle
FeCl ₃	€/kg Fe	0,5-1,0	1,0	Herstellerbefragung
polymere Koagulant	€/ kg	2,0-3,0	3	Pogoda 2006; Janshen 2006
zusätzlicher Überschussschlamm-anfall bei Polymerdosierung	kg ÜS/kg Pol.	1-12*	7	nach Pogoda 2005, Abbildung 7
zusätzlicher Überschussschlamm-anfall bei Zugabe von FeCl ₃	kg ÜS/mol Fe	0,05 bis 0,156*	0,156	eigene Untersuchungen
Schlammensorgung	€/kg TR	250 - 750	400	Pinnekamp, Friedrich 2006b; Wagner 2006
Investitionen Dosiertechnik (Pumpen, Steuerung, Speicherung etc.)	€	-	15.000	Schätzung
Jahreskosten Dosiertechnik	€/ a		1.595	Bestimmung der Kapitalkosten mit 4,5 % und 12,5 a
behandelte Wassermenge (Bezugsgröße zur Berechnung der spezifischen Kapitalkosten)	m ³ /d (365 d)		250	frei gewählt

* jeweils abgeschätzt über die Dosier- bzw. Eisenmenge und den gefällten Kohlenstoff

Tabelle A7- 5: Modifizierte Annahmen für die Kostenberechnung der Membranstufe*

Position	Einheit	Annahmen (mit/ ohne Maßnahmen zur Scalingvermeidung)
spezifische Kosten der chemischen Reinigung (Ansatz: ohne Maßnahmen entspricht 10-fachem Reinigungsaufwand)	€/(m ² *a)	1,5/ 15
Standzeiten: Membran/ Peripherie	a	5 / 4
Verringerung des Bemessungsflusses durch Verringerung der Anlagenverfügbarkeit infolge chemischer Reinigungen (Ansatz: Ausfallzeit für Reinigung entspricht ca. 3 h)	%	0/ 5

* übrige Angaben sind Tabelle A7- 3 zu entnehmen

Tabelle A7- 6: Annahmen für die Kostenberechnung der zusätzlichen Maßnahmen zur Verminderung der Scalingneigung

Position	Einheit	Annahmen
Allgemeines		
Standzeiten / Zinssatz für zusätzliche Einrichtungen	a / %	12,5 / 4,5
Luftkreislaufführung		
spezifische Oberfläche des Filtrationstanks bezogen auf die die Membranfläche	m ² / m ²	0,003 ³
Bemessungsfluss (min/ max)	L/(m ² *h)	2/ 30
Investition für die Abdeckung des Filtrationsbereiches zur Luftkreislaufführung bezogen die Oberfläche des Filtrationsbereichs bei Neubau/ Nachrüstung	€/m ²	120 ¹ / 360 ²
Investition für zusätzliche Modulperipherie für Luftkreislaufführung bezogen auf Membranfläche (z.B. Rohrleitungen, Luftentfeuchtung und MSR-Technik) bei Neubau/ Nachrüstung	€/ m ²	150 ² / 450 ²
pH-Wert-Absenkung		
Jahreskosten Dosierstation zur pH-Wert-Einstellung	€/ a	1.000 ²
spezifische Säurekosten (Salzsäure)	€/kg	0,10 ⁴
spezifischer Säurebedarf zur ph-Wert-Absenkung um 0,2 bzw. 0,5 (jeweils min/ max)	Mol/m ³	2/ 50
Calcium-Eliminierung		
spezifische Kosten der Calciumelimination (min/ max)	€/m ³	0,07 ⁵ / 0,20 ⁵

¹ Angabe nach WiW et al. [2005]

² Schätzung

³ Abschätzung auf Basis der Angaben in [ARABER, 2006] für getauchte Kapillarmodule

⁴ Herstellerbefragung

⁵ Abschätzung nach Pinnekamp et al. [2006b]

Kostenbetrachtungen

spezifische Einsparungen
[€/m³]

