



**Technische Universität Berlin
Institut für Technischen Umweltschutz
Fachgebiet Wasserreinhaltung**

D I P L O M A R B E I T

**„Betriebsoptimierung einer Pilotanlage
zur Ultrafiltration
mit vorgeschalteter Langsamsandfiltration
für Abwasserwiederverwendung“**





VORGELEGT VON

Zhichao Liang 202585

BETREUT VON

Prof. Dr. –Ing. Martin Jekel

M. Sc. Xing Zheng

31. Dezember 2008

Danksagung

Ich möchte mich an dieser Stelle bei Herrn Prof. Dr.-Ing. Jekel für das Überlassen dieses interessanten Themas sowie für die stete Förderung bedanken.

Dr. -Ing. Mathias Ernst danke ich für seine Organisation des Kooperationsvertrages mit der Inge Wassertechnologies AG.

Ganz besonders möchte ich Xing Zheng danken für seine wertvollen Unterstützungen, hilfsbereite Unterstützung und Betreuung in allen Fragestellungen und Problemen, die ich hatte. Er motivierte mich in jeder Phase meiner Arbeit und stand mir immer und unermüdlich mit Rat und Tat zur Seite.

Ferner möchte ich mich bei den Kollegen des Labors für Wasserreihhaltung der TU Berlin sowie den Kommilitonen Blaca und Andera bedanken. Durch ihre stete Hilfe und Geduld haben sie wesentlich zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen.

Darüber hinaus danke ich allen meinen Freunden und Verwandten, die mich während meiner Diplomarbeit unterstützt haben.

Zusammenfassung

Im Rahmen dieser Arbeit wurde eine Pilotanlage im halbtechnischen Maßstab zur Untersuchung des Einsatzes der Kombination aus Ultrafiltration und Langsandsandfiltration (LSF) für die weitergehende kommunale Abwasserbehandlung im Klärwerk Ruhleben eingerichtet.

In diesem Forschungsvorhaben wurde untersucht, wie sich der LSF als Vorbehandlungsmaßnahme auf den Betrieb der UF-Membrananlage auswirkt. Anschließend werden der Einfluss der Betriebsparameter und der unterschiedlichen Reinigungsarten auf die Filtrationsleistung der UF-Anlage untersucht. Ein Schwerpunkt dieser Untersuchung ist die Entwicklung eines grundsätzlichen Betriebskonzepts der Pilotanlage, damit eine provisorische Abschätzung der Wirtschaftlichkeit dieses Kombiverfahrens durchgeführt werden kann.

Inhaltsverzeichnis

1	Einführung	11
1.1	Hintergrund	11
1.2	Entwicklung der Ultrafiltrationstechnik in der kommunalen Abwasserreinigung	12
2	Aufgabenstellung und Zielsetzung	16
3	Theoretische Grundlagen.....	19
3.1	Verfahrensprinzip der Ultrafiltration	19
3.2	Werkstoffe und Aufbau von UF-Membranen	21
3.3	Betriebsweisen von UF-Anlagen	24
3.4	Fouling und Reinigung	25
3.5	Definition und Beschreibung der Kenngröße.....	32
4	Material und Methoden	35
4.1	Analysemethoden.....	35
4.1.1	LC-OCD Chromatography.....	35
4.2	Pilotanlage	36
4.2.1	Beschreibung des Standorts und Einlaufwassers der Pilotanlage	36
4.2.2	Technische Beschreibung der Pilotanlage	38
4.2.3	Aufbau der Ultrafiltrationsanlage	41
	Verwendetes Membranmodul.....	42
4.3	Versuchungsdurchführung	44
5	Ergebnisse und Diskussion	46
5.1	Verbesserungseffekt von LSF	46
5.1.1	Experimentalische TMP Steigerung Vergleich	46
5.1.2	Die Eliminierungsrate der Biopolymer durch LSF.....	47
5.2	Ermittlung der Betriebsbedingung	48
5.2.1	Der Einfluss des TMP-Wachstums des Flux	49
5.2.2	Einfluss des Filterintervalls auf das Membranfouling	49
5.2.3	Einfluss des Rückspülungszeit.....	50
5.3	Untersuchung der Hauptreinigung (intensive cleaning).....	52
5.3.1	TMP-Entwicklung vor der Hauptreinigung	52
5.3.2	Permeabilität-Recovery Vergleich mit unterschiedlichen Reinigungsmitteln.....	53
5.3.3	LC-OCD Analyse.....	54
5.4	Betriebsoptimierung mit Zwischenreinigung	57
6	Abschätzung der Wirtschaftlichkeit	61

6.1	Investitionskosten	61
6.1.1	Investitionskosten für eine UF-Anlage	61
6.1.2	Investitionskosten der Langsandsfilter	63
6.2	Betriebskostenermittlung	64
6.2.1	Fixe Kosten der UF-Anlage	65
6.2.2	Fixe Kosten der LSF-Anlage	66
6.2.3	Variable Kosten der UF-Anlage	66
6.2.4	Variable Kosten der LSF-Anlage	67
6.3	Wirtschaftlichkeitsvergleich	68
6.3.1	Vergleich der Wirtschaftlichkeit der Ultrafiltration mit oder ohne LSF..	69
6.3.2	Vergleich der Wirtschaftlichkeit der Ultrafiltration mit der MBR-Anlage	69
6.3.3	Vergleich mit konventionelle „Tertiary Treatment“	72
7	Zusammenfassung und Ausblick	74

Abkürzungsverzeichnis

Abb. Abbildung

AbwAG Abwasserabgabengesetz

AOX Adsorbierbare Organisch gebundene Halogene

cfu Colony forming units,

ELGA-Wasser Reinstwasser, ELGA-Anlage weiter aufbereitetes v.e. Wasser

EPS extrazellulären polymeren Substanzen

FWF forward flush

GGA Gutachterausschuss für Grundstückswerte in Berlin

HR Hauptreinigung

ISA Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen

I Relativpermeabilität

J Flux [$\text{l}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$]

$K_{\text{Biopolymer}}$ Biopolymerkonzentration

LC-OCD Liquid Chromatography – Organic Carbon Detection

LSF Langsamsandfilter

MWCO nominales Molecular Weight Cut-Off

MBR embranbelebungsanlagen/Membranbioreaktoren

NOM natürlichen organischen Substanzen

P Permeabilität

R Resistenz

R_p Permeabilität-Recovery

R^2 Bestimmtheitsmaß

RG Rückspülgewinnung der Hauptreinigung

RS Rückspülung

TMP Transmembrandruck [bar]

TMP_0 starter Transmembrandruck

TMP_{ende} ende Transmembrandruck

TZW Technologiezentrum Wasser

UF Ultrafiltration

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Entwicklung der Membrantechnik in der kommunalen Abwasserreinigung (Quelle: Pinnekamp et al., 2007)	13
Abbildung 2: Ultrafiltrationsverfahren im konventionalen Klärwerk	16
Abbildung 3: Ultrafiltrationsverfahren mit LSF im konventionalen Klärwerk	17
Abbildung 4: Funktionsweise der Ultrafiltrationsmembran (Quelle:ISA)	19
Abbildung 5: Selektive Wirkungen der Ultrafiltrationsmembran (Quelle: GEA)	20
Abbildung 6: Trenngrenzen von Membranverfahren (Quelle: DVGW)	21
Abbildung 7: Aufbau einer asymmetrischen UF-Membran (Quelle: Membran Melin)	23
Abbildung 8: Unterschiedliche Einsatzbereiche von Membranverfahren (Quelle: Sepctrapor)	24
Abbildung 9: LC-OCD-Chromatogramm eines typischen Klärwerkablaufs	36
Abbildung 10: Standort des Klärwerks Ruhleben auf der Berliner Gewässerkarte ...	36
Abbildung 11: Abwasserbehandlungsprozess des Klärwerks Berlin Ruhleben (Quelle: BWB)	38
Abbildung 12: Funktionsschema Pilotanlage im Klärwerk Ruhleben	39
Abbildung 13: Foto des LSFs von der Pilotanlage im Klärwerk Ruhleben	39
Abbildung 14: Fließschema Ultrafiltrationseinheit (Quelle: W.E.T GmbH)	41
Abbildung 15: Foto der UF-Anlage im Klärwerk Ruhleben	42
Abbildung 16: Foto der Multibore-Kapilare (Quelle: Inge AG)	43
Abbildung 17: Fließschema der Versuchsdurchführung	45
Abbildung 18: Vergleich der TMP-Entwicklung mit oder ohne LSF-Behandlung	46
Abbildung 19: Eliminierungsrate der Biopolymer-Konzentration von LSF- Behandlung	48
Abbildung 20: Untersuchungen mit verschiedenen Filtrationsflux	49
Abbildung 21: Untersuchung mit verschiedenen Filterintervallen	50
Abbildung 22: Versuche mit unterschiedlicher Rückspülungszeit	51
Abbildung 23: Permeabilität-Wiederherstellungsrate der chemischen Reinigung	54
Abbildung 24: LC-OCD Chromatogramm den Wasserprobe in der chemischen Reinigung	55

Abbildung 25: Vergleich der Permeabilität-Recovery mit der Biopolymerkonzentration in Rückspülungsgewinnung der Hauptreinigung	56
Abbildung 26: TMP-Entwicklung der Betriebsoptimierungsexperimente	58
Abbildung 27: Scalingbildung der UF-Membran mit der NaOH als Zwischenreinigungsmittel	59
Abbildung 28: Mittlere Flächenbelastung der UF-Anlagen (Quelle: ISA und TZW)	62
Abbildung 29 Spezifische Investitionskosten der UF-Anlage für die Wasserversorgung in Deutschland (Quelle: DVGW TZW)	63
Abbildung 30: Investitions- und Betriebskostenzusammensetzung der UF- Anlage mit LSF	68
Abbildung 31: Biopolymer Konzentration entlang dem Abwasserbehandlungsprozess	70
Abbildung 32: Die Investitionskosten des LSFs mit den Flächenbedarfskosten in Berlin und Brandenburg	71

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Membran- und Modulform.....	23
Tabelle 2: Typische Charakteristika der Ultrafiltration	23
Tabelle 3: Kenngrößen des Klärwerk Ruheleben im Überblick (Quelle: AB-Plan).....	37
Tabelle 4: Kenngrößen der Pilotanlage	40
Tabelle 5: Betrieb- und Moduldaten der Inge Dizzer 450 (Quelle: Inge AG).....	44
Tabelle 6: TMP-Anstieg vor chemischer Reinigung.....	52
Tabelle 7: Chemisches Reinigungsergebnis.....	53
Tabelle 8: Hauptreinigungsergebnis	55
Tabelle 9: Die Investitionskosten der UF-Anlagen.....	63
Tabelle 10: Kostenermittlung der LSF mit einer 100 m³/h Aufbereitungsleistung	64
Tabelle 11: Die Investitionskosten der LSF-Anlagen	64
Tabelle 12: Rechnungsbeispiel der fixen Jahreskosten einer UF-Anlagen.....	66
Tabelle 13: Rechnungsbeispiel der fixen Jahreskosten einer LSF-Anlagen	66
Tabelle 14: Rechnungsbeispiel der jährlichen variablen Kosten einer UF- Anlagen	67
Tabelle 15: Rechnungsbeispiel der Betriebskosten einer LSF-Anlagen	67
Tabelle 16: Die gesamten Jahreskosten der Anlagen	67
Tabelle 17: Vergleich der gesamten Jahreskosten der LSF mit Bodenkosten in Berlin und Brandenburg.....	72

1 Einführung

1.1 Hintergrund

Durch den weltweit ansteigenden Süßwasserkonsum und sich verschlechterten Wasserspeicher- und Reinigungssysteme, ist Wasser in Bezug auf ihre Qualität und Quantität zu einem zentralen Umweltthema geworden.¹ Sogar in vielen Regionen Europas ist der Anspruch an das Oberflächen- und Grundwasser größer als eine nachhaltige Wasserwirtschaft erlaubt.² Als Folge dieser Entwicklung werden die Abwasserbehandlung und die Trinkwasseraufbereitung vor neue Herausforderung gestellt. Um diesen Herausforderungen entsprechend zu begegnen, gewinnt die Membrantechnik sowohl in der Abwasserentsorgung als auch in der Trinkwasserversorgung zunehmend an Bedeutung.³

In der Abwasserreinigung stellt das Membranverfahren die Möglichkeit dar, ein leistungsfähiges Abwasser-Recycling-System zu verwirklichen. Durch die Nutzung von aufbereitetem Abwasser kann man den Frischwasserbedarf verringern und die Ressourcenverfügbarkeit erweitern. Die Membranverfahren in der Abwasserreinigung sind vornehmlich die Mikro- und Ultrafiltration zur Ablaufbehandlung oder zur Abwasserbehandlung als Membranbelebungsanlagen, sowie eventuell auch die Nanofiltration oder Umkehrosmose zur Entsalzung und zum weitergehenden Rückhalt organischer Spurenstoffe.⁴ Im Mittelpunkt soll hier die Behandlung und Wiederverwendung von kommunalem Abwasser stehen. In Wasserrecyclingprojekten ist der Ablauf der Membrananlagen mit hoher Wasserqualität z. B. für folgende Verwendungszwecke eingerichtet:⁵

- Landwirtschaftliche Bewässerung
- Landschaftsbewässerung: Parks, Grünanlagen
- Industrielle Anwendung: Kühlwasser, Kesselspeisewasser, Prozesswasser
- Ökologische Anwendungen: Seen und Teiche
- Urbane Nutzung: Löschwasser, Toilettenspülung
- Grundwasseranreicherung: Aufstockung der Grundwasserleiter

¹ Quelle: Melin, T., Wintgens, T. (2007).

² Quelle: Melin, T., J. Löwenberg, et al. (2005).

³ Quelle: Pinnekamp, J., Beier, S., Arndt, D. (2007a).

⁴ Quelle: NORIT, M. T. (2003).

⁵ Quelle: Pinnekamp, J., Friedrieich, H. (2006).

Der Schwerpunkt des Wasserrecyclings liegt auf der Nutzung für Nichttrinkwasserzwecke. Es ist aber auch die direkte oder indirekte Nutzung zur Trinkwasserversorgung möglich, wenn entsprechend strenge Qualitätsanforderungen eingehalten werden. Die direkte Nutzung von gereinigtem Abwasser zu Trinkwasserzwecken wird derzeit nur in Windhoek (Namibia) praktiziert. Die indirekte Nutzung als Trinkwasser, z. B. nach einer Grundwasserpassage, gewinnt zunehmend an Bedeutung. Sie stellt eine wichtige Ergänzung zur Süßwasserressource und findet ohnehin in vielen großen Flusseinzugsgebieten durch die Einleitung von behandelten Abwässern in Oberflächengewässer statt.

1.2 Entwicklung der Ultrafiltrationstechnik in der kommunalen Abwasserreinigung

Nachdem Sourirajan und Sidney Loeb Anfang der 60er Jahre die ersten asymmetrischen Zelluloseazetatmembranen entwickelt, erlebte die Membranforschung ihren ersten Boom. Am Anfang konzentrierte sich die Membrantechnik auf den Bereich der Meer- und Brackwasserentsalzung und der Trennung von hochwertigen Stoffen in der pharmazeutischen und chemischen Industrie. Außerdem konnte sich die Membrantechnik in der Reinigung der hochbelasteten industriellen Abwässer als leistungsfähiges Verfahren durchsetzen. In den 80er Jahren war die Membrantechnologie schon sehr bekannt als ein effizientes und energiesparsames Separationsverfahren von flüssigen Stoffgemischen insbesondere in der Wasseraufbereitung, der Lebensmittel-, Pharma- und Chemieindustrie.⁶

Die Verbindung von biologischer Abwasserreinigung mittels belebter Biomasse und nachfolgender Phasenseparation durch Membranen wurde erstmals im Jahre 1969 erwähnt.⁷ Aber erst seit etwa 10 Jahren wird die Membrantechnik auch für vergleichsweise gering belastete und große Volumenströme sowohl in der Trinkwasseraufbereitung als auch in der kommunalen Abwasserreinigung erprobt und eingesetzt.⁸

Die Entwicklung der Niederdrucktechnik mit dem Vorteil eines wesentlich geringeren Energieaufwandes, ermöglichte vor etwa 15 Jahren den sinnvollen Einsatz von Mikro-

⁶ Quelle: Cheryan, M. (1986).

⁷ Quelle: Stephenson, T., Judd, S.J., Jefferson, B. (2007).

⁸ Quelle: Pinnekamp, J., Friedrich, H. (2006).

und Ultrafiltrationsmembranen bei der Behandlung gering belasteter Abwässer beispielsweise aus dem häuslichen und kommunalen Bereich. Gerade die Niederdrucktechnik weckte Erwartungen, dass sich im Bereich der kommunalen Kläranlagen ein besonderes Marktsegment für Membrantrennstufen entwickeln würde.

Im kommunalen Abwasserreinigungsbereich wird die Ultrafiltration hauptsächlich in folgenden Verfahren oder Prozessen angewendet:

- MBR (Membranbelebungsanlagen/Membranbioreaktoren)
- Tertiary Treatment

Die weltweite Steigerung der Anlagenzahlen und Kapazität der Membrananlagen im Abwasserreinigungsbereich in den Jahren 1999 bis 2007 ist in der nachfolgenden Grafik (Abbildung 2) dargestellt. Die Steigerung sowohl der Anzahl als auch der Kapazität der Membrananlagen für die Abwasserbehandlung ist rasant. Weltweit verdoppelte sich die Zahl der Anlagen in den letzten fünf Jahren.⁹

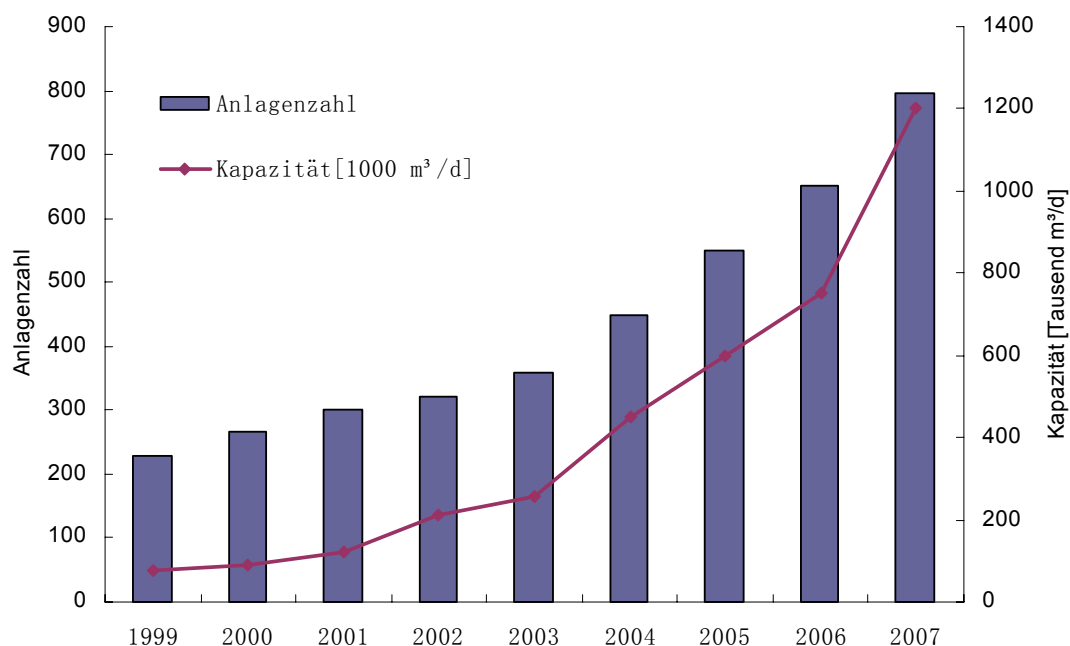


Abbildung 1: Entwicklung der Membrantechnik in der kommunalen Abwasserreinigung (Quelle: Pinnekamp et al., 2007)

⁹ Quelle: Pinnekamp, J., Beier, S., Arndt, D. (2007).

Im Jahr 2000 behandelten weltweit nur 12 % der insgesamt 500 betriebenen kommerziellen Membrananlagen die kommunalen Abwässer.¹⁰

Vor einigen Jahren hat die Verfahrenstechnik des sogenannten Membran-Bioreaktors (MBR) nun auch in der kommunalen Abwasserreinigung Einzug gehalten. Beim MBR-Verfahren wird die Nachklärstufe durch eine Membranfiltration ersetzt.¹¹

Wenn jedoch bereits eine konventionelle Kläranlage verfügbar ist und aus bestimmten Gründen aber eine keimfreie Ablaufqualität gewünscht wird, lässt sich einer konventionellen Kläranlage auch eine Membranfiltrationsstufe (typischerweise Ultrafiltration oder Mikrofiltration) nachschalten. Dann spricht man von „Tertiary Treatment“. In diesem Fall ist – im Gegensatz zum MBR-Verfahren – die Feststoffkonzentration im Zulauf zur Membranfiltration relativ niedrig (meist < 50 mg/l).

Durch „Tertiary Treatment“ kann man Wasser mit hoher Qualität gewinnen (z. B. Badewasserqualität oder $P_{\text{ges}} < 0,1 \text{ mg/l}$), das entweder direkt in sensible Vorfluter eingeleitet oder auch der Weiterverwendung zugeführt werden kann.

Typische Anwendungsbereiche des „Tertiary Treatment“

Der Ablauf einer konventionellen Kläranlage ist wegen der Feststoffkonzentration von typischerweise 20 mg/l und mehr sowie von gesamtcoliformen Keimen > 1 000 000 cfu/100ml für eine direkte Weiterverwendung meist unbrauchbar.

Mit dem Einsatz einer Membranstufe im Ablauf einer Kläranlage wird vor allem eine Hygienisierung des Ablaufs angestrebt, um erhöhte Anforderungen (z. B. EU-Badegewässerrichtlinie) einzuhalten oder das gereinigte Abwasser wieder zu verwenden. Die Hygienisierung durch eine Membranstufe hat dabei Vorteile gegenüber den üblichen Verfahren wie UV-Behandlung, Ozonung oder Chlorung, da weder unerwünschte Nebenprodukte entstehen, noch Resistenzbildung bei Bakterien und Viren gefördert werden.¹²

Die Ultrafiltration allein (ohne chemische Desinfektion) kann die Zahl der gesamtcoliformen Keime bereits auf < 50 cfu/100ml reduzieren. Die Entfernung

¹⁰ Quelle: Stephenson, T., Judd, S.J., Jefferson, B. (2007).

¹¹ Quelle: Pinnekamp, J., Itokawa, H., Thieme, C. (2006a).

¹² Quelle: Dorau, W. (1999).

potentiell gesundheitsschädlicher Mikroorganismen ist eine Grundvoraussetzung, bevor Wasser aus dem Ablauf von Kläranlagen für Beregnungszwecke eingesetzt werden kann.

Wird neben der Entkeimung auch eine weitergehende Elimination gelöster Phosphatverbindungen angestrebt, kann der Trennstufe eine Fällmitteldosierung vorgeschaltet werden, um den Fällschlamm in der nachgeschalteten Membranstufe zurückhalten zu können.¹³

Ultrafiltrationsmembranen können folgende Aufgaben perfekt lösen:

- Erzeugung von Badwasserqualität
- Erzeugung von Brauchwasser für Beregnungszwecke
- Erzeugung von Brauchwasser für industriellen Einsatz
- Reduzierung der P_{ges} Ablaufkonzentrationen
- Versicherung in Karstgebieten / Einleitung in sensible Vorfluter
- Vorbehandlung vor Umkehrosmose

Schließlich sei noch erwähnt, dass die Membranfiltration von konventionellen Kläranlagenabläufen im Allgemeinen kein geeignetes Verfahren darstellt, wenn es ausschließlich darum geht, schlecht funktionierende oder überlastete Kläranlagen dadurch aufzuwerten, dass die geforderten Ablaufwerte der Feststoffe eingehalten werden. Zum einen sind derartige Kläranlagenabläufe häufig schwer filtrierbar, d. h. man benötigt relativ viel Membranfläche und muss oft reinigen; zum anderen stellt die Ultrafiltration in diesem Fall keine nachhaltige Lösung dar, weil gelöste Nährstoffe nicht eliminiert werden und schon wenige Meter nach der Membranfiltration eine Reinfektion stattfinden kann, die wiederum zur Bildung von Trübstoffen führt. In solchen Fällen ist es aus technologischer Sicht günstiger, die konventionelle Kläranlage auf das MBR-Verfahren umzurüsten. Dann kann bei gleich bleibendem Beckenvolumen die Schlammbelastung wesentlich reduziert werden. Dadurch können die Nährstoffe weitestgehend abgebaut werden, die Biomasse wird gut membranfiltrierbar und der Ablauf der Kläranlage entspricht der MBR-Qualität.¹⁴

¹³ Quelle: Dittrich, J., Gnirß, R., Peter-Fröhlich, A., (1998).

