

Untersuchungen zur Einsetzbarkeit des Membranbelevungsverfahrens auf der Kläranlage des Abwasserverbandes Hommerich



Abschlussbericht

für das



Ministerium für Umwelt und
Naturschutz, Landwirtschaft und
Verbraucherschutz des Landes
Nordrhein-Westfalen

AZ: IV-9-042 1C5 0010

Projektpartner:

- Klapp + Müller GmbH
Ingenieurbüro für Bau- und Umwelttechnik
- Eurolat GmbH

Aachen, im Juni 2007



Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen

Mies-van-der-Rohe-Str. 1 • 52074 Aachen

Tel: 0241 80 25207 • Fax: 0241 80 22285 • isa@isa.rwth-aachen.de

Abschlussbericht
zum Forschungsvorhaben:


**„Untersuchungen zur Einsetzbarkeit des
Membranbelebungsverfahrens auf der Kläranlage des
Abwasserverbandes Hommerich“**

AZ IV – 9 – 042 1C5 0010

für das



Aachen, den 29. Juni 2007


Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp
(Institutsdirektor)

Projektpartner

Partner	Bearbeitung
 <p>Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen Direktor: Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp Mies-van-der-Rohe-Str. 1 52074 Aachen Tel.: 0241/ 80 25207 Fax: 0241/ 80 22285 Email: isa@isa.rwth-aachen.de www.isa.rwth-aachen.de</p>	<p>Dipl.-Ing. S. Beier Dipl.-Ing. C. Charwath</p>
 <p>Klapp + Müller GmbH Ingenieurbüro für Bau- und Umwelt- technik Rehwinkel 15 51580 Reichshof Tel.: 02297/ 9107-17 Fax.: 02297/ 9107-20 Email: st.schilling@klapp-mueller.de www.klapp-mueller.de</p>	<p>Dr.-Ing. Dipl.-Wirt.-Ing. M. techn. St. Schilling</p>
 <p>Eurolat GmbH Hommericherstr. 25 51789 Lindlar Tel.: 02207/ 96460 Email: henning.kurpjuhn@eurolat.com www.eurolat.com</p>	<p>Betriebsleiter H. Kurpjuhn</p>

Inhalt

Verzeichnis der Bilder	4
Verzeichnis der Tabellen	6
Verzeichnis der Abkürzungen.....	7
Zusammenfassung	8
1 Veranlassung und Zielsetzungen	9
2 Kenntnisstand	10
2.1 Grundlagen der Membranfiltration	10
2.1.1 Stofftrennung und Kenngrößen	10
2.1.2 Membranverfahren	11
2.2 Membranbelebungsverfahren	12
2.3 Stand der Anwendungen	17
3 Versuchsbeschreibung.....	19
3.1 Untersuchtes Abwasser.....	19
3.1.1 Abwasser der Eurolat GmbH.....	19
3.1.2 Behandeltes Abwasser im Versuchsbetrieb	20
3.2 Kleintechnische Versuchsanlage	22
3.3 Halbtechnische Versuchsanlage	24
3.4 Betriebseinstellungen und -bedingungen	26
3.4.1 Kleintechnische Versuchsanlage.....	26
3.4.2 Halbtechnische Versuchsanlage	30
3.4.3 Begleitende Analytik.....	31
4 Darstellung und Bewertung der Versuchsergebnisse.....	32
4.1 Untersuchungen zur Membrandeckschicht	32
4.1.1 Vorbehandlung	32
4.1.2 Belebtschlamm und Permeat	33
4.1.3 Membranen	34
4.2 Entwässerungs- und Absetzeigenschaften.....	40

4.2.1	Kapillare Fließzeit (CST)	40
4.2.2	Schlammvolumenindex (ISV)	40
4.3	Kleintechnische Versuche	41
4.3.1	Reinigungsleistung	41
4.3.2	Raum- und Schlammbelastung	41
4.3.3	Leistung der Membranstufe	42
4.4	Halbtechnische Versuche	47
4.4.1	Reinigungsleistung	47
4.4.2	Raum- und Schlammbelastung	50
4.4.3	Leistung der Membranstufe	51
5	Wirtschaftlichkeitsbetrachtung	53
6	Ausblick und Empfehlungen	55
	Literatur	57

Anhang

Verzeichnis der Bilder

Bild 1:	Konzentrationsprofile von Poren- und Lösungs-Diffusions-Membranen	11
Bild 2:	Membranverfahren	12
Bild 3:	Anordnung der Membranstufe (OHLE, 2001].....	14
Bild 4:	Betriebsarten der Membranfiltration (nach MELIN, 1999).....	15
Bild 5:	Plattenmodul (nach KRAFT und MENDE, 1997).....	16
Bild 6:	Hohlfasermodule (nach OHLE, 2001)	16
Bild 7:	Fließschema der KA Hommerich.....	20
Bild 8:	Siebrückstände (1mm Maschensieb)	22
Bild 9:	Verfahrensschema der kleintechnischen Versuchsanlage.....	23
Bild 10:	Halbtechnischen Versuchsanlage	25
Bild 11:	Versuchscontainer für die kleintechnische Versuchsanlage	27
Bild 12:	Sauerstoffeintragsversuch mit Belebtschlamm der kleintechnischen Versuchsanlage und Belebtschlamm der konventionellen Anlage.....	29
Bild 13:	GPC Membranextrakt Mikrofiltrationsmembran	38
Bild 14:	GPC Extrakt Ultrafiltrationsmembran	38
Bild 15:	REM-Aufnahme der Membrandeckschicht der Mikrofiltrationsmembran (rechts, Balkenlänge 20 µm) und zugehöriges EDX-Spektrum (links) mit Zählrate (y-Achse) gegenüber eV (x-Achse).....	39
Bild 16:	REM-Aufnahme der Deckschicht (Balkenlänge 10 µm).....	39
Bild 17:	Kohlenstoffelimination Kleintechnik.....	41
Bild 18:	Raum- und Schlammbelastung der kleintechnischen Versuchsanlage.....	42
Bild 19:	Permeabilitätsverlauf und Nettofluss der kleintechnischen MF- Membranstufe.....	43
Bild 20:	Permeabilitätsverlauf und Nettofluss der kleintechnischen UF- Membranstufe.....	44
Bild 21:	CSB-Elimination	47
Bild 22:	Stickstoffelimination.....	48
Bild 23:	PO ₄ -P Elimination.....	49

Bild 24:	Raum- und Schlammbelastung	50
Bild 25:	Betrieb der Membranstufe	51
Bild 26:	Vergleich der spezifischen Membrankosten (MELIN, 2007)	54

Verzeichnis der Tabellen

Tabelle 1:	MBR-Anwendungsbeispiele (nach SCHOLZ, 2007).....	17
Tabelle 2:	Zulauffrachten Kläranlage Hommerich	19
Tabelle 3:	Zulaufkonzentrationen im Zulauf der Versuchsanlagen (24 h-MP)	21
Tabelle 4:	Kenndaten der kleintechnischen Versuchsanlage.....	24
Tabelle 5:	Kenndaten der halbtechnischen Versuchsanlage	25
Tabelle 6:	Art der Betriebsdatenerfassung.....	26
Tabelle 7:	Betriebseinstellungen des kleintechnischen MBR.....	27
Tabelle 8:	Versuchsphasen und Betriebsbedingungen der kleintechnischen Membranstufe.....	28
Tabelle 9:	Betriebseinstellungen des halbtechnischen MBR	30
Tabelle 10:	Versuchsphasen und Betriebsbedingungen der halbtechnischen Membranstufe	31
Tabelle 11:	EPS in Belebtschlammprobe und im Permeat (DOTT, 2007).....	33
Tabelle 12:	Vorherrschende Metalle in der Belebtschlammprobe und im Permeat (DOTT, 2007)	33
Tabelle 13:	Weitere Elemente in der Belebtschlammprobe und im Permeat (DOTT, 2007)	34
Tabelle 14:	EPS-Konzentrationen der Membranproben nach Extraktion mit Kationenaustauscher (DOTT, 2007)	34
Tabelle 15:	EPS und Metalle in den Eluaten der Membranproben (DOTT, 2007).....	35
Tabelle 16:	EPS und Metalle in den Eluaten der Stützschrift von Probe 1 (MF) (DOTT, 2007)	35
Tabelle 17:	Reinigungsergebnisse der kleintechnischen MF-/UF-Module.....	45
Tabelle 18:	Vergleich der Ablaufkonzentrationen der Werkskläranlage und der halbtechnischen Versuchsanlage.....	50
Tabelle 19:	Reinigungsergebnisse der halbtechnischen UF	52

Verzeichnis der Abkürzungen

Abkürzung	Erläuterung	Einheit
BSB	Biochemischer Sauerstoffbedarf	[mg/L]
DWA	Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.	-
MBR	Membranbioreaktor	-
MF	Mikrofiltration	-
UF	Ultrafiltration	-
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf	[mg/L]
N	Stickstoff	[mg/L]
P	Phosphor	[mg/L]
ST	Schlammstapel tank	-
KA	Kläranlage	-
AFS	Abfiltrierbare Stoffe	[mg/L]
PO ₄ -P	Phosphat-Phosphor	[mg/L]
NH ₄ -N	Ammonium-Stickstoff	[mg/L]
NO ₃ -N	Nitrat-Stickstoff	[mg/L]
NO ₂ -N	Nitrit-Stickstoff	[mg/L]
fil.	Filtriert	-
hom.	homogenisiert	-
M	Motor	-
MID	Magnetisch Induktive Durchflussmessung	-
MSR-Technik	Mess-, Steuerungs- und Regeltechnik	-
TM	Trockenmasse	[g]
CST	Capillary Suction Time	[s]
TR	Trockenrückstand	[%]
ISV	Schlammvolumenindex	[mL/g]
REM	Raster-Elektronenmikroskopie	-
EDX	Energiedispersive Röntgenmikroanalyse	-
IHU	Institut für Hygiene und Umweltmedizin	-
EPS	Extrazelluläre polymere Substanzen	-
BR	Raumbelastung	[kg _{CSB} /(m ³ d)]
BTS	Schlammbelastung	[kg _{CSB} /(g _{TS} d)]
TS	Trockensubstanz	[g/L]
g	Erdbeschleunigung	[m/s ²]

Zusammenfassung

Auf der Kläranlage des Abwasserverbandes Hommerich wurde für die Reinigung der anfallenden Abwässer der Einsatz der Membrantechnologie untersucht. Für die Untersuchungen wurde ein Membranbioreaktor mit Mikrofiltrations- und Ultrafiltrationsmembranen im klein- und ein Membranbioreaktor mit Ultrafiltrationsmembran im halbtechnischen Maßstab betrieben.

Die Untersuchungsergebnisse zeigen, dass das Membranbelebungsverfahren für die Reinigung des überwiegend gewerblich anfallenden Abwassers, das vorwiegend aus der Trocknung von Süßmolke im Werk der EUROLAT GmbH stammt, grundsätzlich geeignet ist. Gerade vor dem Hintergrund der Substitution von Frischwasser kann das Permeat aus der Membranfiltration eine wirtschaftliche Grundlage für weitergehende Aufbereitungsverfahren darstellen und zu Kosteneinsparungen im Werk führen.

Die halbtechnischen Untersuchungsergebnisse belegen, dass die Membranstufe bei einem Nettofluss von 17 L/(m²h) über einen Zeitraum von ca. 3 Monaten ohne chemische Reinigung betrieben werden kann. Im Rahmen der Pilotierung wurden zudem verschiedene Reinigungsstrategien untersucht. Die chemische Reinigung mit NaOCl zeigte hier den effektivsten Reinigungserfolg, der mit einer Permeabilitätssteigerung von ca. 300 % verbunden ist. Hierbei ist jedoch die Belastung der Kläranlage mit AOX zu berücksichtigen. Daher sollte ein Speicher- und Dosierkonzept für Altreiniger für eine großtechnische Realisierung vorgesehen werden.

Anhand der vorliegenden Betriebsergebnisse lässt sich abschätzen, dass eine Reinigung der Membran nur quartalsweise notwendig ist. Nach einer überschlägigen Kalkulation der Kosten ist ableitbar, dass die Abwasserreinigung mit Membrantechnologie wirtschaftlich ist, wenn die Membranstufe in die vorhandene Klärwerkstechnik (separate Filtrationsstufe nach der Belebung) eingebunden wird und eine separate Waschkammer vorgesehen wird. Es wird daher empfohlen, detaillierte Untersuchungen zur Wirtschaftlichkeit durchzuführen. Überschlägig kann dabei von einem Strombedarf der Membranstufe von ca. 0,4 - 0,6 kWh/m³ ausgegangen werden.

Für die Bemessung einer großtechnischen Anlage sind die Ergebnisse aus der halbtechnischen Pilotierung nur bedingt übertragbar. Der Einsatz angepasster Mess-, Steuerungs- und Regelungstechniken, wie bei großtechnischen Anwendungen üblich, wird zu einer Erhöhung des Technisierungsgrades und zu einem stabileren Anlagenbetrieb führen.

1 Veranlassung und Zielsetzungen

Die Firma Eurolat GmbH betreibt im Auftrag des Abwasserverbandes Hommerich auf ihrem Werksgelände in der Ortslage Lindlar-Hommerich eine Kläranlage mit einer Ausbaugröße von ca. 30.000 E. Das in der Verbandskläranlage behandelte Abwasser besteht zu 95 % aus gewerblichem Abwasser der Eurolat GmbH und zu 5 % aus kommunalem Abwasser der Gemeinde Lindlar. Der gewerbliche Abwasseranteil der Eurolat GmbH resultiert in erster Linie aus der Verarbeitung von Milch und milchhaltigen Produkten zu Trockenmilchpulver. Bedingt durch hydraulische Kapazitätsengpässe und neue Anforderungen an den Ablauf der Kläranlage (vgl. Schreiben des Amtes für Umwelt und Landesentwicklung Gummersbach vom 20.05.2003) wird kurzfristig eine Erweiterung der Kläranlage erfolgen.

Der Abwasserverband Hommerich beurteilte das Membranbelebungsverfahren vor dem Hintergrund weitergehender Anforderungen an den Ablauf für die Erweiterung der konventionellen Kläranlage als Vorzugsvariante (vgl. Förderantrag Abwasserverband Hommerich).

Das Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen (ISA) wurde im Rahmen eines F+E-Vorhabens vom Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen (MUNLV NRW) mit Machbarkeitsuntersuchungen durch Pilotierungen beauftragt, um die grundsätzliche Eignung des Membranbelebungsverfahrens für die Abwasserreinigung des im Wesentlichen gewerblichen Abwassers zu untersuchen. Die Untersuchungen sollen Aussagen zur Leistung der Membranstufe, Eliminationsleistung des Membranbioreaktors sowie eine Beurteilung der Betriebsstabilität der geplanten großtechnischen Membranbelebungsanlage am Standort liefern. Zusätzlich sollen grundlegende Erkenntnisse für den Einsatz von Membranbelebungsanlagen zur Behandlung von Abwässern aus der Milchindustrie abgeleitet werden.

Die Kernziele des Projektes sind:

- Ermittlung der Abwassercharakteristik und Erfassung relevanter Betriebsparameter der Membranbelebungsanlage im klein- und halbtechnischen Maßstab
- Variation einschlägiger Leistungskenngrößen der Membranstufe
- Prüfung der Übertragbarkeit der im Pilotmaßstab gewonnenen Erkenntnisse auf die Großtechnik
- Ableitung und Vermarktung der gewonnenen Erkenntnisse mit dem Ziel der Technologieverbreitung

2 Kennnisstand

Seit Anfang der 90er Jahre vermehrt die Membrantechnologie in der Abwasserreinigung Einzug. Allein im Verlauf der letzten vier Jahre verdreifachte sich die Anzahl der Anwendungen in der kommunalen Abwasserreinigung in Europa. In Deutschland stieg in diesem Zeitraum die Anzahl an Membrankläranlagen sogar um das Vierfache (PINNEKAMP et al., 2006).

Die Anwendung der Membrantechnik gilt heute als Schlüsseltechnologie und stellt aufgrund der hohen Leistungsfähigkeit eine besondere Alternative zur konventionellen Abwasserreinigung dar. Neben ökonomischen Faktoren wie Investitions- und Betriebskosten wird eine Entscheidung pro oder contra Membrantechnik von technischen und ökologischen Faktoren wie z.B. Platzbedarf und Reinigungsleistung beeinflusst.

2.1 Grundlagen der Membranfiltration

2.1.1 Stofftrennung und Kenngrößen

Die Wirkung der in der kommunalen Abwasserreinigung eingesetzten Membranverfahren beruht auf der physikalischen Abtrennung partikulärer Stoffe aus einem zu filtrierenden Medium. Es erfolgt demnach keine Stoffumwandlung, sondern eine Separierung von gereinigtem Wasser (*Filtrat/Permeat*) und aufkonzentrierter Reststoffe (*Konzentrat/Retentat*). Im Vergleich zu anderen Separationstechniken besteht hier der Vorteil darin, dass die abgetrennten Reststoffe weder thermisch, biologisch oder chemisch verändert werden. Das Funktionsprinzip einer Membran ist mit dem eines Filters vergleichbar. Das Rohabwasser (*Feed*) wird dabei durch die Membran selektiert.

Bei den auf Kläranlagen überwiegend aufgestellten Membranen erfolgt die Phasenseparation indem das Mehrphasengemisch durch einen Unterdruck angesaugt wird und die Partikel, die größer als die wirksame Porenweite der Membran sind, an der Membranoberfläche zurückgehalten werden. Das Filtrat wird auf der Membraninnenseite abgeleitet. Auf diese Weise können weitestgehend sämtliche partikuläre Abwasserinhaltsstoffe sowie gelöste Stoffe, die an partikuläre Abwasserinhaltsstoffe anhaften, zurückgehalten werden.

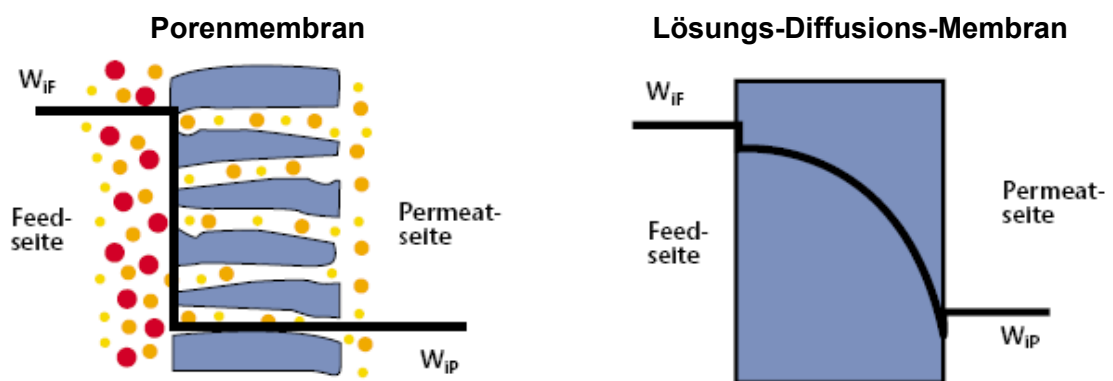
Die Druckdifferenz zwischen der Feed- und der Permeatseite wird als *transmembrane Druckdifferenz* bzw. *Transmembrandruck* [bar] bezeichnet. Je nach Membrantyp liegt der Transmembrandruck i.d.R. zwischen 0,1 und 70 bar (PINNEKAMP und FRIEDRICH, 2006).

Die *Selektivität* kennzeichnet die Trennschärfe einer Membran. Zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit wird ergänzend zur Selektivität die *Leistungsfähigkeit* (auch *Fluss* bezeichnet) herangezogen. Der Fluss wird definiert als der auf die Membranfläche bezogene Filtratvolumenstrom [L/m^2h]. Die Durchlässigkeit einer Membran wird mit der Kenngröße *Permeabilität* beschrieben. Sie beschreibt den Quotient aus Fluss und dazugehörigem Transmembrandruck [$L/m^2h \text{ bar}$].

In der Abwasserreinigung werden verschiedene Membranverfahren eingesetzt, die sich durch die Aufstellungs- und Betriebsart, der Trenngrenze und der Modulform untereinander abgrenzen. Die Auswahl eines Verfahrens ist von der Abwasserzusammensetzung und dem Trennziel abhängig.

2.1.2 Membranverfahren

In der Abwasserreinigung werden hauptsächlich die Verfahren der Mikrofiltration (MF) und Ultrafiltration (UF) eingesetzt. Dies sind Porenmembranen, bei denen die Trennung auf einem Siebeffekt beruht. Bei den Verfahren der Nanofiltration und Umkehrosmose wird die Selektivität der Membran durch die unterschiedliche Löslichkeit und Diffusivität bestimmt (Lösungs-Diffusions-Membran). Die Konzentrationsprofile der Abwasserinhaltsstoffe sind idealisiert in Bild 1 dargestellt.



W_{IF} Konzentration der abzutrennenden Abwasserinhaltsstoffe im Feed

W_{IP} Konzentration der Abwasserinhaltsstoffe im Permeat

Bild 1: Konzentrationsprofile von Poren- und Lösungs-Diffusions-Membranen

Das Größenverhältnis typischer Abwasserinhaltsstoffe zur Porenweite der Membranverfahren ist in Bild 2 dargestellt.

