

Simone Meuler-List

**Foulingverhalten einer kommunalen
MBR-Anlage**

157

Foulingverhalten einer kommunalen MBR-Anlage

Zur Erlangung des akademischen Grades eines
DOKTORS DER INGENIEURWISSENSCHAFTEN (Dr.-Ing.)

von der KIT Fakultät für
Bauingenieur-, Geo- und Umweltwissenschaften

des Karlsruher Instituts für Technologie (KIT)
genehmigte

DISSERTATION

von

Dipl.-Ing. Simone Meuler-List
aus Irlbach

Tag der mündlichen Prüfung:
25.07.2019

Hauptreferent: em. Prof. Dr.-Ing. E.h. Hermann H. Hahn, Karlsruhe
Korreferent: Prof. Dr.-Ing. Franz Bischof, Amberg

Karlsruhe 2019

Vorwort

Das Belebungsverfahren zur Abwasserreinigung ist mehr als 100 Jahre bekannt, angewandt und technisch dokumentiert (A131). Nun tritt mit dem MBR Verfahren eine erste signifikante Modifikation auf, die es ermöglicht Anlagen mit kleinerem Reaktionsvolumen, d.h. kleineren Baukörpern einerseits und mit höheren Leistungen andererseits zu konzipieren. Dabei ist die Membran die entscheidende Neuerung und in vielen Fällen aufgrund des Membranfoulings der Schwachpunkt. Die Autorin formuliert das Problem des Foulings, mit dem sie sich in ihrer Arbeit befasst, dass es auch heute „noch immer ein sehr komplexes und ungeklärtes Phänomen“ ist. Es gibt großen Bedarf, die Ursachen, Wechselwirkungen und Vermeidungsstrategien von Membranfouling in seinen Grundlagen sowie auch in der Praxis weiter zu erforschen.

In dieser aufgrund einer experimentellen Dissertation entstandenen Schrift wird, nach knapper Darstellung der vorrangig ingenieurwissenschaftlichen Grundlagen von Membranprozessen, eine ausführliche Analyse des ISTzustand einer spezifischen aber dennoch gewissermaßen repräsentativen Kläranlage dargestellt. Darauf aufbauend wird mittels systematischer Untersuchungen und Variationen dieser Anlage das Verfahren optimiert. Kapitel fünf dieser Schrift könnte als das zentrale Kapitel betrachtet werden, denn hier beschreibt die Autorin detailliert z.B. den Einfluss des Salzgehaltes des Abwassers auf das Membranverhalten und auch dessen mögliche Optimierung und ebenso zahlreicher anderer Abwassercharakteristika. So kann sie zeigen unter welchen Bedingungen die Kläranlage zufriedenstellend arbeitet oder wann und warum die Leistungen (insbesondere hinsichtlich der erforderlichen Membranreinigungsarbeiten) unbefriedigend werden. Energetische Betrachtungen zum möglichen Energiegewinn auf MBR Anlagen und zu deren Energiebedarf runden die Betriebsoptimierung ab.

Die Schrift behandelt ein brennendes und damit vieldimensional und vielfach diskutiertes abwassertechnisches Problem. Die Darstellungen zeichnen sich durch die Sammlung und Bearbeitung vieler betrieblichen Daten sowie der üblichen erforderlichen Überwachungsdaten aus. Man muss sich nur einmal die Zeitachsen einiger Abbildungen ansehen, um zu erkennen, dass die Autorin Daten aus mehr als zehn Jahren Beobachtungszeit aufgenommen, verarbeitet, verdichtet und auch so weit wie möglich interpretiert hat. Dabei ist ihr Ansatz praxisorientiert mit vor allem vielen praktischen Hinweisen für den jeweiligen Anlagenbetreiber. Darüber hinaus wird deutlich, dass das Betriebspersonal von Kläranlagen einen großen Einfluss einerseits auf den Betrieb und andererseits vor allen Dingen auf die jeweilige Leistung der Anlagen hat. Die Fachwelt wird der Autorin für diese Schrift sehr dankbar sein.