¹⁴ Quelle: Möslang, H. (2005).

2 Aufgabenstellung und Zielsetzung

Das MBR-Verfahren spielt eine immer wichtigere Rolle in der kommunalen Abwasserreinigung. Es ersetzt dabei auch die Sedimentation in der Nachklärung. Deswegen liegt neben der hohen Reinigungsleistung ein großer Vorteil im geringen Platzbedarf. Aber die fehlende Pufferkapazität der Nachklärbecken sowie die höheren TS-Konzentration führen dazu, dass Membranbelebungsanlagen im Vergleich zu konventionellen Kläranlagen anfälliger gegenüber Stickstoff-Stoßbelastungen sind.¹⁵ Insbesondere in bestehenden Klärwerken wünscht man sich häufig ein Verfahren, das ohne großen Eingriff in den Gesamtprozess eingebaut werden kann. Deshalb wird die Ultrafiltration auch als sogenanntes „Tertiary Treatment“ in Klärwerken eingesetzt, damit die steigenden rechtlichen Anforderungen an den Ablauf bezüglich der Nährstoff- und Schadstofffrachten erfüllen werden.

Dabei wird der Kläranlagenablauf nach einer konventionellen mechanisch-biologischen Abwasserbehandlung mithilfe eines Membranfilters weitergehend gereinigt (siehe Abbildung 2). Dadurch erreicht man einen nahezu suspensions- und keimfreien Ablauf.

¹⁶

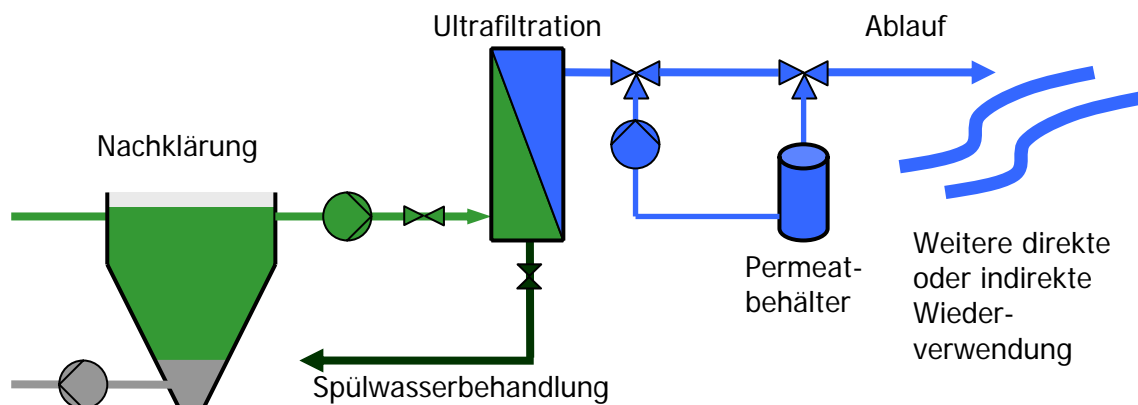


Abbildung 2: Ultrafiltrationsverfahren im konventionellen Klärwerk

¹⁵ Quelle: Pinnekamp, J., Beier, S., Arndt, D. (2007).

¹⁶ Quelle: Laabs, C. (2004).

Die bisherigen Schwachpunkte der nachgeschalteten Ultrafiltrationsanlage sind:

- Schnelle Foulingbildung durch immer noch vorhandene höhere Partikelkonzentration und sehr komplizierte Zusammensetzung der gelösten Wasserinhaltsstoffe und der relative höhere Membranflux.
- Die häufige Membranreinigung kann die Betriebskosten sowie die Lebensdauer der UF-Membran verkürzen. Außerdem können sekundäre Verunreinigungen wegen der Verwendung von Chemikalien für die Membranreinigung entstehen.
- Die Investition- und Betriebskosten sind relativ höher als die von konventionen „Tertiary Treatment“, die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens muss noch verbessert werden.

Die primäre Herausforderung ist nach wie vor die Beherrschung des Membranfoulings, also des Leistungsabfall von Ultrafiltrationsanlagen infolge steigenden Membranwiderstands mit der Zeit. Um diese Herausforderung zu meistern, wurde die Langsamsandfiltration als eine Lösungsmöglichkeit zur Vorbehandlung des Klarlaufs für die Ultrafiltration eingesetzt und untersucht (siehe Abbildung 3). Die Zielsetzung war, das Membranfouling durch die LSF-Behandlung zu minimieren und die Gesamtkosten zu senken.

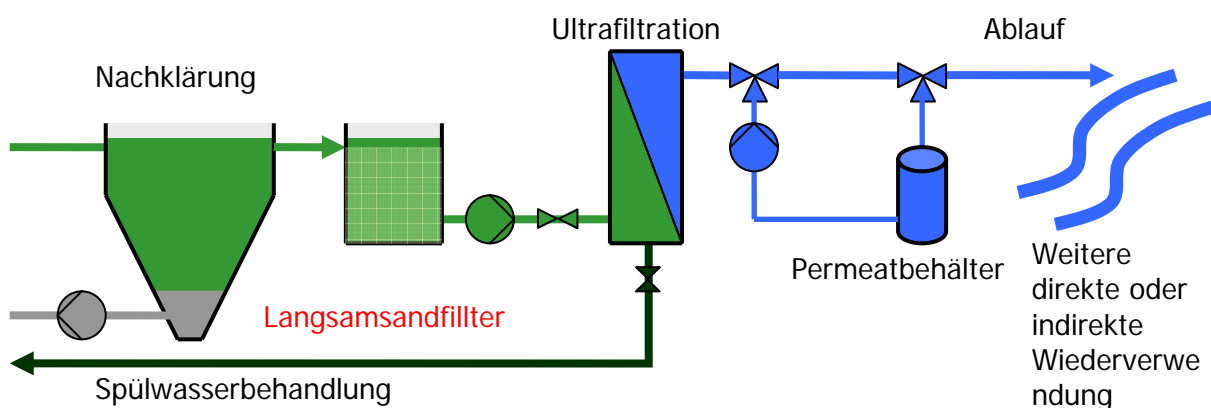


Abbildung 3: Ultrafiltrationsverfahren mit LSF im konventionalen Klärwerk

Deshalb wurde das Forschungsvorhaben mit folgenden Zielen durchgeführt:

- Untersuchung und Demonstrierung der Verbesserungswirkung auf die UF-Permeabilität und Permeabilität-Recovery durch den Einsatz des Langsamsandfilters

- Ermittlung des Einflusses der Betriebsparameter auf die UF-Membranleistung
- Erforschung und Auswahl der Chemikalien für die intensive Hauptreinigung der UF-Membran
- Optimierung des Betriebs der UF-Pilotanlage mit der „In-situ-Zwischenreinigung“
- Ermittlung der maßgeblichen Leistungsdaten zur Kalkulation der Wirtschaftlichkeit

Einen Schwerpunkt bildet dabei die Entwicklung und Optimierung eines grundlegenden Betriebskonzeptes mit dem Ziel, Reduzierung der Betriebskosten der Membranstufe sowie der Gesamtanlage.

3 Theoretische Grundlagen

3.1 Verfahrensprinzip der Ultrafiltration

Funktionsweise von Ultrafiltrationsmembranen

Das Verfahren der Ultrafiltration ist ein druckgetriebenes Membranverfahren. Entsprechend dem Prinzip eines porösen Filters werden bei der Ultrafiltration alle Partikel aus Gasen oder wässrigen Lösungen nach dem rein physikalischen „Siebprinzip“ getrennt.¹⁷ Die Ultrafiltrationsmembranen besitzen Poren mit einem Durchmesser von ca. 1 bis 10 nm. Alle Teilchen, die größer als diese Poren sind, werden von der Membran zurückgehalten (siehe Abbildung 4).¹⁸ Deswegen wird die Ultrafiltration als ein Trennverfahren zur Konzentrierung oder Reinigung der mittel- bis hochmolekularen Stoffen verwendet. Die zurückgehaltenen Partikel können auf der Membranoberfläche eine Decksicht aufbauen. Dadurch werden dann auch noch kleinere Partikel abgehalten. Der Einsatz von Chemikalien beschränkt sich in der Regel darauf, störende Ablagerungen bzw. Biofilme auf den Membranen zu bekämpfen.

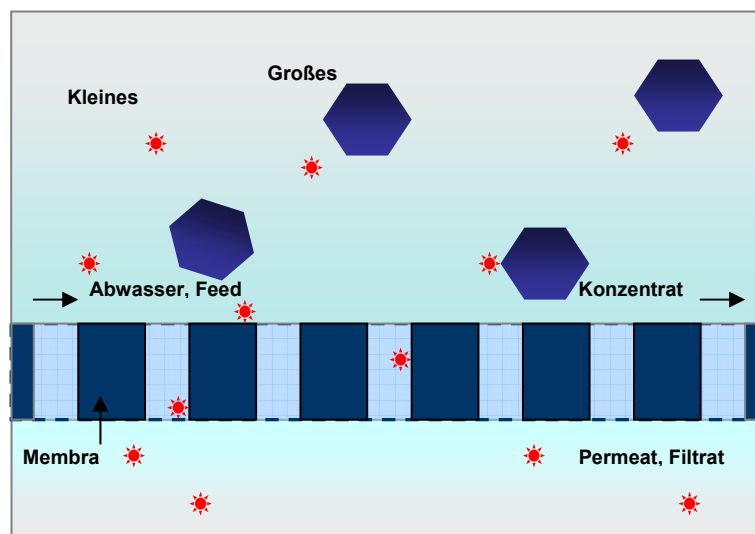


Abbildung 4: Funktionsweise der Ultrafiltrationsmembran (Quelle:ISA)

Per Definition ist eine Membran eine selektive Barriere zwischen zwei Medien (siehe Abbildung 5). Der Begriff „selektiv“ ist in diesem Zusammenhang so zu verstehen, dass die Membran für alle Teilchen, die kleiner als die Poren sind, durchlässig ist, während die größeren zurückgehalten werden. Zu den kleineren Teilchen gehören auch die

¹⁷ Quelle: Pinnekamp, J., Friedrich, H. (2006).

¹⁸ Quelle: Günthert, F. W. (2004).

gelösten Stoffe. Das sind zum Beispiel alle Ionen und niedermolekulare organische Stoffe.

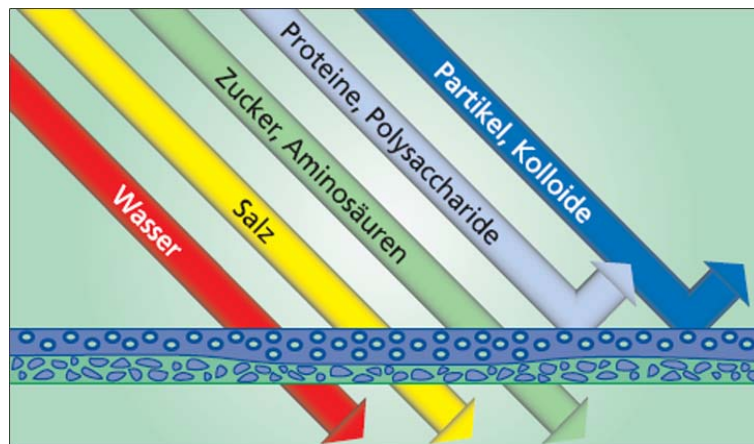


Abbildung 5: Selektive Wirkungen der Ultrafiltrationsmembran (Quelle: GEA)

Klassifikation der Membranen

Die Abbildung 6 zeigt die Klassifikation von unterschiedlichen Filtertrennungsverfahren bezüglich derer Trenngrenze oder Porengröße. Darüber hinaus wurde versucht, die Einteilung der Membranfiltrationsverfahren anhand allgemein bekannter Stoffe in der Abbildung zu veranschaulichen. Die Ultrafiltration schließen die Lücke zwischen Nanofiltration und Mikrofiltration. Aber die Trennungsschnitte der Membranen überschneiden sich z. T. erheblich.¹⁹ Im Falle der Ultrafiltration werden aufgrund der geringen Porengröße der UF-Membranen (von 1 bis 10 nm)²⁰ nicht nur Bakterien, sondern auch Viren zurückgehalten. Der Rückhalt kann durch die während des Betriebes auf der Membran abgeschiedene Deckschicht noch verbessert werden.

¹⁹ Quelle: Melin, T. Rautenbach, R. (2006).

²⁰ Quelle: Rosenwinkel, K. H., Wagner, J. (1999).

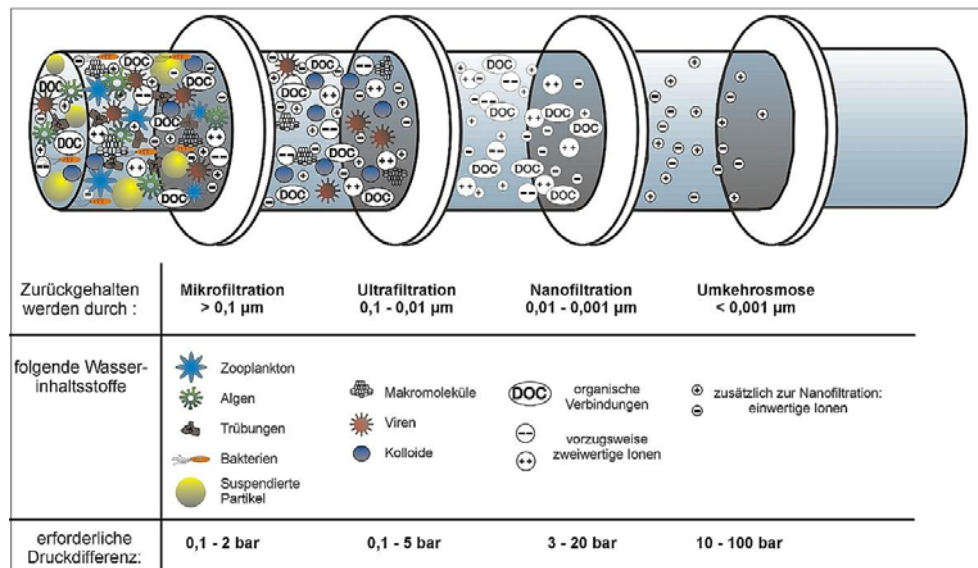


Abbildung 6: Trenngrenzen von Membranverfahren (Quelle: DVGW)

Die Ultrafiltration gehört zu den druckgetriebenen Membranverfahren. Erst wenn der Druckunterschied zwischen Roh- und Reinwasser größer ist als der Druckverlust, der aus Membran und Deckschicht resultiert, kann das Wasser die Membran durchdringen. In der Praxis liegt der Druckunterschied zwischen ca. 0,1 und 1 bar. Kurzfristig können auch höhere Drücke angelegt werden, ohne dass die Membranen oder Module beschädigt werden; allerdings ist dies mit einem unwirtschaftlich hohen Energieaufwand verbunden und führt zwangsläufig dazu, dass sich die abgeschiedenen Trübstoffe schwerer entfernen lassen.

3.2 Werkstoffe und Aufbau von UF-Membranen

Ultrafiltrationsmembranen werden üblicherweise mithilfe organischer Materialien hergestellt. Die am häufigsten aufgewendeten Materialien sind Celluloseacetat (CA), Polyethersulfon (PES), Polyvinylendifluorid (PVDF) und Polyacrylnitril (PAN).²¹ Anorganische Membranen werden vor allem dann eingesetzt, wenn die Eigenschaften des aufzubereitenden Rohwassers den Einsatz von Polymermembranen ausschließen oder die Membranen wegen der Rohwasserzusammensetzung zu häufig und intensiv gereinigt werden müssen. Ein anorganischer Werkstoff für Membranen ist z. B. Keramik. Die Vorteile der keramischen gegenüber organischen Membranen sind hohe Temperatur- und chemische Beständigkeit, die entsprechend gute Regenerierbarkeit sowie eine geringere Alterung und lange Standzeiten. Als Nachteile sind vor allem die

²¹ Quelle: Timo, M. (2006).

höheren Investitionen bedingt durch den Membranwerkstoff und die zum Teil aufwändigeren Modulkonstruktionen zu nennen.²² Je nach Abwasserzusammensetzung und Abwassereigenschaften sowie betrieblich bedingten Beanspruchungen werden für die Membranen verschiedene Werkstoffe eingesetzt.

Die Wahl des Membranmaterials bestimmt wesentlich die Eigenschaften der Membranoberfläche. Wichtige Eigenschaften sind zum Beispiel die Oberflächenladung und die Benetzbarkeit bzw. die Hydrophobizität. Außerdem ist wichtig, dass das Material der Membran und ggf. auch das Material der Stützschrift, den Temperatur- und PH-Bereich vorgeben, der für die notwendigen chemischen Reinigungen geeignet ist.

Für die Trennschärfe der Ultrafiltrationsmembranen ist der Porendurchmesser maßgebend. Er kann als Durchmesser in Nanometer angegeben werden, ist experimentell jedoch schwierig zu bestimmen. Häufig werden dazu Lösungen mit Makromolekülen unterschiedlicher Molmassen (Polyethyleglykole, Insulin, Humanserumalbumin, Dextran) filtriert und deren Rückhalt gemessen. Als molekulare Trenngrenze, auch als „Molecular Weight Cut-off“ (MWCO in Kilo Dalton) bezeichnet, wird dann in den meisten Fällen dasjenige Molekulargewicht genommen, das eine Rückhaltung von 90 % hat.²³ Ultrafiltrationsmembranen haben in der Regel eine MWCO von 50 oder 100 kD.

Struktur der UF-Membran

Eine Ultrafiltrationsmembran ist in der Regel eine asymmetrische Membran und besteht aus zwei Schichten. Das Trennverhalten wird durch die feedseitige Schicht (aktive Schicht) entscheidet, während die darunter liegende poröse Stützschrift als Träger dient. Die Stützschrift sorgt für die mechanische Stabilität der Membran und behindert den Permeat nur vergleichsweise wenig. Ziel der asymmetrischen Membrangestaltung ist es, die aktive Schicht möglichst dünn und damit den Filtrationswiderstand der Membran möglichst gering zu halten.²⁴

²² Quelle: Pinnekamp, J., Friedriech, H. (2006).

²³ Quelle: Panglisch, S., Egner, O., Hagmeyer, G. (1995)

²⁴ Quelle: Melin, T. (1999)

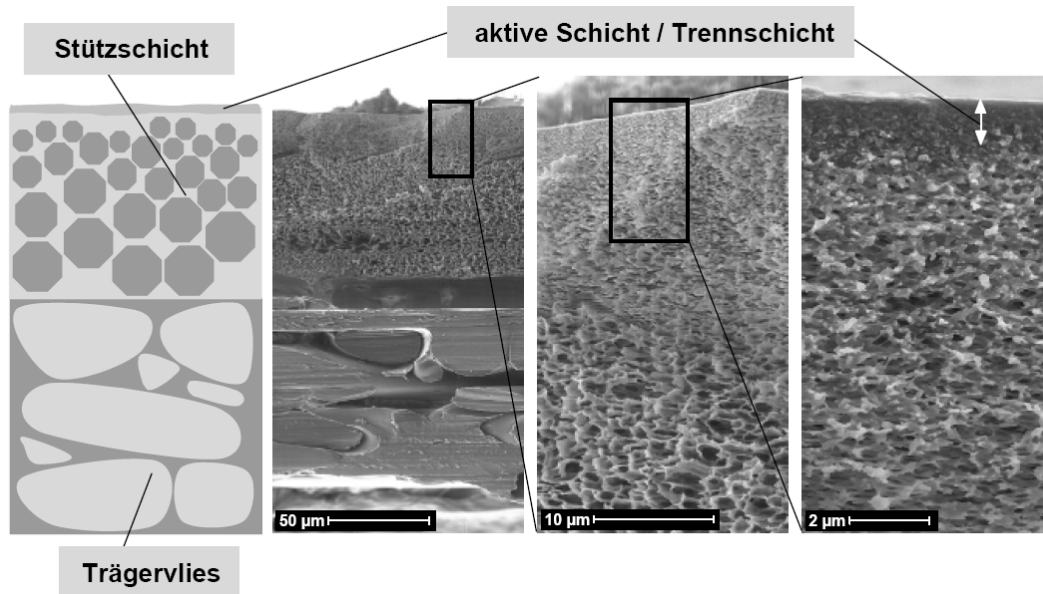


Abbildung 7: Aufbau einer asymmetrischen UF-Membran (Quelle: Membran Melin)

Abhängig von der Herstellungsart werden zwei Grundformen von Membran unterschieden: rohrförmige Membranen und flache Membranen.

Membranform	rohrförmig	flach
Modulform	Rohrmodul	Wickelmodul
	Kapillarmodul	Kissenmodul
	Hohlfasermodule	Plattenmodul
		Scheiben-Rohr-Modul

Tabelle 1: Membran- und Modulform

In Tabelle 2 werden die typischen Kennzeichen der Ultrafiltration zusammengefasst:

	Ultrafiltration (UF)
Betriebsart	Cross-Flow- u. Dead-End-Betrieb
Betriebsdruck	0,1-10 bar (transmembran)
Trennmechanismus	Siebung ggf. deckschichtkontrolliert
Trenngrenze	kolloidal gelöste Stoffe: 20 000-200 000 Feststoffe > 0,01 µm
Membrantypen	asymmetrische Polymer-, Komposit- oder Keramikmembranen
Modultype	Wickel-, Hohlfaser- und Rohrmodule, Platten- und Kissenmodule
Gehäuse	PVC
Endkappe	PVC

Tabelle 2: Typische Charakteristika der Ultrafiltration

3.3 Betriebsweisen von UF-Anlagen

Generell gibt es zwei klassische Betriebsarten: den Dead-End-Betrieb und den Cross-Flow-Betrieb. Der Dead-End-Betrieb entspricht der klassischen Filtration, wobei die gesamte Flüssigkeit die Trennmembran durchdringt und die Feststoffe auf der Membran zurückbleiben. Wenn ein Teilstrom am Ende des Moduls abgezogen wird, spricht man von Cross-Flow²⁵ (siehe Abbildung 8).

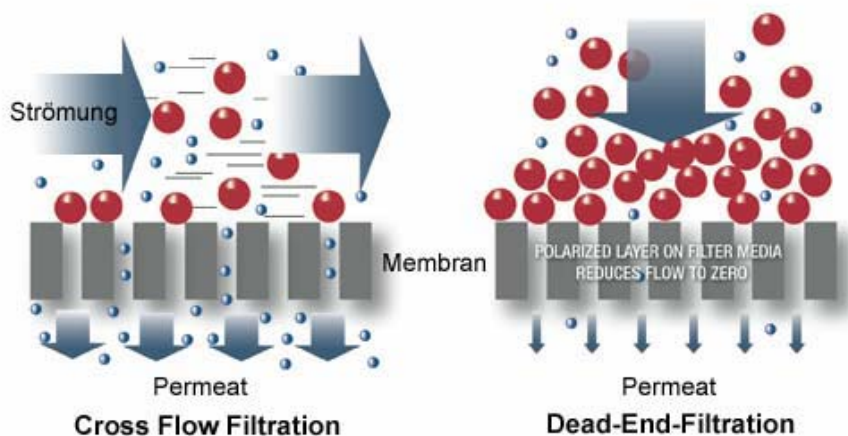


Abbildung 8: Unterschiedliche Einsatzbereiche von Membranverfahren (Quelle: Sepctrapor)

Bei dem Dead-End-Betrieb baut sich ein Filterkuchen auf der Membran auf, der ab einem gewissen Dick abgereinigt werden muss. Diese Abreinigung wird in der Regel mit einer Rückspülung durchgeführt. Bei der Cross-Flow-Ultrafiltration wird die Membran mit einer relativ hohen Geschwindigkeit überströmt. Dadurch wird ein Teil der Ablagerungen auf der Membran immer wieder mitgerissen, so dass sich nur eine begrenzte Deckschicht aufbauen kann.²⁶ Bei geringen Feststoffkonzentrationen im zu filtrierenden Wasser wird die Dead-End-Betriebsweise bevorzugt. Dies lässt sich hauptsächlich mit dem deutlich geringeren Energieverbrauch des Dead-End-Verfahrens begründen.²⁷

Zunehmend wird auch der Begriff des „Semi-Cross-Flow-“ bzw. „Semi-Dead-End-Verfahren“ verwendet. Dabei werden Verfahrenselemente der Betriebsarten Cross-Flow und Dead-End kombiniert, um den Energieverbrauch gegenüber dem reinen Cross-Flow-Verfahren zu reduzieren. Beispiel für einen Semi-Cross-Flow-Betrieb ist die

²⁵ Quelle: Dietze, A. (2004).