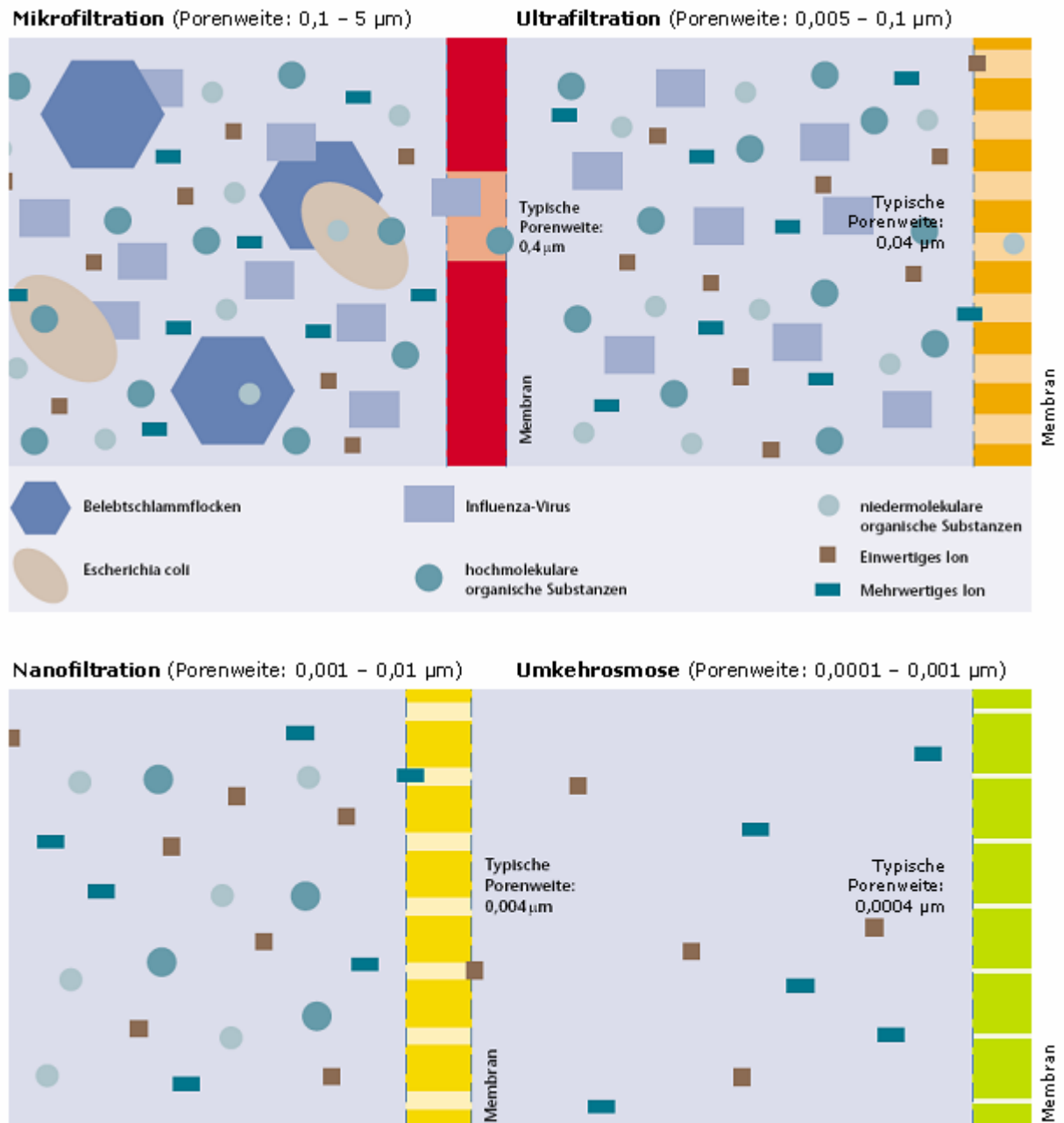


Bild 2: Membranverfahren

2.2 Membranbelebungsverfahren

Neben nass aufgestellten Membranen, die unmittelbar in das zu separierende Stoffgemisch getaucht sind, gibt es trocken aufgestellte Membranen, die von innen durchströmt werden und bei denen das Filtrat durch einen Überdruck durch die Membran gedrückt wird. In der kommunalen Abwasserreinigung, bei der überwiegend das Membranbelebungsverfahren angewendet wird, werden bisher nur nass aufgestellte Membranen eingesetzt, die in den belebten Schlamm getaucht werden. Das

Membranbelebungsverfahren (Bild 3) unterscheidet sich im Vergleich zu dem klassischen Belebungsverfahren im Wesentlichen dadurch, dass zum einen ein höherer Trockensubstanzgehalt (TS-Gehalt) im Bioreaktor eingestellt werden kann und zum anderen die Phasenseparation nicht in separaten Nachklärbecken sondern üblicher direkt im Belebungsbecken erfolgt.

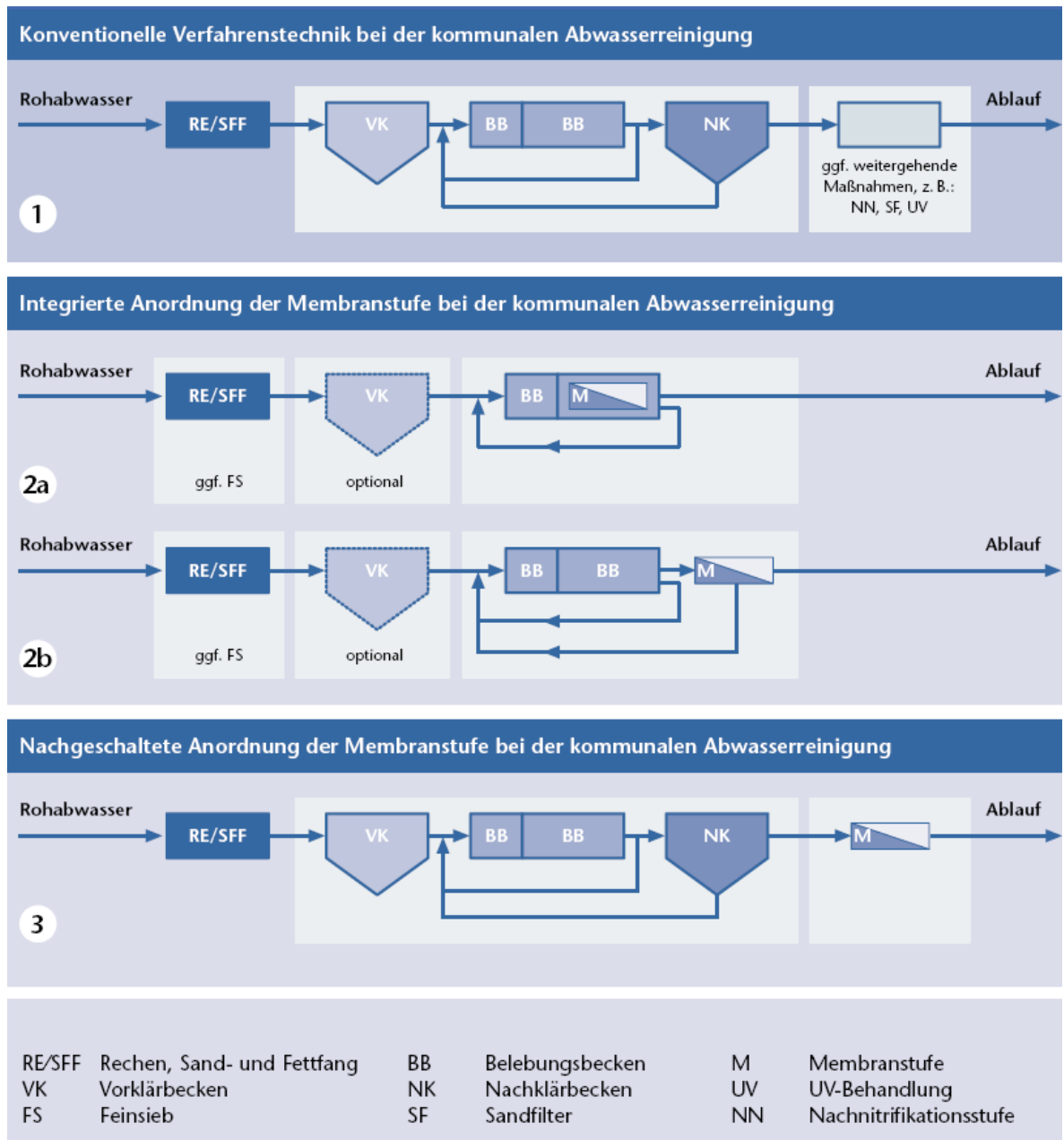


Bild 3: Anordnung der Membranstufe (OHLE, 2001)

Bei der Filtration werden zwei Betriebsarten unterschieden:

- Dead-End- bzw. statische Filtration und
- Crossflow- bzw. dynamische Filtration.

Die Betriebsarten unterscheiden sich im Wesentlichen hinsichtlich des Anströmwinkels des Rohabwassers zur Membran (vgl. Bild 4). Beim Dead-End-Betrieb wird die Membran ähnlich einem „Kaffeefilter“ orthogonal beschickt. Durch den Rückhalt suspendierter Stoffe wird auf der Feedseite der Membran eine Deckschicht ausgebildet, die mit

fortschreitender Prozessdauer die Filtrationsleistung vermindert. Zur Reduzierung der Dicke der Decksicht wird das gesamte Membranmodul einer Rückspülung unterzogen.

Beim Crossflow-Betrieb verläuft die Hauptströmungsrichtung des Feedstromes parallel zur Membranoberfläche und löst, infolge der Überströmungsgeschwindigkeit, auf der Membran anhaftende Partikel wieder ab (PANGLISCH et al., 1996). Die Überströmung wird durch Pumpen bzw. durch Einpressen von Gas unterhalb der Membran realisiert. Durch den eintretenden Gleichgewichtszustand zwischen Deckschichtneubildung und Deckschichtentfernung bleibt die Leistungsfähigkeit der Membran im Vergleich zu Membranen des Dead-End-Betriebes länger erhalten.

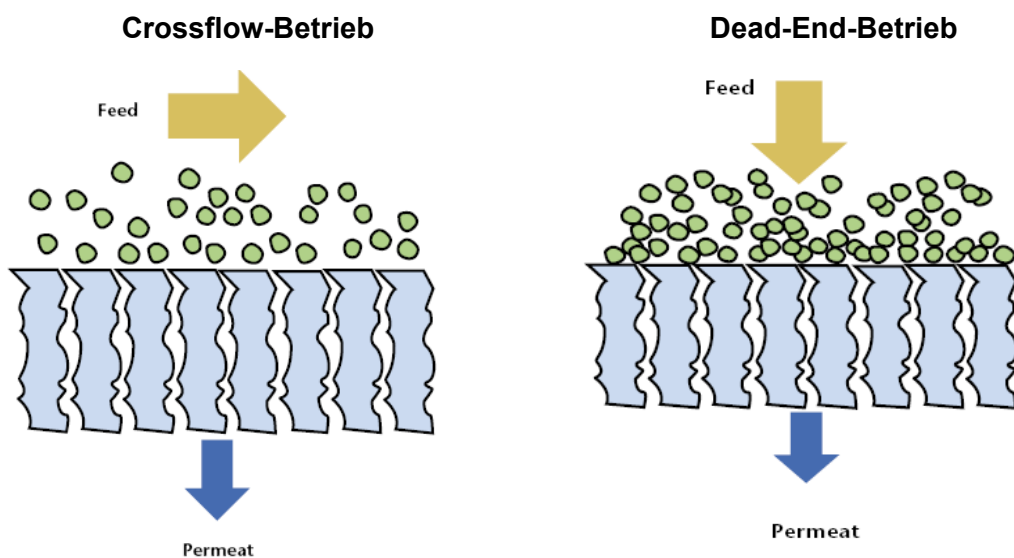


Bild 4: Betriebsarten der Membranfiltration (nach MELIN, 1999)

Dieser Betriebsvorteil beinhaltet allerdings durch einen hohen Energieeinsatz zur Erzeugung der Überströmung einen ökonomischen Nachteil. Da beim Dead-End-Betrieb die Höhe der Deckschicht auf der Membran mit fortschreitender Betriebsdauer ohne Gegenmaßnahme stetig zunähme, erfolgt in gewissen Zeitabständen eine Belüftung der Module bei gleichzeitig aussetzender Filtration. Die dabei erzeugte Strömungsrichtung der aufsteigenden Luftblasen verläuft parallel zu der Membranoberfläche. Die dabei auf die Deckschicht wirkende Scherbeanspruchung führt in Analogie zum Crossflow-Betrieb ebenfalls zu einer Ablösung auf der Membran anhaftender Partikel. Die hierbei eingesetzten Module (Bild 5 und 6) sind hinsichtlich ihrer Trennwirkung der Ultra- oder Mikrofiltration zuzuordnen. Bei der Mikrofiltration können Stoffe einer Größenordnung von etwa $> 0,1 \mu\text{m}$ und bei der Ultrafiltration Stoffe einer Größenordnung $> 0,01 \mu\text{m}$ abgetrennt werden. Die tatsächliche Abtrennung kann während des Betriebes auch Stoffgruppen

geringfügig kleinerer Größenordnungen umfassen, da die auf der Membranoberfläche ausgebildete Deckschicht ebenfalls eine Barrierewirkung aufweist.

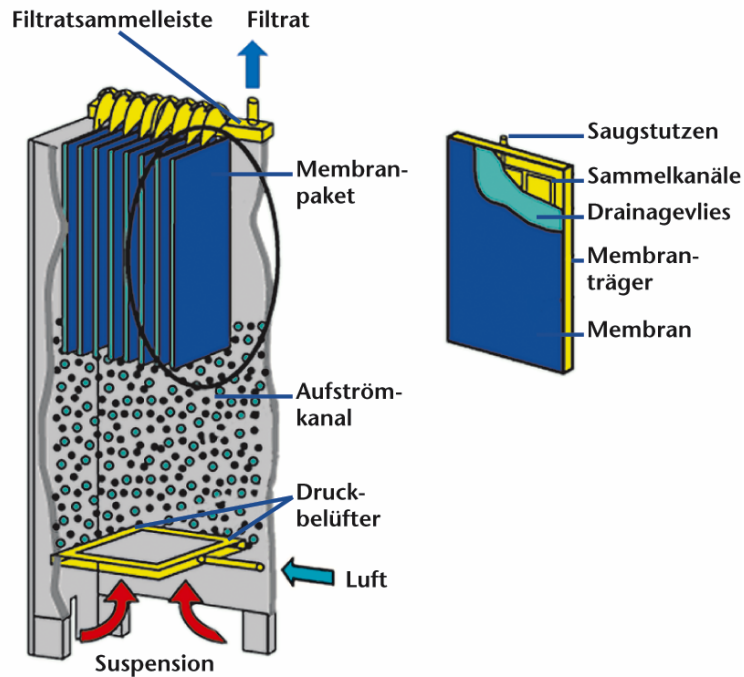


Bild 5: Plattenmodul (nach KRAFT und MENDE, 1997)

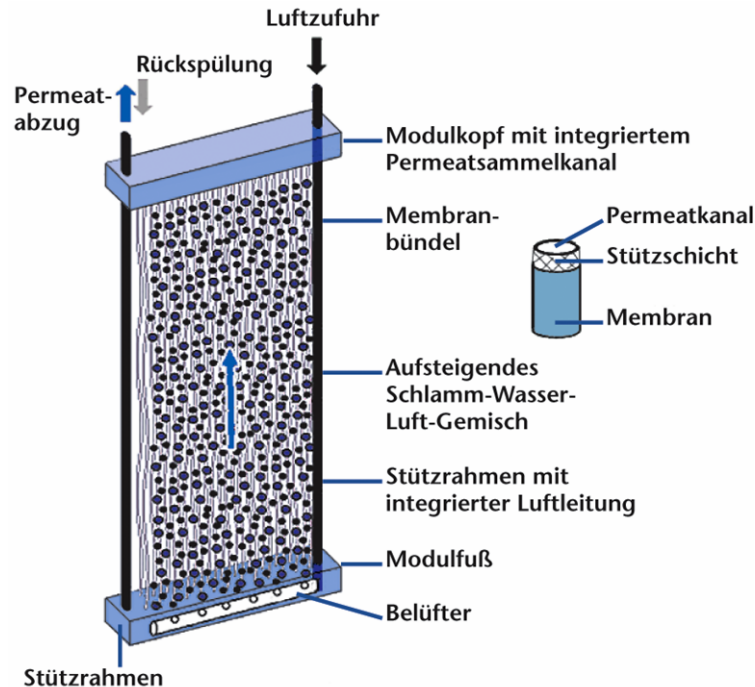


Bild 6: Hohlfasermembranmodul (nach OHLE, 2001)

Der Einsatz trocken aufgestellter Membranen zur weitergehenden Behandlung von Kläranlagenabläufen, die eine deutlich engere Trenngrenze aufweisen, steht derzeit noch im Fokus der wissenschaftlichen Untersuchungen.

2.3 Stand der Anwendungen

Die umfangreichsten betrieblichen Erfahrungen zum Membranbelebungsverfahren im Bereich der kommunalen Abwasserreinigung bestehen in Deutschland in der Kombination aus Belebungsstufe und getauchten Membranen der Firmen Zenon und Kubota. Anwendungsbeispiele befinden sich u. a. auf den Kläranlagen Nordkanal (ENGELHARDT, 2005), Markranstädt (PAMPUS und STEIN, 2005) und Monheim (WEDI, 2005). Auch in den europäischen Nachbarländern sind vermehrt Membranen im Einsatz, so z. B. auf den Kläranlagen Varsseveld (VAN DE ROEST, 2005), Schilde (DE WILDE, 2005) und Brescia (RONDI und MONTAGNOLI, 2005). Weitere internationale Erfahrungen zum Membranbelebungsverfahren mit getauchten Plattenmembranen der Firma Kubota liegen insbesondere in England auf den Kläranlagen Porlock und Swanage (CHURCHHOUSE, 2000) vor. Des Weiteren werden in der jüngeren Vergangenheit in Deutschland entwickelte und gefertigte Membransysteme der Firmen Huber, Martin-Systems, Koch Membrane Systems (ehemals Puron) und A3 im großtechnischen Einsatz auf den Kläranlagen Knautnaundorf (PAMPUS, 2004), Simmerath (ROLFS, 2005) und Xanten-Vynen (KÜHN, 2005) eingesetzt.

Neben den Membranbelebungsanlagen zur kommunalen Abwasserreinigung gewinnen vor allem industrielle Anwendungen zunehmend an Bedeutung. Einen allgemeinen Überblick über die Vielfalt der Einsatzgebiete von MBR-Anlagen liefert die Tabelle 1.

Tabelle 1: MBR-Anwendungsbeispiele (nach SCHOLZ, 2007)

Betreiber	Ort	Durchsatz [m ³ /h]	Membranoberfläche [m ²]	Inbetriebnahmejahr	Branche
Krostitzer Malzwerke GmbH	Krostitz (Deutschland)	4,2	240	1998	Brauerei
Sandoz Pharmaceuticals GmbH	Kundl/Tirol (Österreich)	25	1.440	1999/ 2002	Pharmazeutische Abwässer
SARIA Bio-Industries	Bayet (Frankreich)	40-50	1.800	2000	Schlachtabfälle
Degussa GmbH	Trostberg (Deutschland)	10	1.440	2001	Chemie-Industrieabwasser
Sandoz Pharmaceuticals GmbH	Barcelona (Spanien)	20	1.440	2003	Pharmazeutische Abwässer
Sobelgra	Antwerpen	80-100	8.000	2004	Industrieab-

Betreiber	Ort	Durchsatz [m ³ /h]	Membranoberfläche [m ²]	Inbetriebnahmejahr	Branche
n.v.	(Belgien)				wasser
Eigenbetrieb Abfallwirtschaft des Landkreises Waldeck- Frankenberg	Flechtdorf (Deutschland)	40	1.600	2004	Deponiesickerwasser
Galvanik Collini	Hohenems (Österreich)	40	2.560	2006	Industrieabwasser
Kreiskrankenhaus Waldbröl	Waldbröl (Deutschland)	10	1.600	2007	Krankenhausabwasser

Die Anwendung der Membranverfahren für die Reinigung von Abwässern aus der Molketrocknung ist in Deutschland bisher nicht erforscht und stellt vor dem Hintergrund ständig steigender Reinigungsanforderungen und möglicher Wasserwiederverwendungen durch Kreislaufführung ein großes Potential dar.

Zur Überprüfung der Einsetzbarkeit des Membranbelegungsverfahrens für die Abwasserreinigung in der molkeverarbeitenden Industrie wurden am Beispiel der Eurolat GmbH umfangreiche Untersuchungen im klein- und halbertechnischen Maßstab durchgeführt, die nachfolgend dargestellt sind.