Kurzfassung

Angesichts steigender Anforderungen an die Ablaufqualität, der Notwendigkeit der Abwasserwiederverwendung und des eingeschränkten Platzangebotes im urbanen Raum, gilt das MBR-Verfahren als Schlüsseltechnologie für die zukünftige Abwasserbehandlung. Die Vorteile des MBR-Verfahrens gehen allerdings einher mit höheren Investitions- und Betriebskosten und einer höheren Herausforderung an den Betrieb durch sogenanntes Membranfouling und chemische Reinigungen. Für einen wirtschaftlichen und prozessstabilen Betrieb von MBR-Anlagen ist es unerlässlich, die chemische Membranreinigung zu optimieren, die Energieeffizienz von Membrananlagen zu steigern und Ursachen und Vermeidungsstrategien von Membranfouling aufzuzeigen.

Bei der größten MBR-Anlage Bayerns (21.000 EW) traten ganzjährig – besonders ausgeprägt aber in den Wintermonaten – hydraulische Leistungseinbrüche auf, die eine erhöhte Reinigungshäufigkeit verursachten. Dieses ungewöhnliche Foulingverhalten gab viele Rätsel auf und führte zu einer umfangreichen wissenschaftlichen Begleitung des Anlagenbetriebs über einen Zeitraum von gut 10 Jahren.

Zunächst wurden die Bemessungs-, Betriebs- und Leistungsdaten der Anlage sowie die Langzeiterfahrungen der chemischen Reinigungen grundlegend ausgewertet. Die chemischen Reinigungen führten zu einer anlagenspezifisch optimierten Reinigungsstrategie und zu neuen Erkenntnissen über die Auswirkung der Chemikalienexposition auf die Membranalterung. In 7,5 Betriebsjahren waren die Membranen einer ungewöhnlich hohen $\text{Cl}/\text{H}_2\text{O}_2$ -Exposition von bis zu 1,22 Mio ppmh ausgesetzt. Die Alterung der Membran äußerte sich durch eine offenere Struktur, was sich an einem höheren Reinwasserfluss als auch an einer geringeren Rückhalteleistung deutlich machte. In der Praxis war ein Permeabilitätsrückgang von 30 % zu verzeichnen.

Bezüglich Fouling konnten Membran- bzw. Moduleigenschaften, die gängigen Prozessparameter der biologischen Stufe und konkrete Verdachtssubstanzen als Ursache ausgeschlossen werden. Ein negativer Einfluss von Industrieeinleitern erwies sich ebenfalls als unwahrscheinlich. Belagsanalysen identifizierten den typischen, gelartigen Membranbelag als Biofouling, so dass die Ursachen hauptsächlich in einer Beeinträchtigung des biologischen Prozesses zu suchen waren. Einen signifikanten Einfluss auf die Permeabilität wiesen vor allem Mischwasserereignisse auf, insbesondere Schneeschmelze, und stark wechselnde Schlammbelastungen. Die Permeabilitätsentwicklung zeigte einen deutlichen Zusammenhang mit der Schlammfiltrierbarkeit (SFI) und dem Auftreten von organischen Substanzen (SMP) in der Klarwasserphase der Belebung. Die Temperatur war nicht direkt ursächlich für die Entwicklung von SFI, SMP und Permeabilität, ihr ist aber eine stark beeinträchtigende Wirkung auf den belebten Schlamm und dessen Regenerationsfähigkeit zuzuschreiben. Mehrere Indizien legten

ein ungünstiges Kationenverhältnis des Belebtschlammes und Streusalz als Ursache für die Leistungseinbrüche nahe. Laboruntersuchungen belegten die grundlegende Beeinträchtigung der Belebtschlammbeschaffenheit und -aktivität durch Salz in Abhängigkeit von deren M/D-Verhältnisses. Als Gegenmaßnahme zeigte eine Ca-Konditionierung der Belegung der großtechnischen Anlage einen stabilisierenden Effekt und erwies sich als empfehlenswerte Strategie, um die Salztoleranz des Belebtschlammes zu steigern. Durch die Komplexität der Foulingproblematik ließen sich weitere Permeabilitätseinbrüche aber nicht vermeiden.