²⁶ Quelle: Ripperger, S. (1992)

²⁷ Quelle: Panglisch, S., Egner, O., Hagmeyer, G. (1995)

diskontinuierliche Überströmung der Membran nach dem Cross-Flow-Prinzip kombiniert mit Rückspülintervallen, so dass die sich bildende Deckschicht entfernt werden kann.²⁸

Damit die Flüssigkeit durch die Membranporen fließt, muss der Druck auf der Feed-Seite höher sein als auf der Permeat-Seite. Deswegen lassen sich neben obiger Klassifikation zwei weitere Betriebsarten von UF-Anlagen im Überdruck und im Unterdruck unterscheiden.

3.4 Fouling und Reinigung

Eine Hauptbeschränkung für die Anwendung der Ultrafiltration ist das „Membranfouling“. Der Leistungsabfall von Ultrafiltrationsanlagen durch steigenden Membranwiderstand mit fortschreitender Betriebszeit wird als Fouling bezeichnet²⁹. Das Fouling betrifft alle Membrananlagen, wobei diese je nach den Eigenschaften des Feedstroms und eingesetzter Module unterschiedlich stark betroffen sind.

Foulants

Bei der Ultrafiltration kann die Abnahme der Permeabilität grundsätzlich in drei Kategorien eingeteilt werden:

- Anorganisches Fouling Scaling, Ablagerung von Salz
- Organisches Fouling Ablagerung organischer Komponenten
- Biofouling Fouling durch Biofilme

Als Scaling wird die Deckschichtbildung infolge des Überschreitens des Löslichkeitsproduktes von Salz bezeichnet. In Membranprozessen tritt Scaling aufgrund der Konzentrationspolarisation vornehmlich an der Membranoberfläche auf.³⁰

Wichtige Vertreter für die organische Foulingkomponente sind die in Gewässern enthaltenen natürlichen organischen Substanzen (NOM). Neben molekularen Bruchstücken von Pflanzen, Algen und Mikroorganismen zählen die Huminstoffe zu den NOM³¹.

²⁸ Quelle: Pinnekamp, J., Friedriech, H. (2006)

²⁹ Quelle: Gutttau, S. (2004).

³⁰ Quelle: Ernst, M. (2000).

³¹ Quelle: Gorenflo, A. (2002).

Insbesondere bei der Ultrafiltration von biologisch behandelten Abwässern treten oftmals Probleme mit der Stoffgruppe der sogenannten extrazellulären polymeren Substanzen (EPS) auf. Dabei handelt es sich um schleimige Stoffwechselprodukte von Mikroorganismen, die z. B. in Membranbioreaktoren in der biologischen Abwasserreinigung in höheren Konzentrationen suspendiert vorliegen.³²

Eine weitere mögliche Ursache von EPS-Akkumulation auf der Membran ist die Biofilmbildung. Dabei besiedeln Mikroorganismen die Membran und betten sich in eine Matrix aus EPS ein³³. Durch die Absonderung von EPS bilden die Bakterien um sich herum eine Schleimschicht, die als Schutz vor Scherkräften sowie als Nährstoffdepot dient. Der Biofilm entwickelt sich exponentiell und das Wachstum erreicht schließlich einen Plateauwert.³⁴

Angesichts der Komplexität und großer Variabilität in der Abwasserzusammensetzung ist es nicht verwunderlich, dass in verschiedenen Forschungsprojekten unterschiedliche Wasserinhaltsstoffe als kritische Fouling-Komponente bei der Ultrafiltration identifiziert werden. Aber nach mehreren Forschungsberichten gibt es auch den klaren Beweis, dass der gelöste organische Stoff, nämlich die extra polymeren Substanzen (EPS), eine sehr wichtige Rolle im UF-Membranfouling bei der Abwasserbehandlung spielen.³⁵

EPS bestehen aus einer großen Vielfalt von Proteinen, Polysacchariden, Huminstoffen und Nukleinsäuren.³⁶ EPS sind primäre Elemente in Biofilmen und Bakterienflocken.³⁷ In der Regel sind Polysaccharide und Proteine die dominierenden EPS in Biofilmen und Bakterienflocke³⁸. Wisniewski und Grasmick haben gezeigt, dass die Korngrößenverteilung der Bakterienflocken den größten Einfluss auf das Membranfouling haben kann. Bakterien mit kleineren Flocken führen normalerweise zu einem stärkeren Fouling.³⁹ Daher werden zur Charakterisierung des Beitrags zum UF-Membranfouling die Wasserinhaltsstoffe in Klarlauf hinsichtlich ihrer Größenverteilung untersucht.

³² Quelle: Rosenberger, S. (2003).

³³ Quelle: Melin, T., Rautenbach, R. (2006).

³⁴ Quelle: Ernst, M. (2000).

³⁵ Quelle: Ho, C. C., Zydney, A.L. (2006).

³⁶ Quelle: Wingender, J. N., Neu, T. R., and Flemming, H./C. (1999).

³⁷ Quelle: Ho, C. C., Zydney, A.L. (2006).

³⁸ Quelle: Wingender, J. N., Neu, T. R., and Flemming, H./C. (1999).

³⁹ Quelle: Wisniewski, C., Grasmick, A. (1998).

Foulingmechanismus

In der Regel kann das Fouling auf vier grundlegende Mechanismen zurückgeführt werden: Porenverblockung, Deckschichtbildung, adsorptive Anlagerung von Wasserinhaltsstoffen sowie Ablagerung und Anwachs der Mikroorganismen.⁴⁰

- Porenverblockung

Die einfachste Form des Fouling ist die Verblockung von Poren durch Partikel, deren Durchmesser näherungsweise gleich dem Porendurchmesser ist.⁴¹

- Deckschichtbildung

Lagern sich Partikel auf der Membranoberfläche ab, spricht man vereinfacht von einer Deckschichtbildung.⁴² Der Filtrationswiderstand einer Deckschicht setzt sich aus einem spezifischen Widerstand und ihrer Dicke zusammen.⁴³ Deckschichtdicken werden in Abhängigkeit von den in ihr eingeschlossenen anorganischen Partikeln mit 10-50 µm angegeben.⁴⁴ Der spezifische Widerstand ist bei der Anwesenheit kompressibler Bestandteile zusätzlich von dem Transmembrandruck abhängig.⁴⁵

- adsorptive Anlagerung

Neben der Bildung von Deckschichten ergibt sich zu Beginn einer Filtration eine Phase erhöhter Permeabilitätsabnahme, die unabhängig von der Überströmgeschwindigkeit bzw. Spülbedingungen ist. In der Ultrafiltration sind der zu erreichende Permeatfluss bzw. der erforderliche Transmembrandruck sowie der erforderliche Spülungs- und chemische Reinigungsaufwand eng mit der Konzentration der gelösten organischen Stoffe im Rohwasser verbunden.⁴⁶ Dies wird auf die adsorptive Anlagerung von Stoffen in der Porenstruktur zurückgeführt, da eine Permeabilitätsabnahme auch bei partikelfreien Lösungen auftritt. Die Adsorption in der Porenstruktur führt über die Zeit zu einer Abnahme des Nennporendurchmessers und damit der effektiven Filtrationsfläche. So haben

⁴⁰ Quelle: Dietze, A. (2004).

⁴¹ Quelle: Le, M. S., Howell, J. A. (1984)

⁴² Quelle: Jacangelo, T., F. M, Yeh, C. (1987).

⁴³ Quelle: Jacangelo, J. G., Laine, J. M. (1994).

⁴⁴ Quelle: Laine, J. M., Cmpor, C., Baudin, I. (2002).

⁴⁵ Quelle: Jacangelo, G. R., Panglisch, S.(1996).

⁴⁶ Quelle: Anselm, C., Jacobs, E. P.(1996).

Huminstoffe und andere NOM einen wesentlich größeren Einfluss auf die Permeabilität als Sand oder Ton.⁴⁷

- Ablagerung und Anwachs der Mikroorganismen

Auf der Membran bilden die abgelagerten Mikroorganismen in Abhängigkeit vom Nährstoffangebot einen Biofilm, der durch seinen Gelcharakter einen zusätzlichen Filtrationswiderstand bieten kann⁴⁸.

Gegenmaßnahmen

Die folgenden Maßnahmen gegen Fouling werden beim Bau und Betrieb der Membrananlagen berücksichtigt:

- Vorbehandlungsmaßnahmen

In der kommunalen Abwasserreinigung erfolgt die Vorbehandlung z. B. für das Membranbelebungs-Verfahren in der mechanischen Reinigungsstufe (Rechen, Sandfang, Vorklärung). Dort werden für den Filtrationsbereich störende Stoffe wie grobe Partikel, Fette und Faserstoffe abgetrennt. Feine Rechen sind sehr wichtig für die Membranen, weil die Ansammlung von im Abwasser vorhandenen Abfalls und Fasermaterials – z. B. von Haar – die Membranleistung hemmen und letztendlich die Lebensdauer der Membran verkürzen kann. Besonders im turbulenten Strom kann Sand die Membran durch den Abrieb beschädigen. Fette und Öle können schwerwiegende Foulingprobleme bei der Membranfiltration verursachen; jedoch wird ein Großteil des Foulings durch Belebungsverfahren biologisch zersetzt.

Zusätzlich kann man durch einen vorgeschalteten Langsandsfilter den Gehalt an biologisch verfügbaren Substanzen noch weiter beschränken und dadurch die Biofilmbildung an der UF-Membran limitieren⁴⁹. Gleichzeitig kann der LSF ebenfalls die organischen Foulants durch biologisch aktive Filter vermindern⁵⁰.

- Prozessoptimierung

Die Bildung der Foulingdeckschicht der UF-Anlage wird im Wesentlichen durch die Betriebsart (Dead-End-Betrieb oder Cross-Flow-Betrieb) und den

⁴⁷ Quelle: Hanemaaijer, J. H., Robertsen, T. (1989).

⁴⁸ Quelle: Hofgsom, P. H., Leslie, G. (1993).

⁴⁹ Quelle: Griebe T., Flemming H-C. (1996).

⁵⁰ Quelle: Cluff C. B., (1992).

Betriebsbedingungen (z. B. Filtrationsflux, Filterintervall und Rückspülungszeit) bestimmt. Das Filterintervall oder Rückspülungsintervall versteht man hier als die Filtrationszeit zwischen die Rückspülung und zeigt die Rückspülungshäufigkeit während des Anlagebetriebs.

Durch betriebliche Maßnahmen wie die Erhöhung der Überströmungsgeschwindigkeit beim Cross-Flow-Betrieb kann die Deckschichtbildung verringert werden.⁵¹ Diese Maßnahmen sind jedoch aufgrund des erhöhten Energiebedarfs oder des Permeatverlustes nur in begrenztem Umfang wirtschaftlich und können erst während des Betriebs einer Anlage optimiert werden.⁵²

Jedoch beim Dead-End-Betrieb wurde das Membranfouling erheblich gestiegen, wenn man die Filtrationsflux erhöht. Außerdem besonders beim Dead-End-Betrieb ist die Rückspülung einen Hauptfaktor zur Beeinflussung der Foulingbildung auf der UF-Membran. Hofman et al. hat in ihre Arbeit gezeigt, dass das mehr irreversible Fouling bei zunehmende Filterintervall entsteht wird.⁵³ Die Erhöhung der Rückspülungshäufigkeit, der Rückspülzeit kann die Filtrationsleistung der UF-Anlage verbessern.

- Reinigung

Bei der Ultrafiltration gibt es mehrere Reinigungsmethoden, die je nach Art des Foulings vorteilhaft sind. Die Reinigungsmethoden können grundsätzlich in chemische und physikalische Methoden eingeteilt werden.

Eine bei der Ultrafiltration häufig verwendete physikalische Reinigungsmethode ist die Rückspülung. Dabei fließt die Flüssigkeit in umgekehrter Richtung in die Membranporen, damit die Beläge auf der Membranoberfläche weggedrückt werden können.⁵⁴ Wenn die physikalische Reinigung nicht ausreicht, um den gewünschten Permeatfluss wirtschaftlich realisieren zu können, wird chemisch gereinigt. Für die chemische Reinigung der UF-Membran im Abwasserbehandlungsbereich kann man noch zwischen periodischen In-situ-Zwischenreinigungen (chemical enhanced backwash) z. B. durch Rückspülung mit Chemikalienzusatz und unregelmäßig

⁵¹ Quelle: Pinnekamp, J., Friedriech, H. (2006).

⁵² Quelle: Laine, J.-M., et al. (1991).

⁵³ Quelle: Decarolis, J, et al. (1998).

⁵⁴ Quelle: Munoz-Aguado, M (1996).

durchgeführten diskontinuierlichen Hauptreinigungen (intensive cleaning) mit Chemikalien unter Außerbetriebnahme der Filtrationseinheit unterschieden.⁵⁵

Unter Zwischenreinigung versteht man eine Rückspülung mit Chemikalien wie z. B. Zitronensäure oder oxidierenden Chemikalien (z. B. Hypochlorit). Die Reinigung erfolgt in situ, d. h. die Membran bleibt in der Regel in Kontakt mit dem Abwasser. Das Zeitintervall zwischen zwei Spülungen, die Art der Chemikalien und deren Konzentration sind anwendungsspezifisch.

In größeren Abständen – je nach Anwendung ca. einmal monatlich bis zweimal jährlich – kann es erforderlich sein, eine intensive Hauptreinigung durchzuführen. Als Reinigungschemikalien eignen sich:

- Basen
- Säuren
- Oxidationsmittel
- Tenside
- Reduktionsmittel
- Enzyme
- Komplexbildner

Aufgabe der chemischen Reinigung ist die Entfernung unterschiedlichster Foulingphänomene und die Ermöglichung des Austrags der Foulingsubstanzen ohne neuerliche Anhaftung.

Alkalische Reiniger werden hauptsächlich zur Entfernung von organischem und biologischem Fouling verwendet. Ihre Wirkung erstreckt sich sowohl auf die Foulingsubstanzen als auch auf die Membran selbst.

Säurereiniger kommen zum Einsatz, um anorganische Ausfällungen wie metallische Hydrogele aufzulösen. Zur Entfernung von Eisenoxiden ist Zitronensäure besonders effektiv, da diese einen Komplex mit Eisen bildet. Einige organische Komponenten wie Polysaccharide oder Proteine werden auch von Säuren hydrolisiert. Außerdem

⁵⁵ Quelle: Achtabowski, A., S. Kraus, et al. (2005).

verbessern Säuren die Membranreinigung durch die Entfernung von divalenten Ionen wie Calcium.

Die Oxidation erzeugt – wie bei der Oberflächenmodifikation von Membranen – auch bei organischen Foulingsubstanzen funktionelle Gruppen, die die Hydrophilität der Substanz erhöht und damit die Adhäsion an der Membran verringert. Wasserstoffperoxyd und Hypochlorit sind sowohl zur Oxidation als auch zur Desinfektion sehr effektiv. Ebenso kommt ihnen bei der Entfernung von Biofilmen eine wichtige Rolle zu, wo die Schwächung der Biofilmmatrix eine Voraussetzung für die Ablösung von der Membran darstellt.

Tenside können mit ihrer hydrophil/hydrophoben Doppelstruktur gleichermaßen die Membran wie die Foulingsubstanzen konditionieren und dabei die hydrophoben Wechselwirkungen deutlich reduzieren. Damit kommt ihnen bei der Verschiebung der Kräftebilanz bis hin zur Abstoßung zwischen Membran und Schmutzpartikel eine große Bedeutung zu.

Enzymatische Reiniger kommen vorwiegend bei Membranen zum Einsatz, die nur eine geringe chemische Stabilität besitzen und die Anwendung der bisher besprochenen Reiniger nicht zulassen.

Bei der Ultrafiltration von kommunalem Abwasser tritt häufig organisches Fouling auf. Es lässt sich mit vorkonfektionierten, alkalischen Reinigern gut lösen. Diese Reiniger enthalten Tenside, Lauge und Komplexbildner. Sie wirken emulgierend und bauen Proteine ab. Die Komplexbildner verhindern den Ausfall schwerlöslicher Salze während der Reinigung mit härterem Wasser. Proteine können auch mit Enzymen in neutralen PH-Bereichen gelöst werden. Allerdings ist bei hohem Eisengehalt auch eine Reinigung mit Zitronensäure hilfreich. Zur Beseitigung von Biofilmen ist es erforderlich, die extrazelluläre polymere Substanz (EPS) zu lösen. Eine reine Abtötung führt prinzipiell noch nicht zum Ziel, denn der Biofilm bildet einen idealen Nährboden für neue Mikroorganismen, die sich in der Regel schnell wieder ansiedeln. Biofilme lassen sich häufig nur durch eine mehrstufige Reinigung mit möglichst starken Säuren und Basen beseitigen. Vorteilhaft können hier auch Enzyme wirken, die bei natürlichen Polymeren die Verbindungen lösen.

Oxidationsmittel und Reduktionsmittel werden häufig zusammen mit einer Desinfektion eingesetzt.⁵⁶

Eine typische Reinigungssequenz der Hauptreinigung der UF-Anlage in kommunaler Abwasserbehandlung kann z. B. aus folgenden Schritten bestehen:

- Spülen/Abspülen der Membranen mit Wasser
- Behandlung mit Säure (pH 2-3) zur Ablösung/Entfernung anorganischer Beläge; Einwirkzeit 0,5 bis ca. 4 h
- Spülen/Abspülen der Membranen mit Wasser (Neutralisation)
- Reinigung mit oxidativen Chemikalien zur Oxidation von organischen und bakterienllen Ablagerungen, z. B. NaClO-Lösung (500 ppm aktiver Chlor) bei pH 11 für 5 bis 20 h Einwirkzeit ggf. bei erhöhter Temperatur
- Schlussspülung mit Wasser zum Auswaschen der Natronlauge. Dadurch wird das Scalingspotenzial verringert.⁵⁷

3.5 Definition und Beschreibung der Kenngröße

Zum besseren Verständnis des Foulingmechanismus des UF-Verfahrens haben sich die folgenden Begriffe durchgesetzt:⁵⁸

Der Flux J , auch Flächenbelastung genannt, gibt das Volumen des Wassers an, welches mit einem Quadratmeter Membranfläche innerhalb einer Stunde filtriert werden kann. Der Flux ist der maßgebliche Parameter für die Anlagendimensionierung. Er ist immer im Zusammenhang mit dem aufzuwendenden Druckunterschied zu sehen. Die übliche Einheit für Flux ist [LMH]. Bei mit Überdruck betriebenen Systemen beträgt der Bemessungsflux 80 bis 100 [LMH]. Bei getauchten Membranen ist der Flux um 25 bis 50 % niedriger.⁵⁹

Spezifischer Filtratvolumenstrom je Flächen- und Zeiteinheit:

- **Flux o. Flächenbelastung**

$$J = Q/A \text{ [LMH]}$$

⁵⁶ Quelle: Gutttau, S. (2004)

⁵⁷ Quelle: Achtabowski, A., et al. (2005)

⁵⁸ Quelle: Roorda, J. H. (2004)

⁵⁹ Quelle: Günthert, F. W. (2004)

Q: Volumenstrom [l/h]

A: Membranfläche [m²]

- **Transmembraner Druck, Transmembrandruck**

Der Druckunterschied bzw. Druckverlust über die Membran (zwischen Außen- und Innenseite der Membran) wird als transmembraner Druck (TMP) bezeichnet.

$$TMP = P_{Feed} - P_{Permeat} \text{ [bar]}$$

P_{Feed}: Druck der Feedseite [bar]

P_{Permeat}: Druck der Permeatseite [bar]

- **Permeabilität**

Die Permeabilität P, auch als hydraulische Durchlässigkeit bezeichnet, dient zur langfristigen Beschreibung des Zustands der Membran. Sie ergibt sich aus dem erzielten Reinwasserfluss und der verwendeten Membranfläche, bezogen auf einen TMP von 1 bar.

$$\text{Permeabilität } P = Q / A \cdot TMP \text{ [l m}^{-2} \text{ h bar]}$$

Q: Volumenstrom [l/h]

A: Membranfläche [m²]

TMP: Transmembraner Druck [bar]

Für die Wirtschaftlichkeit der UF-Membrananlage sind die Permeabilität und der TMP zwei sehr wichtige Parameter. Die Permeabilität ist für die Investitionen relevant; der TMP ist für die Betriebsenergiekosten sehr bedeutsam.

Die Permeabilität beinhaltet demnach eine Zustandsbeschreibung der Membran, die auf den angelegten Druck und die Flächenbelastung normiert ist. Wenn nichts anders angegeben ist, gilt sie für die jeweils vorherrschende Rohwassertemperatur. Aber die Rohwassertemperatur kann einen signifikanten Einfluss auf den Permeatflux haben; beispielsweise kann der Flux durch eine Temperaturerhöhung von 0°C auf 40°C

verdreifacht werden.⁶⁰ Um die unterschiedlichen Versuche mit schwankender Rohwassertemperatur miteinander vergleichen zu können, werden die Permeabilität auf eine Bezugstemperatur normiert. Im Regelfall wird dafür die Temperatur von 20°C angesetzt. Zur Umrechnung der Permeabilität auf diese Bezugstemperatur muss berücksichtigt werden, dass die Viskosität des Wassers von der Temperatur abhängig ist. Mit steigender Temperatur sinkt die Viskosität. Dadurch sinkt der erforderliche TMP und die Permeabilität steigt. In der Regel kann man von einer Änderung von ca. 3 % je Grad ausgehen.

Für Beschreibung und Charakterisierung der Wiederherstellung der Membranpermeabilität durch die chemische Reinigung oder Rückspülung, wird die folgende Definition der Permeabilität-Recovery (auch Permeabilität-Wiederherstellungsrate) verwendet:

- **Permeabilität-Recovery (Permeabilität-Wiederherstellungsrate)**

$$R_p = \frac{P_n - P_v}{P_0 - P_v} \cdot 100 \%$$

P_0 : Startpermeabilität der UF-Membran [$\text{l}/\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar}$]

P_v Membranpermeabilität vor der Reinigung oder Rückspülung [$\text{l}/\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar}$]

P_n Membranpermeabilität nach der Reinigung oder Rückspülung [$\text{l}/\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar}$]

⁶⁰ Quelle: Bilge, D. (2005).

4 Material und Methoden

4.1 Analysemethoden

In dieser Arbeit werden folgende Analysemethoden für den gelösten organischen Stoff, nämlich extrazelluläre polymere Substanzen, die ein breites Spektrum von Proteinen, Polysacchariden, Huminstoffen und Nukleinsäuren enthalten, durchgeführt.

4.1.1 LC-OCD Chromatography

Probenaufbereitung

Die Probenaufbereitung der manuell entnommenen Wasserproben erfolgte durch Unterdruckfiltration mit Membranfiltern der Cellulose-Acetat-Membran mit dN = 0,45 µm.

Zur Bestimmung des Biopolymers (Foulants) wird die LC-OCD-OND (Liquid Chromatography – Organic Carbon Detection and Organic Nitrogen Detection) verwendet. Die LC-OCD-OND kann gelöste organische Kohlenstoffe und gelösten Stickstoff in den Proben sehr genau analysieren. Hersteller dieses Analysengerätes ist das DOC-Labor Dr.Huber (Karlsruhe).

Das LC-OCD-Verfahren ist vergleichbar mit einem LC-System. Durch die LC-OCD (Liquid Chromatography - Organic Carbon Detection) werden die organischen Verbindungen mithilfe der Größenausschlusschromatographie aufgetrennt; anschließend werden durch fotochemische Oxidation die Kohlenstoffgehalte ermittelt. Die Bestimmungsgrenzen liegen im unteren ppb-Konzentrationsbereich.⁶¹

Beschreibung der chromatographischen Fraktionen

In dieser Arbeit wird nur das Kohlenstoffsignal für die Auswertung der Probeninhaltsstoffe verwendet. Die Kohlenstoffspur eines für den Klarlauf typischen LC-OCD-Chromatogramms zeigt zuerst die makromolekularen Biopolymere, die aufgrund ihrer Größe nach kurzer Elutionszeit erscheinen (Abbildung 9). Anschließend detektiert der Kohlenstoffdetektor die Huminstofffraktion und die niedermolekularen Säuren. Die niedermolekularen Neutralstoffe werden in der Trennsäule am stärksten zurückgehalten.