3 Versuchsbeschreibung

3.1 Untersuchtes Abwasser

3.1.1 Abwasser der Eurolat GmbH

Die Eurolat GmbH verarbeitet am Standort Hommerich hauptsächlich flüssige Rückstände aus der Casein-, Käseherstellung und Sojaverarbeitung (s.g. Molkeprodukte) zu Trockenmilchpulver. Am häufigsten wird Süßmolke getrocknet, die bei der Herstellung von reifen Käsesorten wie z.B. Cheddar, Schweizer Käse, Provolone etc. anfällt. Das anfallende Abwasser ist daher milchig weiß. Es resultiert aus Trocknungsprozessen und unterliegt je nach Produktionsumfang und werksinternen Reinigungsprozessen großen Schwankungen hinsichtlich der täglich anfallenden Abwassermenge und Konzentrationen der relevanten Abwasserinhaltsstoffe.

Die während des Versuchszeitraumes von August 2006 bis April 2007 ermittelten Zulauffrachten, sind in Tabelle 2 dargestellt.

Tabelle 2: Zulauffrachten Kläranlage Hommerich

Wert	Abwasser- menge [m ³ /d]	CSB [kg/d]	NH ₄ -N [kg/d]	NO ₃ -N [kg/d]	Nges [kg/d]	Pges [kg/d]
Probenanzahl	244	42	26	25	23	35
Minimum	117	305	0,8	0,3	7,6	2,0
Mittelwert	429	1.706	0,6	7,0	45,7	23,9
Maximum	4.423	5.525	2,5	33,5	82,8	77,7
85%-Perzentil	526	3.027	0,9	15,4	67,6	37,6

Bezogen auf das 85%-Perzentil liegt das CSB:N:P-Verhältnis im Zulauf zur Kläranlage Hommerich bei ca. 80:2:1. Der hohe CSB resultiert aus den industriellen Trocknungs- und Reinigungswässern im Werk der Eurolat GmbH.

Die Abwassertemperatur schwankte im Versuchszeitraum zwischen 14 und 29°C. Der pH-Wert im Zulauf der Anlage lag im Mittel bei 7,8 (Min. 4,5; Max. 11).

3.1.2 Behandeltes Abwasser im Versuchsbetrieb

Das Abwasser der Eurolat GmbH wird gemeinsam mit dem Abwasser der Ortslage Hommerich in der Werkskläranlage behandelt. Die Kläranlage setzt sich aus Sand-/Fettfang, einer zweistufigen Rechenanlage, zwei Vorbiologiebecken, die auch als Misch- und Ausgleichsbecken genutzt werden, zwei parallel betriebenen Flotationsanlagen, einer nachgeschalteten intermittierend betriebenen Belegungsstufe mit drei parallel betriebenen Nachklärbecken und einem Voreindicker mit Schlammstapelbehälter zusammen. Dem Abwasserpfad (vgl. Bild 7) schließt sich den Nachklärbecken ein Absetz-/Schönungsteich und eine Sandfiltration an.

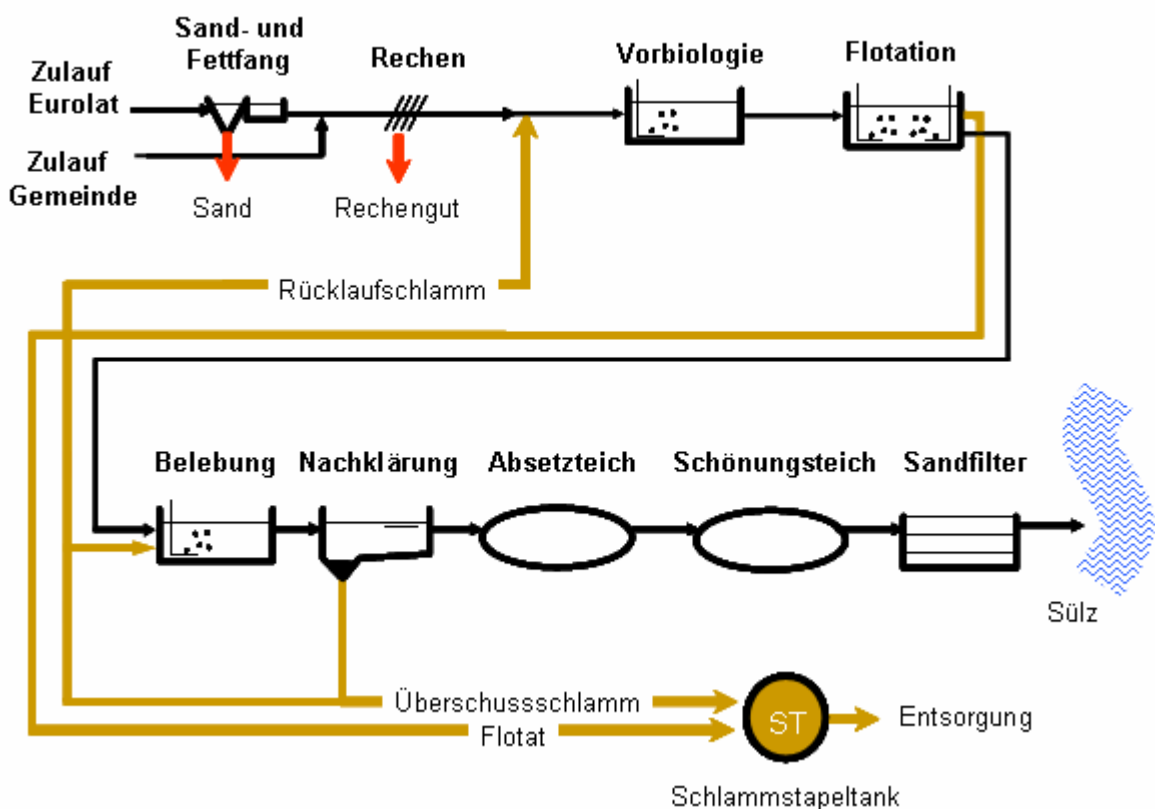


Bild 7: Fließschema der KA Hommerich

Die Beschickung der Versuchsanlagen erfolgte mit dem Ablauf der Flotation, da dieser auch dem Zulauf der biologischen Stufe der konventionellen Kläranlage entspricht. Da der Abwasseranfall und die Kläranlagenbelastung zu 95% von der Abwasserproduktion im Werk abhängen, wird die Flotationsstufe der Kläranlage i.d.R. von Sonntag auf Montag außer Betrieb genommen, so dass kein Abwasser für den Betrieb der Versuchsanlagen zur Verfügung steht. Ein mehrtägiges Speichern des Rohabwassers in der Vorbiologie ist derzeit nicht möglich.

Die Beprobung des Zulaufs der Versuchsanlage erfolgte mit einem automatischen Probenehmer als 24-h-Mischproben. In Tabelle 3 sind die ermittelten Zulaufkonzentrationen dargestellt.

Tabelle 3: Zulaufkonzentrationen im Zulauf der Versuchsanlagen (24 h-MP)

Parameter	AFS [g/L]	CSB [mg/L]	N_{ges.} [mg/L]	P_{ges.} [mg/L]
Probenanzahl	6	35	26	36
Minimum	0,115	259	21	3,7
Mittelwert	0,572	1.457	39,5	19,5
Maximum	0,947	4.200	96,0	40,0
85%-Perzentil	0,857	2.654	50,3	30,1

Bedingt durch Reinigung der Trockentürme im Werk, resultieren temporär sehr hohe CSB-Zulaufkonzentrationen (bis zu 300.000 mg/L) im Rohabwasser. Zur Reduzierung der Stoßbelastung und zur Aufrechterhaltung der geforderten Ablaufqualität werden die Reinigungswässer zunächst auf dem Werksgelände zwischengespeichert und Bedarfsweise der Vorbiologiestufe zugeführt.

Die abfiltrierbaren Stoffe im Zulauf zu den Versuchsanlagen liegen im 85%-Perzentil bei ca. 0,86 g/L und resultieren aus der Zulaufbelastung und der Vorreinigung des Abwassers durch Sand-/ Fettfang, Rechen und Flotation. Um Membranbeschädigungen durch abrasive Stoffe zu vermeiden, wurde das den Versuchsanlagen zugeführte Abwasser mit einem Maschensieb mit einer Maschenweite von 1 mm vorgereinigt. Die Rückstände der Zulaufmaschensiebe der klein- und halbtechnischen Versuchsanlage sind in Bild 8 dargestellt.

Kleintechnische Versuchsanlage



Halbtechnische Versuchsanlage



Bild 8: Siebrückstände (1mm Maschensieb)

3.2 Kleintechnische Versuchsanlage

Für die Versuchsdurchführung wurde auf dem Gelände der Eurolat GmbH eine mobile kleintechnische Versuchsanlage installiert und betrieben. Die Versuchsanlage wurde so ausgelegt, dass die Betriebszustände der bestehenden großtechnischen Werkskläranlage im Hinblick auf die Übertragbarkeit der Versuchsergebnisse abgebildet werden konnten. Die Anlage verfügte über eine vorgeschaltete Denitrifikationszone, eine Nitrifikationszone und einen Filtrationstank.

Die Versuchsanlage wurde trotz der niedrigen Stickstoff- und Phosphorzulaufmengen mit einer Nitrifikations- und Denitrifikationsstufe betrieben, da nicht ausgeschlossen werden kann, dass durch Kapazitätserweiterungen im Werk bzw. durch den kommunalen Abwasseranteil der Gemeinde Hommerich diskontinuierliche Nährstoffeinträge erfolgen.

Der Aufbau der Versuchsanlage ist in Bild 9 dargestellt.

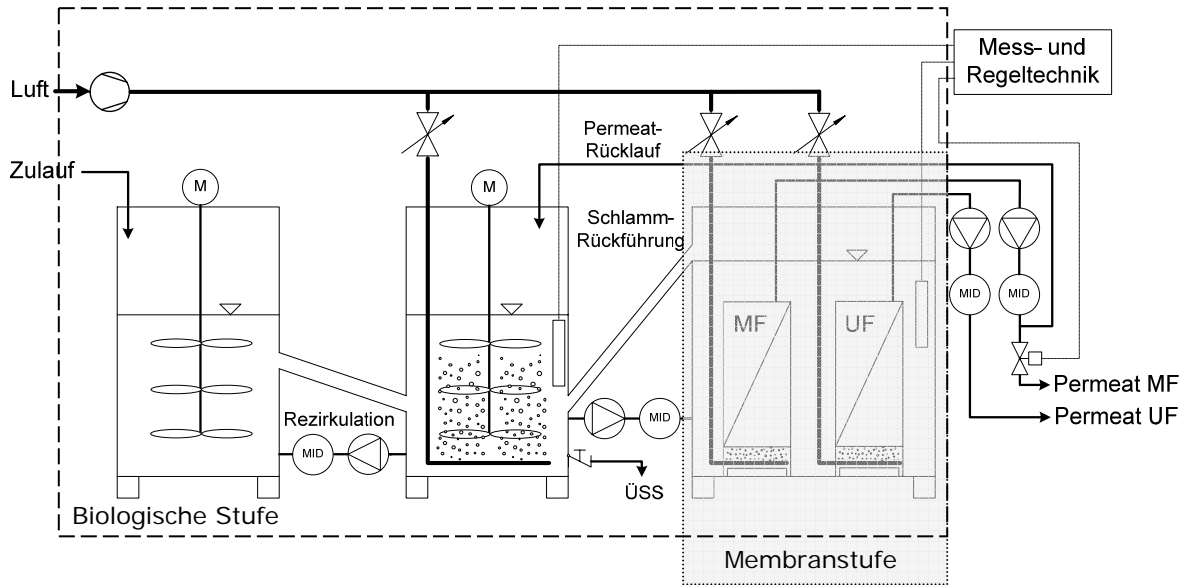


Bild 9: Verfahrensschema der kleintechnischen Versuchsanlage

Die homogene Durchmischung der Denitrifikations- und Nitrifikationszone wurde durch ein Rührwerk mit einer Drehzahl von 20 Umdrehungen pro Minute gewährleistet. Als Belüftungseinrichtungen wurden in der Nitrifikation zwei Rohrmembranbelüfter installiert.

Die Membranstufe bestand aus einem separat aufgestellten Filtrationstank, in dem ein Plattenmembranmodul, Typ „M-Box“, der Firma Kubota mit einer nominellen Porengröße von 0,4 µm (Mikrofiltration) und ein Hohlfasermembranmodul der Firma Zenon, Typ „ZW 10“, mit einer nominellen Porengröße von 0,01 µm (Ultrafiltration) parallel betrieben wurden. Die Beschickung des Filtrationsbehälters erfolgte aus der Nitrifikation über eine Exzentrerschneckenpumpe.

Die Entkopplung der Tageszulaufmengen (CSB-Raum- bzw. Schlammbelastung) von der Filtrationsleistung der Membranstufe wurde durch eine zeitgesteuerte Rückführung des Filtrats in die Nitrifikationszone realisiert.

Die Kenndaten der kleintechnischen Versuchsanlage sind in Tabelle 4 zusammengefasst.

Tabelle 4: Kenndaten der kleintechnischen Versuchsanlage

Anlagenteil		Einheit	Wertebereich
Biologische Stufe	Denitrifikationszone (V_{Deni})	m ³	0,128
	Nitrifikationszone (V_{Nitri})	m ³	0,128
Membranstufe	Volumen Filtrationstank	m ³	0,359
	Mikrofiltrationsmodul (MF)		
	Porenweite	µm	0,4
	Fläche	m ²	4,8
	Betriebsbereich	L/(m ² *h)	10 – 25
	Ultrafiltrationsmodul (UF)		
	Porenweite	µm	0,01
	Fläche	m ²	1
	Betriebsbereich	L/(m ² *h)	10 - 25

Die Versuchsanlage wurde mit Sonden zur Füllstands-, Temperatur-, Prozessdruck-, Sauerstoff- und pH-Wert-Messung ausgestattet. Die Datenerfassung erfolgte online mittels eines Datenloggers, der über eine Funkmodemverbindung verfügte. Zusätzlich wurden relevante Betriebsgrößen im Zuge der Anlagenwartung handschriftlich protokolliert. Auf Basis der in Tabelle 4 angegebenen Kenndaten erfolgte die Auswertung des Anlagenbetriebs hinsichtlich der Belastungszustände, der Überschuss-schlammproduktion, der Reinigungsleistung sowie der Leistungsentwicklung der Membranstufe.

3.3 Halbtechnische Versuchsanlage

Die halbtechnische Versuchsanlage (Bild 10) setzt sich aus einer intermittierend betriebenen Nitrifikations-/Denitrifikationsstufe, einem separaten Filtrationstank und einem Permeatsammelbehälter zusammen.

Die Betriebseinstellungen der Membranstufen werden über die MSR-Technik vorgegeben, geregelt und die Betriebsdaten online registriert. Die Membranmodule befinden sich in einem separat aufgestellten Filtrationstank, welcher kontinuierlich aus der Nitrifikationszone beschickt wird. Die Filtrationseinheit besteht aus Ultrafiltrationsmembranmodulen der Firma Zenon, Typ „ZW 500 D“. Das anfallende Filtrat wird in einem Permeatsammelbehälter zusammengeführt. Zwei pneumatische Ventile ermöglichen in der Pausenzeit der Permeation eine Entlüftung des Systems.

Die Entkopplung der Tageszulaufkraft (CSB-Raum- bzw. Schlammbelastung) von der Filtrationsleistung der Membranstufe wurde, wie bei den kleintechnischen Versuchen,

durch eine zeitgesteuerte Rückführung des Filtrats in die Denitrifikationsstufe gewährleistet.

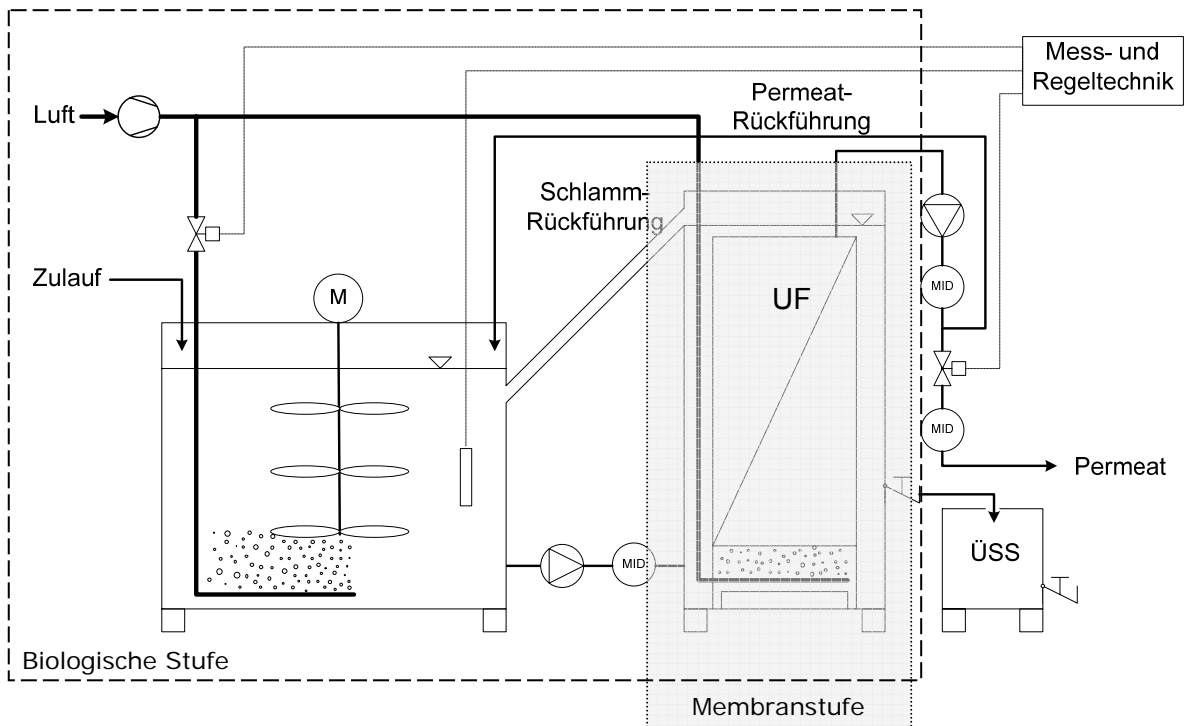


Bild 10: Halbtechnischen Versuchsanlage

Die Kenndaten der halbtechnischen Versuchsanlage sind in Tabelle 5 dargestellt.

Tabelle 5: Kenndaten der halbtechnischen Versuchsanlage

Anlagenteil		Einheit	Wertebereich
Biologische Stufe	Nitrifikations-/Denitrifikationsvolumen ($V_{\text{Nitri/Deni}}$)	m^3	4
	Membranstufe (UF)	Volumen Filtrationstank	m^3
	Porenweite	μm	0,01
	Fläche	m^2	31,5
	Betriebsbereich	$\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	10 – 25

Füllstands-, Temperatur-, Prozessdruck-, Sauerstoff- und pH-Wert-Messung wurden online erfasst (vgl. Tabelle 6). Zusätzlich wurden die Betriebsdaten handschriftlich im Betriebstagebuch protokolliert.

Tabelle 6: Art der Betriebsdatenerfassung

Zweck	Größe	Erfassung/ Dokumentation
Hydraulische Bilanzierung	Zulaufmengen	MID / online
	Ablaufmengen	MID / online
	Rezirkulationsvolumenströme	MID / online
	Überschuss-schlamm-entnahmen	Auslitern / bei Entnahme
	Füllstand - BR	Drucksonde / online
Betriebsdaten der Membranstufe	Permeatvolumenstrom	MID / online
	Prozessdruck	Drucksonden / online
	Lauf-/ Pausenzeiten	-/-
Betriebsdaten des Bioreaktors	O ₂ -Gehalt	Messsonden / online
	pH-Wert	Messsonde / online
	Belüftungsvolumenstrom	Schwebekörperdurchflussmesser / täglich
	Temperatur	Messsonde / online

3.4 Betriebseinstellungen und -bedingungen

3.4.1 Kleintechnische Versuchsanlage

Die kleintechnische Versuchsanlage wurde in einem Container installiert (vgl. Bild 11) und im Bypass an den Ablauf der Flotation angeschlossen. Die Animpfung der Versuchsanlage erfolgte mit eingedicktem Rücklaufschlamm aus der konventionellen Kläranlage mit einem TS-Gehalt von etwa 8 g/L. Nach einer 4-wöchigen Einfahrphase wurde ein TS-Gehalt von 11 g/L eingestellt und der MBR mit den in Tabelle 7 aufgeführten Betriebseinstellungen betrieben.

Der Betrieb als intermittierende Nitrifikation/Denitrifikation blieb in der kleintechnischen Versuchsphase ohne Berücksichtigung. Die Betriebsführung erfolgte als vorgeschaltete Denitrifikation, um direkte Kurzschlussströmungen unbehandelter organischer Abwasserinhaltsstoffe infolge der geringen Reaktionsvolumina auf die Membranstufe auszuschließen.

Die Abwasserverweilzeit in der Versuchsanlage beträgt 24 h. Dies entspricht der hydraulischen Verweilzeit des Abwassers in der konventionellen Kläranlage einschließlich Nachklärbecken.