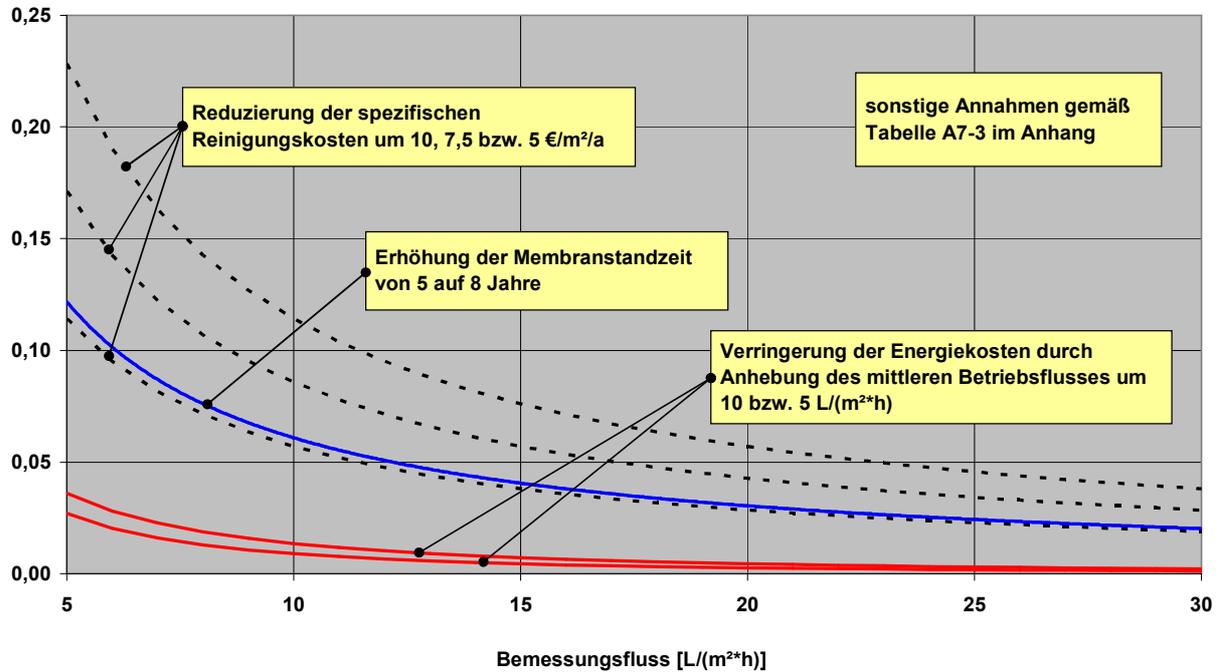


Abbildung A7- 1: Beispiele für Einsparungen im Bereich der Membranstufe durch zusätzliche Maßnahmen zur Flussteigerung bzw. Verringerung des Reinigungsaufwandes bei einer bestehenden MBR-Anlage

Lebenslauf

PERSÖNLICHE DATEN

Name: Sven Baumgarten
Geburtsdatum: 10.09.1969
Geburtsort: Bad Neuenahr-Ahrweiler
Familienstand: ledig
Staatsangehörigkeit: deutsch

SCHULAUUSBILDUNG

1976 - 1980 Grundschule Neuss-Grefrath
1980 – 1989 Gymnasium Büttgen
Abschluss: Abitur

BUNDESWEHR

06.1989 – 04.1990 Feldjägerdienstkommmando, Heide-Holstein
05.1990 – 08.1990 Heeresamt, Köln

STUDIUM

10.1990 – 08.1999 RWTH Aachen, Fakultät für Maschinenwesen
Abschluss: Diplom-Ingenieur Maschinenbau

BERUFLICHE TÄTIGKEIT

09.1999 – 10.2006 Institut für Siedlungswasserwirtschaft (ISA), RWTH-Aachen
09.1999 – 06.2000 Wissenschaftliche Hilfskraft
07.2000 – 10.2006 Wissenschaftlicher Mitarbeiter
04.2005 – 10.2006 Gruppenleitung der Arbeitsgruppe Membrantechnologie

seit 01.2007 GE Water & Process Technologies
(ehemals ZENON Environmental)
Senior Process Engineer