⁶¹ Quelle: www.doc-labor.de

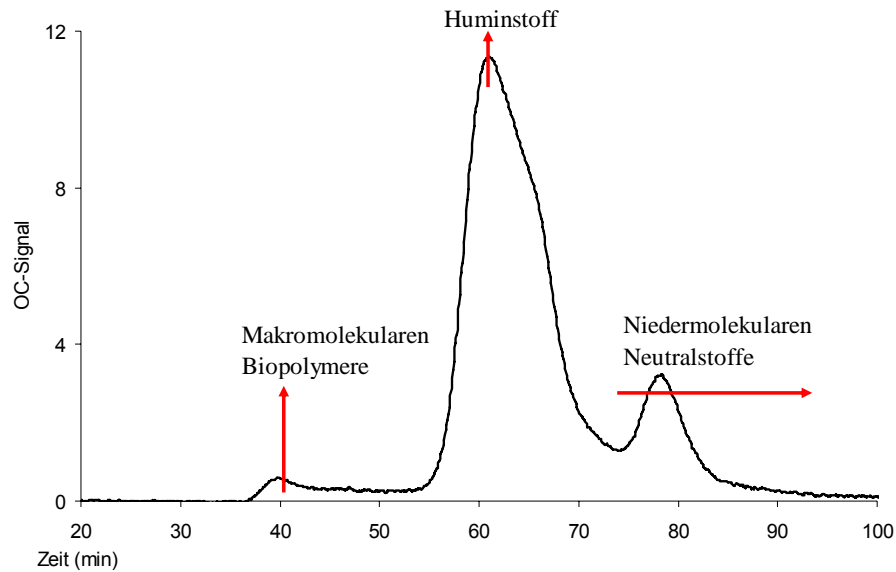


Abbildung 9: LC-OCD-Chromatogramm eines typischen Klärwerkablaufs

4.2 Pilotanlage

4.2.1 Beschreibung des Standorts und Einlaufwassers der Pilotanlage

Als Einlauf für die Pilotanlage wird der Klarlauf aus dem Klärwerk Ruhleben benutzt. In dieser Arbeit wurden die Ultrafiltrationsversuche sowohl mit Langsamsandfilterablauf als auch direkt mit Klärwerkablauf durchgeführt.



Quelle: Senatsverwaltung für Stadtentwicklung, Berlin

Abbildung 10: Standort des Klärwerks Ruhleben auf der Berliner Gewässerkarte

Der Standort, Klärwerk Ruhleben, befindet sich im innerstädtischen Bereich am Rand der Spree. In der unteren Tabelle (Tabelle 3) ist ein Kenngrößeüberblick des Klärwerks Ruhleben festgehalten.

Klärwerk Ruhleben Berlin	
Lage der Kläranlage:	Berlin / Spree km 1,8 / linkes Ufer
Einleitungsstellen:	im Trockenwetterfall: - über Druckleitung in den Teltowkanal km 17,5 (1.4.–30.9.) - Tagesspitzen auf Rieselfeld Karolienhöhe - Spree (km 1,67) und Ruhlebener Altarm (1.10.–31.3.) im Regenwetterfall zusätzlich: - Spree (km 1,67) und Ruhlebener Altarm
Reinigungskapazität im Trockenwetterfall:	247 500 m³/d
Reinigungskapazität im Regenwetterfall:	578 880 m³/d
Verfahrenstechnik:	Mechanische und biologische Abwasserreinigung. Biologische Phosphateliminierung in Kombination mit Nitrifikation und Denitrifikation.

Tabelle 3: Kenngrößen des Klärwerk Ruhleben im Überblick (Quelle: AB-Plan)

Im Wesentlichen besteht die Abwasserbehandlungsabteilung des Klärwerks Ruhleben aus folgenden einzelnen Verfahrensschritten⁶² (siehe Abbildung 11):

- 1) Einlaufanlage
- 2) Rechenanlage
- 3) Sandfang
- 4) Vorklärung
- 5) Belebung
- 6) Nachklärung
- 7) Klarwasserpumpwerk

⁶² Quelle: Berliner Wasserbetriebe (2007)

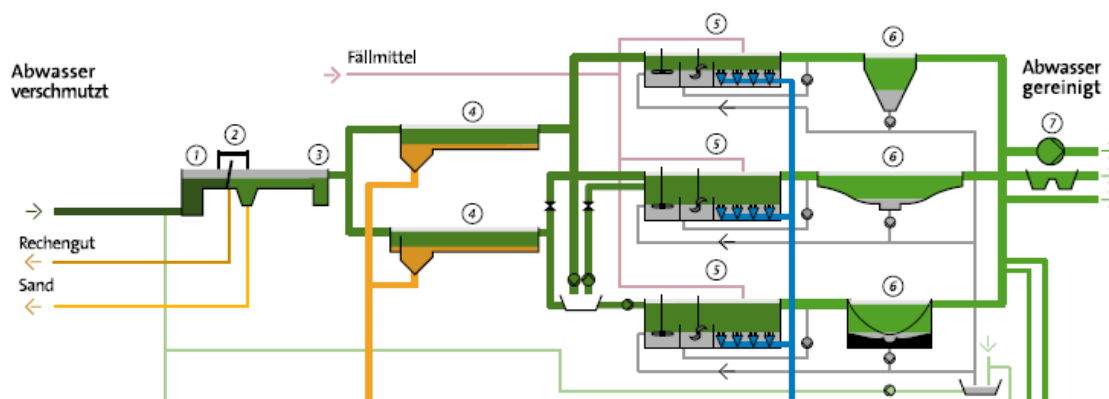


Abbildung 11: Abwasserbehandlungsprozess des Klärwerks Berlin Ruhleben (Quelle: BWB)

Wie in Abbildung 10 dargestellt, befindet sich das Klärwerk Ruhleben an der Spree. Der Klarlauf wird während der Winterzeit (1.10.– 31.3.) direkt in die Spree am Ruhlebener Altarm abgeleitet. In der Sommerzeit (1.4. – 30.9.) jedoch, wird der Kläranlagenablauf über Druckleitungen in den Teltowkanal gepumpt, weil der Unterlauf der Spree als empfindliches Wassergebiet gilt (z. B. wegen des Freibads am Wannsee).

Laut des Berliner Abwasserbeseitigungsplans ist die Keimelimination für die Klarlauf des Klärwerks Ruhleben geplant, damit man den stark abwasserbelasteten Teltowkanal, den Großen Wannsee und die Potsdamer Havelgewässer entlasten und auch die Kosten für die Zuleitung zum Teltowkanal und für Wartung der Druckleitung einsparen kann.⁶³

Um den möglichen Einsatz der Ultrafiltration mit Nährstoffällung zur Keim- und P-Elimination im Maßstab einer nachgeschalteten Reinigungsstufe von Großkläranlagen zu erproben, wird momentan im Rahmen eines Deutsche-Chinesischen-Forschungsprojekts (Nachhaltiges Wasserkonzept und dessen Anwendung für die Olympischen Spiele 2008) auf dem Klärwerk Ruhleben eine Ultrafiltrationspilotanlage errichtet.

4.2.2 Technische Beschreibung der Pilotanlage

Die Pilotanlage, die das Klarwasser weiterbehandelt, bestehen aus einem Langsamsandfilter und einer Ultrafiltrationsanlage. Der vorgeschaltete Langsamsandfilter soll dabei die Foulants bei der nachfolgenden Ultrafiltrationsstufe reduzieren.

Die folgende Skizze zeigt den Aufbau der Pilotanlage.

⁶³ Quelle: Berliner Abwasserbeseitigungsplan (2001)

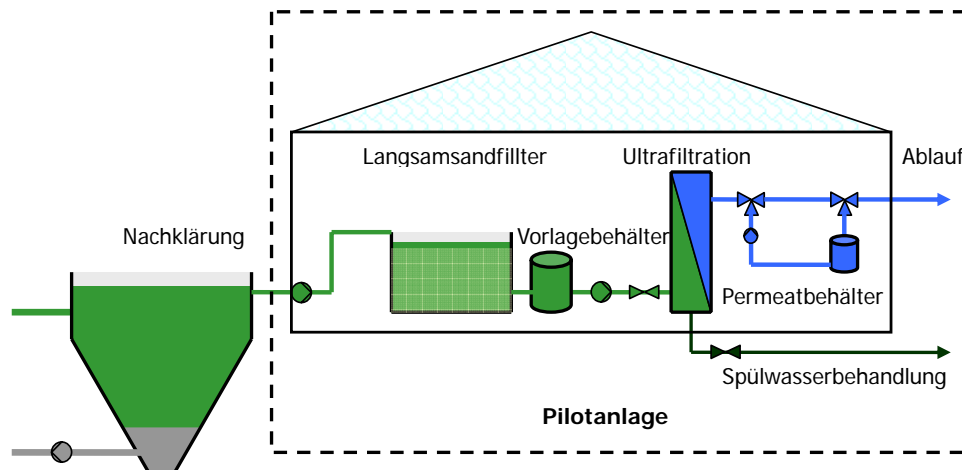


Abbildung 12: Funktionsschema Pilotanlage im Klärwerk Ruhleben

Der Langsandsandfilter wird direkt hinter dem Nachklärbecken als Vorbehandlungsmaßnahme für die Ultrafiltration eingesetzt. Insgesamt werden vier LSF in dieser Pilotanlage mit unterschiedlicher Filtergeschwindigkeit eingerichtet (siehe Abbildung 13). In dieser Arbeit wird lediglich der Ablauf des LSFs mit der 0,25 m/h Filtergeschwindigkeit in Ultrafiltrationseinheit untersucht.

Der LSF (0,25 m/h) wird mit einem Überstau von 10 cm bis ca. 40 cm betrieben. Wenn der Energie- oder Druckverlust mit zunehmender Verstopfung zu groß wird, wird die oberste Schmutzdecke (2-3 cm) abgeschält und mit neuem Sand bedeckt.



Abbildung 13: Foto des LSFs von der Pilotanlage im Klärwerk Ruhleben

In Tabelle 4 sind die Kenngrößen der Pilotanlage zusammengestellt:

Pilotanlagendaten:	
1. Langsamsandfilter	
Zahl der Langsamsandfilter	2
Filtergeschwindigkeit	0,5m/h, 0,25m/h
Filterfläche	2 m ² , 1m ²
2. Ultrafiltration	
Zahl der UF-Module	1
Filtermoduldurchmesser	100 mm
Filtermodullänge	1100 mm

Tabelle 4: Kenngrößen der Pilotanlage

4.2.3 Aufbau der Ultrafiltrationsanlage

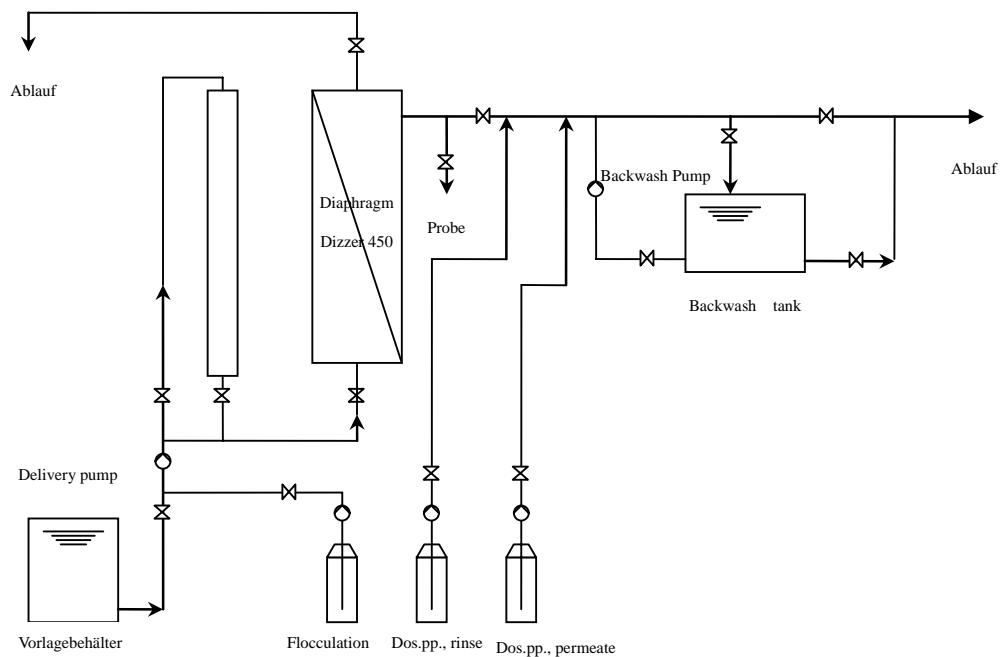


Abbildung 14: Fließschema Ultrafiltrationseinheit (Quelle: W.E.T GmbH)

Die Ultrafiltrationsanlage wurde auf einen Untersuchungsbedarf nur mit einem Membranmodul ausgelegt. Sie besteht hauptsächlich aus folgenden Komponenten (siehe Abbildung 15):

- Vorlagebehälter
- UF-Membranmodul
- Dosierungspumpen
- Permeattank
- Elektro- und Steuerungskasten



Abbildung 15: Foto der UF-Anlage im Klärwerk Ruhleben

Verwendetes Membranmodul

In der Pilotanlage wird Hohlfaserkapillarmembranmodul, Type Dizzer 450, der Inge AG eingesetzt, das eine nominale Trenngrenze (MWCO) von 100kD aufweist. Der MWCO beschreibt das Molekulargewicht einer höhermolekularen Substanz, die zu 90 % an der Membran zurück gehalten wird. Durch diesen Parameter lassen sich Aussagen zur mittleren Porengröße der Membran treffen. Die Ermittlung des MWCO beruht jedoch auf keinem standardisierten Verfahren. Die Auswahl der Bestimmungsmethode und der Testsubstanzen ist den einzelnen Herstellern überlassen.⁶⁴ Die Firma Inge AG hat ein neuartiges, sogenanntes Multibore-Kapillaren-Modul entwickelt. Wie die Abbildung 17 zeigt, haben diese Multibore-Kapillare sieben Bohrungen. Dadurch wird die mechanische Festigkeit der Membrankapillaren erhöht; es kommt seltener zu Kapillarbrücken als bei Einzelkapillaren.

⁶⁴ Quelle: Hagmeyer, G. (2004)

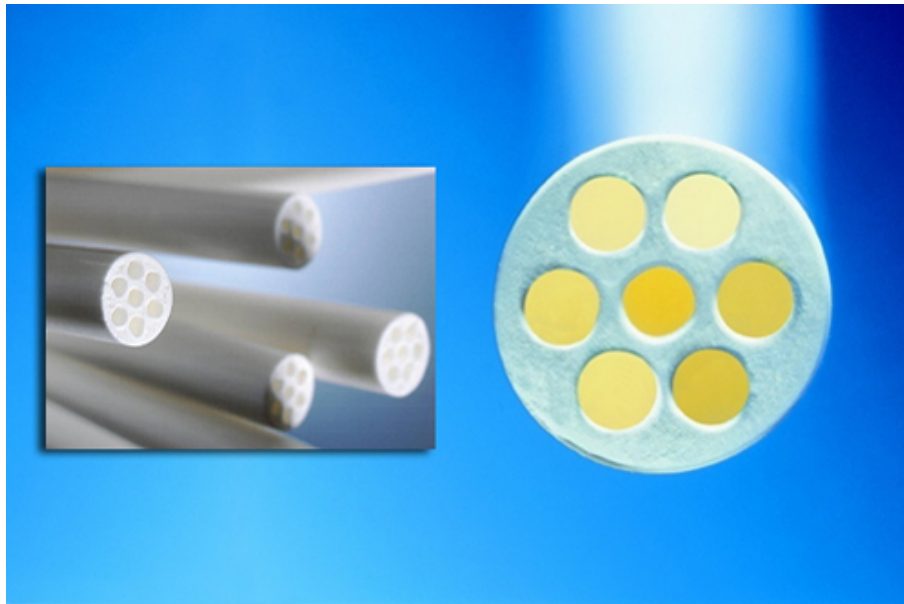


Abbildung 16: Foto der Multibore-Kapillare (Quelle: Inge AG)

Dieses Ultrafiltrationsmodul besteht aus dem PESM-Material und hat eine aktive Membranfläche von 4,5 m². Die genauen Betrieb- und Moduldaten sind der Tabelle 5 zu entnehmen.

Moduldaten		Dizzer 450
Länge einschl. Endkappen	mm	1171
Außendurchmesser Modul	mm	110
Abstand Filtratanschluß (C)	mm	75
Abstand Filtratanschluss – Modulachse	mm	99
Innendurchmesser		180
Material		
Gehäuse		PVC
Endkappe		PVC
Max. Betriebsdruck	bar	5
Multibore Kapillaren		
Kapillaren pro Faser		7
Außendurchmesser	mm	4,2
Innendurchmesser	mm	0,8
Material		PESM
Trenngrenze (MWCO)	kD	100
Aktive Membranfläche	m ²	4,5
Typische Betriebsdaten		
Zulässiger Temperaturbereich	°C	max. 40
Zulässiger pH - Bereich		
Betrieb		3–10
Reinigung		1-13
Reinigungs-/Desinfektionschemikalien		
bezogen auf aktives Chlor		max. 200 ppm bzw. 200 000

H ₂ O ₂ (Wasserstoffperoxid)	ppm	max. 500
Flächenbelastung		
Filtration	l/(m ² h)	60-140
Rückspülung	l/(m ² h)	150-25
Transmembraner Druck (TMP)		
Filtration bar	0,1 - max. 0,8	
Rückspülung bar	0,3 - max. 2,5	
Berstdruck (Multibore-Faser)	bar	8
Filtrationsvolumenstrom		
bei 100 l/(m ² h) l/h 220 450		
Betriebsweisen		Dead End Filtration
Mögliche Betriebsmodi		Cross-Flow Filtration
		Rückspülung
		Forward Flush
		Vertikal oder horizontal
Gewicht		
Gewicht (trocken)	kg	7

Tabelle 5: Betrieb- und Moduldaten der Inge Dizzer 450 (Quelle: Inge AG)

4.3 Versuchungsdurchführung

Das untere Schema (Abbildung 17) zeigt den Verlauf der Versuchungsdurchführung. Zu Beginn des Vorhabens wurde der Schwerpunkt der Untersuchungen auf die Ermittlung der Betriebsparameter der Membran gelegt. Durch die Variation unterschiedlicher Parameter (z. B. Filtrationsflux, Filterintervall und Rückspülungszeit) wurden die Permeabilitätsentwicklungen miteinander verglichen, damit ein fundamentaler Betriebsparameter für die chemische Hauptreinigungsuntersuchungen und spätere Optimierungsversuche ermittelt werden konnte. Danach erfolgt eine Serie von Untersuchungen der Hauptreinigung (intensive cleaning) mit verschiedenen Chemikalien. Nach der Auswahl der chemischen Reinigungsmittel wurde die Betriebsoptimierung der Pilotanlage mit In-situ-Zwischenreinigung (chemical enhanced backwash) durchgeführt. Nachdem ausreichend Informationen hinsichtlich des Membranbetriebs gesammelt wurden, wird ein grundlegendes Betriebskonzept der Pilotanlage vorliegen. Anhand dieses Konzepts wird noch eine Schätzung der Wirtschaftlichkeit durchgeführt.

- Kernaufgaben des Projekts
- Untersuchungsdurchführung
- Optimierungsprozesse
- entscheidende Ergebnisse

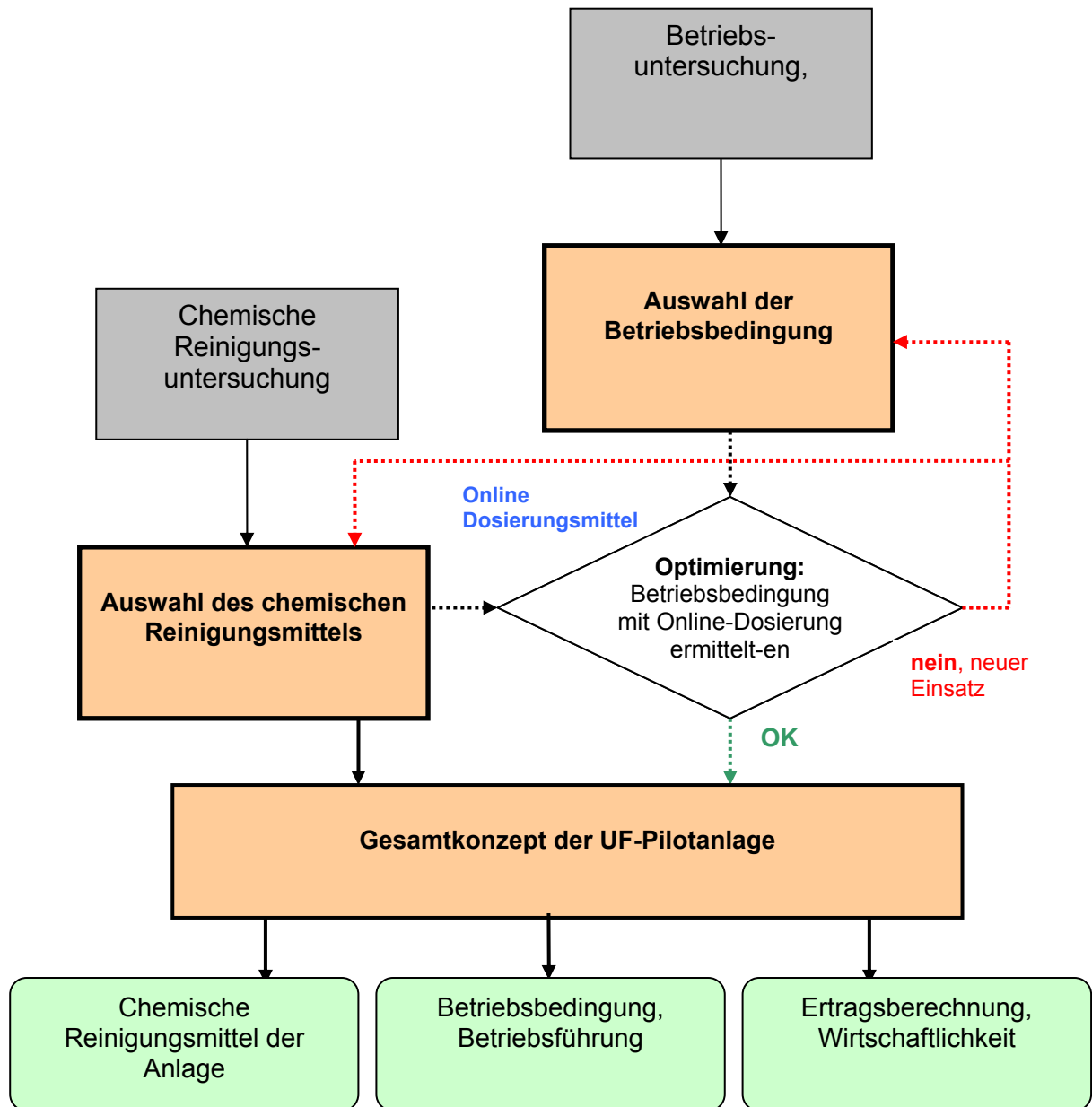


Abbildung 17: Fließschema der Versuchsdurchführung

5 Ergebnisse und Diskussion

5.1 Verbesserungseffekt von LSF

Während der UF-Pilotanlageuntersuchung wurde der Flux auf einem eingestellten Wert konstant gehalten und der TMP im Filtrationsbetrieb mithilfe der Elektro- und Steuerungssysteme online gemessen und aufgezeichnet. Laut Herstellerangaben sollte der TMP im Membranmodul bei Filtration zwischen 0,1 und 0,8 bar liegen. Um die UF-Membran zu schonen, wurde für alle nachfolgend beschriebenen Untersuchungen ein maximaler TMP von 700 mbar festgelegt. Sobald der TMP während der Ultrafiltration diesen oberen Grenzwert erreicht hat, wurde sofort eine Rückspülung ohne Berücksichtigung des Filtrationsintervalls durchgeführt.

5.1.1 Experimentalische TMP Steigerung Vergleichung

Um die Beeinflussung der Filtrierbarkeit des Abwassers durch den Langsamsandfilter zu erkennen, wurde folgendes Experiment durchgeführt: Sowohl der Klarlauf als auch der LSF-Ablauf (0,25 m/h) wurden als Feed-Wasser durch die Ultrafiltrationsanlage filtriert. Als Betriebsparameter beider Untersuchungen wurde festgesetzt: Flux: 60 LMH, Filterintervall: 20 min, Rückspülung: 10 s FWF1/20s RS/10s FWF2. Die äußeren Bedingungen des Experiments – z. B. Temperatur und Biopolymerkonzentration im Klarlauf – sind vergleichbar.