Tabelle 7: Betriebseinstellungen des kleintechnischen MBR

Betriebsparameter	Einheit	Betriebsbereich
Tageszufluss	L/d	bis 1.050
<i>Bioreaktor</i>		
pH-Wert	[-]	6,91 – 8,44
O ₂ -Gehalt Nitrifikationszone	mg/L	> 2
Rezirkulationsverhältnis	-	1:4
Reaktortemperatur	°C	6 – 29
Abwasserverweilzeit	h	24
TS-Gehalt Filtrationstank	g/L	8 – 17
<i>Membranstufe</i>		
MF-/UF-Modulbelüftung	Nm ³ /(m ² h)	MF-Modul: 4 UF-Modul: 1,5
Spezifischer Nettofluss	L/(m ² h)	MF-Modul: 10 – 25 UF-Modul: 10 – 25
Lauf-/Pausenzeiten	min	9/1



Bild 11: Versuchscontainer für die kleintechnische Versuchsanlage

3.4.1.1 Betrieb der Membranstufe

Die während der verschiedenen Betriebsphasen eingestellten Betriebsbedingungen der Membranstufe (Nettoflüsse) sind der Tabelle 8 zu entnehmen. Die MF- und UF-Module wurden in Abstimmung mit den Herstellern mit unterschiedlichen Flussleistungen betrieben und während der Einfahrphase von 5 bzw. 10 L/(m²h) auf 25 L/(m²h) gesteigert, was im Allgemeinen dem Bemessungsfluss einer großtechnischen Anlage entspricht.

Tabelle 8: Versuchsphasen und Betriebsbedingungen der kleintechnischen Membranstufe

Betriebsphase	Versuchsdauer [d]		Nettofluss der Membranstufe [L/(m ² h)]	
	MF	UF	MF	UF
Einfahrbetrieb	31	31	10 – 25	5 – 25
Stationäre Betriebsphase	133	133	5 – 23	10 – 23

3.4.1.2 Sauerstoffkonzentration und -eintrag in den Bioreaktor

Der Sauerstoffgehalt im Bioreaktor lag in Analogie zur konventionellen Kläranlage bei 2 mg O₂/L. Um Erkenntnisse über den Sauerstoffeintrag im Belebtschlamm der konventionellen Kläranlage und der halbtechnischen Membranbelebungsanlage zu erlangen, wurden Sauerstoffeintragsversuche durchgeführt (vgl. Bild 12).

Als Grundlage für die Untersuchungen diene das DWA-Merkblatt M 209 „Messung der Sauerstoffzufuhr von Belüftungseinrichtungen in Belebungsanlagen in Reinwasser und in belebtem Schlamm“ (DWA M-209, 2007).

Zur Messung des Sauerstoffgehaltes im Reaktor wurden Absorptionsmessungen gemäß DWA-Merkblatt durchgeführt.

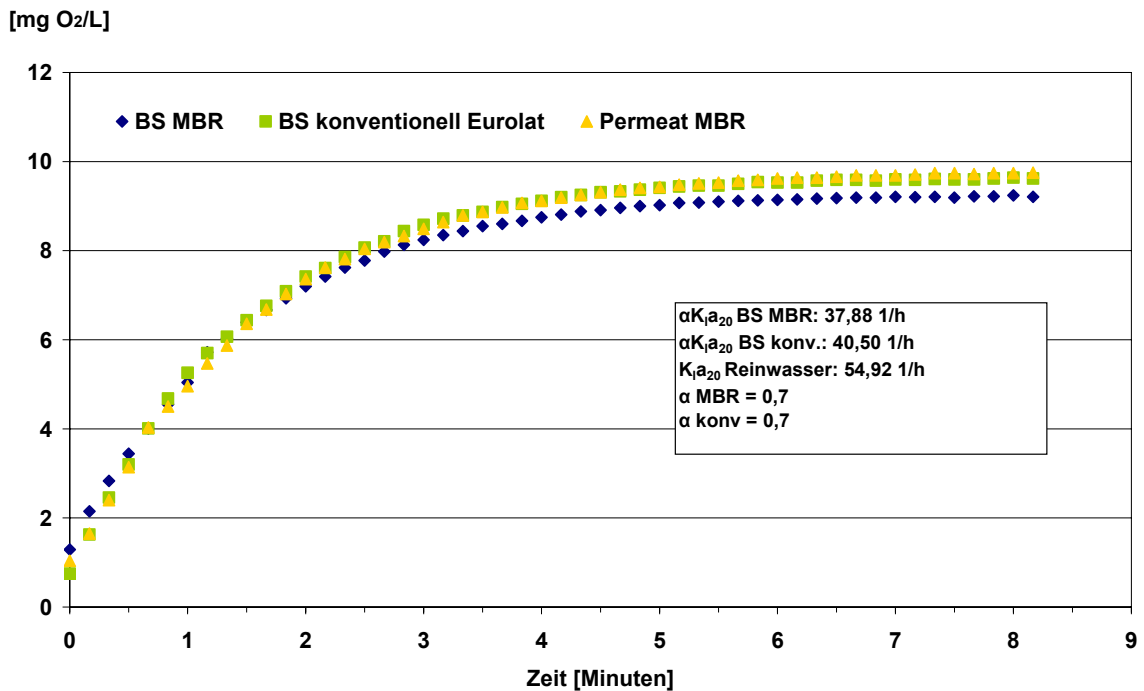


Bild 12: Sauerstoffeintragsversuch mit Belebtschlamm der kleintechnischen Versuchsanlage und Belebtschlamm der konventionellen Anlage

Der Belüftungskoeffizient k_{LaT} [h^{-1}] ist ein Kennwert für die in einem bestimmten Becken auf eine bestimmte Leistung eingestellte Belüftungseinrichtung. Er wird aus dem Sauerstoffzufuhrversuch bei der Wassertemperatur T [$^{\circ}C$] errechnet. Durch verschiedene Abwasserinhaltsstoffe, vorrangig grenzflächenaktive Stoffe, wird bei sonst gleichen Bedingungen k_{La} im Abwasser bzw. belebten Schlamm meist kleiner als in Reinwasser. Zum Vergleich dient der α -Wert (DWA-M 209, 2007).

Der α -Wert, s.g. Grenzflächenfaktor, gibt das Verhältnis zwischen den standardisierten Belüftungskoeffizienten im Schlamm und in Reinwasser an. Der α -Wert ist von vielen Einflussgrößen wie z.B. dem Luftstrom und der Trockensubstanzkonzentration abhängig. Mit steigendem Luftvolumenstrom oder Trockensubstanzkonzentration ist eine Reduzierung des α -Wertes verbunden.

Die durchgeführten Sauerstoffeintragsversuche lagen sowohl für den Belebtschlamm aus der konventionellen Anlage, als auch für Belebtschlamm aus der kleintechnischen Membrananlage auf vergleichbar hohem Niveau. Eine Sauerstoffsättigung tritt bei den untersuchten Schlämmen bereits nach 6 Minuten ein.

Für die untersuchten Belebtschlämme betrug der α -Wert = 0,7. Die α -Werte bewegen sich bei Membranbelüftungsanlagen mit einem TS-Gehalt von 12 g/l in einer Größenordnung um 0,6. Dies entspricht den üblichen, in konventionellen Belüftungsanlagen mit feinblasigem Belüftungssystem vorkommenden Werten.

3.4.2 Halbtechnische Versuchsanlage

Die Animpfung der halbtechnischen Versuchsanlage erfolgte mit Rücklaufschlamm aus der konventionellen Kläranlage ohne vorherige Eindickung mit einem TS-Gehalt von 3 g/L. Hier wurde auf eine statische Eindickung des Rücklaufschlammes verzichtet, um sicherzustellen, dass die im Rücklaufschlamm befindlichen Mikroorganismen auf natürliche Art und Weise bei gleicher Schlammbelastung wie in der Werkskläranlage anwachsen.

Die Einfahrphase auf einen TS-Gehalt von 11 g/L bei 2 Schlammalter dauerte etwa 3 Wochen. Die Betriebseinstellungen des MBR sind in Tabelle 9 zusammengefasst.

Tabelle 9: Betriebseinstellungen des halbtechnischen MBR

Betriebsparameter	Einheit	Betriebsbereich
Tageszufluss	L/d	0 - 16.800
<i>Bioreaktor</i>		
pH-Wert	[-]	7 – 8,5
O ₂ -Gehalt Nitrifikations-/Denitrifikationsstufe	mg/L	0 – 2
Reaktortemperatur	°C	5 – 20
Abwasserverweilzeit	h	24
TS-Gehalt Filtrationstank	g/L	3 – 18
<i>Membranstufe</i>		
UF-Modulbelüftung	Nm ³ /(m ² h)	2
Spezifischer Nettofluss	L/(m ² h)	10 – 25
Lauf-/Pausenzeiten	Min	9/1

Nach einer 4-wöchigen stationären Betriebsphase wurde eine intermittierende Belüftung im Nitrifikations-/Denitrifikationstank eingestellt, um die Betriebsführung der Werkskläranlage abzubilden.

3.4.2.1 Betrieb der Membranstufe

Unter Berücksichtigung der kleintechnischen Versuchsergebnisse und Betriebsempfehlungen des Membranherstellers wurden die Betriebsparameter der Membranstufe für den Versuchszeitraum festgelegt. Nach Beendigung der Einfahrphase stellte sich ein stabiler Permeabilitätsverlauf bei einem TS-Gehalt von 11 g/L ein. Zudem

wurde die intermittierende Belüftung in Betrieb genommen. Die Einteilung der Betriebsphasen ist in Tabelle 10 dargestellt.

Tabelle 10: Versuchsphasen und Betriebsbedingungen der halbtechnischen Membranstufe

Betriebsphase	Versuchsdauer [d]	Nettofluss der Membranstufe [L/(m²h)]
Einfahrbetrieb	20	10
Stationäre Betriebsphasen	75	10 – 20

3.4.3 Begleitende Analytik

Die Reinigungsleistung des MBR wurde anhand konventioneller Abwasserparameter bewertet (C, N und P). Stichprobenartige Untersuchungen auf extrazelluläre polymere Substanzen (EPS) im Schlamm und auf den Membranen dienten zur Beurteilung des Membranfoulings. Zusätzlich wurden mit der Bestimmung der kapillaren Fließzeit (CST) und des Schlammvolumenindex (ISV) Aussagen zur Entwässerbarkeit und zum Absetzverhalten des belebten Schlammes erzielt.

Die Probenahme des Belebtschlammes erfolgte als qualifizierte Stichprobe. Die Beprobung des Zulaufs und Ablaufs wurde mit einem 24-h-Mischprobennehmer zeitkorrespondierend durchgeführt.

4 Darstellung und Bewertung der Versuchsergebnisse

4.1 Untersuchungen zur Membrandeckschicht

4.1.1 Vorbehandlung

Die Untersuchung der Schlamm- und Permeatprobe aus der kleintechnischen Versuchsanlage erfolgte am Institut für Hygiene und Umweltmedizin der RWTH Aachen (Prof. Dott). Die Proben wurden auf den Gehalt an extrazellulären polymeren Substanzen (EPS) und auf Metalle untersucht.

Die Schlammprobe wurde durch Zentrifugation bei 30.000 x g in Überstand und Biomasse getrennt. Im Überstand wurden lösliche bzw. kolloidale Substanzen gemessen. Die Biomasse wurde für eine EPS-Extraktion mit Kationenaustauscher eingesetzt (Froelund et al., 1996). Hierbei werden gebundene EPS aus den Belebtschlammflocken durch Entfernen der komplexierenden Kationen Ca^{2+} und Mg^{2+} in ihre lösliche Form überführt. Diese solubilisierten EPS werden im Folgenden als Extrakt bezeichnet.

Das Permeat aus der kleintechnischen Membranversuchsanlage wurde nicht extra behandelt. Alle Proben (Permeat, Überstand, Extrakt) wurden vor den weiteren Messungen durch 0,45 μm Spritzenvorsatzfilter filtriert.

Die Membranproben wurden in Stücke geschnitten und in Kationenaustauscher über 2 h gerührt, analog der Methode für Belebtschlamm (FROELUND et al., 1996). Die im Folgenden mit „Membranprobe 1“ bezeichnete Probe war der Ausschnitt einer Plattenmembran von 9 x 8 cm. Die im Folgenden mit „Membranprobe 2“ bezeichnete Probe bestand aus 2 Hohlfaserstücken von je 49 cm Länge. Nach der ersten Reaktion mit Kationenaustauscher wurden die Membranstücke jeweils im nächsten Reaktionsschritt mit Citronensäure (2.000 ppm, pH 2-3) bzw. NaOCl (1.200 ppm, pH 10) eluiert. In diesen Eluaten wurden ebenfalls EPS und Metalle bestimmt.

EPS wurden photometrisch bestimmt, und zwar als Kohlenhydrate nach DUBOIS mit der Phenol-Schwefelsäuremethode (DUBOIS et al., 1956), Huminsäuren und Protein nach FROLUND et al. (1995). Die verwendeten Referenzsubstanzen waren Glucose, BSA und Huminsäure von Fluka. Die Metalle wurden über ICP-MS nach Ansäuerung mit HNO_3 bestimmt.

Die Schlamm-Trockenmasse und der Glühverlust wurden nach DIN EN 12879 S3 ermittelt. Der pH-Wert wurde mit pH-Papier (Merck) gemessen.

4.1.2 Belebtschlamm und Permeat

Der Belebtschlamm aus der kleintechnischen Versuchsanlage wies eine Trockenmasse von 9,5 g/L und einen Glühverlust von 71% auf. Die Gehalte an gebundenen EPS (Extrakt) sowie gelösten Substanzen (Überstand, Permeat) sind in Tabelle 11 dargestellt. Hierbei sind die Konzentrationen der gebundenen Substanzen immer auf die Trockenmasse (TM) bezogen, während die gelösten Substanzen pro Volumen dargestellt sind.

Tabelle 11: EPS in Belebtschlammprobe und im Permeat (DOTT, 2007)

Probe	pH-Wert	Protein [mg/L]	Huminsäuren [mg/L]	Kohlenhydrate [mg/L]
Permeat	6,0	<NG	35,82	4,10
Überstand	6,5	1,20	37,25	33,06
Probe	pH-Wert	Protein [mg/g _{TM}]	Huminsäuren [mg/g _{TM}]	Kohlenhydrate [mg/g _{TM}]
Extrakt	7,0	17,85	26,34	9,74

Die Untersuchung der Metalle zeigt, dass Calcium und Magnesium sowohl im gelösten Anteil (Permeat, Überstand) als auch im gebundenen Anteil (getrocknetes Schlammpellet) in höheren Konzentrationen vorkommen als andere Elemente (Tabellen 12 und 13). Zusätzlich fällt Aluminium mit einer hohen Konzentration im gebundenen Flockenanteil auf (Tabelle 12), was auf das eingesetzte Fällmittel Polyaluminiumhydroxidchlorid (VTA 17-104) zurückzuführen ist.

Tabelle 12: Vorherrschende Metalle in der Belebtschlammprobe und im Permeat (DOTT, 2007)

Probe	Einheit	Ca	Mg	Fe	Al
Permeat	[mg/L]	83,50	12,21	0,10	0,08
Überstand	[mg/L]	90,06	14,68	0,12	0,04
Pellet	[mg/g _{TM}]	31,70	3,76	0,81	24,30

Tabelle 13: Weitere Elemente in der Belebtschlammprobe und im Permeat (DOTT, 2007)

Probe	Einheit	Mn	As	Pb	Rb	Sr	Zn	Ni	Cu
Permeat	[mg/L]	0,002	0,167	0,006	0,054	0,241	0,014	n.n.	n.n.
Überstand	[mg/L]	0,020	0,201	0,008	0,066	0,243	0,011	n.n.	0,036
Pellet	[mg/g _{TM}]	0,046	n.n.	n.n.	0,009	0,154	0,168	0,001	0,016

4.1.3 Membranen

4.1.3.1 Membranprobe 1 (Mikrofiltrationsmembran)

Für die Beurteilung der Deckschichtzusammensetzung auf der Membran wurden spezifische Untersuchungen am Institut für Hygiene und Umweltmedizin (IHU, Prof. Dott) und am Gemeinschaftslabor für Elektronenmikroskopie (GFE, Prof. Mayer) durchgeführt.

Durch eine Extraktion wurde zunächst die gelblich-braune Deckschicht der Mikrofiltrationsmembran komplett suspendiert. Diese Suspension konnte nicht durch 0,45 µm filtriert werden, daher wurde für die weiteren Messungen nur der zentrifugierte Überstand verwendet (die Biomasse setzte sich auf dem Boden des Gefäßes ab). Dieser Überstand enthält Extrazelluläre Polymere Substanzen (EPS) aller 3 untersuchten Stoffklassen, besonders Proteine, aber auch Huminsäuren und Kohlenhydrate (Tabelle 14), welche offenbar eine Gelmatrix bildeten und somit die Anheftung des Biofilms auf der Membranoberfläche bewirkten.

Tabelle 14: EPS-Konzentrationen der Membranproben nach Extraktion mit Kationenaustauscher (DOTT, 2007)

1. Schritt	EPS [mg/m ²] durch Dowex-Extraktion		
	Protein	Huminsäure	Kohlenhydrate
Probe 1	224,5	79,1	195,9
Probe 2	127,5	96,6	82,3

Im zweiten Schritt wurden die Membranstücke aus der Extraktion für die Elution eingesetzt. Es wurden jedoch keine EPS in den Eluaten detektiert. Auch Metalle wurden nur in sehr geringen Konzentrationen vorgefunden (Tabelle 15). Dies zeigt, dass bereits durch die Extraktion im ersten Schritt alle EPS der Deckschicht durch Austausch der Mg²⁺ und Ca²⁺ solubilisiert wurden und keine Porenverblockung der Membran vorliegt.

Tabelle 15: EPS und Metalle in den Eluaten der Membranproben (DOTT, 2007)

2. Schritt	EPS [mg/m ²] durch nachträgliche Elution			Metalle [mg/m ²] durch nachträgliche Elution			
	Protein	Huminsäure	Kohlenhydrate*	Ca	Mg	Fe	Al
Probe 1: MF-Membran							
NaOCl-Eluat	<NG	<NG	-	3,02	0,28	0,20	1,13
Citronensäure-Eluat	<NG	<NG	<NG	1,93	0,04	0,19	0,09
Probe 2: UF-Membran							
NaOCl-Eluat	<NG	<NG	-	10,68	0,57	4,58	63,6 2
Citronensäure-Eluat	<NG	38,0	21,6	3,08	0,08	115,95	2,36

* Kohlenhydrate konnten im NaOCl-Eluat nicht qualitativ nachgewiesen werden, da es zu einer Schwarzfärbung der Proben nach Zugabe der Reagenzien kam

Zusätzlich zur aktiven Membranschicht wurde die darunter liegende Stützschiicht separat untersucht. Diese Schicht wurde vor den oben beschriebenen Versuchen entfernt und separat in den Chemikalien eluiert, ohne jedoch zuvor eine Kationenaustausch-Extraktion durchzuführen. Die Messergebnisse zeigen das Vorkommen von Huminsäuren sowie Calcium in der Stützschiicht (Tabelle 16). Calcium scheint also durch die Membran auch bis zur Stützschiicht zu gelangen und spielt möglicherweise für die Komplexierung der EPS in dem hier vorliegenden Biofilm eine wichtige Rolle.

Tabelle 16: EPS und Metalle in den Eluaten der Stützschiicht von Probe 1 (MF) (DOTT, 2007)

Probe 1 Stützschiicht	EPS [mg/m ²] durch Elution			Metalle [mg/m ²] durch Elution			
	Protein	Huminsäure	Kohlenhydrate	Ca	Mg	Fe	Al
NaOCl-Eluat	<NG	57,2	-	25,19	2,85	0,76	1,25
Citronensäure-Eluat	<NG	<NG	<NG	96,95	3,29	0,72	1,47

Zusammenfassend kann für Probe 1 (Mikrofiltrationsmembran) festgestellt werden, dass es sich hierbei um Deckschichtbildung durch einen fest anhaftenden Biofilm handelt, der durch selektive Zerstörung der EPS-Metallkomplexe von der Membranoberfläche abgelöst wird.

4.1.3.2 Membranprobe 2 (Ultrafiltrationsmembran)

Die Hohlfasern waren durch eine inhomogene Verunreinigung gekennzeichnet: teilweise haftete an der Oberfläche eine hellbraune Schicht, andere Bereiche waren rotbraun verfärbt, wiederum manche Bereiche waren hell. Nach der Extraktion im ersten Schritt wurde die Deckschicht suspendiert, die verfärbten Bereiche waren jedoch weiterhin sichtbar. Die Suspension war nicht durch 0.45 µm filtrierbar, daher wurde für die weiteren Messungen nur der filtrierte Überstand verwendet. In diesem Überstand waren EPS nachweisbar (Tabelle 14).

Die nachfolgende Elution der Membranen im zweiten Versuchsteil führt vor allem zur Lösung von Eisen und Aluminium sowie z.T. Huminsäuren und Kohlenhydraten (Tabelle 15). Nach der Elution in NaOCl bzw. Citronensäure waren die rotbraunen Verfärbungen der Membranen nicht vollständig entfernt, was daraufhin deutet, dass wahrscheinlich keine komplette Entfernung der fester gebundenen Verunreinigungen gelang. Im Citronensäure-Eluat ist die hohe Fe-Konzentration auffällig und wird durch die gelbliche Farbe dieses Eluats bestätigt. Die chemisch eluierten EPS und Metalle deuten auf Porenverblockung hin und zeigen weiterhin, dass durch die Kationenaustausch-Extraktion zuvor nicht alle Foulants entfernt wurden – möglicherweise, weil nicht alle EPS mit Ca^{2+} oder Mg^{2+} komplexiert vorlagen, sondern auch mit Fe^{3+} oder Al^{3+} (die durch den ersten Versuchsschritt nicht angegriffen werden).