Die Erweiterung der Anlagenkapazität um ein zusätzliches Membranmodul stabilisierte schließlich den Anlagenbetrieb und reduzierte die Auswirkungen des Membranfoulings und die Reinigungshäufigkeit. Bei dem neuen Modul handelte es sich um ein rotierendes Membransystem in Kombination mit einem rückspülbaren Flachmembranlaminat, das eine innovative Weiterentwicklung gängiger Plattenmodule darstellte. Untersuchungen zu dessen Reinigungsstrategie und Energieeffizienz belegten einen SAD von weniger als $0,1 \text{ Nm}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, was 50 % unterhalb gängiger Literaturwerte anderer MBR-Module liegt. Diese neue Modulgeneration lässt einen Mehr-Energieverbrauch eines MBRs gegenüber einer konventionellen Kläranlage von nur $0,13 \text{ kWh/m}^3$ erwarten.

Bislang erfolgte die Bemessung der erforderlichen Membranfläche von kommunalen MBR-Anlagen unter Berücksichtigung der minimalen Abwassertemperatur in Kombination mit der hydraulischen Zulaufsituation. Die zu erwartende Belebtschlammbeschaffenheit bzw. das Foulingpotenzial des Belebtschlammes wird bei der Planung bisher nicht beachtet. Die Erkenntnisse dieser Arbeit zeigen, dass neben der Höhe auch die Häufigkeit, Dauer und Schwankungsbreite der hydraulischen Zulaufsituation, kritische Zulauf- und Betriebsbedingungen für die Biologie und das Foulingpotenzial von Belebtschlamm in Form einer schlechten Schlammfiltrierbarkeit und organischer Substanzen im Klarwasserüberstand mit einem entsprechenden Sicherheitsfaktor für die Bemessungsfluxrate zu berücksichtigen sind.

Abstract

In view of the increasing requirements on effluent quality, the necessity of wastewater reuse and limited space especially in urban areas, membrane bioreactor (MBR) systems are regarded as key technology for future wastewater treatment. The benefits of MBR systems are however accompanied by higher investment and operating costs and their operation represents a bigger challenge due to the so-called membrane fouling and the chemical cleaning necessary therefore. For an economical and process-stable operation of MBR plants, it is essential to optimize the chemical membrane cleaning, to increase the energy efficiency of membrane plants and to point out the causes and avoidance strategies of membrane fouling

On the biggest MBR plant in Bavaria (21,000 PE), hydraulic efficiency losses occurred all year round, particularly marked however in the winter months, requiring membrane cleaning very frequently. This untypical fouling behaviour raised a lot of questions. Plant operation was therefore scientifically monitored over a period of more than ten years.

First of all, the design, operating and performance data of the plant as well as the long-term experience of the chemical cleanings were fundamentally evaluated. Chemical cleanings have led to a plant-specific, optimized cleaning strategy and new findings on the effect the exposition to chemicals has on membrane ageing. During 7.5 years in operation, the membranes were exposed to an unusual high Cl/H₂O₂ exposure of up to 1.22 Mio. ppmh. Membrane "ageing" showed itself in an "open" structure, becoming apparent through an increased clean water flow and a reduced retention performance. In practice, a permeability decrease of approximately 30% was seen.

With regard to fouling it was possible to exclude membrane or module properties, common process parameters of the biological stage and specific suspicious substances as a cause. A negative impact from the industrial dischargers also turned out to be unlikely. Analyses of the fouling layer identified the typical, jellylike film on the membrane as biofouling. The reasons were therefore to be found mainly in the impairment of the biological process. A significant impact on permeability losses became obvious with combined water, particularly snow melt water, and high variations of F/M ratios. The development of membrane permeability showed a clear correlation with sludge filterability (SFI) and the occurrence of organic substances (SMP) in the clear water phase of the activated sludge process. The temperature was not directly responsible for the impact on SFI, SMP and permeability, but it is attributed to a detrimental effect on the activated sludge and its regenerative ability. Several indications suggested an unfavorable cation ratio of activated sludge and road salt as the cause of the performance declines. Laboratory studies could verify the basic impairment of activated

sludge properties and activated sludge activity by salt depending on its M/D ratio. As a countermeasure, Ca-conditioning of the activated sludge process at the full-scale plant showed a stabilizing effect and proved to be a recommended strategy to increase the salt tolerance of the activated sludge. Due to the complexity of the fouling problem, however, further permeability losses could not be avoided.