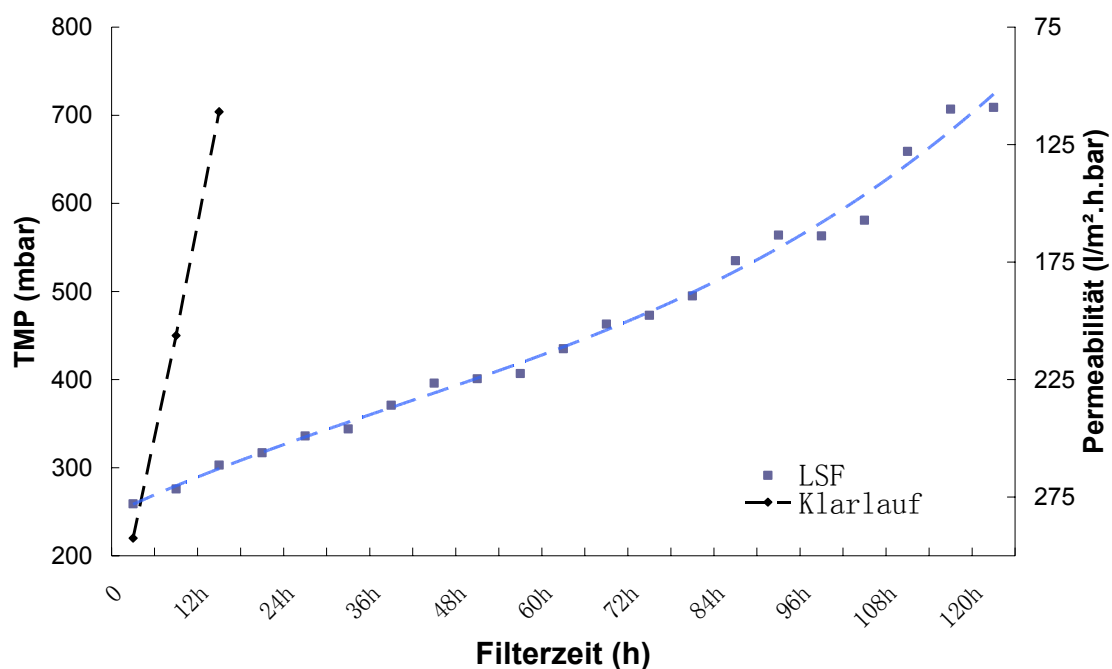


Abbildung 18: Vergleich der TMP-Entwicklung mit oder ohne LSF-Behandlung

Weil bei fest vorgegebenen Flux und Membranfläche die Permeabilität und der TMP antiproportional zueinander sind, wird die Permeabilitätsabnahme hier direkt mit der TMP-Steigerung dargestellt.

Wie auf dem oberen Diagramm (Abbildung 18) sichtbar, steigert sich die TMP der Ultrafiltration mit dem Klarlauf als Feed-Wasser innerhalb von 12 Stunden von 220 bis 700 mbar. Aber der gleiche TMP-Anstieg der Ultrafiltration mit dem LSF-Ablauf dauert etwa 120 Stunden. In Abbildung 18 ist zu erkennen, dass durch die LSF-Behandlung die Abnahme der Filtrationsleistung der UF-Anlage um das Zehnfache langsamer geworden ist.

5.1.2 Die Eliminierungsrate der Biopolymer durch LSF

Das vorherige Laborexperiment⁶⁵ hat bereits gezeigt, dass Kolloide und gelöste Wasserinhaltsstoffe ($< 0,45 \mu\text{m}$) im Klarlauf den größten Einfluss auf die Permeabilität und die Permeabilitätswiederherstellung der UF-Membran haben. Nach mehreren Forschungsberichten gibt es auch den klaren Beweis, dass der gelöste organische Stoff – nämlich EPS – eine sehr wichtige Rolle im UF-Membranfouling bei der Abwasserbehandlung spielt. Chang und Lee haben gezeigt, dass ein Aktivschlamm mit niedriger EPS-Konzentration eine deutlich höhere Filtratflux und weniger Membranfouling als der mit höherer EPS-Konzentration hat.⁶⁶ Ähnliches hat Nagaoka entdeckt, nämlich dass die EPS-Ablagerung auf der UF-Membran die Hauptursache des Foulings im kleinen MBR ist.⁶⁷ Ein ähnliches Ergebnis gibt es auch bei dem Europa-MBR-Forschungsprojekt von Rosenberger.⁶⁸

Im Folgenden werden die Biopolymerkonzentration des Klarlaufs und des LSF-Ablaufs analysiert. Dadurch kann man auch die Eliminierungsrate des Biopolymers im Abwasser durch die LSF-Behandlung ermitteln. Die monatlichen, durchschnittlichen Werte der Biopolymerkonzentration im Klarlauf und im LSF-Ablauf (0,25 m/h) während der gesamten Untersuchung werden in der nachfolgenden Abbildung 19 dargestellt.

⁶⁵ Quelle: Liang, Z.C. (2008).

⁶⁶ Quelle: Chang, I. S., Lee, C.H. (1998).

⁶⁷ Quelle: Nagaoka, H.; Ueda, S.; Miya, A. (1996).

⁶⁸ Quelle: Rosenberger, S.; Evenblij, H.; Poele, S. T.; Wintgens, T.; Laabs, C. (2005).

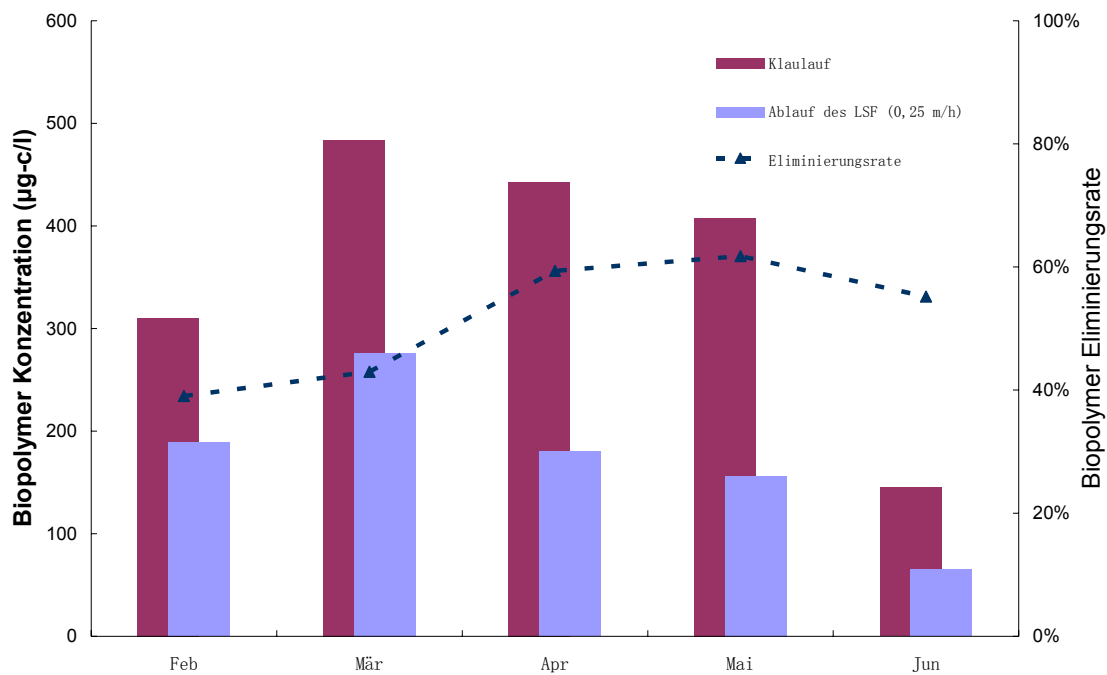


Abbildung 19: Eliminierungsrate der Biopolymer-Konzentration von LSF-Behandlung

Anhand des Analyseergebnisses wurde eine durchschnittliche Reduzierung der Biopolymerkonzentration im Abwasser um 50 % mithilfe der LSF-Behandlung abgeleitet. Das entspricht auch dem Resultat des Vergleichs der TMP-Entwicklung. Die Eliminierungsrate des Biopolymers schwankt zwischen 40 und 60 %. Das beste Ergebnis erzielt der LSF im Mai: Die LSF-Behandlung hat fast zwei Drittel des Biopolymers im Klärlauf entfernt. Die Schwankung der Biopolymereliminierungsrate kann auf biologische Aktivität der sogenannten „Schmutzdecke“ des LSFs, zurückgeführt werden. Diese Aktivität wurde von der Temperatur und auch der Regeneration der oberen Sandschicht des LSFs beeinflusst.⁶⁹

Hier deuten die Untersuchungsergebnisse an, dass die Filtrierbarkeit des Kläranlagenablaufs durch die LSF-Behandlung deutlich verbessert wird.

5.2 Ermittlung der Betriebsbedingung

Um die Auswirkungen unterschiedlicher Betriebsbedingungen bezüglich des TMP-Wachstums oder der Permeabilitätsabnahme der Ultrafiltrationsanlage zu erforschen, werden die folgenden Experimente mit unterschiedlichen Kombinationen der Filtrationsflux, des Filterintervalls und der Rückspülungszeit durchgeführt. Außerdem als ein wichtiger Foulingfaktor wurden die Biopolymerkonzentration des Feed-Wassers in jeweiliger Untersuchung immer als einer Hintergrundwert zusammen angezeigt.

⁶⁹ Quelle: Gimbel, R., Nahrstedt, A. (2003).

5.2.1 Der Einfluss des TMP-Wachstums des Flux

Damit gezeigt werden kann, wie sich mit variierendem Filtrationsflux die Membranleistung der UF-Anlage verändert, wurde die TMP-Entwicklung von drei Untersuchungen gegen die Zeit in Abbildung 20 dargestellt. Diese drei Untersuchungen werden unter dem gleichem Filterintervall (20 min) und gleicher Rückspülungszeit (10 s FWF1 / 20 s RS / 10 s FWF2), jedoch mit verändertem Flux (50 LMH, 60 LMH und 75 LMH) ausgeführt.

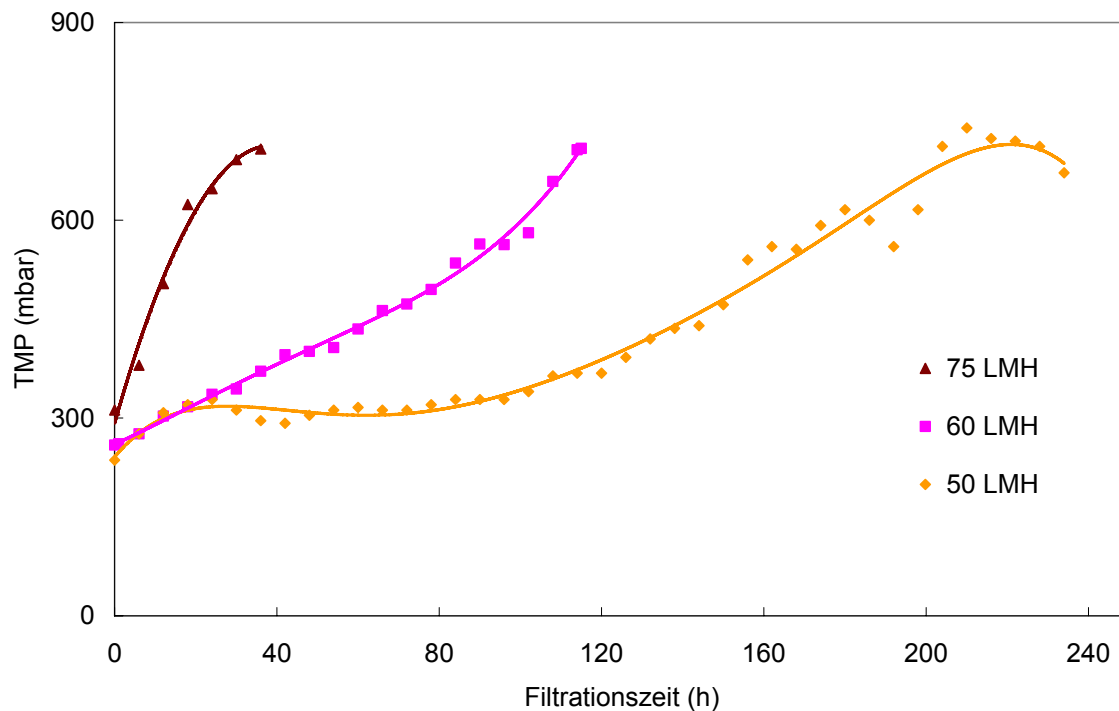


Abbildung 20: Untersuchungen mit verschiedenen Filtrationsflux

Flux	75 LMH	60 LMH	50 LMH
$K_{\text{Biopolymer}} (\mu\text{g-c/l})$	129	90	100

Es ist deutlich zu erkennen, dass mit zunehmendem Filtrationsflux der TMP-Anstieg der UF-Anlage beschleunigt wird. Der TMP unter den Flux 75 LMH geht am schnellsten hoch – der TMP-Anstieg von 300 auf 700 mbar hat lediglich 40 Stunden gedauert. Dagegen mit des 50 LMH Flux braucht der gleiche TMP-Anstieg der UF-Anlage etwa 240 Stunden. Darüber hinaus kann man diesen Ergebnissen entnehmen, dass die TMP-Wachstumszeit in diesen Untersuchungen fast proportional zu dem Flux der Ultrafiltration ist: Je kleiner des Flux, desto langsamer ist der TMP-Anstieg.

5.2.2 Einfluss des Filterintervalls auf das Membranfouling

Hier werden das Experiment mit den festgelegten Flux (50 LMH) und Rückspülungszeit (10 s FWF1 / 20 s RS / 10 s FWF2) durchgeführt. In Abbildung 18 wird der Verlauf des

TMPs mit unterschiedlichen Filterintervallen (10 Minuten, 20 Minuten und 40 Minuten) miteinander verglichen.

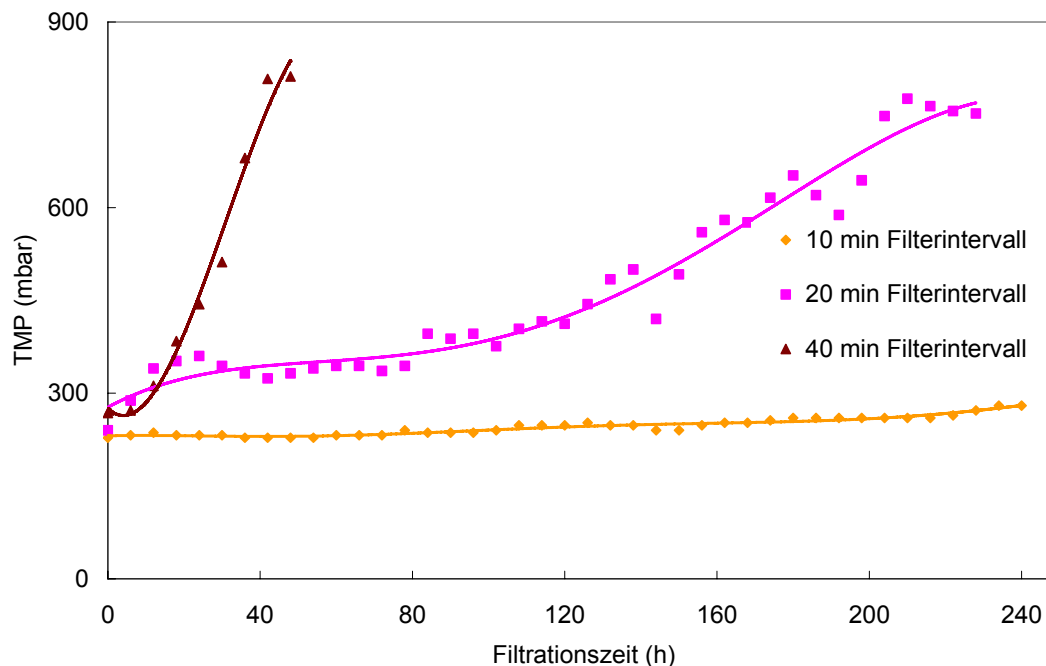


Abbildung 21: Untersuchung mit verschiedenen Filterintervallen

Filterintervall	10 min	20 min	40 min
$K_{\text{Biopolymer}} (\mu\text{g-c/l})$	265	262	194

Der Vergleich der TMP-Entwicklung in Abbildung 21 zeigt, dass eine regelmäßige Rückspülung der Membranen in kurzen Intervallen zu einer wesentlich günstigeren Entwicklung der Permeabilität führt, als die Rückspülungen in größeren Zeitabständen. Die Zeit des gleichen TMP-Anstiegs (250 bis ca. 700 mbar) in der Untersuchung mit einem Filterintervall von 20 min ist sechsfach länger als die mit einem Filterintervall von 40 min. Das beste Ergebnis konnte die Untersuchung mit einem Filterintervall von 10 min. Der TMP stieg nach einem 10-Tage-Betrieb nur um 50 mbar.

5.2.3 Einfluss des Rückspülungszeit

Zur Bestimmung des Einflusses der Rückspülungszeit auf den UF-Anlagenbetrieb wurde der TMP-Vergleich unter unterschiedliche Rückspülungszeit (20 s, 40 s und 60 s) in folgendem Diagramm (Abbildung 22) veranschaulicht. Ziel dieser Versuche war die Ermittlung des Einflusses der Veränderung der Rückspülungszeit auf die Foulingbildung der UF-Anlage.

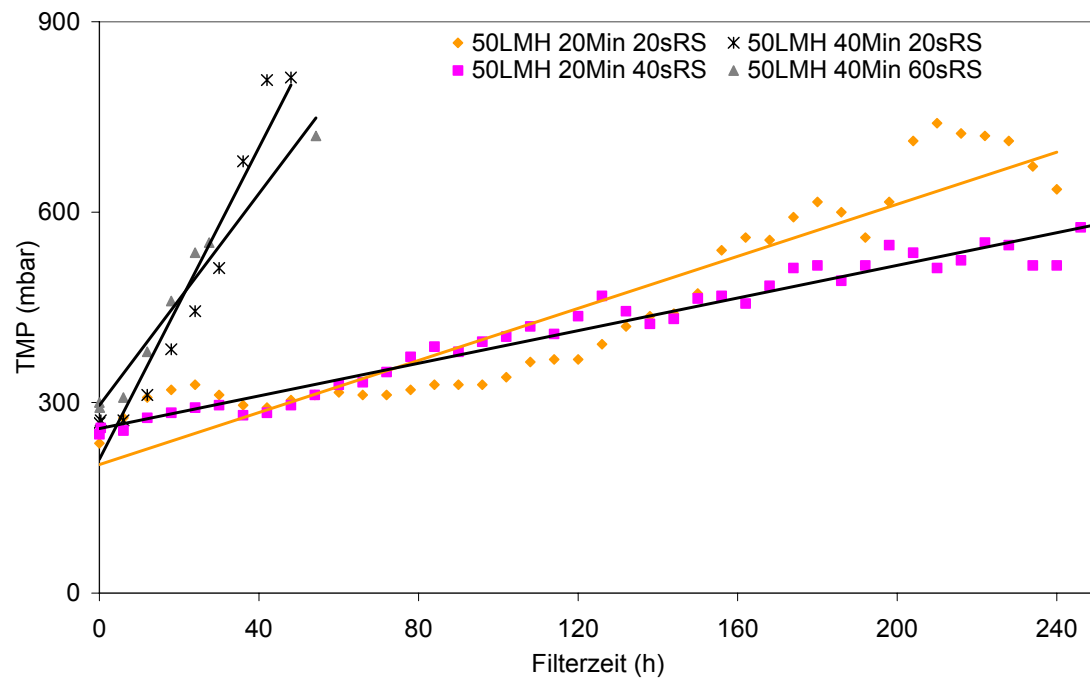


Abbildung 22: Versuche mit unterschiedlicher Rückspülungszeit

Rückspülungszeit	20 min 20 s	20 min 40 s	40 min 20 s	40 min 60 s
$K_{\text{Biopolymer}} (\mu\text{g-c/l})$	262	137	194	165

Wie aus Abbildung 22 ersichtlich ist, wurde die TMP- oder Permeabilitätsentwicklung durch die Verlängerung der Rückspülungszeit auch leicht verbessert. Aber die Verbesserungswirkung davon ist im Vergleich zur Änderung mit anderen Betriebsparametern sehr gering.

Aus den dargestellten Versuchsergebnissen kann man schlussfolgern, dass die niedrige Filtrationsflux, der kürzere Filterintervall und die längere Rückspülungszeit alle einen guten Einfluss auf die TMP- oder Permeabilitätsentwicklung haben. Außerdem erkennt man sehr leicht, dass die Wirkung zur TMP-Entwicklung durch die Änderung des Filterintervalls am stärkstes als die von anderen ist. Allerdings muss man auch auf die Produktivität und Effizienz der Ultrafiltration achten; aus diesem Grund wurden folgende, grundlegende Betriebsparameter für die Untersuchungen der Hauptreinigung und des späteren Optimierungsversuch gewählt:

- Flux: 60-70 LMH
- Filterperiode: 20 min

- **Rückspülungszeit: 10 s FWF / 20 s RS / 10 s FWF**

5.3 Untersuchung der Hauptreinigung (intensive cleaning)

Für die chemische Reinigung der UF-Membran im Abwasserbehandlungsbereich kann man noch zwischen der periodischen In-situ-Zwischenreinigung (chemical enhanced backwash) durch Rückspülung mit Chemikalienzusatz und der diskontinuierlichen Hauptreinigung (intensive cleaning) mit Chemikalien unter Außerbetriebnahme der Filtrationseinheit unterscheiden.⁷⁰ In diesem Kapitel werden die beschriebenen Untersuchungen sich zuerst mit der Hauptreinigung beschäftigen.

Der Betriebsparameter der Ultrafiltration vor der Hauptreinigung wurde entsprechend der vorhergehenden Experimente und auch zur Berücksichtigung des Zeitplans der intensiven Reinigungsuntersuchung ausgewählt.

5.3.1 TMP-Entwicklung vor der Hauptreinigung

Um ähnliche Voraussetzungen für die Versuche mit der Hauptreinigung herzustellen, wird vor jeder Hauptreinigung die Ultrafiltrationsanlage unter gleichen Betriebsbedingungen (60 LMH, 20 min und 10 s FWF / 20 s RS / 10 s FWF) fünf Tage lang mit dem LSF-Ablauf (0,25 m/h) filtriert. Die TMP-Entwicklung der Ultrafiltrationsanlage wurde während des Betriebs kontinuierlich überwacht. In Tabelle 6 sind die Daten aller fünf Tage dauernder Filtrationen vor den Hauptreinigungsexperimenten aufgeführt.

Filtra.-Datum	TMP ₀ (mbar)	TMP _{Ende} (mbar)	ΔTMP/d (mbar)	LSF-K _{Biopolvmer} (µg-c/l)
23.05. ~ 27.05	220	680	92	137
01.06. ~ 06.06	240	688	90	98
08.06. ~ 13.06	270	468	40	102
15.06. ~ 20.06	224	400	35	80
22.06. ~ 27.06	240	576	67	83
29.06. ~ 04.07	260	708	90	90
06.07. ~ 11.07	280	600	64	108

Tabelle 6: TMP-Anstieg vor chemischer Reinigung

Die TMP-Daten der Ultrafiltration vor der Hauptreinigung zeigen, dass trotz gleicher Betriebsparameter und Betriebszeit, der TMP-Anstieg sich leider nicht gleichweise entwickelt hat. Der Grund dafür kann in der fortwährend variierenden

⁷⁰ Quelle: Pinnekamp, J., Friedriech, H. (2006).

Biopolymerkonzentration im Klärwerkablauf (z. B. wegen starken Regens, der Dosierung des Flocksmittels) liegen.

5.3.2 Permeabilität-Recovery Vergleich mit unterschiedlichen Reinigungsmitteln

Jedes mal nach der 5-Tage-Filtration wurde die UF-Anlage mit einem der folgenden sieben Reinigungsmittel gereinigt:

- Schwefelsäure H_2SO_4 (pH 2),
- Natronlauge NaOH (pH 12),
- Natriumhypochlorit NaClO (50 ppm Aktivchlor),
- Leitungswasser,
- Permeat,
- Wasserstoffperoxid H_2O_2 (125 ppm)
- und ELGA-Wasser.

In jeder Hauptreinigungsuntersuchung wurde ca. 10 l Reinigungsmittel in das UF-Modul rückgespült; die Einwirkzeit betrug etwa 24 h. Danach wurde die Einweichlösung rückgespült und gleichzeitig wurde Wasserprobe zur Analyse genommen. Anschließend wurde die Membranpermeabilität nach dem Einweichen im Leitungswasser bestimmt.

	chemische Reinigungsmittel	TMP vor HR (mbar)	TMP nach HR (mbar)	Einweichzeit t (h)	Permeabilität -Recovery
1	H_2SO_4 pH 2	680	520	24	15 %
2	NaOH pH 12	688	312	23,5	65 %
3	NaClO 50 ppm aktive Cl	468	324	23,75	61 %
4	Leitungswasser	400	336	24	24 %
5	Permeat	576	460	23,5	18 %
6	H_2O_2	708	500	24	24 %
7	ELGA-Wasser	600	396	24	45 %

Tabelle 7: Chemisches Reinigungsergebnis

In Tabelle 7 sind die Daten der Experimente mit der Hauptreinigung zusammengefasst. Die Werte des Permeabilität-Recoverys aller Hauptreinigungsuntersuchungen werden auch in Abbildung 23 miteinander verglichen. Wie in Abbildung 23 dargestellt, hat die Natronlauge (pH 12) den besten Reinigungseffekt; dann folgt NaClO (50 ppm Aktivchlor). Das ELGA-Wasser erreicht wegen ihrer Erosionsfähigkeit für Scaling auch eine sehr gute Permeabilität-Recovery der UF-Membran. Wasserstoffperoxid und Leitungswasser haben den Wert von je 24 % erreicht. Am schlechtesten schnitten

Schwefelsäure (pH 2) und das Permeat ab – beider erreichten einen Recovery von unter 20 %.