Bei Probe 2 (Ultrafiltrationsmembran) handelt es sich um ein Deckschichtproblem mit EPS und komplexierenden Metallen, zu denen außer Calcium und Magnesium auch Eisen und Aluminium gehören. Ein tieferes Eindringen in die Membranporen scheint zusätzlich zur Verblockung zu führen. Die Membranreinigung erfordert den Einsatz von Basen und Säuren.

Zusätzlich zu den genannten Metallen wurden keine weiteren Elemente in signifikant erhöhten Konzentrationen in den Eluaten detektiert (Tabelle 17).

Tabelle 17: Weitere Elemente in den Eluaten der Membran- und Stützschriftproben (DOTT, 2007)

Element [mg/m ²]								
Probe 1 Stützschrift	Mn	As	Pb	Rb	Sr	Zn	Ni	Cu
NaOCl-Eluat	0,02	1,53	0,04	0,09	0,15	0,04	<NG	<NG
Citronensäure- Eluat	0,42	1,15	0,06	0,09	0,20	0,47	<NG	0,04
Probe 1 Membran								
NaOCl-Eluat	<NG	1,18	0,04	0,07	0,07	0,03	<NG	0,05
Citronensäure- Eluat	<NG	0,92	0,03	0,07	0,07	0,03	<NG	<NG
Probe 2 Membran								
NaOCl-Eluat	<NG	1,76	0,08	0,1	0,15	0,11	<NG	0,18
Citronensäure- Eluat	<NG	1,26	0,15	0,09	0,09	0,31	<NG	<NG

4.1.3.3 Größenausschluss-Chromatographie (GPC) der Membranextrakte

Beide untersuchten Proben zeigen im Membranextrakt (mit Dowex extrahierte EPS) das Vorkommen makromolekularer Substanzen (> 277 kDa), die entsprechend der UV-Signale nicht nur aus Polysacchariden bestehen, sondern auch aus Proteinen. Der zweite charakteristische Peak (bei 20 min) liegt im Bereich der Huminstoffe und Building Blocks. Niedermolekulare Substanzen sind in geringeren Anteilen vorhanden.

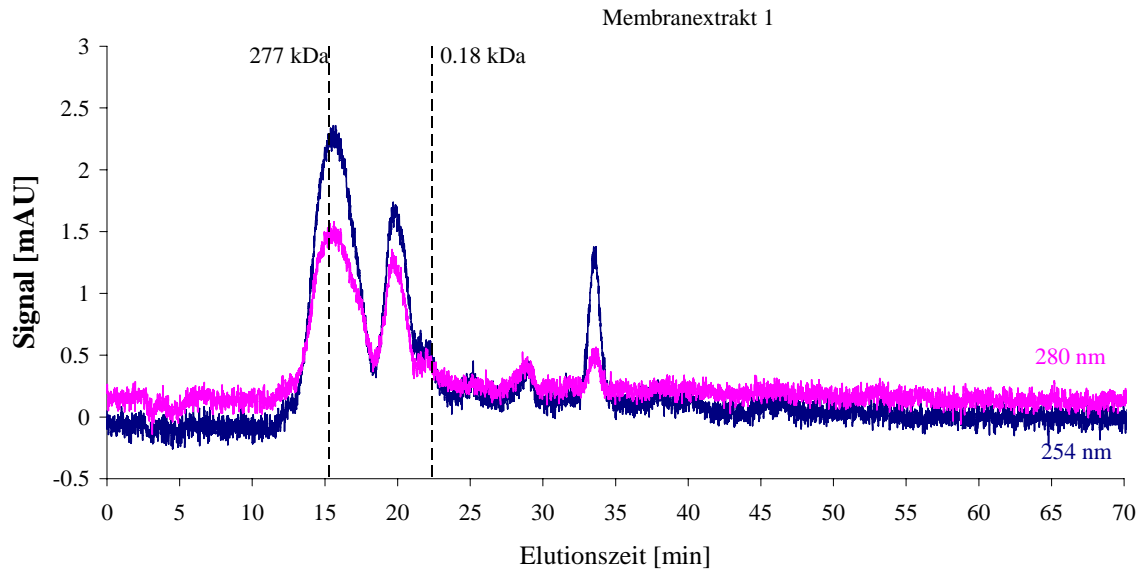


Bild 13: GPC Membranextrakt Mikrofiltrationsmembran

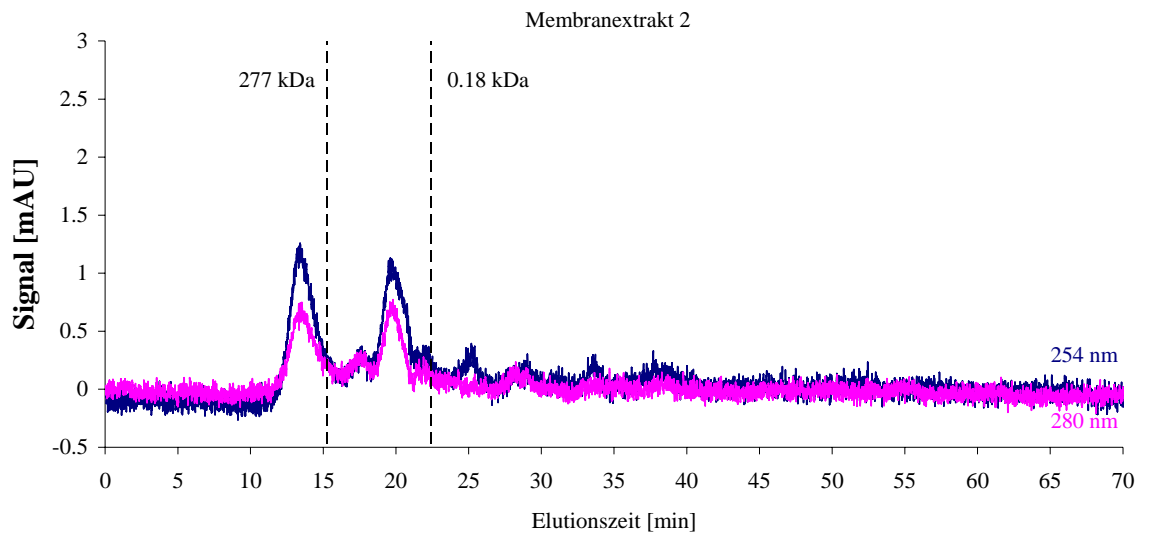


Bild 14: GPC Extrakt Ultrafiltrationsmembran

In den Eluaten (Citronensäure, NaOCl) wurden in der GPC keine charakteristischen Peaks detektiert, da die eluierten Substanzen wahrscheinlich insgesamt zu niedermolekularen Stoffen abgebaut wurden.

Für die rasterelektronenmikroskopischen Untersuchungen (REM-Untersuchungen) der Membranoberfläche wurden Membranstücke mit Deckschicht fixiert und in EtOH getrocknet. Signifikante Bereiche der Deckschicht sind in Bild 15 und 16 dargestellt.



Bild 15: REM-Aufnahme der Membrandeckschicht der Mikrofiltrationsmembran (rechts, Balkenlänge 20 µm) und zugehöriges EDX-Spektrum (links) mit Zählrate (y-Achse) gegenüber eV (x-Achse)

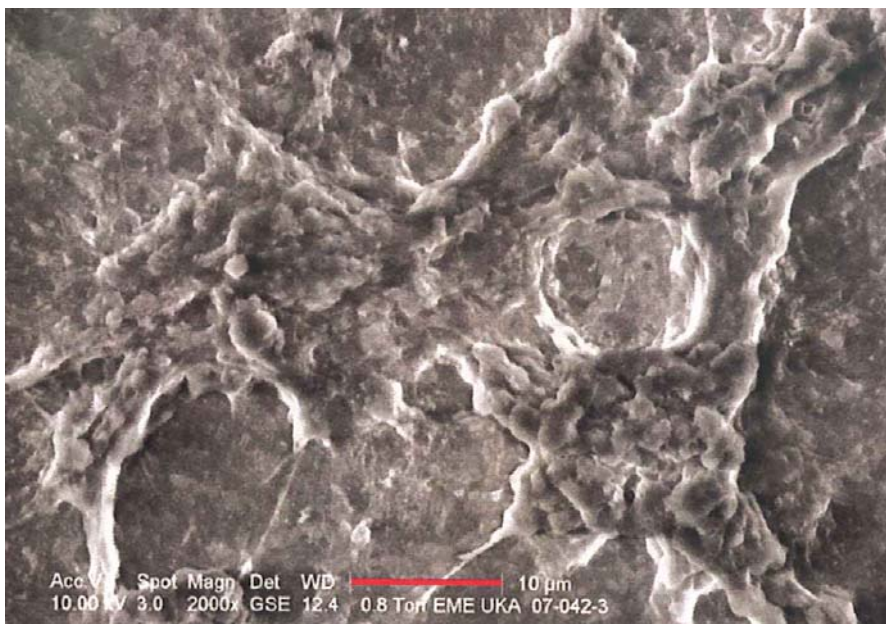


Bild 16: REM-Aufnahme der Deckschicht (Balkenlänge 10 µm)

Die Elemente (EDX-Analyse) waren vorrangig C, O und Cl (Membranmaterial). Wurde die EDX-Analyse auf die Ablagerungen konzentriert, nahmen C und O zu, was auf organische Ablagerungen hindeutet. Es wurden nur geringfügige anorganische Ablagerungen festgestellt.

Weitere REM-Aufnahmen der Membranen sind im Anhang zusammengestellt.

4.2 Entwässerungs- und Absetzeigenschaften

4.2.1 Kapillare Fließzeit (CST)

Zur Beurteilung der Entwässerungseigenschaften des eingesetzten Belebtschlammes wurde als Alternative zum spezifischen Filtrationswiderstand die kapillare Fließzeit (Capillary Suction Time = CST) bestimmt. Da das Messergebnis vom Feststoffgehalt der Schlammprobe beeinflusst wird, wird die kapillare Fließzeit auf den TR in Prozent bezogen und als spezifischer CST/TR [s/%] angegeben. BAHRS (1986) gibt als Richtwerte für die Geschwindigkeit der Wasserabgabe (CST/TR) folgendes an:

- gut entwässerbar: $CST/TR \leq 30 \text{ s/\% TR}$
- mittelmäßig entwässerbar: $CST/TR \approx 30 - 150 \text{ s/\% TR}$
- schlecht entwässerbar: $CST/TR \geq 150 \text{ s/\% TR}$

Die CST-Werte der untersuchten Belebtschlämme aus der Versuchsanlage lagen zwischen 20 und 31 s/%TR. Somit kann von einer guten Entwässerbarkeit der Schlämme ausgegangen werden.

Hinsichtlich der Aussagekraft des CST-Wertes ist anzumerken, dass lediglich die Geschwindigkeit der Wasserabgabe gemessen wird. Das bedeutet, dass nur das Filtrationsverhalten des Schlammes beschrieben wird. Eine Aussage über das erreichbare Entwässerungsergebnis kann daher nicht getroffen werden (KOPP, 2001).

4.2.2 Schlammvolumenindex (ISV)

Um die Absetzeigenschaften des belebten Schlammes der Membrananlage zu beurteilen, wurde der Schlammvolumenindex bestimmt. Da das Schlammvolumen V_S stets größer als 250 ml/l war, wurde der Verdünnungsschlammindex zur Charakterisierung der Eindickeigenschaften herangezogen. Für die 19 untersuchten Stichproben liegt dieser zwischen 90 und 110 mL/g. Gemäß den Richtwerten der ATV-DVWK A 131 (2000) ist die Eindickeeigenschaft des Schlammes als günstig einzustufen.

4.3 Kleintechnische Versuche

4.3.1 Reinigungsleistung

4.3.1.1 Kohlenstoffelimination

Die Kohlenstoffelimination wurde durch die Analyse des CSB im Zulauf und im Permeat der Ultra- und Mikrofiltration bestimmt. In Bild 17 sind die ermittelten CSB-Konzentrationen dargestellt.

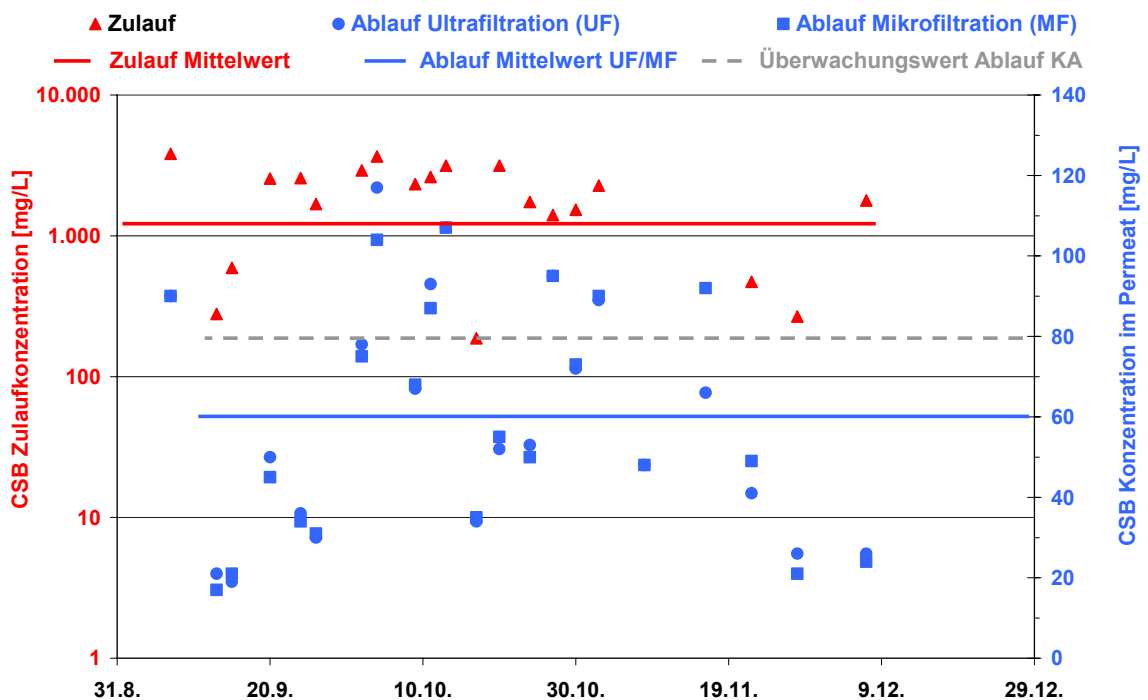


Bild 17: Kohlenstoffelimination Kleintechnik

Es wird deutlich, dass zeitweise die CSB-Ablaufkonzentrationen der Versuchsanlage die der konventionellen Kläranlage überschreiten. Dies kann auf Kurzschlussströmungen unbehandelten Abwassers infolge der geringen Reaktorvolumina zurückgeführt werden. Im Mittel lag die CSB Konzentration im Permeat bei 60 mg/L. Bezogen auf den mittleren Zulauf von 1950 mg/L entspricht der CSB im Permeat einer Elimination von etwa 97%.

4.3.2 Raum- und Schlammbelastung

Das nachfolgende Bild zeigt die Raum- und Schlammbelastung der kleintechnischen Versuchsanlage bezogen auf den CSB.

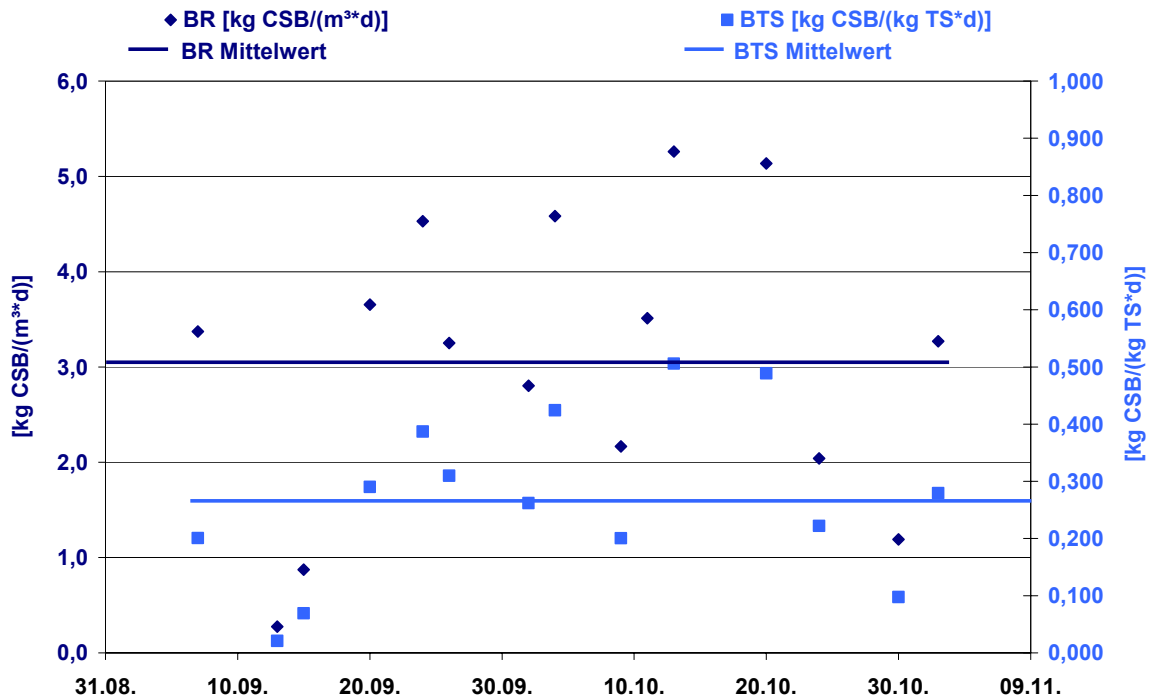


Bild 18: Raum- und Schlammbelastung der kleintechnischen Versuchsanlage

Die Belastungen unterliegen teilweise starken Schwankungen und betragen im Mittel etwa 3,1 kg CSB / (m³·d) Raumbelastung und etwa 0,27 kg CSB/(kg TS·d) Schlammbelastung. Die Schwankungen können darauf zurückgeführt werden, dass die Versuchsanlagen nicht kontinuierlich mit Abwasser beaufschlagt wurden, da die Werkskläranlage i.d.R. den Betrieb aufgrund eines zu geringen Abwasserzulaufes am Wochenende einstellt. Zusätzlich werden je nach Bedarf Reinigungen an Trocknungstürmen im Werk vorgenommen, die diskontinuierliche Stoßbelastungen verursachen. Im Vergleich zu konventionellen Belebungsanlagen wirken sich Frachtstöße aufgrund der geringeren Verdünnung, bedingt durch das geringere Belebungsbeckenvolumen bei gleicher Schlammbelastung, stärker auf die Ablaufkonzentration aus. Generell gilt, dass bei sehr geringer Schlammbelastung aufgrund der geringeren Aktivität der Biomasse Frachtstöße schlechter abgebaut werden können (KA, 2002).

4.3.3 Leistung der Membranstufe

In der kleintechnischen Membranstufe wurden parallel ein Mikrofiltrations- und ein Ultrafiltrationsmodul betrieben. Dies diente dem Zweck, die Leistungsfähigkeit der Module unter gleichen Randbedingungen zu beurteilen. Die Ergebnisse der Untersuchungen sind nachfolgend zusammengetragen.

4.3.3.1 Betrieb der Membranstufe

Bild 19 gibt den Verlauf der Permeabilität des Mikrofiltrationsmoduls (MF) im Zusammenhang mit dem Nettofluss wieder. Während zu Versuchsbeginn relativ hohe Permeabilitäten zu verzeichnen sind, kam es nach 40 Tagen Betrieb zu einem raschen Permeabilitätseinbruch, so dass eine chemische Reinigung erforderlich wurde.