The expansion of the plant capacity by one additional membrane module finally stabilized plant operation and reduced the effects of membrane fouling and frequency of cleaning. The new module was a rotating membrane system in combination with a backwashable flat membrane laminate, which represented an innovative further development of common plate modules. Investigations about its cleaning strategy and energy efficiency showed an SAD of less than $0.1 \text{ Nm}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, which is 50 % below common literature values of other MBR modules. The achievable energy consumption of this new generation of membrane modules is expected to increase the energy consumption of an MBR compared to a conventional wastewater treatment plant of only 0.13 kWh/m^3 .

So far, the design of the required membrane area of municipal MBR plants takes into account the wastewater temperature in combination with the hydraulic inflow situation. The expected sludge properties or the fouling potential of activated sludge is not yet considered sufficiently in the planning. The findings of this work show that in addition to the height also the duration and variation range of the hydraulic inflow situation, the critical feed and operating conditions for the biological stage and the fouling potential of the activated sludge in form of poor sludge filterability or organic substances in the supernatant have to be considered with a corresponding safety factor for the design flux rate of a membrane filtration stage.

Danksagung

Die vorliegende Arbeit entstand im Rahmen einer externen Promotion während meiner beruflichen Tätigkeit bei der Firma HUBER SE in Berching und wurde im Juni 2019 von der Fakultät für Bauingenieur-, Geo- und Umweltwissenschaften des Karlsruher Instituts für Technologie (KIT) als Dissertation angenommen.

Mein besonderer Dank gilt meinem Doktorvater, Herrn em. Prof. Dr.-Ing. E.h. Hermann H. Hahn, Ph.D., für das mir entgegen gebrachte Vertrauen und die mir gewährten Freiheiten bei der Durchführung und Ausarbeitung dieser Arbeit.

Ebenso danke ich besonders Herrn Prof. Dr.-Ing. Franz Bischof für die freundliche Übernahme des Korreferats. Die konstruktiven Anregungen und fachlichen Diskussionen habe ich mit großer Dankbarkeit und Wertschätzung entgegengenommen.

Herrn Prof. h.c. Dipl.-Ing. Erhard Hoffmann gilt mein Dank für die stete Motivation und die Hilfsbereitschaft bei allen Fragen im Zuge der Entstehung dieser Arbeit.

Der Firma HUBER SE und ihrem Vorstandsmitglied, Herrn Dr.-Ing. Johann Grienberger, sowie dem Markt Hutthurm und seinem Bürgermeister, Herrn Hermann Baumann, danke ich für die Freigabe der gewonnenen Erkenntnisse der MBR-Anlage Hutthurm zur Verwendung in dieser Arbeit.

Torsten Hackner, Thomas Netter, Karsten Schulze und Wolfgang Schnabl gilt, stellvertretend für meine weiteren Arbeitskollegen, ein herzlicher Dank für die gute Zusammenarbeit all die Jahre. Daniela Gerstner und Andrea Schüssel sei gedankt für ihren engagierten Einsatz bei der Durchführung diverser Messkampagnen und Analysen.

Für ihre großartige Unterstützung bedanke ich mich ganz herzlich beim Betriebspersonal der Kläranlage Hutthurm, Herrn Krenn und Herrn Dichtl. Ohne ihr Mitwirken – in Form von praktischer Unterstützung bei Versuchen und Analysen, unermüdlichen fachlichen Diskussionen und der akribischen Datenarchivierung – wäre diese Arbeit nicht möglich gewesen. Besten Dank für die Hilfsbereitschaft, sowie die allzeit tolle Arbeitsatmosphäre auf der Kläranlage in Hutthurm.