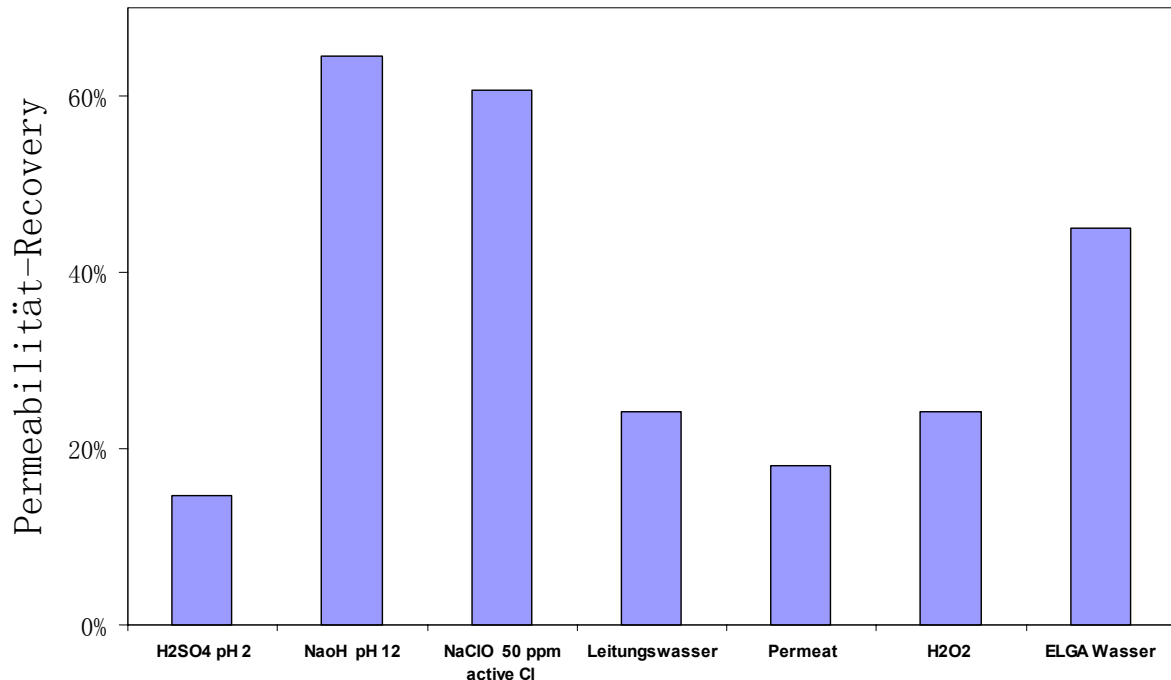


Abbildung 23: Permeabilität-Wiederherstellungsrate der chemischen Reinigung

Nach mehreren Forschungsberichten wurde das NOM, insbesondere das EPS bei der Ultrafiltration von biologisch behandelten Abwässern, als kritische Fouling-Komponente während der Ultrafiltration identifiziert. Die Natronlauge ist ein typischer alkalischer Reiniger zur Entfernung von organischen und biologischen Foulings; deswegen zeigt die Natronlauge hier auch das beste Hauptreinigungsergebnis. Obwohl die Säure, die ein Reiniger für die Auflösung der anorganischen Ausfällungen zuständig ist, hier das geringste Permeabilität-Recovery-Ergebnis aufweist, ist sie für die Hauptreinigung der UF-Membran auch nicht ersetzbar.

5.3.3 LC-OCD Analyse

Wie im Kapitel 3.1.2 bereits erläutert, wurde die Biopolymerkonzentration aller Wasserproben in der Reinigungsuntersuchung wie bisher mit LC-OCD analysiert. In Abbildung 21 sind die LC-OCD Chromatogramme für den LSF-Ablauf und die Rückspülgewinnung der chemischen Hauptreinigungen dargestellt. Die dadurch ermittelten Biopolymerkonzentrationen wurden in Tabelle 8 eingetragen.

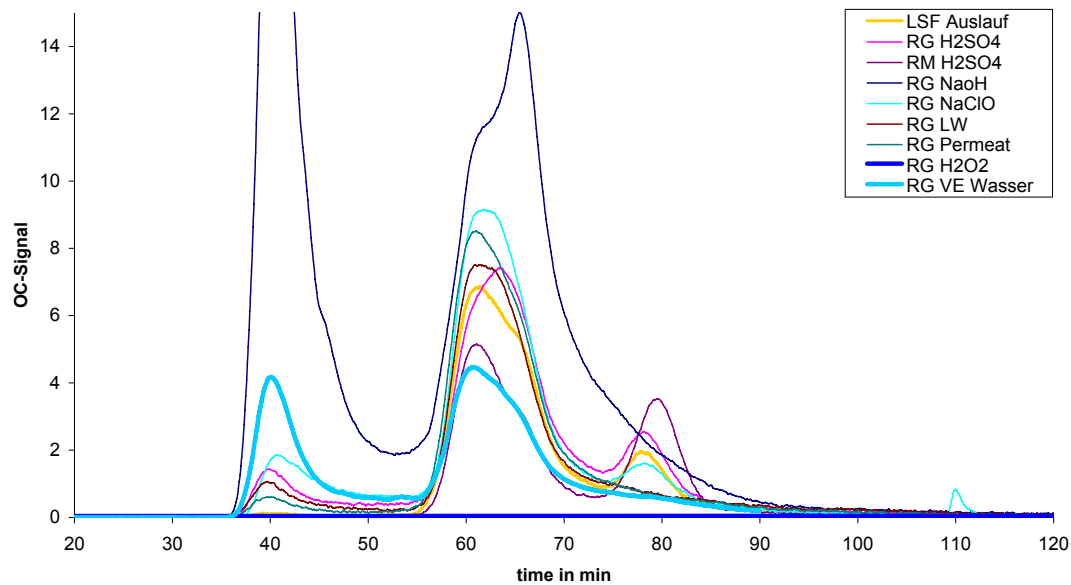


Abbildung 24: LC-OCD Chromatogramm den Wasserprobe in der chemischen Reinigung

Wie in Abbildung 25 und Tabelle 8 zu erkennen ist, sind alle Biopolymerkonzentrationen der Rückspülgewinnungen viel höher als die im LSF-Ablauf. In der Hauptreinigungsuntersuchung mit Natronlauge (pH 12) ist die Biopolymerkonzentration der Einweichenlösung sogar hundertfach höher als sie im LSF-Ablauf war.

	chemische Reinigungsmittel	LSF-K _{Biopolymer} ($\mu\text{g-c/l}$)	RG-K _{Biopolymer} ($\mu\text{g-c/l}$)
1	H ₂ SO ₄ pH 2	137	916
2	NaOH pH 12	98	11344
3	NaClO 50 ppm aktive Cl	102	1380
4	Leitungswasser	80	648
5	Permeat	83	389
6	H ₂ O ₂	90	-
7	ELGA-Wasser	108	2086

Tabelle 8: Hauptreinigungsergebnis

Das Ergebnis der LC-OCD-Analyse hat die entsprechende Reinigungswirkung der verwendeten Chemikalien bewiesen. Wie in Abbildung 25 veranschaulicht: je besser das Permeabilität-Recovery, desto höher die Biopolymerkonzentration in der Einweichlösung. Wenn die Daten vom Natriumhypochlorit als Ausreisser von der Berechnung ausgenommen, steigt die Bestimmtheitsmaß R^2 der logarithmische Gleichung sich sogar auf 0,9. Diese Ergebnisse zeigen durchweg, dass ein direkter Zusammenhang zwischen

der Entfernung des Biopolymers aus der UF-Membran und der Wiederherstellung der Permeabilität der UF-Membran besteht.

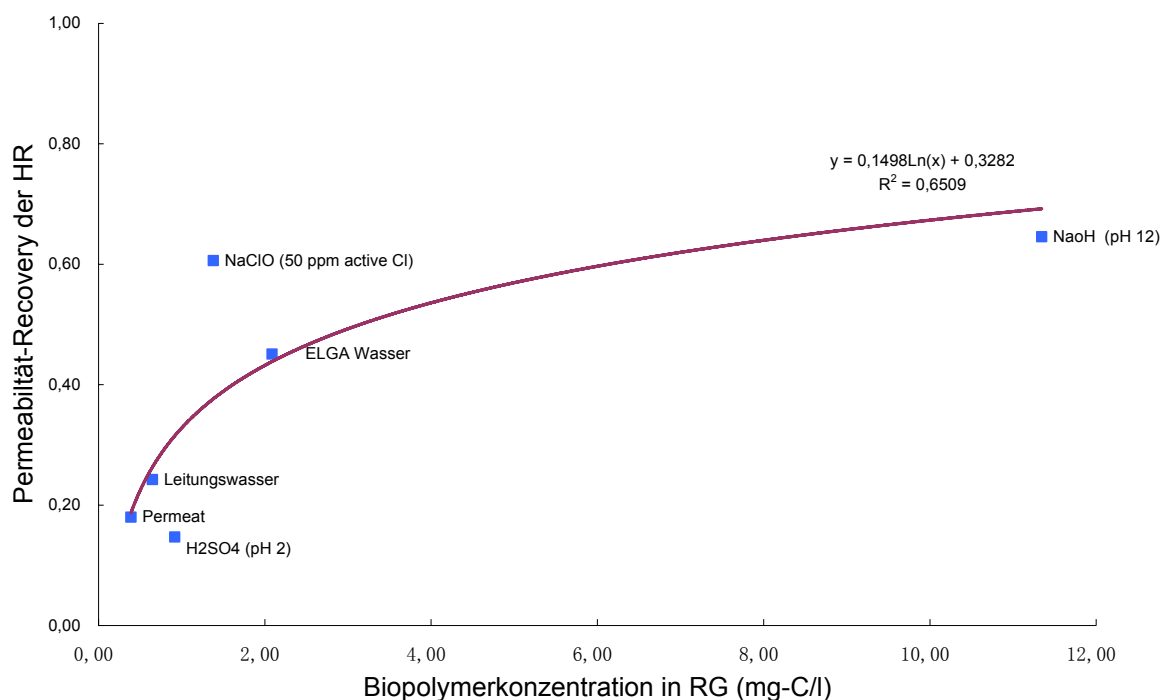


Abbildung 25: Vergleich der Permeabilität-Recovery mit der Biopolymerkonzentration in Rückspülgewinnung der Hauptreinigung

Eine Ausnahme bilden die Ergebnisse mit Natriumhypochlorit, weil das es als Oxidationsmittel hauptsächlich die Hydrophilität der Foulingsubstanz erhöht und damit die Adhäsion an der Membran reduziert. Jedoch ist die Funktion der Natronlauge stattdessen sowohl die Hydrolyse als auch die Solubilisation der Foulingschicht.⁷¹ Daher ist die Biopolymerkonzentration in der Einweichlösung mit Natriumhypochlorit sehr niedrig – trotz eines guten Permeabilität-Recoverys. Während des Versuchs konnte man mit bloßem Auge erkennen, dass die Foulingdeckschicht in der Einweichlösung mit dem Natriumhypochlorit in großen Stücken oder vollständiger Kapillarform vorhanden war, weil das Natriumhypochlorit die Foulingsubstanz von der UF-Membran abgetrennt, jedoch in der Lösung nicht gut gelöst hat. Während ist die Foulingsubstanz in der Einweichlösung mit der Natronlauge nur als sehr feine Partikel existiert. Außerdem wegen des Ausfalls des LC-OCD-Geräts fehlt noch dem Messungswert des Wasserstoffperoxids.

⁷¹ Quelle: Liu, C., S. Caothien, et al (2000).

5.4 Betriebsoptimierung mit Zwischenreinigung

Im Optimierungsversuch wurde die UF-Anlage mit In-situ-Zwischenreinigung betrieben. „In situ“ heißt, dass bei der Zwischenreinigung die Membrane in Kontakt mit Abwasser bleiben. Die Permeat, Natronlauge NaOH (pH 12), Natriumhypochlorit NaClO (10 ppm Aktivchlor) und Wasserstoffperoxid H₂O₂ (25 ppm) werden in jeweiliger Untersuchung als Reinigungschemikalien bei der Zwischenrückspülung online dosiert. Die Wahl der Betriebsbedingungen wird gemäß dem vorher durchgeführten Experiment bestimmt. Für den Fall werden die im Folgenden aufgezählten Betriebsparameter benutzt, damit die Belastbarkeit der UF-Anlage in Abhängigkeit der Zuflussbedingungen der Großanlage auch geprüft werden kann.

- Für Filtrationsflux von 89 LMH,
- Für Filterintervall von 45 min,
- Für Zwischenreinigungsstrategien: 70 s Permeat-Spülung / 50 s Rückspülung mit Chemikalien / 300 s Wirken / 50 s Permeat-Spülung.

Abbildung 26 zeigt die TMP-Verläufe bei den vier Optimierungsversuchen mit unterschiedlichen Zwischenreinigungsmitteln. Auf dem Diagramm ist zu erkennen, dass die Zwischenrückspülung mit den Chemikalien den Betrieb der UF-Anlage positiv beeinflusst hat. Wird die Rückspülung während der Ultrafiltration ohne Chemikaliengabe betrieben – z. B. nur mit der Permeat rückgespült – dann ist der TMP innerhalb von 24 h bis zum vorbestimmten maximalen Betriebsgrenzwert von 700 mbar angestiegen.

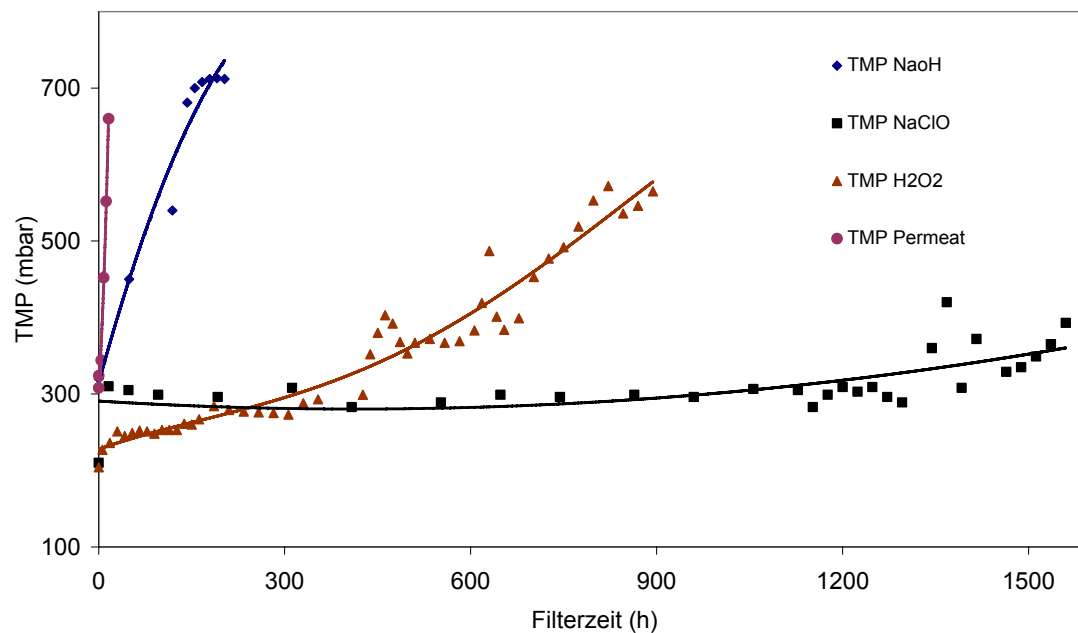


Abbildung 26: TMP-Entwicklung der Betriebsoptimierungsexperimente

Zwischenreinigungsmittel	Permeat	NaOH	H ₂ O ₂	NaClO
K _{Biopolymer} (µg-c/l)	117	90	80	216

Im Gegensatz dazu zeigte sich bei der Zwischenreinigung mit NaClO (10 ppm Aktivchlor) ein hervorragendes Ergebnis: der TMP der UF-Anlage ist nach zwei Monaten Betriebszeit lediglich um 200 mbar gewachsen. Darüber hinaus ist der Abbildung 26 zu entnehmen, dass die Zwischenreinigung mit Wasserstoffperoxyd (25 ppm) sich ebenfalls als positiv erwiesen hat: nach 37 Tagen Betriebszeit ist der TMP von 245 bis auf etwa 570 mbar angestiegen.

Auffällig ist bei Untersuchung mit Natronlauge (pH 12), dass der TMP der UF-Anlage nur nach 150 h Filtration schon den vorbestimmten oberen TMP-Grenzwert von 700 mbar erreicht, während im chemischen Reinigungsexperiment die Natronlauge (pH 12) die beste Reinigungswirkung gezeigt hat. Die Ursache dafür kann an der Wasserhärte liegen. Nach BWB-Angaben enthält der Klarlauf in Ruhleben eine sehr hohe Ca^{2+} -Konzentration. Durch die Reaktion mit NaOH kann sich ein schweres Scaling auf der UF-Membran bilden. Als Folge des Scalings ist das Membranmodul am Ende dieser Optimierungsuntersuchung mit Natronlauge (pH 12) als Zwischenreinigungsmittel ganz verstopft gewesen. Daher wurde das Modul ausgetauscht und später im Labor aufgeschnitten. Wie die Abbildung 27 zeigt, ist die Scalingbildung sehr klar sowohl auf der Feedseite als auch auf der Permeatseite des Membranmoduls zu sehen.

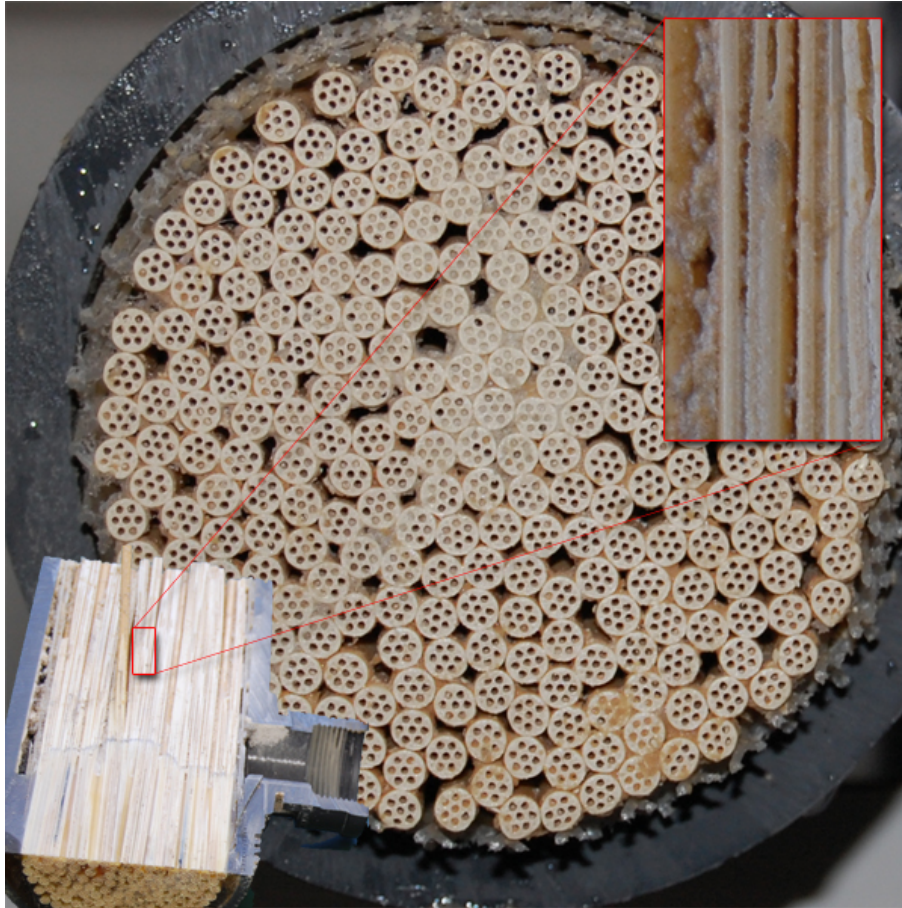


Abbildung 27: Scalingbildung der UF-Membran mit der NaOH als Zwischenreinigungsmittel

Aus diesem Grund ist die Verwendung der Natronlauge als Zwischenreinigungsmittel für ein Wassergebiet mit höherer Wasserhärte – wie z. B. in Berlin – nicht geeignet.

Gemäß dem AbwAG (abgabefreie Schwellenwerte von AOX: 100 µg/l) ist die Verwendung von NaClO (Hypochlorit) als chemisches Reinigungsmittel wegen durch ihn verursachender hoher AOX-Belastung im Regelfall nicht erwünscht.⁷² Außerdem kann NaClO die Membraneigenschaften verändern sowie die Membranstandzeit verringern.⁷³

Aus diesen Gründen kann man hier lediglich für die alternative Reinigungschemikalie Wasserstoffperoxyd als Zwischenreinigungsmittel entscheiden.

Nachdem genügend Erkenntnisse aus den Versuchen an der Pilotanlage gewonnen wurden, kann nun zum Zweck der Wirtschaftlichkeitsabschätzung ein grundlegendes

⁷² Quelle: Drensla, K., Janot, A. (2003).

⁷³ Quelle: Drensla, K., Janot, A. (2003).

Betriebskonzept der Pilotanlage mit einer Filtratausbeute von ca. 93 % erarbeitet werden.
Die UF-Anlagen kann mit folgenden Parametern betrieben werden:

- Vorbehandlung mit Langsamsandfilter: 0,25 m/h mindestens 2-straßigen
- UF-Anlage: mindestens 2-straßige TMP-Betriebsparameter bis 700 mbar
maximaler Membranflux 90 LMH, Filtrationsintervall 20 min,
- Chemische Reinigung
Zwischenreinigungsstrategie: 15 s Permeat-Spülung / 30 s Zwischenreinigung
mit H_2O_2 (25 ppm) / 150 s Einwirken/ 15 s Permeat-Spülung,
eine intensive Hauptreinigung wird in einem durchschnittlichen Abstand von
drei Monaten und einer Dauer von 18 h mit NaOH (pH 12) + H_2O_2 gefolgt von
 H_2SO_4 und einer Dauer von 2 h vorgenommen.

6 Abschätzung der Wirtschaftlichkeit

Im Folgenden soll die Wirtschaftlichkeit des ausgewählten Konzeptes untersucht werden. Hierfür ist es zunächst notwendig, die auftretenden Kosten abzuschätzen. Dabei werden die Langsamsandfilter und die Ultrafiltrationsanlage zuerst getrennt betrachtet, um später die Veränderung wirtschaftlicher Rahmenbedingungen leichter erfassen zu können. Die Gesamtkosten für den Betrieb einer Membrananlage setzen sich aus folgenden Punkten zusammen:

Für UF-Anlage:

- Investition
- Betriebskosten: jährliche Kapitalkosten, Membranersatz, Energieverbrauch, Chemikalien für die Reinigung der Membranen, Personalaufwand, Entsorgung der Konzentrate, Versicherungen und Gebäudekosten.⁷⁴

Für LSF-Anlage:

- Investition
- Betriebskosten: jährliche Kapitalkosten, Energieverbrauch, Wartungskosten und Filtersandregenerierung oder -nachfüllung.

Um die Wirtschaftlichkeit für unterschiedliche Anwendungsbeispiele zu vergleichen, hat man die Kostenabschätzung der Anlage in drei Größenkategorien eingeteilt: 2400 m³/d (für z. B. eine dezentrale Abwasserkläranlage oder Anlage für die Aufbereitung von Brauchwasser), 24 000 m³/d (für Abwasserkläranlage einer kleinen Stadt oder Gemeinde) und 240 000 m³/d (für großes Klärwerk einer großen Stadt wie z. B. in Berlin-Ruhleben).

6.1 Investitionskosten

6.1.1 Investitionskosten für eine UF-Anlage

Die Investitionskosten für den Bau einer Ultrafiltrationsanlage setzen sich aus den Kosten für eingesetzte Membranmodule, die Dosieranlagen sowie der dafür insgesamt erforderlicher Elektro- und Steuerungstechnik.⁷⁵

⁷⁴ Quelle: Vossenkaul, K., Geissler, St., Ohle, P., Brands, E., (1998).

⁷⁵ Quelle: Back, E., E. Brands, et al. (2005).

Die Investitionskosten für die Ultrafiltrationsanlage wurden über ihre größenbezogenen spezifischen Kosten abgeschätzt.⁷⁶

Im Vergleich zur MBR-Anlage, werden hier keine Kosten der Belüftungsanlage für die UF-Anlage als „Tertiary Treatment“ eingefallen. Durch die Zusammenfassung der bestehenden UF-Anlagen in Deutschland aus Quelle ISA und TZW wird die mittlere Flächenbelastung sowohl von UF-Anlagen im Bereich der Trinkwasseraufbereitung als auch von den MBR-Anlagen der kommunalen Abwasserbehandlung ermittelt.