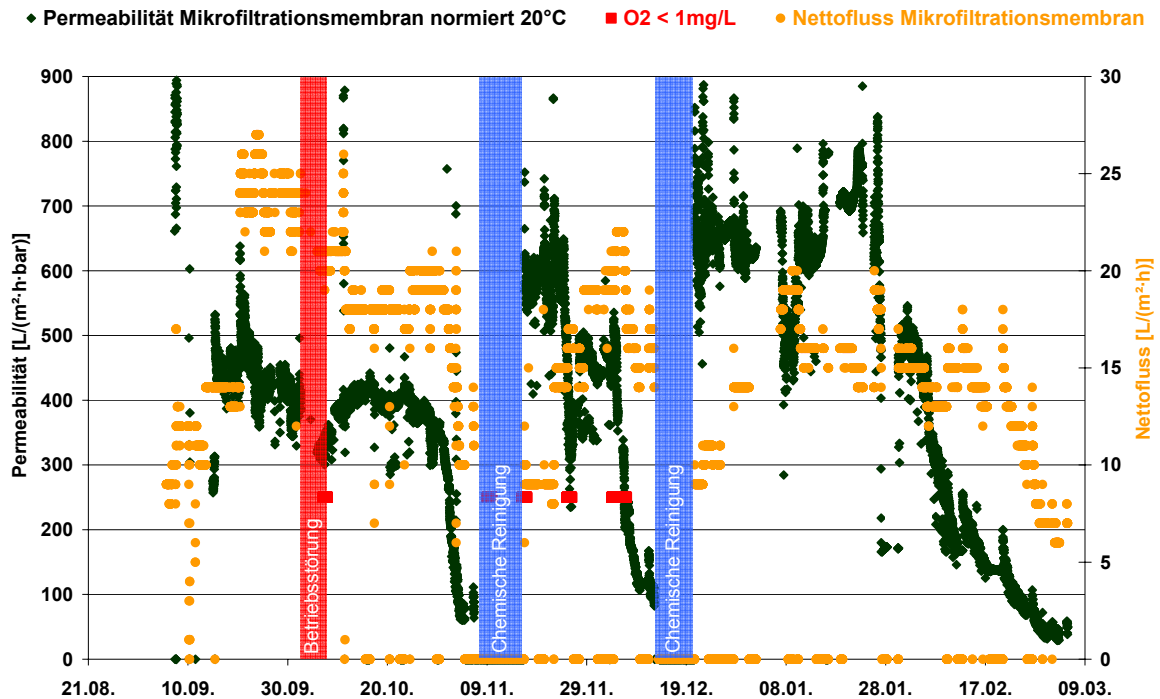


Bild 19: Permeabilitätsverlauf und Nettofluss der kleintechnischen MF-Membranstufe

Als Ursache kann angenommen werden, dass hohe CSB-Zulaufmengen größer 3.000 mg/L eine erhöhte Sauerstoffzehrung bewirkten und trotz angepasster erhöhter Belüftungsrate keine ausreichende Sauerstoffversorgung der Biozönose gegeben war. Dadurch wurde die mikrobielle Abbauleistung negativ beeinflusst, wodurch sich vermehrt Restorganik auf der Membranoberfläche anlagerte und zu einem Leistungseinbruch des Membranfilters führte. Dies korrespondiert mit den erhöhten CSB-Ablaufwerten von 80 – 120 mg/L.

Nach einer chemischen Reinigung konnte die Membran regeneriert werden. Nach einer Betriebszeit von 30 Tagen mit einem Fluss von bis zu 20 L/(m²h) stellte sich ein erneuter schlagartiger Permeabilitätsabfall ein. Auch hier kann von einer erhöhten Restorganik infolge einer verminderten Abbauleistung der Biomasse ausgegangen werden.

Nach erneuter chemischer Reinigung wurde die Membran über einen Zeitraum von 6 Wochen bei einem reduzierten Fluss von 15 L/(m²h) stabil betrieben. Im weiteren Betriebsverlauf zeigte sich wieder ein signifikanter Einbruch der Permeabilität. An dieser

Stelle wurden weitergehende Untersuchungen des Membranbelages auf REM und EDX vorgenommen und auf eine chemische Reinigung verzichtet (vgl. Kap. 4.1).

Bei der parallel betriebenen Ultrafiltrationsmembran stellte sich während des gesamten Versuchsbetriebes der in Bild 16 dargestellte Permeabilitätsverlauf ein.

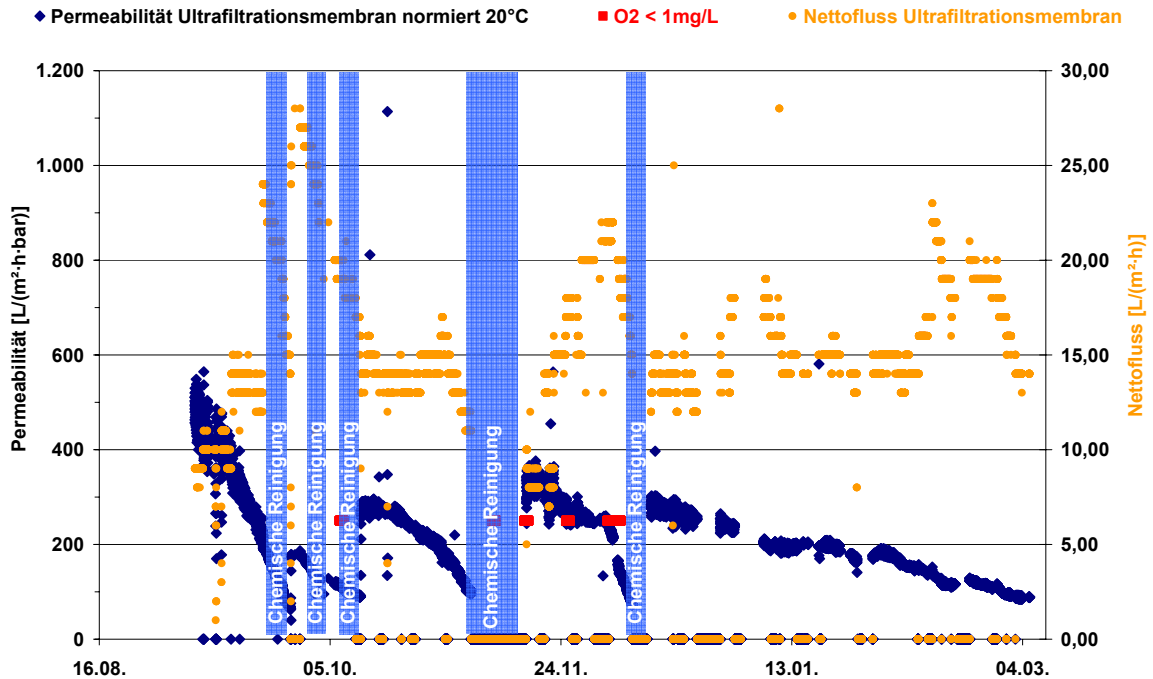


Bild 20: Permeabilitätsverlauf und Nettofluss der kleintechnischen UF-Membranstufe

Der Permeabilitätsverlauf des UF-Membranmoduls korrespondiert durch den Parallelbetrieb der Membranmodule (in identischem Belebtschlamm) mit dem Permeabilitätsverlauf des MF-Moduls. Der Permeabilitätsabfall der UF-Membran findet zwar über einen längeren Zeitraum statt; allerdings muss hier berücksichtigt werden, dass die Ausgangspermeabilität des UF-Moduls (200 L/(m²hbar)) auf einem niedrigeren Niveau im Vergleich zum MF-Modul (400 – 800 L/(m²hbar)) lag.

4.3.3.2 Reinigung der Membranstufe

Die Reinigung der Membranmodule erfolgte bei einer Permeabilität von kleiner 100 L/(m²hbar) und vor dem Hintergrund, eine effektive Reinigungsstrategie abzuleiten. Die Ergebnisse der Reinigungen sind in Tabelle 17 dargestellt. Mit den 15 eingesetzten Mikrofiltrationsplatten konnten 5 Reinigungsstrategien mit jeweils 3 Platten in einer geeigneten Reinigungszelle des ISA der RWTH Aachen durchgeführt werden. Die effizienteste Reinigungsprozedur aus den Versuchen mit den Mikrofiltrationsplatten wurde für die Reinigung des UF-Moduls verwendet.

Tabelle 17: Reinigungsergebnisse der kleintechnischen MF-/UF-Module

Medium/ Reinigungsbeschreibung	Ausgangsp permeabilität [L/(m²hbar)]	Permeabilität nach der Reinigung [L/(m²hbar)]
Mikrofiltration: Platte 1 – 3		
500 ppm H ₂ O ₂ , pH = 8,1, T = 14,5°C, 1h, in situ	220	100
1.000 ppm H ₂ O ₂ , pH = 8,4, T = 14,5°C, 1h, in situ	100	120
500 ppm H ₂ O ₂ , pH = 8,3, T = 15°C, 1h, in Lösung	120	125
Mechanische Reinigung	125	900
Platte 4 – 6		
500 ppm NaOH, pH = 11, T = 14,6 °C, 1h, in situ	150	145
500 ppm NaOH, pH = 11, T = 14°C, 1h, in Lösung	145	120
Mechanische Reinigung	120	900
Platte 7 – 9		
500 ppm NaOCl, pH = 10,1, T = 14,5 °C, 1h, in situ	165	160
1.000 ppm NaOCl, pH = 10,6, T = 14,5 °C, 1h, in situ	160	180
1.000 ppm Citronensäure, pH = 2,88, T = 14 °C, 1h, in situ	180	190
1.000 ppm NaOCl, pH = 10,6, T = 14,5 °C, 1h, in situ	190	215
Betrieb im BS nach 3 h bei 10 L/(m ² h)	215	410
Mechanische Reinigung	410	1.700
Platte 10 - 12		

Medium/ Reinigungsbeschreibung	Ausgangspemeabilität [L/(m ² hbar)]	Permeabilität nach der Reinigung [L/(m ² hbar)]
1.000 ppm NaOCl, pH = 10,7, T = 10,9 °C, 1h, in situ	135	160
500 ppm NaOCL, pH = 10,1, T = 14,7 °C, 1h, in Lösung	160	275
1 g/L Citronensäure, pH = 3,2, T=16 °C, 1h	275	330
Reinigung 1.000 ppm NaOCL, pH =10,4, T = 13,8 °C, 1h	330	625
Ultrafiltration: ZW 10		
Reinigung NaOCl 500 ppm, pH = 10,0, T = 14,8 °C, 1h, in situ	170	155
Citronensäure 1.000 ppm, pH = 2,9, T = 14,8 °C, 1h, in situ	155	145
Reinigung NaOCl 1.000 ppm, pH = 10,4, T = 14,8 °C, 1h, on air mit Rückspülung	145	220
1 Tag Betrieb im Schlamm	220	265

Die effektivste Reinigung konnte getaucht in Reinigungslösung mit Natriumhypochlorit erzielt werden. Aufgrund der AOX-Problematik der Reinigungschemikalie wurde der Fokus für weitere Reinigungen auf die Reinigungschemikalie Wasserstoffperoxid gelegt. Hier konnte eine weitgehende Regeneration der Membran mit einer 2%-igen H₂O₂-Lösung getaucht erzielt werden. Weitere Reinigungsergebnisse sind im Anhang zusammengestellt.

4.4 Halbtechnische Versuche

4.4.1 Reinigungsleistung

4.4.1.1 Kohlenstoffelimination

Die Elimination der Kohlenstoffverbindungen erfolgte während des halbtechnischen Versuchsbetriebes mit einem Wirkungsgrad von im Mittel 0,97. Vereinzelt führten Stoßbelastungen, wie z.B. bei der Reinigung des Ölabscheiders der Werkskläranlage, zu einer vollständigen Sauerstoffzehrung und damit zu einem unvollständigen Organikabbau, wodurch eine signifikante Deckschicht auf der Membran infolge der Restorganik ausgebildet wurde. Die Stoßbelastungen führten dazu, dass die CSB Ablaufkonzentrationen der halbtechnischen Versuchsanlage teilweise um das 10-fache erhöht sind.

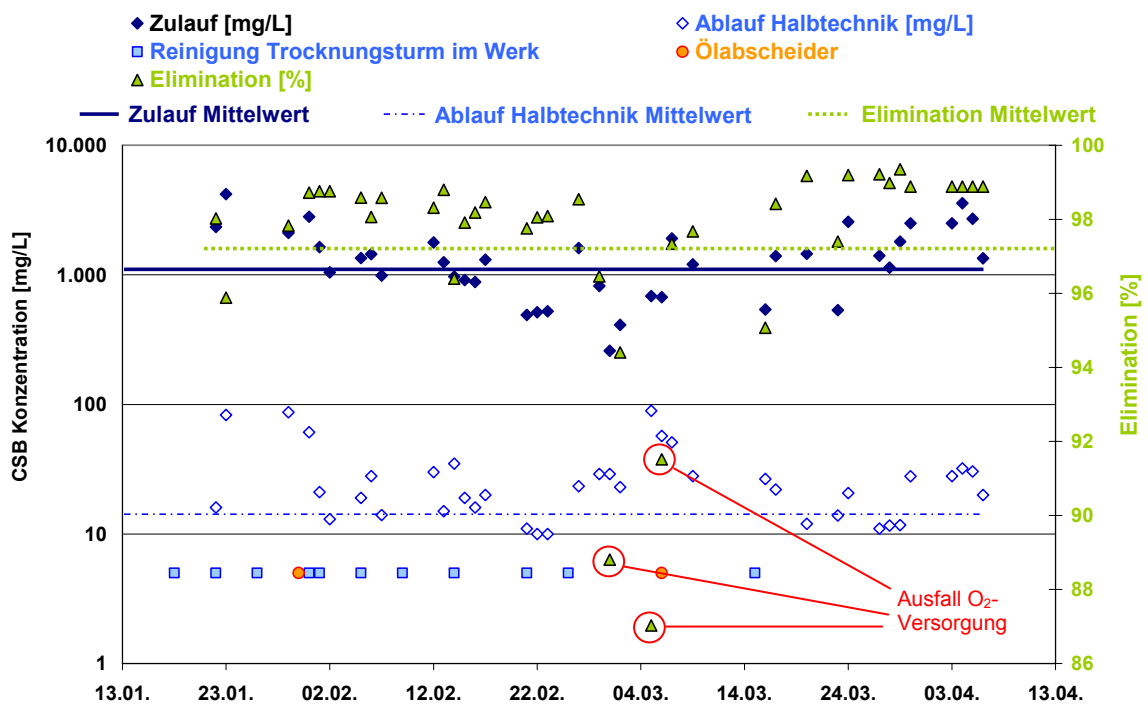


Bild 21: CSB-Elimination

Das Bild 21 verdeutlicht den Zusammenhang zwischen der Reinigung der Trocknungstürme im Werk und des Ölabscheiders der Werkskläranlage, die einen signifikanten Anstieg der CSB-Konzentrationen im Ablauf verursachen. Die geringen Eliminationen von 87 – 92 % sind auf Störungen im Versuchsbetrieb (Ausfall der Belüftungseinrichtungen) zurückzuführen. Bei Betrachtung der 85%-Perzentilwerte resultiert eine CSB-Elimination von 99%.

4.4.1.2 Stickstoffelimination

Um eine Stickstoffelimination zu realisieren und eine Übertragung der großtechnischen Betriebseinstellungen (wie z.B. O_2 -Gehalt = 2 mg/l während der Belüftungsphase) zu gewährleisten, wurde der Sauerstoffgehalt der intermittierenden Nitrifizierungs/Denitrifikationsphase mittels Redoxpotenzialmessung geregelt. Die nachfolgende Abbildung stellt die gemessenen Stickstoffkonzentrationen grafisch dar.

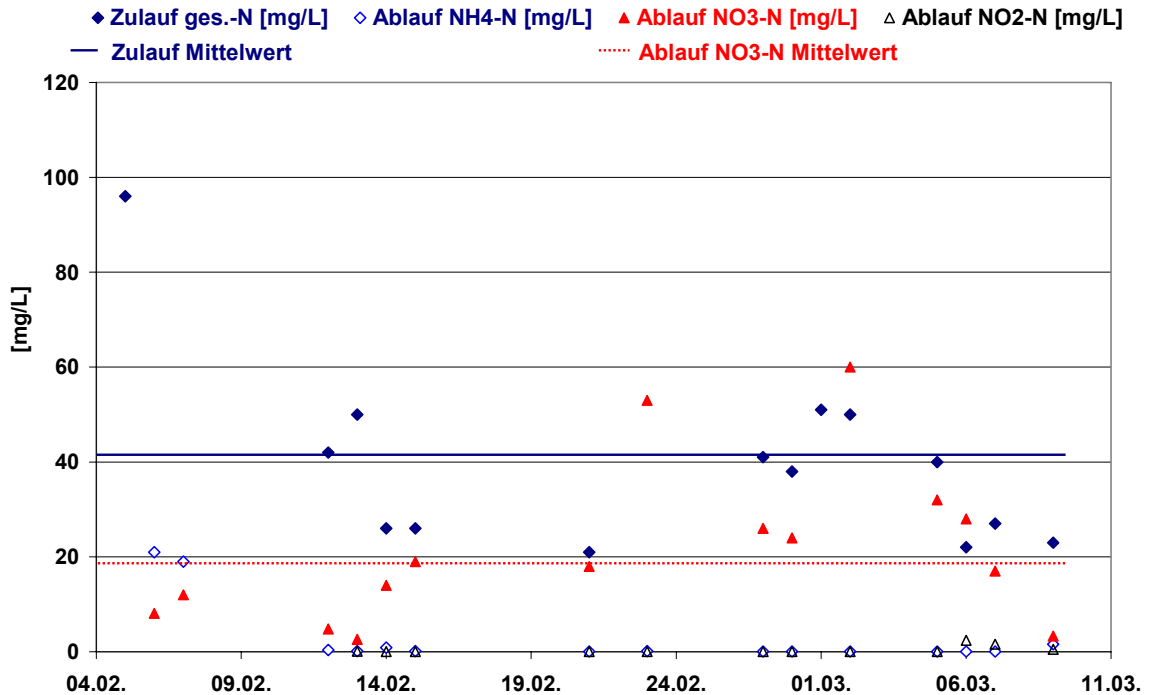


Bild 22: Stickstoffelimination

Während des Versuchsbetriebes wurden z.B. NO_3 -N Ablaufkonzentrationen zwischen 3 und 60 mg/L gemessen. Insbesondere Zulaufspitzenbelastungen führten zu erhöhter Sauerstoffzehrung und damit verbunden zu anaeroben Milieubedingungen im Reaktor und somit zu einer unvollständigen Stickstoffelimination. Zudem wurde festgestellt, dass aufgrund der teilweise mangelnden C-Quelle in der biologischen Stufe keine Denitrifikation stattfand, da bei der Werkskläranlage und folglich bei der halbtechnischen Membranbelebungsanlage an den Wochenenden i.d.R. kein Zulauf vorhanden war.

4.4.1.3 Phosphorelimination

Die Phosphorelimination erfolgt auf der Kläranlage mittels Fällung mit Polyaluminiumhydroxidchlorid (VTA 17-104). Das Fällmittel wird der Vorbiologie und der Belebungsstufe der Werkskläranlage zudosiert. Durch Einsatz der halbtechnischen Membranbelebungsanlage konnten die in Bild 23 dargestellten Ergebnisse erzielt werden.

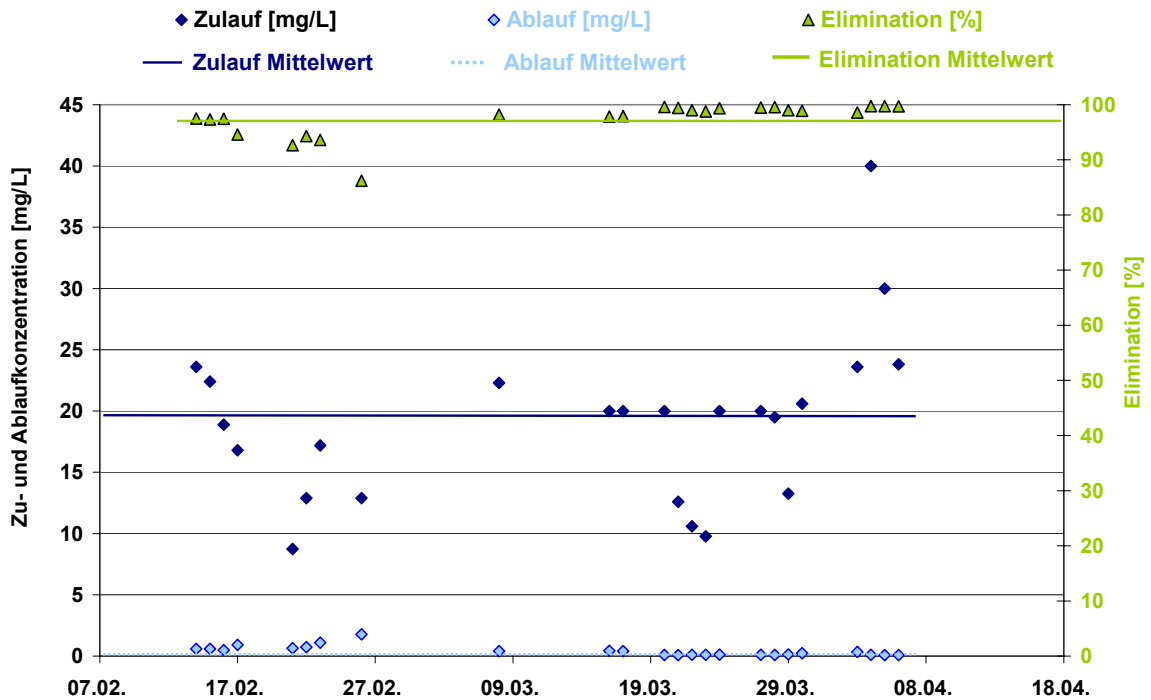


Bild 23: PO₄-P Elimination

Da die Ultrafiltration auch sehr kleine Flocken sicher zurückhält, konnte mit der Membranstufe eine Phosphorelimination von ca. 98 % erzielt werden.

4.4.1.4 Vergleich der Ablaufkonzentrationen der Werkskläranlage und der halbtechnischen Versuchsanlage

Die während des Betriebes der halbtechnischen Versuchsanlage erzielten Ablaufkonzentrationen von CSB, NH₄-N, NO₃-N, Nges und Pges sind in Tabelle 18 den Ablaufwerten der Werkskläranlage gegenübergestellt. Zusätzlich wurden die Überwachungswerte der Werkskläranlage mit aufgeführt.