Mein größter Dank gilt meiner Familie. Sie hat mir mit viel Verständnis und Toleranz den Freiraum für die Anfertigung dieser Arbeit geschaffen. Für die tatkräftige Unterstützung bei der Kinderbetreuung ein herzliches Dankeschön an meine Schwiegereltern Rosa und Georg. Meinem Mann Tobias danke ich von Herzen für seine grenzenlose Geduld, Motivation und Unterstützung.

Meinem Vater (†) widme ich diese Arbeit.

Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis	XVII
Tabellenverzeichnis	XXIII
Abkürzungsverzeichnis	XXVII
1 Einleitung und Zielsetzung.....	1
1.1 Einleitung	1
1.2 Zielsetzung.....	4
2 Grundlagen und Stand des Wissens	7
2.1 Membranverfahren.....	7
2.1.1 Membranfiltrationsverfahren (UF/MF).....	7
2.1.2 Membranklassifizierung und -materialien	8
2.1.3 Membranformen und Membranmodule.....	9
2.1.4 Betriebsweisen druckbetriebener Membranen.....	10
2.2 Membranbelebungsverfahren.....	11
2.2.1 Verfahrensbeschreibung und Vorteile	11
2.2.2 Betriebsweise von Membranbioreaktoren.....	12
2.2.3 Bemessung kommunaler Membranbioreaktoren	14
2.2.4 Kenngrößen zur hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranfiltration	19
2.2.5 Temperaturkorrektur.....	22
2.2.6 Reinigungsleistung von MBR-Anlagen	23
2.3 Membranreinigung	25
2.3.1 Allgemeines.....	25
2.3.2 Mechanische Reinigung	26
2.3.3 Chemische Reinigung	28
2.4 Membranfouling	33
2.4.1 Allgemeines.....	33
2.4.2 Klassifizierung von Fouling.....	33
2.5 Einflussfaktoren auf das Membranfouling.....	37
2.5.1 Übersicht.....	37
2.5.2 Membran- und Modul-Charakteristik	38
2.5.3 Abwassercharakteristik	38
2.5.4 Betriebsbedingungen Membranfiltration	39
2.5.5 Belebtschlammcharakteristik.....	41

2.5.6	Betriebsbedingungen Belebung.....	46
2.5.7	Einfluss von Kationen auf die Belebtschlammbeschaffenheit	49
2.5.8	Übertragbarkeit von Literaturwerten auf großtechnische Anlagen	56
3	Material und Methoden	59
3.1	Großtechnische MBR-Anlage Hutthurm	59
3.1.1	Entstehungsgeschichte und Rahmenbedingungen.....	59
3.1.2	Bemessung und Anlagenschema der KA Hutthurm.....	62
3.1.3	Aufbau und Funktionsweise der Membranmodule.....	67
3.1.4	Foulingproblematik	69
3.2	Datensammlung, -aufbereitung und -auswertung	70
3.3	Bestimmung der Permeabilität	72
3.4	Labormethoden und Analytik.....	74
3.4.1	Probenahme.....	74
3.4.2	Chemisch-physikalische Parameter.....	74
3.4.3	Natrium-Messung mittels ionenselektiver Sonde	76
3.4.4	Schlammfiltrationsindex SFI	76
3.4.5	Deckschichtanalyse und Membranautopsie.....	78
4	Betriebserfahrungen der MBR-Anlage Hutthurm.....	79
4.1	Abwasseranfall und -zusammensetzung	79
4.1.1	Hydraulischer Zulauf und Temperatur	79
4.1.2	Schmutzfrachten im Zulauf	82
4.1.3	Mechanische Vorreinigung	85
4.2	Belebtschlammprozess	85
4.2.1	TS-Gehalt.....	85
4.2.2	Schlammalter, Schlammbelastung, Überschussschlamm.....	87
4.2.3	Schlammfiltrationsindex SFI	89
4.3	Reinigungsleistung und Ablaufqualität.....	90
4.3.1	Kohlenstoffelimination	90
4.3.2	Stickstoffelimination.....	92
4.3.3	Phosphorelimination	94
4.4	Hydraulische Leistung der Membranfiltration.....	95
4.4.1	Hydraulischer Leistungsanspruch.....	95
4.4.2	Regelung der Durchsatzleistung.....	96
4.4.3	Leistungstest	98
4.4.4	Fluxraten	100