Der Vergleich der Flächenbelastung (siehe Abbildung 28) der UF-Membran zeigt, dass hier die UF-Anlage hinter dem LSF vielmehr ähnlichen Flux wie die für die Wasserversorgung verwendete UF-Anlage hat.

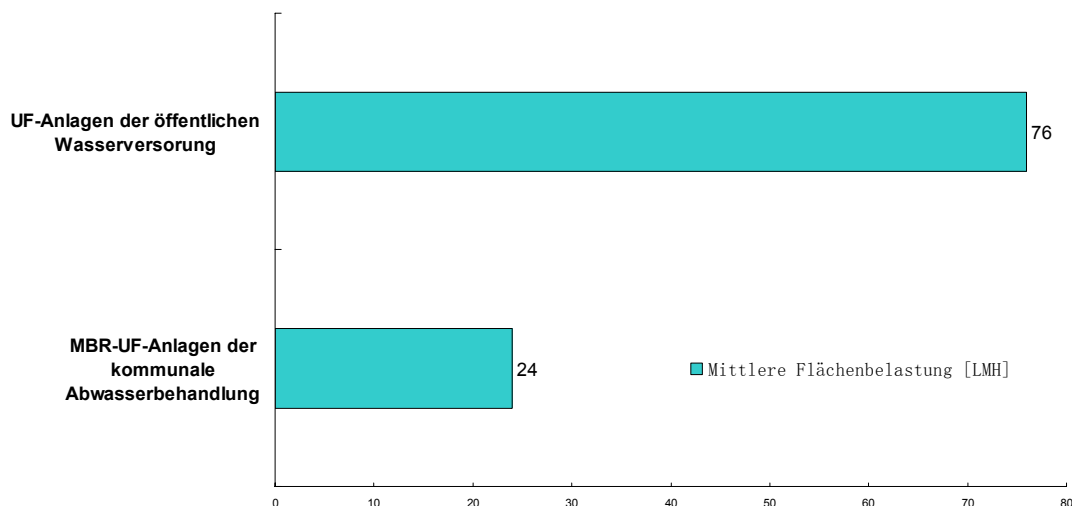


Abbildung 28: Mittlere Flächenbelastung der UF-Anlagen (Quelle: ISA und TZW)

Deswegen wird hier das folgende Spezische-Investitionskosten-Diagramm (siehe Abbildung 29), das von Pia Lipp gemäß den Daten der UF-Anlagen in der öffentlichen Wasserversorgung in Deutschland zusammengefasst wurde, für die Kostenermittlung der UF-Anlage angewendet.

⁷⁶ Quelle: Lipp, P. Baldauf, G. (2003).

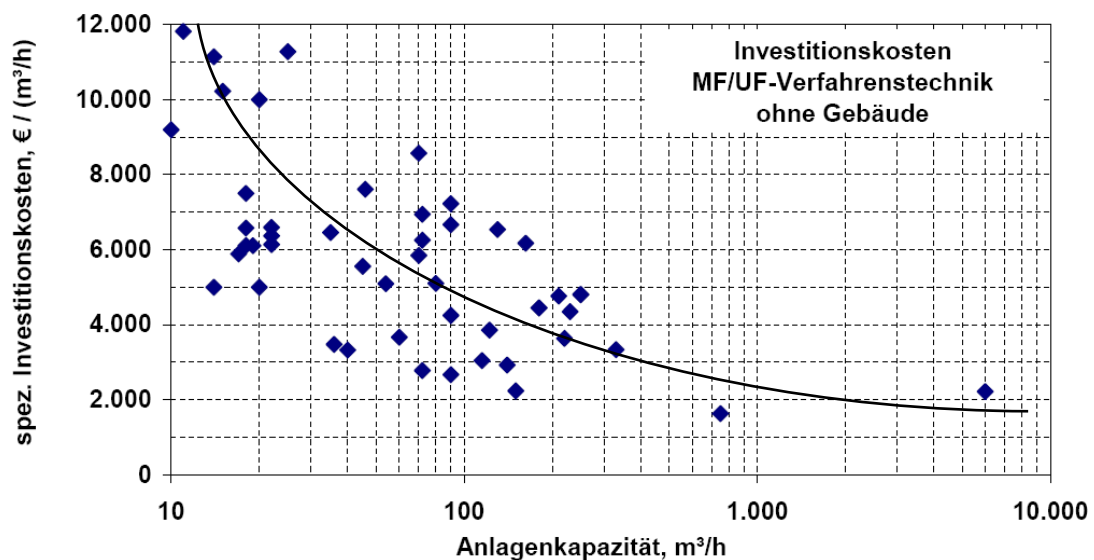


Abbildung 29 Spezifische Investitionskosten der UF-Anlage für die Wasserversorgung in Deutschland
(Quelle: DVGW TZW)

In Tabelle 9 werden die ermittelten Investitionskosten einer UF-Anlage in drei Größenkategorien eingetragen.

Anlagengröße	100 m³ / h	1 000 m³ / h	10 000 m³ / h
Spezifische Investitionskosten der UF-Anlage	4000 € / (m³·h)	2000 € / (m³·h)	1750 € / (m³·h)
UF-Membranfläche	1111 m²	11 111 m²	111 111 m²
→UF Investitionskosten	400 000 €	2 000 000 €	17 500 000 €

Tabelle 9: Die Investitionskosten der UF-Anlagen

6.1.2 Investitionskosten der Langsandsandfilter

Die Abschätzung der Investitionskosten für die Langsandsandfilter erfolgt auf Grundlage gängiger spezifischer Preise für die jeweilige Baukostenkomponente. Bei der Berechnung der Kosten sonstiger Anlagen (z. B. für Verfahrens- Elektro- und Steuerungstechnik) wird eine auf den Erfahrungswerten basierende Schätzung über den anteiligen Preis an den Gesamtkosten gemacht. Die nachstehende Tabelle zeigt dieses Berechnungsbeispiel für den LSF mit einer 100 m³/h Aufbereitungsleistung.

In folgender Investitionskostenabschätzung werden die LSFs als offene Filter betrachtet; die Filtergeschwindigkeit im Normalbetrieb beträgt 0,25 m/h. Der Filterschicht aus Quarzsand wird mit 1 m, die Höhe der Stützschrift aus Kies wird mit 0,2 m

angenommen. Die Kosten für den Filtersand (Korngröße 0-2 mm) betragen 80 €/m³ und für den Kies der Stützschrift 50 €/m³.⁷⁷

Komponente	Menge	Preis	Preis	Anteil an Gesamtkosten [%]
Erdaushub ⁷⁸	1200 m ³	20 €/m ³	24 000 €	22 %
Fundament, Erdfolien	400 m ²	20 €/m ²	8 000 €	7 %
Quarzsand	400 m ³	80 €/m ³	32 000 €	30 %
Kies Stützschrift	80 m ³	50 €/m ³	4 000 €	4 %
Sonstige Anlage (z. B. Elektro- und Steuerungstechnik, Rohrleitung, usw.)			40 000 €	37 %
		Anlagenpreis:	108.000 €	

Tabelle 10: Kostenermittlung der LSF mit einer 100 m³/h Aufbereitungsleistung

Für den Bau der LSF mit 1000 m³/h und 10 000 m³/h Behandlungsleistung wird die Preisvergünstigung des Baumaterials wegen der größeren Anschaffungsmenge auch berücksichtigt. In der unteren Tabelle wurde die Investitionskosten für den LSF für alle drei Beispielfälle vorgestellt.

Anlagengröße	100 m ³ / h	1 000 m ³ / h	10 000 m ³ / h
LSF-Fläche (0.25 m/h)	400 m ²	4 000 m ²	40 000 m ²
→ Investitionskosten	108 000 €	972 000 €	8 748 400 €

Tabelle 11: Die Investitionskosten der LSF-Anlagen

6.2 Betriebskostenermittlung

Zur Berechnung und überschaubaren Darstellung der Betriebskosten wurden die gesamten laufenden Kosten einer Anlage zuerst in zwei charakteristische Kostenarten unterteilt:

- fixe Kosten,
- variable Kosten.

Als **fixe Betriebskosten** werden solche Kosten betrachtet, die unabhängig von der Tatsache anfallen, ob sich die Anlage in Betrieb befindet oder nicht.⁷⁹ Für die UF-

⁷⁷ Quelle: www.baustoffkatalog.com

⁷⁸ Quelle: Overath, H., Merkel, W., Hiekel, S. (1999).

⁷⁹ Quelle: Melin, T., Rautenbach, R. (2006).

Membrananlage sind neben den Kapitalkosten noch die Kosten für Personal und die Membranersatzkosten zu beachten.

Für eine marktwirtschaftliche Betriebskostenermittlung müssen die Investitionskosten in jedem Fall (egal, ob das Kapital für den Bau der Anlage bereits vorhanden ist oder als Darlehen durch ein Kreditinstitut finanziert werden muss) zu marktüblichen Bedingungen als Kredit angesehen werden. Das heißt, dass die Verzinsung, die Tilgung des Kapitals und die Abschreibung der Anlage müssen berücksichtigt werden. Daher werden hier die jährlichen Kapitalkosten mit folgender Formel berechnet:⁸⁰

$$K = \frac{q^n \cdot (q - 1)}{q^n - 1} \cdot I \quad \text{und} \quad q = 1 + z$$

K: die jährlichen Kapitalkosten

I: die Investitionskosten

z: der Zinssatz

n: der Abschreibungszeitraum

Unter **variablen Betriebskosten** versteht man mit der Produktion direkt gekoppelte Kostenarten. Das sind z. B. Chemikalien und Betriebsstoffe, Energiebedarf und eventuell auch die Entsorgungskosten von Reststoffen.⁸¹

6.2.1 Fixe Kosten der UF-Anlage

In vielen wasserwirtschaftlichen Kostenrechnungen werden Zinssätze zwischen 3 und 7 % pro Jahr verwendet. Für das Membranverfahren werden üblicherweise 10 bis 20 Jahre Abschreibungszeiträume angesetzt.⁸² Deswegen werden hier die jährlichen Kapitalkosten der UF-Anlage auf einen Abschreibungszeitraum von 15 Jahren und mit einem Zinssatz von 5 % bezogen. Eine Verteuerungsrate wurde aus Vereinfachungsgründen nicht berücksichtigt.

⁸⁰ Quelle: Melin, T., Rautenbach, R. (2006).

⁸¹ Quelle: Melin, T., Rautenbach, R. (2006).

⁸² Quelle: Melin, T., Rautenbach, R. (2006).

Für die Personal- und Membranersatzkostenermittlung wird die Lebensdauer der UF-Membran mit 5 Jahren angesetzt und der Personalbedarf zur Betreuung der Anlage für je 100 m³/h mit 0,01 Personen pro Jahr angenommen.⁸³ Für die Personalkosten wurden 40 000 € pro Person und Jahr angesetzt.⁸⁴

Die fixen Jahreskosten einer UF-Anlage sind in Tabelle 12 aufgeführt.

UF-Anlage mit 100 m ³ /h Behandlungskapazität			Gesamt
Kapitalkosten			38 537 €
Membranersatz €/m ²	222 m ² /a	50 €/m ²	11 111 €
Personalkosten	0,01 Person/a	40 000 €/a	400 €
Fixe Betriebskosten			→ 50 048 € / a

Tabelle 12: Rechnungsbeispiel der fixen Jahreskosten einer UF-Anlagen

6.2.2 Fixe Kosten der LSF-Anlage

Für die jährliche fixe Kostenermittlung der LSF-Anlage werden ein Abschreibungszeitraum von 20 Jahren, ein Zinssatz von 5 % und ein Personalbedarf zur Betreuung der LSF-Anlage für je 100 m³/h mit 0,1 Personen pro Jahr vorgegeben.⁸⁵

LSF-Anlage mit 100 m ³ /h Behandlungskapazität			Gesamt
Kapitalkosten			8666 €
Personalkosten	0,1 Person/a	40 000 €/a	4000 €
Fixe Betriebskosten			→ 12 666 € / a

Tabelle 13: Rechnungsbeispiel der fixen Jahreskosten einer LSF-Anlagen

6.2.3 Variable Kosten der UF-Anlage

Für die Berechnung der Energiekosten der UF-Anlage wird der von TZW ermittelte mittlere spezifische Energiebedarf 0,2 kWh/m³ verwendet. Für die Reinigungskosten werden gemäß der Reinigungsstrategien die spezifischen Chemikalienkosten mit ca. 1,5 €/m² pro Membranfläche kalkuliert. Die Kosten für Wasserstoffperoxid, Natronlauge und Schwefelsäure liegen bei 0,8 €/kg. Die Energiegebühren werden mit 0,2 €/kWh veranschlagt.

In Tabelle 16 zeigt das Ergebnis der jährlichen variablen Kostenrechnung einer UF-Anlage mit 100 m³/h Behandlungskapazität.

⁸³ Quelle: Hagen, K., Schmitt, A., Dautzenberg, W. (2006).

⁸⁴ Quelle: Gemeinsames Tarifregister Berlin und Brandenburg (2008).

⁸⁵ Quelle: Overath, H., Merkel, W., Hiekel, S. (1999).

UF-Anlage mit 100 m³/h Behandlungskapazität			Gesamt
Energiebedarf	175 200 kWh	0,2 €/kWh	35 040 €
Chemikalienkosten	1111 m²	1,5 €/m²	1667 €
Variable Betriebskosten			→ 36 707 € / a

Tabelle 14: Rechnungsbeispiel der jährlichen variablen Kosten einer UF-Anlagen

6.2.4 Variable Kosten der LSF-Anlage

Die Betriebskosten der LSF werden mit Erfahrungswerten nach den Literaturangaben für Anlagen gemäß Ihrer Leistungsklasse durchgeführt. Ein Rechnungsbeispiel ist in Tabelle 15 aufgeführt.

LSF-Anlage mit 100 m³/h Behandlungskapazität			Gesamt
Energiebedarf	8760 kWh	0,2 €/kWh	1752 €
Filtersandersatz	150 m³/a	80 €/ m³	12 000 €
Variable Betriebskosten			→ 13 752 € / a

Tabelle 15: Rechnungsbeispiel der Betriebskosten einer LSF-Anlagen

Für die Berechnung der Energiekosten wird angenommen, dass die Gesamtanlage etwa 0,01 kWh/m³ erzeugtes Wasser benötigt.⁸⁶

Die Jahreskosten für die gesamten Anlagen werden in folgender Tabelle zusammengefasst.

Anlagengröße	100 m³ / h	1 000 m³ / h	10 000 m³ / h
→UF Investitionskosten	400 000 €	2 000 000 €	17 500 000 €
UF Fixe Kosten / a	50 048 €	307 796 €	2 837 101 €
UF Variable Kosten /a	36 707 €	367 067 €	3 670 667 €
Gesamt Kosten UF /a	86 755 €	674 862 €	6 507 768 €
Kosten / Behandelte Abwassermenge	0,110 €/m³	0,086 €/m³	0,083 €/m³
→LSF Investitionskosten	108 000 €	972 000 €	8 748 400 €
LSF Fixe Kosten / a	12 666 €	81 996 €	741 994 €
LSF Variable Kosten /a	13 752 €	125 520 €	1 147 200 €
Gesamt Kosten LSF /a	26 418 €	207 516 €	1 889 194 €
Kosten bezogen auf die Behandelte Abwassermenge	0,034 €/m³	0,026 €/m³	0,024 €/m³

Tabelle 16: Die gesamten Jahreskosten der Anlagen

⁸⁶ Quelle: Ufer, T., Posner, M., Wessels, H.P., Werres, S. (2008).

6.3 Wirtschaftlichkeitsvergleich

Trotz dessen, dass der Begriff „Wirtschaftlichkeit“ stets in Technik und Wirtschaft gebraucht wird, gibt es dennoch keine einheitliche Definition des Maßstabs für die Angabe von Wirtschaftlichkeit.⁸⁷ Daher kann man hier nur sagen, dass die Verfahrenskombination der Ultrafiltration mit dem LSF wirtschaftlicher ist als ein anderes Verfahren, wenn bei vergleichbaren Reinigungsergebnissen die jährlichen Gesamtkosten kleiner als die vom alternativen Verfahren sind.

Die prozentuale Aufteilung auf die Investitionskosten und jährlicher Betriebskosten der UF-Anlage und der LSF-Anlage kann der Abbildung 30 entnommen werden. Aus dem Investitionskostenvergleich kann man schließen dass die LSF-Anlage ca. 20 bis 33 % der gesamten Investitionskosten ausmacht. Je kleiner die Behandlungskapazität die Anlage hat, desto weniger Anteil hat der LSF an den gesamten Investitionskosten. Bezüglich der Betriebskosten weisen alle drei Größenkategorien der Anlagen identische Kosten; von den Jahreskosten der Anlage entfällt nur etwa ein Viertel auf die LSF-Behandlung.

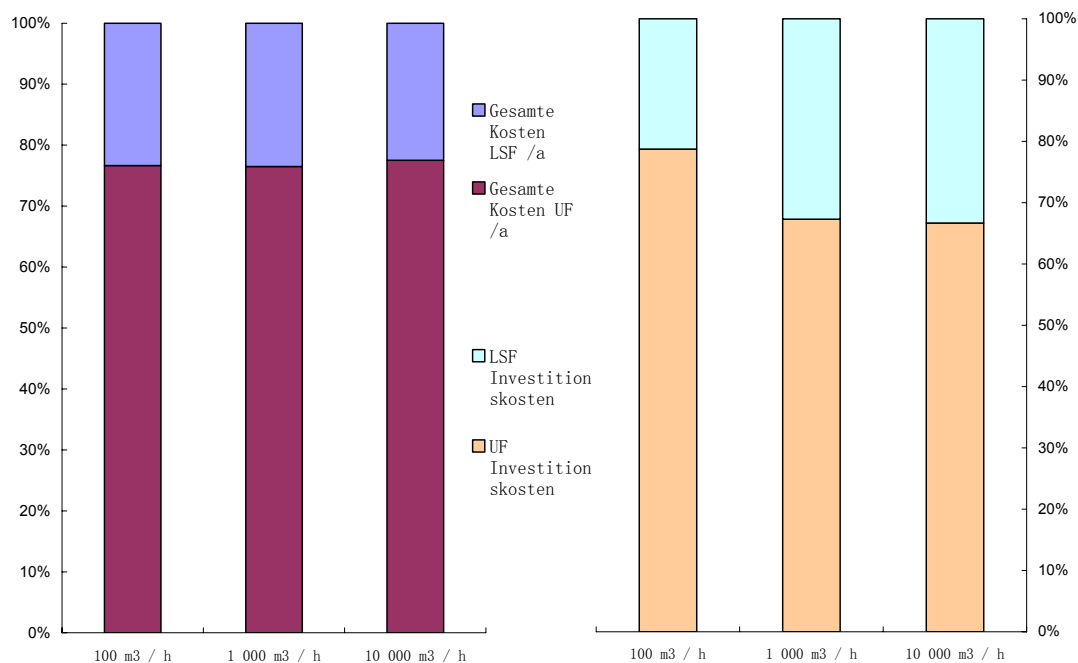


Abbildung 30: Investitions- und Betriebskostenzusammensetzung der UF-Anlage mit LSF

Insofern kann man davon ausgehen, dass wenn der LSF die Filterleistung der UF-Anlage um mehr als ein Drittel erhöht, die gesamte Anlage bereits wirtschaftlicher als die vergleichbare Ultrafiltration ohne LSF arbeitet.

⁸⁷ Quelle: Pinnekamp, J., Friedriech, H. (2006).

6.3.1 Vergleich der Wirtschaftlichkeit der Ultrafiltration mit oder ohne LSF

Das Experiment im Kapitel 3.1.1 hat schon gezeigt, dass ohne LSF die Permeabilitätsabnahme der Ultrafiltration für den Klärwerkablauf unter höher Membranflächenbelastung (in diesem Experiment 60 LMH) zehnfach schneller ist als die mit LSF.

Der einfache Vergleich zwischen der Ultrafiltration mit LSF und ohne LSF zeigt eindeutig, dass die LSF die Wirtschaftlichkeit der Ultrafiltration verbessert hat.

6.3.2 Vergleich der Wirtschaftlichkeit der Ultrafiltration mit der MBR-Anlage

Nach der Zusammenfassung der MBR-Anlage (UF) im Bereich der kommunalen Abwasserbehandlung, wird eine durchschnittliche Flächenbelastung von ca. 25 LMH ermittelt. Gemäß dem Experimentergebnis dieser Arbeit, ist das Flux der UF-Anlage mit LSF-Ablauf in normalem Betrieb ca. dreimal so groß wie die Flächenbelastung bei der MBR-Anlage. Das heißt: Für die gleiche Abwasserbehandlungskapazität wurden die Investitionskosten der UF-Anlage durch die LSF-Vorbehandlung auf ca. ein Drittel reduziert.

Um einen besseren Eindruck über die Veränderung der Biopolymerkonzentration, die als wichtiger Foulants der UF-Anlage betrachtet wird, entlang dem gesamten Abwasserbehandlungsprozess zu bekommen, wird eine Reihe von Stichproben aus allen Abwasserbehandlungseinheiten im Klärwerk Ruhleben entnommen und danach im Labor mit LC-OCD analysiert. Die Ergebnisse sind in dem Diagramm (Abbildung 31) zu entnehmen.

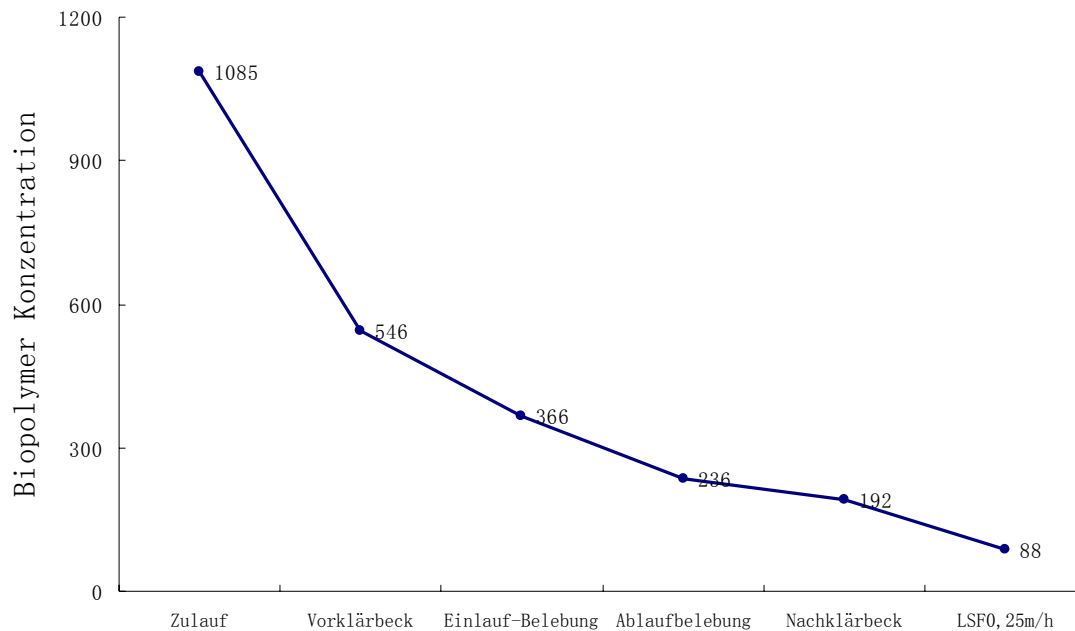


Abbildung 31: Biopolymer Konzentration entlang dem Abwasserbehandlungsprozess

Das Biopolymer hat sich im Abwasserbehandlungsverfahren vor vorne nach hinter sukzessive verringert. Im Vergleich mit der Biopolymerkonzentration des LSF-Ablaufs hat sie im Ablauf der Belebungsanlage immer noch einen drei- bis viermal höheren Wert. Wegen der höheren Schlammbelastung ist die Biopolymerkonzentration im Belebungsbecken der MBR-Anlage sogar noch größer als die im konventionellen Belebungsverfahren. Deswegen ist im Vergleich zu MBR die Ersparnis der Investition- und Betriebskosten der UF-Anlage durch LSF auch eindeutig.

Weil die MBR-Anlage die Belebungs- und Nachklärungsstufe in einem Becken kombiniert, erweist sich bei der MBR-Anlage neben der hohen Reinigungsleistung zusätzlich der geringe Platzbedarf als ein großer Vorteil.⁸⁸ Insbesondere in einer großen Stadt ist die potenzielle Kosteneinsparung durch die Reduzierung des Platzbedarfs enorm.

Wegen großer Variation der Bodenpreise in unterschiedlichen Regionen, wurden bei der Investitionsberechnung der LSF die Kosten der Flächennutzung nicht mit kalkuliert. Laut dem Berliner Flächennutzungsplan ist die Bodenfläche des Klärwerks Ruhleben zu Sonderbaufläche mit gewerblichem Charakter gehört. Die Bodenpreisrichtwerte⁸⁹ für diese gewerbliche Baufläche in Berlin-Ruhleben liegen bei ca. 210 €/m². Jedoch beträgt

⁸⁸ Quelle: Pinnekamp, J., Friedrich, H. (2006).