Die Ergebnisse zeigen, dass die Ablaufwerte der Membrankläranlage den Überwachungswerten mit Ausnahme von Nges entsprechen. Die Abweichung ist auf eine nicht vollständig ablaufende Denitrifikation zurückzuführen, die durch Betriebsstörungen an der halbtechnischen Versuchsanlage und teilweise Kohlenstoffunterversorgung in der biologischen Stufe hervorgerufen wurde.

Tabelle 18: Vergleich der Ablaufkonzentrationen der Werkskläranlage und der halbtechnischen Versuchsanlage

85%-Perzentil	CSB [mg/L]	NH ₄ -N [mg/L]	NO ₃ -N [mg/L]	N _{ges} [mg/L]	P _{ges} [mg/L]
Werkskläranlage ¹⁾	19,8	0,9	6,7	7,4	0,65
Halbtechnische Membranbelebungsanlage ²⁾	43,3	0,19	33,6	40,4	1,16
Überwachungswerte der Werkskläranlage	80,0	-	-	10,0	2,0

¹⁾ wöchentliche Stichprobe

²⁾ tägl. 24-h Mischprobe

4.4.2 Raum- und Schlammbelastung

In der nachfolgenden Darstellung sind die Raum- und Schlammbelastungen der halbtechnischen Versuchsanlage zusammengetragen.

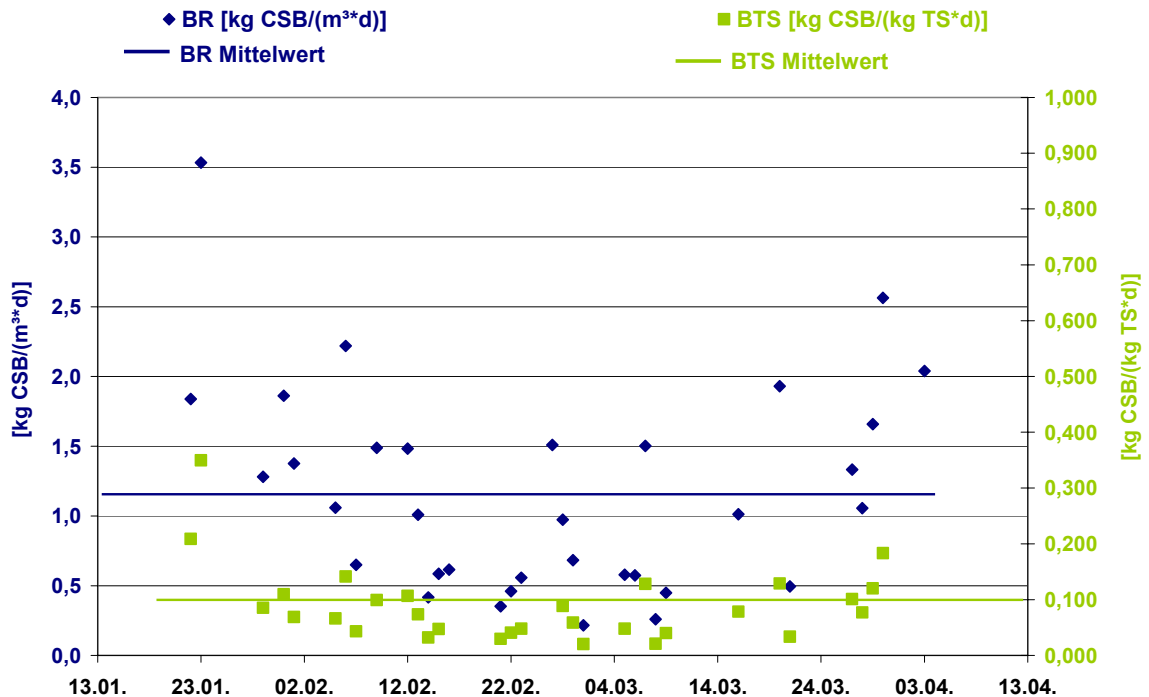


Bild 24: Raum- und Schlammbelastung

Die Belastungen unterliegen auch hier teilweise starken Schwankungen und betragen im Mittel etwa 1,2 kg CSB / (m³·d) Raumbelastung und etwa 0,1 kg CSB/(kg TS·d)

Schlammbelastung. Die geringe Schlammbelastung deutet auf eine gute Abwasserreinigung hin.

4.4.3 Leistung der Membranstufe

4.4.3.1 Betrieb der Membranstufe

Die halbtechnische Versuchsanlage wurde im Rahmen des Projektes über einen Zeitraum von 6 Monaten betrieben. Die Betriebsergebnisse sind in Bild 21 dargestellt.

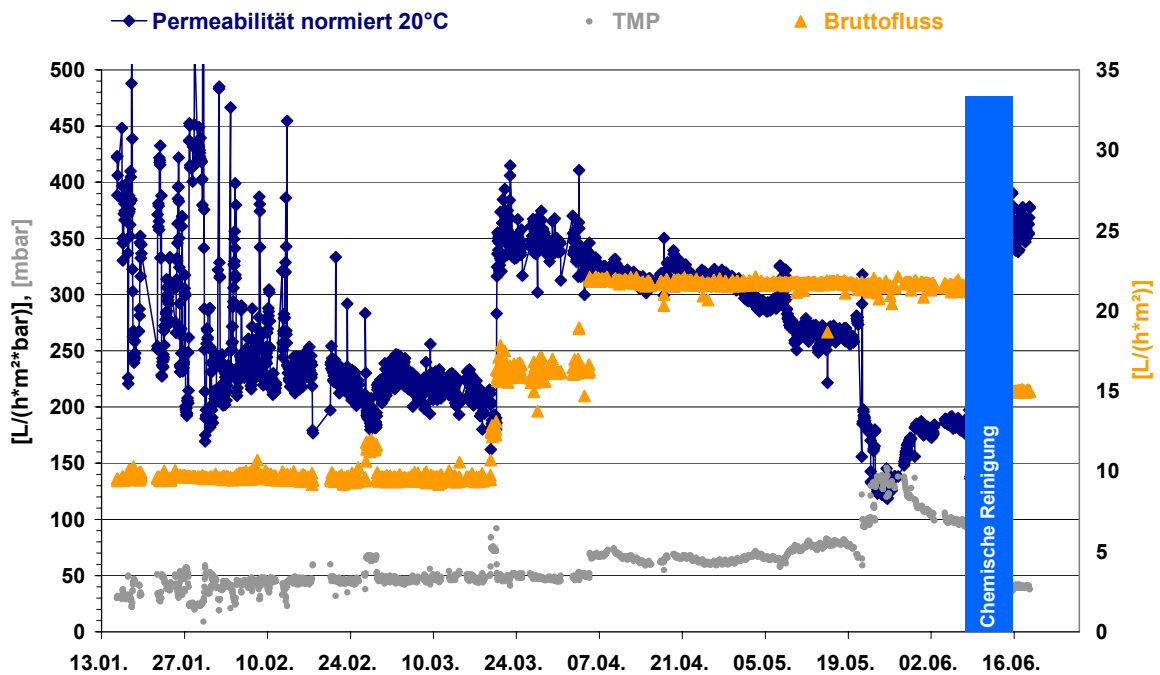


Bild 25: Betrieb der Membranstufe

Nach einer Einfahrphase von ca. 3 Monaten wurde der Fluss der Anlage von 10 auf 17 L/(m²h) erhöht. Dies führte zu einem sprunghaften Anstieg der Permeabilität um etwa 150 L/(m²hbar) auf 350 L/(m²hbar). Der Transmembrandruck blieb nahezu konstant. Als Ursache können Lufteinschlüsse in den Kapillaren herangezogen werden, die durch den höheren Saugdruck aus dem System ausgetragen wurden. Nach einem weiteren 3-monatigen Betrieb führten ein Ausfall der Belüftungseinrichtung und Stoßbelastungen im Zulauf der Versuchsanlage zu einem drastischen Einbruch der Permeabilität. Als Folge dieser Betriebsstörung stellte sich ein Permeabilitätsniveau um 180 L/(m²hbar) ein, so dass eine chemische Reinigung erforderlich wurde.

4.4.3.2 Reinigung der Membranstufe

Die Reinigung der Membran erfolgte mit Natriumhypochlorit, da mit dieser Chemikalie in den Vorversuchen bei der kleintechnischen Anlage die maximale Reinigungsleistung erzielt wurde. Die Ergebnisse aus den Reinigungsversuchen sind in der nachfolgenden Tabelle zusammengetragen.

Tabelle 19: Reinigungsergebnisse der halbtechnischen UF

Reinigungsbeschreibung	Permeabilität vor der Reinigung [L/(m ² hbar)]	Permeabilität nach der Reinigung [L/(m ² hbar)]
Ultrafiltration ZW 500		
NaOCl, 1.600 ppm, T = 31°C, pH = 9,8, 3h in Lösung	154	460*
Citronensäure, pH = 3,0 mit Salpetersäure auf pH = 2,0 gesenkt, T = 30°C, 22h in Lösung	135	380
Salpetersäure, pH = 1,8, T = 18°C, 22h in Lösung	380	460

* Abnahme der Permeabilität aufgrund Kalkablagerungen (hartes Klarwasser); Permeabilitätsverlauf während der Reinigung in NaOCl-Lösung: nach 1h = 315, 2h = 410, 3h = 460 L/(m²hbar)

Nach der 3-stündigen NaOCl-Reinigung wurde die Permeabilität in Klarwasser bestimmt. Dabei kam örtliches Grundwasser auf die alkalische Membran, wodurch Kalziumcarbonat ausgefällt wurde. Die Problematik von Kalkausfällungen stellt dabei ein wesentliches Kriterium für die Anwendung der Membrantechnologie dar, da das Betriebsverhalten der Membran und damit die Leistungsfähigkeit des Verfahrens erheblich durch das Kalk-Abscheidepotenzial des Abwassers beeinflusst wird. Es sollte daher bei chemischen Reinigungen mit NaOCl/NaOH auf den Einsatz des örtlichen Grundwassers verzichtet werden.

Bedingt durch Kalkablagerungen auf und in den Membranen wurde eine saure Reinigung mit Zitronen- und Salpetersäure notwendig. Diese führten zu einer Permeabilität von 460 L/(m²hbar).

5 Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Nachfolgend werden die wesentlichen Kostenfaktoren bei der Realisierung eines Membranbelebungsverfahrens im Vergleich zu konventionellen Verfahrensstrategien auf Grundlage verfügbarer Betriebsdaten großtechnischer Membranbelebungsanlagen diskutiert.

Untersuchungen von MELIN zeigten, dass je nach Gestaltung eines Membranbioreaktors ca. 260 – 277 €/E aufgebracht werden müssen, wobei die Kosten für ein konventionelles Vergleichszenarios zwischen 280 und 297 €/E liegen. Mehrkosten sind im Bereich der mechanischen Vorbehandlung zu erwarten, demgegenüber finden sich Einsparungen bei den Belebungsbeckenvolumina (durch erhöhte TS-Gehalte von 12-16 g/L), dem Wegfall von Nachklärbecken oder etwaiger nachgeschalteter Stufen, wie Sandfiltration oder Schönungsteiche (MELIN, 2007).

Bei den Betriebskosten liegen Membranverfahren aufgrund des erhöhten Energiebedarfs für die Belüftung und der erforderlichen Überströmung der Membranen, über denen der konventionellen Verfahren. Während sich die spezifischen Betriebskosten eines konventionellen Verfahrens auf 0,20 EUR/m³ Abwasser (anaerobe Schlammbehandlung) bzw. 0,22 EUR/m³ Abwasser (aerobe Schlammstabilisierung) belaufen, müssen für die unterschiedlichen Ausführungen eines Membranbioreaktor 0,24 - 0,25 EUR/m³ veranschlagt werden.

Neben den hohen Energiekosten spielen auch die zur Reinigung der Membran benötigten Chemikalien bei der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung eine entscheidende Rolle. Dabei ist zwischen dem hohen Aufwand einer häufigen Reinigung und dem wirtschaftlichen Vorteil einer höheren und stabileren Permeabilität abzuwägen. Darüber hinaus stehen unterschiedliche Reinigungsmethode wie z.B. die In-Situ-Reinigung, die Reinigung in Lösung oder die On-air-Reinigung zur Verfügung.

Um den derzeitigen Stand der Technik im Hinblick auf die Wirtschaftlichkeit von Membranbelebungsanlagen in der Abwasserreinigung zu veranschaulichen, sind in Bild 26 die geschätzten Gesamtkosten einer großtechnischen Kläranlage ohne und mit Membrantechnik gegenübergestellt.

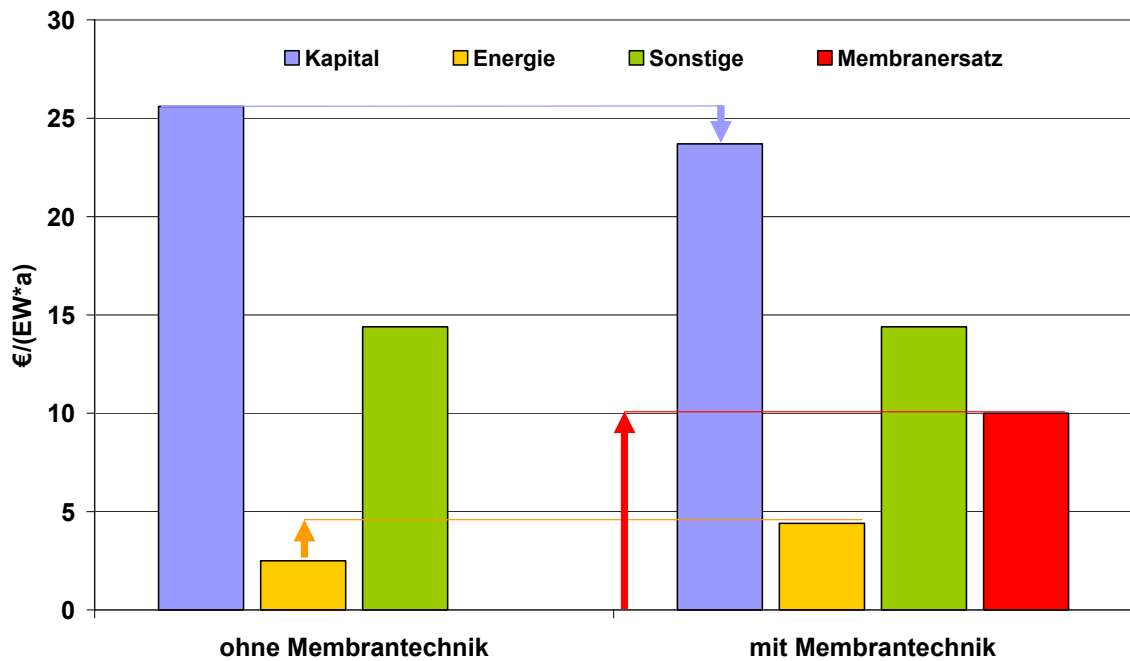


Bild 26: Vergleich der spezifischen Membrankosten (MELIN, 2007)

Um detaillierte Aussagen über die Wirtschaftlichkeit einer Membranbelebungsanlage am Standort Hommerich abzuleiten, sollten separate Wirtschaftlichkeitsuntersuchung vorgenommen werden, die über die hier dargestellten allgemeinen Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen hinausgehen.

6 Ausblick und Empfehlungen

Auf Grundlage der durchgeführten Machbarkeitsuntersuchungen zur Einsetzbarkeit des Membranbelebungsverfahrens können folgende Empfehlungen abgeleitet werden:

1. Die wissenschaftlichen Untersuchungen ergaben, dass der Einsatz der Membrantechnologie für die Abwasserbehandlung der auf der Kläranlage des Abwasserverband Hommerich anfallenden Abwässer (Werksabwässer Eurolat) grundsätzlich möglich ist.
2. Die im Rahmen des Projekts durchgeführten Pilotierungen zeigten, dass die erzielten Ablaufwerte im Regelbetrieb unterhalb der Überwachungsparameter lagen.
3. Die Membranstufe der halbtechnischen Versuchsanlage konnte bis zu einem Nettofluss von 15 - 17 L/(m²*h) betriebsstabil ohne einen signifikanten Einbruch der Permeabilität betrieben werden.
4. Im Rahmen der Pilotierung wurden verschiedene Reinigungsstrategien untersucht. Eine chemische Reinigung mit NaOCl zeigte hierbei den effektivsten Reinigungserfolg, der mit einer Permeabilitätssteigerung von ca. 300 % verbunden ist. Hierbei ist jedoch die Belastung der Kläranlage mit AOX zu berücksichtigen. Daher sollte ein Speicher- und Dosierkonzept für Altreiniger mit Kostenbetrachtung für eine großtechnische Realisierung vorgesehen werden.
5. Für die Reinigung der Membranen müssen kalkfreie Wässer eingesetzt werden. Eine Reinigung mit örtlichem Grundwasser war nicht praktikabel.
6. Anhand der vorliegenden Betriebsergebnisse lässt sich abschätzen, dass eine Reinigung der Membran quartalsweise notwendig ist. Nach einer überschlägigen Kalkulation der Kosten ist ableitbar, dass die Abwasserreinigung mit Membrantechnologie wirtschaftlich ist, wenn die Membranstufe in die vorhandene Klärwerkstechnik (separate Filtrationsstufe nach der Belebung) eingebunden wird und eine separate Waschkammer vorgesehen wird. Es wird daher empfohlen, detaillierte Untersuchungen zur Wirtschaftlichkeit durchzuführen. Überschlägig kann dabei von einem Strombedarf der Membranstufe von ca. 0,4 - 0,6 kWh/m³ ausgegangen werden.
7. Aus den halbtechnischen Pilotierungen ergab sich ein Personalaufwand von täglich ca. 0,5 h zzgl. 8 h pro Quartal für die chemische Reinigung (SCHILLING, 2007). Da bei einer großtechnischen Anlage der Technisierungsgrad höher ist, führt dieses i.d.R. zu einer weiteren Reduzierung des Personalaufwandes.
8. Der Einsatz der Membrantechnologie für die Abwasserreinigung in der süßmolkeverarbeitenden Industrie ist möglich und zukunftsweisend. Vor dem

Hintergrund der Substituierung von Frischwasser kann das Permeat aus der Membranfiltration eine Grundlage für weitergehende, nachgeschaltete Aufbereitungsverfahren darstellen.

Für die Bemessung einer großtechnischen Anlage sind die Ergebnisse aus halbtechnischen Pilotierungen über 6 Monaten nur bedingt übertragbar. Der Einsatz angepasster Mess-, Steuerungs- und Regelungstechniken, wie bei großtechnischen Anwendungen üblich, führt zu einer Erhöhung des Technisierungsgrades und zu einem stabileren Anlagenbetrieb.

Literatur

ATV-DVWK A-131 (2000): Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen. Mai 2000

BAHRS, D. (1992): ATV-Klärschlammkennwerte 1992, Entwässerungskennwerte. In: KA Korrespondenz Abwasser 3/92, S. 401 – 408

DE WILDE, W.; THOEYE, C.; DE GUEDRE, D. (2005): Operational experiences and optimisations one year after start-up of the first full-scale MBR for domestic wastewater treatment in the Benelux. 6. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, Hrsg.: Melin, T.; Pinnekamp, J.; Dohmann, M., Aachen

DOTT, W. (2007): Gutachten zu den Untersuchungen von Schlamm- und Membranproben auf EPS und Metalle (unveröffentlicht)

DUBOIS, M.; GILLES, K. A.; HAMILTON, J. K.; REBERS, P. A. and SMITH, F. (1956): "Colorimetric Method for Determination of Sugars and Related Substances." *Anal Chem* 28(3): 350-56.

DWA-M 209 (2007): Messung der Sauerstoffzufuhr von Belüftungseinrichtungen in Belebungsanlagen in Reinwasser und in belebtem Schlamm. April 2007

ENGELHARDT, N.; BREPOLS, C.; JANOT, A. (2005): Das Gruppenklärwerk Nordkanal nach einem Jahr Betrieb – eine Perspektive für große Membranbelebungsanlagen. *Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung*, 6. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, Hrsg.: Melin, T.; Pinnekamp, J.; Dohmann, M., Aachen

FROELUND, B.; GRIEBE, T. and NIELSEN, P. H. (1995): "Enzymatic activity in the activated-sludge floc matrix." *Applied Microbiology and Biotechnology* 43(4): 755-61.

FROELUND, B.; PALMGREN, R.; KEIDING, K. and NIELSEN, P. H. (1996): "Extraction of extracellular polymers from activated sludge using a cation exchange resin." *Water Research* 30(8): 1749-1758.

KA (2002): Aufbereitung von Industrieabwässern und Prozesswasser mit Membranverfahren und Membranbelebungsverfahren, Teil 2: Aerobe Membranbelebungsverfahren. In: KA – Wasserwirtschaft, Abwasser, Abfall (49) Nr. 11, S. 1563 – 1571

KOPP, J. (2001): Wasseranteile in Klärschlamm suspensionen – Messmethoden und Praxisrelevanz. Dissertation. TU Braunschweig.