⁸⁹ Quelle: GGA Gutachterausschuss für Grundstückswerte in Berlin Stand Dez.2003

der durchschnittliche Bodenpreis⁹⁰ für gewerbliche Bauflächen in den Gemeinden und Gemeindeteile des Landes Brandenburg lediglich 21 €/m².

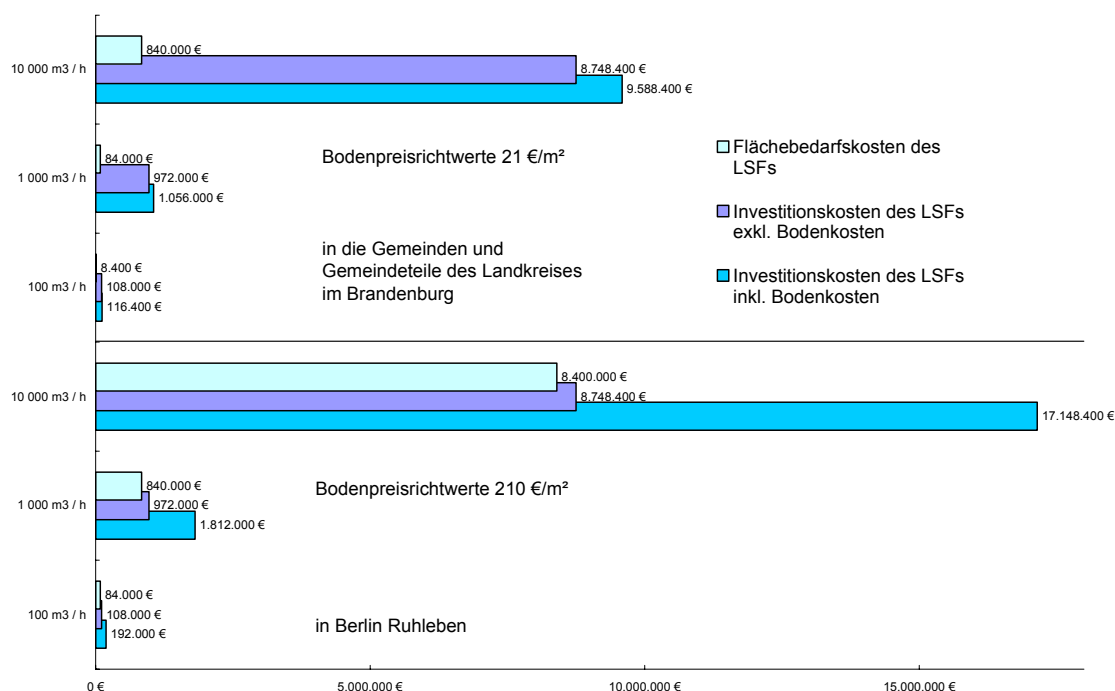


Abbildung 32: Die Investitionskosten des LSFs mit den Flächenbedarfskosten in Berlin und Brandenburg

Als Beispiel werden die Investitionskosten des LSFs mit den Bodenpreisen in Berlin und auch in den Gemeinden und Gemeindeteile des Landkreises Brandenburg in oberem Diagramm (Abbildung 32) veranschaulicht. Hier sieht man, dass wegen der hohen Bodenpreise in Berlin die Investitionskosten der LSF mit der Bodenkosten z. B. im Klärwerk Ruhleben sich fast verdoppeln werden. Dagegen machen die Flächenbedarfskosten des LSFs in den Gemeinden Brandenburg weniger als ein Zehntel der gesamten Investitionskosten aus. Um den Einfluss der Bodenpreise auf die spezifische Abwasserbehandlungskosten des LSFs zu studieren, wurden die Jahreskosten der beiden Varianten (LSF in Berlin oder in Brandenburg) in folgender Tabelle zusammengefasst:

⁹⁰ Quelle: Gutachterausschüsse für Grundstückswerte im Land Brandenburg 2007

Anlagengröße	100 m³ / h	1 000 m³ / h	10 000 m³ / h
→LSF Investitionskosten in Berlin	192 000 €	1 812 000 €	17 148 400 €
LSF Fixkosten / a	19 407 €	149 400 €	1 416 032 €
LSF Variable Kosten /a	13 752 €	125 520 €	1 147 200 €
Gesamt Kosten LSF /a	33 159 €	274 920 €	2 563 232 €
Kosten bezogen auf die Behandelte Abwassermenge	0,042 €/m³	0,035 €/m³	0,033 €/m³
→LSF Investitionskosten in Brandenburg	116 400 €	1 056 000 €	9 588 400 €
LSF Fixkosten / a	13 340 €	88 736 €	809 398 €
LSF Variable Kosten /a	13 752 €	125 520 €	1 147 200 €
Gesamt Kosten LSF /a	27 092 €	214 256 €	1 956 598 €
Kosten bezogen auf die Behandelte Abwassermenge	0,034 €/m³	0,027 €/m³	0,025 €/m³

Tabelle 17: Vergleich der gesamten Jahreskosten der LSF mit Bodenkosten in Berlin und Brandenburg

Aus den dargestellten Ergebnissen der Kostenberechnung kann man entnehmen, dass trotz der fast verdoppelten Investitionskosten der LSF in Berlin die spezifischen Abwasserbehandlungskosten der LSF wegen der unveränderten variablen Kosten sich um ein Drittel erhöht haben. Werden die spezifischen Kosten auf der gesamten Anlage inklusive der Ultrafiltration bezogen, dann beträgt der gestiegene Aufwand weniger als 10 % der gesamten spezifischen Kosten.

Dennoch die gravierenden Nachteile der Langsamfilter liegen in ihrem großen Flächenbedarf.⁹¹ Besonders in großen Städten wäre heutzutage häufig bereits die Bereitstellung der entsprechenden Grundstücke kaum möglich.

Daher ist die Anwendung des LSFs als Vorbehandlungsmaßnahme der UF-Anlage beschränkt. Die Kombination eines LSFs mit einer nachgeschalteten Ultrafiltrationsanlage wird eher besser in kleinmaßstäblich eingesetzt, z. B. für die dezentrale Abwasserkläranlage oder die Anlage für die Aufbereitung von Brauchwasser, wo man leicht und günstig eine Fläche für den LSF bereitstellen kann.

6.3.3 Vergleich mit konventionelle „Tertiary Treatment“

Die Kombination zwischen der Flockungssandfiltration und UV-Desinfektion ist ein alternatives Verfahren als die Ultrafiltration für die weitergehende Nährstoff- und

⁹¹ Quelle: Gimbel, R., Nahrstedt, A. (2003).

Keimelimination im Klärwerk. Die Gesamtkosten dieser Verfahrenskombination liegen zwischen 0,15 und 0,31 € pro m³ Abwasser.⁹² Im Vergleich dazu liegen die spezifischen Kosten der Ultrafiltration mit LSF (siehe Tabelle 16 und Tabelle 17) auch etwa auf selben Preisniveau. Aber aufgrund der Kostenentwicklung beim Preis der Membranen, ist von weiterhin sinkenden Membranersatzkosten auszugehen.⁹³ Außerdem bestehen im Gegensatz zur UV-Desinfektion beim Membranverfahren als einer neuen Technik mehr Kostensparpotenziale durch weitere Optimierung in der Zukunft.

Deswegen ist die Kombination der Ultrafiltration und des LSFs für die Einführung einer Desinfektion ohne weitergehende Nährstoffeliminierung in kommunaler Kläranlage ein technisch beherrschbares und wirtschaftlich einsetzbares Verfahren.

⁹² Quelle: Dohmann, M., et al. (1997).

⁹³ Quelle: Churchhouse, W., et al. (2000).

7 Zusammenfassung und Ausblick

In dieser Arbeit wurde im klein- und halbertechnischen Maßstab der Einsatz von UF-Verfahren mit vorgeschaltetem Langsandsandfilter zur weitergehenden Behandlung von Kläranlageablauf untersucht. Ziel war die Entwicklung eines grundsätzlichen Betriebskonzepts der Pilotanlage und Untersuchung des Optimierungspotenzials und Wirtschaftlichkeit der gesamten Anlage.

Im Folgenden werden die Ergebnisse der einzelnen Untersuchungsinhalte kurz zusammengefasst.

Einfluss der LSF-Behandlung auf die Filtrationsleistung der UF-Anlage

Bei der Untersuchung des Einflusses des LSFs auf die Abwasserfiltrierbarkeit konnte festgestellt werden, dass der LSF die Permeabilitätsleistung der UF-Membran definitiv sehr gut beeinflusst hat. Durch die LSF-Behandlung werden sowohl das reversible als auch das irreversible Fouling der UF-Membran deutlich reduziert. Der Abstand zwischen den intensiven Hauptreinigungen kann dadurch sogar um das Zehnfache verlängert werden.

Einfluss der Betriebsparameter auf die Filtrationsleistung der UF-Anlage

Die durchgeführten Untersuchungen zur Ermittlung der Betriebsparameter haben gezeigt, dass der Flux, das Filtrationsintervall und die Rückspülungszeit Bedeutsam für den Ultrafiltrationsbetrieb sind. Während die UF-Membranleistung durch die Änderung des Filtrationsintervalls am stärksten beeinflusst wird, zeigt hingegen die Verlängerung der Rückspülungszeit nur eine sehr begrenzte Verbesserungswirkung für die UF-Anlage.

Wirkung der Hauptreinigung mit unterschiedlichen Reinigungsmitteln

Vergleicht man die ermittelten Ergebnisse in den Hauptreinigungsuntersuchungen untereinander, so lässt sich feststellen, dass eine Hauptreinigung mit Natronlauge (pH 12) die höchste Permeabilität-Recovery ausweist. Die LC-OCD-Analyse hat auch gezeigt, dass die Foulingdeckschicht durch die Natronlauge (pH 12) am besten aufgelöst wurde. Obwohl die Schwefelsäure (pH 2) in der Hauptreinigungsuntersuchung kein gutes Ergebnis des Permeabilität-Recoverys gezeigt hat, ist die Säure wegen ihrer Fähigkeit zur Entfernung von anorganischem Scaling bei intensiver Reinigung dennoch unverzichtbar.

Optimierungsversuche mit in situ-Zwischenreinigung

Es ist deutlich eine enorme Verbesserung der Membranleistung durch die In-situ-Zwischenreinigung zu erkennen. Zwar weist das Natriumhypochlorit hier ein hervorragendes Ergebnis auf; dennoch kann es nicht als Zwischenreinigungsmittel empfohlen werden, weil bei der Verwendung chlorartiger Reinigungschemikalien AOX als Nebenprodukt entsteht. Natronlauge ist im Gebiet mit hoher Wasserhärte wegen der Scalingbildung ebenfalls nicht geeignet. Deswegen wird hier Wasserstoffperoxid als alternative Reinigungschemikalie in der Zwischenreinigung eingesetzt.

Wirtschaftlichkeit

Die relativ höheren Investitions- und Betriebskosten sind stets ein Nachteil für die Anwendung der UF-Anlage als „Tertiary Treatment“ in der kommunalen Abwasserreinigung. Die Vorbehandlung mit LSF könnte einen wirtschaftlichen Einsatz der UF-Anlage in Klärwerken ermöglichen. Der große Flächenbedarf des LSFs steht der Anwendung dieses Kombiverfahrens in vielen Fällen im Wege. Dennoch stehen die Chancen, dieses Kombiverfahren für die dezentrale Abwasserkläranlage auf das Land oder eine kleine Anlage zur Aufbereitung des Brauchwassers einzusetzen, wo der Flächenbedarf des LSFs leicht und preiswert verwirklicht werden kann, relativ gut.

Ausblick

Die politischen und rechtlichen Randbedingungen hinsichtlich der Anforderungen an die Qualität des Kläranlagenablaufs werden den Einsatz der UF-Anlage für die weitergehende kommunale Abwasserbehandlung sicherlich positiv beeinflussen.⁹⁴ Andererseits hat die technische Entwicklung auch in den vergangenen Jahren bedeutende betriebliche und finanzielle Vorteile im Hinblick auf die UF-Anlage bewirkt.⁹⁵ An dem hier dargestellten Forschungsprojekt erkennt man, dass noch Optimierungspotential in der UF-Anlage vorhanden ist. Insbesondere sind zukünftig das Verfahrens und Prozessverständnis zu verbessern. Für die Anwendung des LSFs in größeren Dimensionen sollte man noch die Automatisierung der Instandhaltung der Anlage anstreben. Obwohl die Kostenberechnung des Kombiverfahrens unter Umständen bei einer großtechnischen Anlage zum Teil noch wesentlich variieren kann, aber anhand dieser vorliegenden Orientierungskostenabschätzung, kann man die Schlussfolgerung ziehen, dass die Kombination der Ultrafiltration mit dem LSFs ein wirtschaftlich sehr gut

⁹⁴ Quelle: Pinnekamp, J., Itokawa, H., Thieming, C. (2006a).

⁹⁵ Quelle: Pinnekamp, J., Beier, S., Arndt, D. (2007).

einsetzbares Verfahren für das „Tertiary Treatment“ in der kommunalen Abwasserbehandlung ist

Literaturverzeichnis

- Achtabowski, A., S. Kraus, et al. (2005). Arbeitsbericht der ATV-DVWK-Arbeitsgruppe IG-5.5 „Membrantechnik“: Aufbereitung von Industrieabwasser und Prozesswasser mit Membranverfahren und Membranbelebungsverfahren.
- Anselm, C., Jacobs, E. P. (1996). "Ultrafiltration, Watertreatment Membrane Processes."
- Back, E., E. Brands, et al. (2005). "Arbeitsbericht der DWA Fachausschusses KA-7 „Membranbelebungsverfahren“."
- Bilge, D. (2005). Die Gewinnung und Wiederverwendung von Schaumproteinen und anderen Wertbestandteilen mittels Cross-Flow-Ultrafiltration aus Prozessbieren und weiteren Brauereiabfallprodukten, Berlin, Techn. Uni. Diss.
- Chang, I. S., Lee, C.H. (1998). "Membrane filtration characteristics in membrane coupled activated sludge system - the effect of physiological states of activated sludge on membrane fouling." Desalination 120: 221-233.
- Cheryan, M. (1998). "Ultrafiltration and Microfiltration Handbook." Handbook CRC Press.
- Churchhouse, W., et al. (2000). "Entwicklung der Membranersatzkosten."
- Cluff, C. B. (1992). "Slow sand/nanofiltration treatment for secondary wastewater." Desalination.
- Decarolis, J., et al. (1998). "Fouling behavior of a pilot scale inside-out hollow fiber UF-membrane during dead-end filtration of tertiary wastewater."
- Dietze, A. (2004). "Oberflächenwasser Aufbereitung durch Membranfiltration."
- Dittrich, J., Gnirß, R., Peter-Fröhlich, A., Sarfert (1998). Betriebserfahrungen und Kostenbetrachtungen für die Mikrofiltration von gereinigtem Abwasser - Ergebnisse eines BMBF-Forschungsvorhabens. Begeleitband zur 2. Aachener Tagung "Membrantechnik", Aachen, IVT und ISA RWTH.
- Dohmann, M., et al. (1997). "Vergangenheit und Zukunft der weitergehenden Abwasserreinigung." Korrespondenz Abwasser Jg. 44, Nr.5: S.793-800.
- Dorau, W. (1999). "Fragen zur Abwasserhygiene - Lösungsmöglichkeiten mit der Bio-Membran-Technik." Wasser & Boden, Jg. 51 Nr.10: S. 6-10.
- Drensla, K., Janot, A. (2003). "Neue Strategien zur Entfernung von Oberflächenbelägen auf getauchten Hohlfasern-Kapillarmembranen." in: Melin, T., et. al. (Hrsg): Tagungsband 5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik.
- EG-Wasserrahmenrichtlinie (2007). "EG - Wasserrahmenrichtlinie - Die Europäische Wasserrahmenrichtlinie und ihre Umsetzung in Deutschland."
- Ernst, M. (2000). "Abtrennung organischer Verbindungen aus kommunalen Kläranlagenabläufen mittels Nano- und Ultrafiltrationsmembranen mit dem Ziel der Künstlichen Grundwasseranreicherung."
- Gimbel, R., Nahrstedt, R. (2003). Grundlagen der Tiefenfiltration, DVGW Lehr und Handbuch Wasserversorgung.
- Gorenflo, A. (2002). "Rückhalt und Fouling von natürlichen organischen Substanzen

bei der Nano- und Ultrafiltration." Dissertation an der Universität Karlsruhe.

Griebe, T., Flemming, H.-C. (1996). "Vermeidung von Bioziden in Wasseraufbereitungssystem durch Nährstoffentnahme, Vom Wasser."

Günthert, F. W. (2004). "Technische Grundlagen - Aktuelle Entwicklung Ultrafiltration zur Trinkwasseraufbereitung."

Guttau, S. (2004). Beitrag Zur Entwicklung, Optimierung und Simulation eines Membranbioreaktors Trinkwasseraufbereitung zur Abwasseraufbereitung an Bord von Schiffen, SHAKER Verlag.

Hagen, K., Schmitt, A., Dautzenberg, W. (2006). "Ultrafiltration zur Trinkwasseraufbereitung."

Hagmeyer, G. (2004). Membranverfahren. München, Oldenbourg Industrieverlag.

Hanemaaijer, J. H., Robertsen, T. (1989). "Fouling of ultrafiltration membranes. The role of protein adsorption and salt precipitation." J. Mem. Sci. 40: 199-217.

Ho, C. C., Zydney, A.L. (2006). "Overview of Fouling Phenomena and Modeling Approaches for Membrane Bioreactors."

Hofgsom, P. H., Leslie, G. (1993). "Cake resistance and solute rejection in bacterial microfiltration: The role of the extracellular matrix." J. Mem. Sci. 79: 35-53.

Jacangelo, G., R., Panglisch, S. (1996). "Ultrafiltration zur Abtrennung von Algen und algenbürtigen Substanzen mit verschiedenen Vorbehandlungen." Abschlußbericht zum BMBF-Forschungsvorhaben 02WT94118.

Jacangelo, J. G., Laine, J.M. (1994). "Evaluation of Ultrafiltration membrane pretreatment and nanofiltration of surface water." AWWARF and AWWA report.

Jacangelo, T., F.M, Yeh, C. (1987). "Compressibility of particulate structures in relation to thickening, filtration and expression - a review." Sep. Sci. Tec. 22: 1037-1063.

Kadereit, H. (2001). "Ein Beitrag Zur Integration der Membranverfahren in die Prozesssynthese." Dissertation TU Hamburg-Harburg.

KAMMA RAUNKJAER, T. H.-J. a. P. H. R. N. (1993). "MEASUREMENT OF POOLS OF PROTEIN, CARBOHYDRATE AND LIPID IN DOMESTIC WASTEWATER."

Laabs, C. (2004). "Fouling of low-pressure membranes by municipal wastewater - identification of principle foulants and underlying fouling mechanisms." Dissertation Technische Universität Berlin.

Laine, J.-M., J. G. Jacangelo, et al. (1991). Evaluation of ultrafiltration membrane fouling and parameters for its control. in: Proceedings of the AWWA Membrane Technologies in the Water Industry. Orlando: S. 253-274.

Laine, J. M., Cmpor, C., Baudin, I. (2002). "Understanding membrane fouling: a review of over decade of research." IWW-Schriftenreihe 37a: 351-361.

Le, M. S., Howell, J.A. (1984). "Alternativ model for ultrafiltration." Chem. Eng. Res. Des. 62: 373-380.

Lesjean, B. (2005). "Correlation between membrane fouling and soluble/colloidal organic substances in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment." Water Sci. and Technol 51: 1-8.

- Liang, Z. (2008). "Der Einfluss der Anwendung des Langsandsandfilters auf die Ultrafiltration." Projektarbeit Ultrafiltration von Kläranlagenablauf.
- Lipp, P., Baldauf, G. (2003). TZW-Schriftenreihe Band 33.
- Lipp, P. B., G. (2004). "Langzeiterfahrungen beim Betrieb der UF-Anlage zur Trinkwasseraufbereitung der Verbandsgemeidewerke Hermeskeil." Energie-wasser-praxis 05/2004.
- Lipp, P. B., G.T, und Dohmann, M. (2003). "Anforderungen an die Membrantechnik." In: 5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik.
- Liu, C., S. Caothien, et al. (2000). "Membrane Chemical Cleaning."
- Manth, T. G., M. (2003). "Minimizing RP energy cosumption under variable conditions of operation." Desalination 2003 157: 9-21.
- Melin, T. (1999). "Vorlesungsskript zur Vorlesung Membranverfahren." Institut für Verfahrenstechnik der RWTH Aachen.
- Melin, T., J. Löwenberg, et al. (2005). "Perspektiven für den Einsatz der Membrantechnik in der Aufbereitung und Erschließung von Wasserressourcen." IVT RWTH Aachen.
- Melin, T., Rautenbach, R. (2006). Membranverfahren Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung, VDI-Buch.
- Melin, T., Wintgens, T. (2007). "Wohin geht die Membrantechnik? Akteulle internatinale Forschung." In: Tagungsband 7. Aachener Tagung Wasser und Membranen.
- Möslang, H. (2005). "Membranfiltration zur Nachbehandlung von Kläranlagenabläufen (Tertiary Treatment)." In: Tagungsband 6. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik.
- Nagaoka, H., Ueda, S., and Miya, A. (1996). "Influence of bacterial extracellular polymers on the membrane separation activated sludge process." Water Sci. and Technol 34: 165-172.
- NORIT, M. T. (2003). New Gereangab Water Reclamation Plant, Windhoek (Namibia).
- Overath, H., Merkel, W., Hiekel, S. (1999). "Untersuchungen im technischen Maßstab zur Leistung klassischer Langsandsandfilter zur Gewinnung von Trinkwasser aus Oberflächenwasser."
- Panglisch, S., Egner, O., Hagmeyer, G. (1995). "Aufbereitung von Talsperrenwässern zu Trinkwasser mit der Ultrafiltration." Wasser Abwasser Praxis 4: 33-37.
- Pinnekamp, J., Beier, S., Arndt, D. (2007a). Status und Entwicklung der Membrantechnik. In: Workshopsband 210. GWA Membrantechnik in Nordrhein-Westfalen, Aachen.
- Pinnekamp, J., Beier, S., Arndt, D. (2007). Das Membranbelebungsverfahren bei der Abwasserbehandlung - Anwendung und Perspektiven. In: Tagungsband 7. Aachener Tagung Wasser und Membranen Ü2-13, Aachen.
- Pinnekamp, J., Friedriech, H. (2006). Membrantechnik für die Abwasserreinigung, FLW Verlag.

Pinnekamp, J., Itokawa, H., Thiemig, C. (2006a). Erfahrungen aus der Anwendung der Membrantechnologie in Europa. in Tagungsband der 20. Karsruher Flockungstage, Kalsruhe., Verlag Siedlungswasserwirtschaft.

Ripperger, S. (1992). "Mikrofiltration mit Membranen."

Roorda, J. H. (2004). "Filtration characteristics in dead-end ultrafiltration of wwtp-effluent." PhD Thesis.

Rosenberger, S. (2003). Charakterisierung von belebtem Schlamm in Membranbelebungsreaktoren zur Abwasserreinigung. Fortschritt-Berichte VDI Reihe 3 Nr. 769. Dissertation. TU Berlin, VDI Verlag Düsseldorf.

Rosenberger, S., Evenblij, H., Poele, S.T., Wintgens, T., and 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." J. Membrane Sci. 263: 113-126.

Rosenwinkel, K. H., Wagner, J. (1999). "Membrantechniken." In: ATV-Fortbildungskurs für Wassergütewirtschaft und Abwassertechnik.

Stephenson, T., Judd, S.J., Jefferson, B. (2007). "Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment." IWA Publishing.

Timo, M. (2006). "Konzeption Realisierung und Simulation einer Ultrafiltrationsanlage mit solarer Energieversorgung zur Trinkwassergewinnung."

Ufer, T., Posner, M., Wessels, H.P., Werres, S. (2008). "Untersuchungen zur Eliminierung von Phytophthora spp. Aus Recyclingwasser in Baumschulen mit Hilfe von Filtrationsverfahren."

Vossenkaul, K., Geissler, St., Ohle, P., Brands, E., (1998). Optimierte Integration der Membrantechnik in die biologische Stufe kommunaler Kläranlagen. Membrantechnik, 2. Aachener Tagung, Aachen, Klenkes Druck und Verlag GmbH.

Wingender, J. N., Neu, T.R., and Flemming, H./C. (1999). "Microbial Extracellular Polymetric Substances: Characterization, Structure, and Function."

Wisniewski, C., Grasmick, A. (1998). "Flee size distribution in a membrane bioreactor and consequences for membrane fouling." Colloid Surface A 138: 403-441.