KRAFT, A.; MENDE, U. (1997): Das WABAG Submerget Membrane System für Prozesswasserreinigung und –recycling am Beispiel von Mälzereiprozesswasser-Aufbereitung. In: Tagungsband zum Colloquium „Produktionsintegrierter Umweltschutz“,

IUV Institut für Umweltverfahrenstechnik, Universität Bremen und GVC-VDI-Gesellschaft
Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen

MELIN, T. (1999): Vorlesungsskript zur Vorlesung Membranverfahren, Institut für
Verfahrenstechnik der RWTH Aachen

MELIN, T. (2007): Abschlussbericht zum FuE-Vorhaben „Entwicklungen von Strategien
zur Foulingkontrolle“

OHLE, P. (2001): Bemessung von Membranbioreaktoren für die kommunale
Abwasserreinigung, Dissertation, RWTH Aachen, GWA Bd. 187

PAMPUS, G.; STEIN, S. (2005): Betriebserfahrungen und resultierende
Optimierungsmaßnahmen in den Kläranlagen Markranstädt und Knautnaundorf.
Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, 6. Aachener
Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, Hrsg.: Melin, T.; Pinnekamp,
J.; Dohmann, M., Aachen

PINNEKAMP, J.; FRIEDRICH, H. (Hrsg.) (2006): Membrantechnik für die
Abwasserreinigung. Band 1 der Schriftenreihe Siedlungswasser- und
Siedlungsabfallwirtschaft Nordrhein-Westfalen, FiW Verlag, Aachen

PINNEKAMP, J.; ITOKAWA, H.; THIEMIG, Ch. (2006): Membrantechnik in Europa, 39.
Essener Tagung, Schriftenreihe Gewässerschutz Wasser Abwasser (GWA) Bd. 202,
Aachen, März 2006

ROLFS, T.; GRINWIS, S.; VOSSENKAUL, K. (2005): Pilotprojekt Membranfiltration,
Kläranlage Simmerath/Nordeifel. 6. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und
Verfahrenstechnik, Hrsg.: Melin, T.; Pinnekamp, J.; Dohmann, M., Aachen

RONI, S.; MONTAGNOLI, T. (2005): Two years of operation of 42.000 m³/d MBR: The
case of ASM Brescia (Italy). 6. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und
Verfahrenstechnik, Hrsg.: Melin, T.; Pinnekamp, J.; Dohmann, M., Aachen

SCHILLING, S. (2006): Vorstudie zur Grundlagenplanung der Abwasserreinigungsanlage
Hommerich (unveröffentlicht)

SCHILLING, S. (2007): Persönliche Mitteilung.

SCHOLZ, J. (2007): Industrielle Anwendungen des Membranbelebungsverfahrens.
Vortrag bei der Eurolat GmbH.

VAN DER ROEAST, H.; VAN BENETEM, A. G. N.; SCHYNS, Ir. P.; PETRI, C.;
UIJTERLINDE, C. (2005): Varsseveld: Dutch full scale demonstration of MBR-progress. 6.
Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, Hrsg.: Melin, T.;
Pinnekamp, J.; Dohmann, M., Aachen

WEDI, D. (2005): Betriebsergebnisse der MBR Monheim – Abwasserreinigung und Erhalt der Permeabilität mittels chlorfreier chemischer Reinigung. Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, 6. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, Hrsg.: Melin, T.; Pinnekamp, J.; Dohmann, M., Aachen

Anhang

Anhang 1

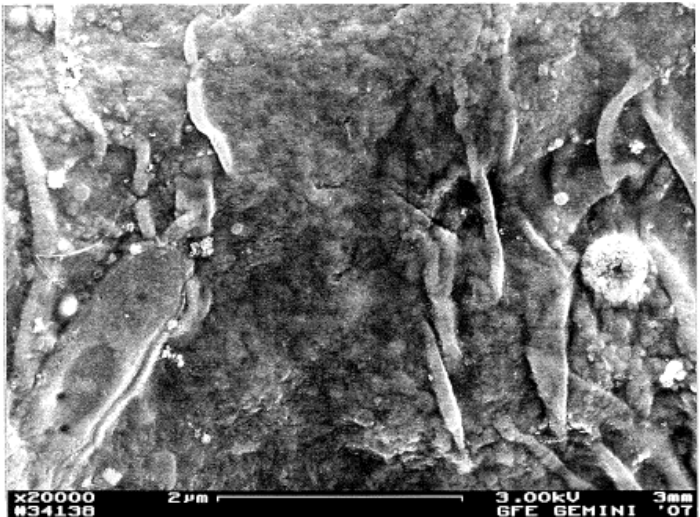
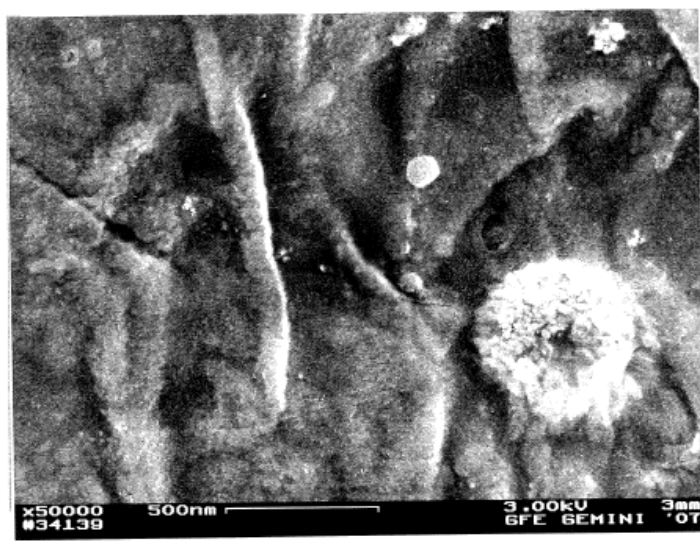
Tabelle A.1: Weitere Reinigungsergebnisse der kleintechnischen MF-/UF-Module

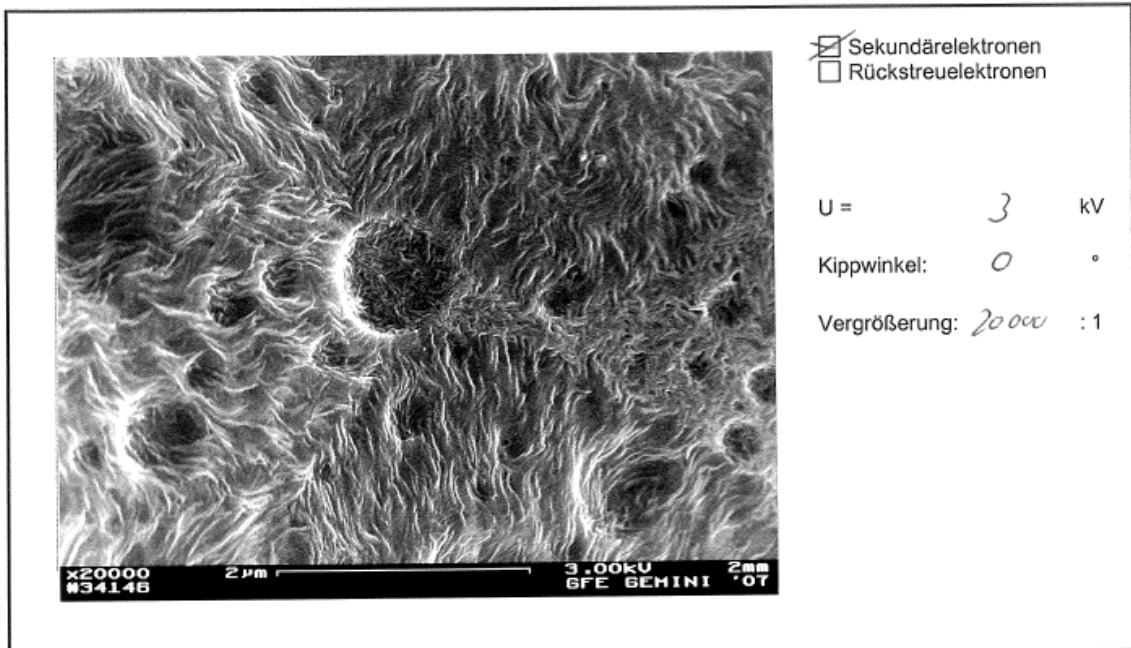
Medium/ Reinigungsbeschreibung	Ausgangspemeabilität [L/(m ² hbar)]	Permeabilität nach der Reinigung in Klarwasser [L/(m ² hbar)]
Mikrofiltration: Platte 1		
NaOCl, 1.000 ppm, 1h in situ	26	180
Mechanische Reinigung	180	900
Platte 2 – 3		
NaOH, pH = 10,5, T = 30 °C, 3 h, in Lösung	26	115
Platte 4 – 5		
H ₂ O ₂ 100 mg/L, 2,5 mmol/L Fe ²⁺ , pH = 2,5, T = 30 °C, 3h, in Lösung	35	125
0,5 g/L PAC, 12h in Lösung	125	135
Platte 6 – 7		
NaOCl, 1.500 ppm, pH = 10,5, T = 30 °C, in Lösung	24	2520
Platte 8		
NaOCl, 1.500 ppm, pH = 10,5, T = 30 °C, in Lösung	55	3120
Platte 9		
H ₂ O ₂ (2%), T = 40 °C, in situ, pH = 12 (Reaktorwasser 18 °C), 3h, in Lösung	51	175
Platte 10		
P3 Oxonia, 2,5%, T = 40 °C, 1h, in situ	46	170
P3 Oxonia, 2,5%, pH = 11,5,	170	190

Medium/ Reinigungsbeschreibung	Ausgangspemeabilität [L/(m²hbar)]	Permeabilität nach der Reinigung in Klarwasser [L/(m²hbar)]
T = 40 °C, 1h in situ		
P3 Ultrasil 73, 2,5%, pH = 1,8, T = 40 °C, 1h, in situ	190	245
Platte 11		
P3 Oxonia, 2,5%, pH = 11,5, T = 40 °C, 12h, in situ	47	255
P3 Oxonia, 1%, T = 40 °C, 1h, in Lösung	255	430
Gleiche Reinigungslösung nach weiteren 60 min	430	495
Ultrafiltration: ZW 10		
SAL, 1 %, pH = 12,2, T = 12°C, 1h, on air	71	60
SAL, 1 %, pH = 12,2, T = 12°C, 1h on air	60	70
NaOCl, 500 ppm, pH = 10, T = 14,8°C, 1h in Lösung	70	205

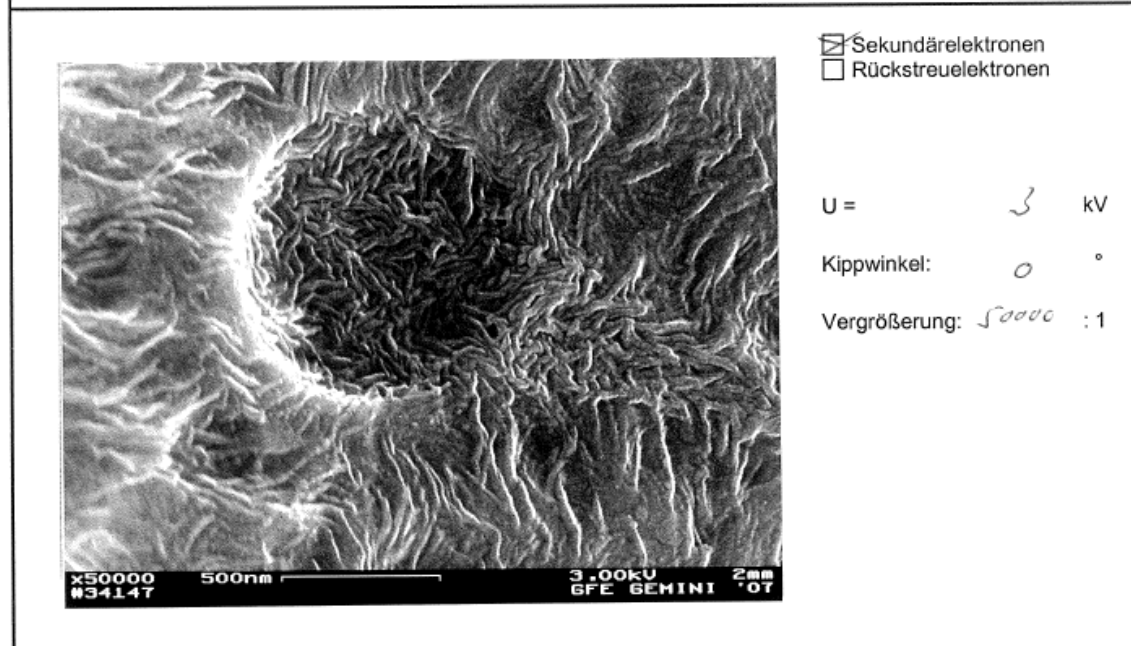
Anhang 2

REM-Aufnahmen

 <p style="font-size: small; margin-top: 5px;">x20000 #34138 2 μm 3.00kV 3mm GFE GEMINI '07</p>	<input checked="" type="checkbox"/> Sekundärelektronen <input type="checkbox"/> Rückstreuelektronen U = 3 kV Kippwinkel: 0 ° Vergrößerung: 20000 : 1	
Präparat:		
 <p style="font-size: small; margin-top: 5px;">x50000 #34139 500nm 3.00kV 3mm GFE GEMINI '07</p>	<input checked="" type="checkbox"/> Sekundärelektronen <input type="checkbox"/> Rückstreuelektronen U = 3 kV Kippwinkel: 0 ° Vergrößerung: 50000 : 1	
Präparat: <i>Platte MF Osefl.</i>		
Auftraggeber:		
GFE GEMEINSCHAFTSLABOR FÜR ELEKTRONENMIKROSKOPIE der Rheinisch-Westfälischen Technischen Hochschule Aachen	RASTERELEKTRONEN- MIKROSKOPIE	Gerät: Gemini 982



Präparat:



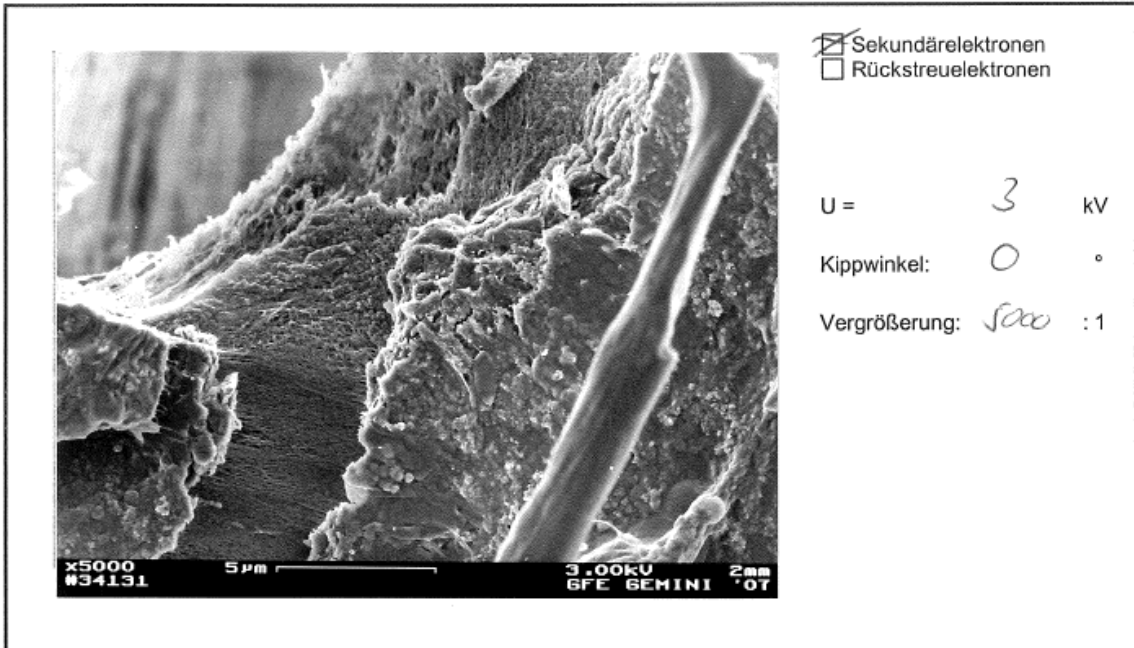
Präparat: *Platte MF Stützevent Osefl.*

Auftraggeber:

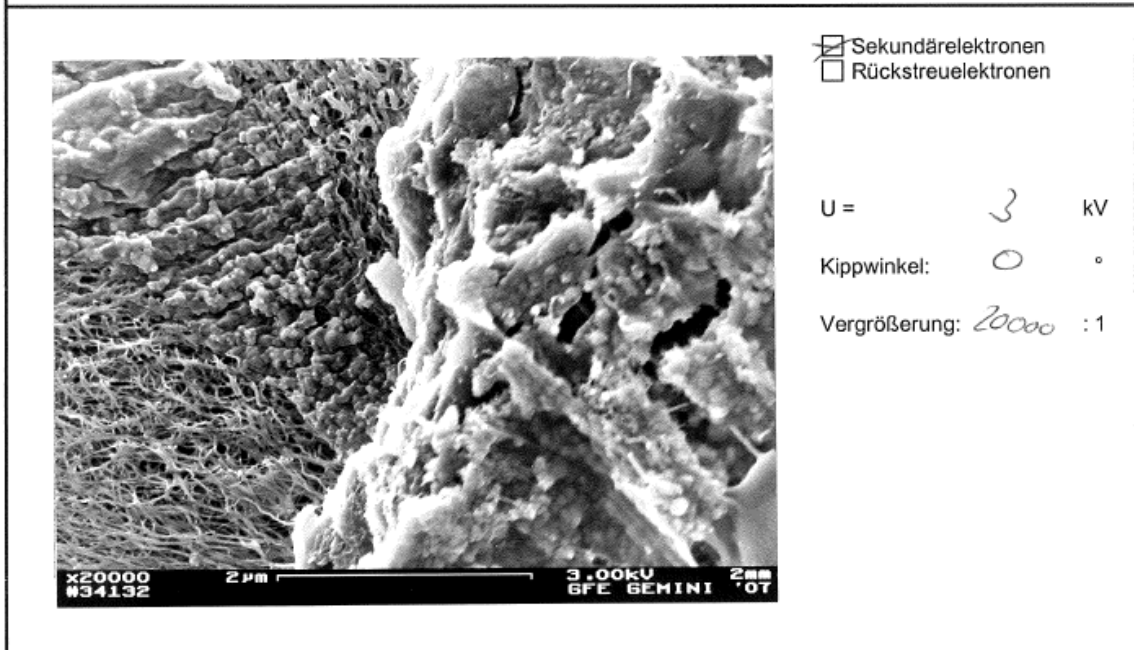
GFE GEMEINSCHAFTSLABOR FÜR ELEKTRONENMIKROSKOPIE
 der Rheinisch-Westfälischen Technischen Hochschule Aachen

RASTERELEKTRONEN-
 MIKROSKOPIE

Gerät: Gemini 982



Präparat:



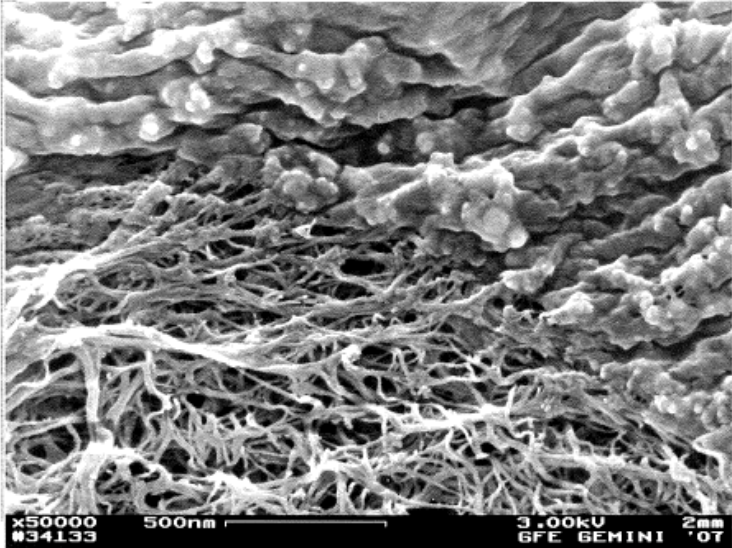

Präparat: *Hohl faser UF Osauf.*

Auftraggeber:

GFE GEMEINSCHAFTSLABOR FÜR ELEKTRONENMIKROSKOPIE
 der Rheinisch-Westfälischen Technischen Hochschule Aachen

RASTERELEKTRONEN-
 MIKROSKOPIE

Gerät: Gemini 982

	<input checked="" type="checkbox"/> Sekundärelektronen <input type="checkbox"/> Rückstreuelektronen U = 3 kV Kippwinkel: 0 ° Vergrößerung: 5000 : 1	
Präparat: <i>Hohlfaser UF Oberfläche</i>		
	<input type="checkbox"/> Sekundärelektronen <input type="checkbox"/> Rückstreuelektronen U = kV Kippwinkel: ° Vergrößerung: : 1	
Präparat:		
Auftraggeber:		
GFE GEMEINSCHAFTSLABOR FÜR ELEKTRONENMIKROSKOPIE der Rheinisch-Westfälischen Technischen Hochschule Aachen	RASTERELEKTRONEN- MIKROSKOPIE	Gerät: Gemini 982