4.4.5	Entwicklung der Permeabilität	102
4.5	Chemische Reinigung	105
4.5.1	Reinigungsstrategie der nicht rückspülbaren Module	105
4.5.2	Reinigungshäufigkeit	107
4.5.3	Wiederverwendung der Reinigungslösung	108
4.5.4	Reinigungseffektivität	109
4.5.5	Membranalterung durch Chlor/H ₂ O ₂ -Exposition und deren Auswirkung	115
4.6	Zusammenfassung.....	118
5	Untersuchung von Einflussfaktoren auf die Filtrationsleistung der Membran	121
5.1	Membran- und Moduleigenschaften	121
5.2	Abwassercharakteristik der Industrieeinleiter	123
5.2.1	Überwachungswerte und Einleitbedingungen.....	123
5.2.2	Abwassermengen und -frachten der Industrieeinleiter.....	124
5.2.3	Weitere Untersuchungen und Bewertung der Industrieabwässer	128
5.3	Untersuchungen des Membranbelags.....	130
5.3.1	Elementaranalysen (Polymere, Etikettierleim, PFT).....	130
5.3.2	CLSM-Mikroskopie.....	131
5.3.3	Untersuchung mineralischer Partikel im Membranbelag.....	135
5.4	Abwassercharakteristik der KA Hutthurm	139
5.4.1	Temperatur	139
5.4.2	Zulauffrachten	142
5.4.3	Wetterlage und Regenereignisse	143
5.4.4	Betriebsregime des RÜB.....	150
5.4.5	Sonstige Auffälligkeiten der Abwassercharakteristik.....	152
5.5	Betriebsbedingungen und Charakteristik der Belebung.....	157
5.5.1	TS-Gehalt.....	157
5.5.2	Schlammbelastung, Schlammalter, Überschussschlamm.....	161
5.5.3	Schlammfiltrationsindex	163
5.6	Organische Substanzen in der Klarwasserphase des Belebtschlamm.....	167
5.6.1	Vorkommen, Größenordnung und Rückhalt	167
5.6.2	Parameter CSB als Maß für EPS/SMP.....	169
5.6.3	Zusammenhang mit der Permeabilität.....	171
5.6.4	Zusammenhang mit SFI und T	172
5.6.5	EPS-Analytik	173
5.7	Salzfrachten und ihr Einfluss auf die Belebtschlammeigenschaften	175

5.7.1	Verdachtsmomente für Kationen-Einfluss der KA Hutthurm	175
5.7.2	Quelle, Größenordnung und Korrelation der Natriumionen.....	176
5.7.3	Zielsetzung der Laboruntersuchungen	184
5.7.4	Versuchsdurchführung und -auswertung	186
5.7.5	Messreihe I: Einfluss von Salz auf die Schlammeigenschaften diverser größtechnischer Kläranlagen.....	188
5.7.6	Messreihe II: Einfluss von Salzfrachten auf die Atmungsaktivität von Belebtschlamm.....	196
5.7.7	Messreihe III: Einfluss von Salz auf Ca-konditionierten Belebtschlamm	201
5.8	Zusammenfassung.....	211
6	Erweiterung der Anlage um ein neuartiges Membranmodul.....	215
6.1	Aufbau und Funktionsprinzip	215
6.2	Hydraulische Betriebsweise	219
6.2.1	Betriebsbedingungen der neuen Modulgeneration (VRM 4)	219
6.2.2	Auswirkungen auf den Betrieb der Gesamtanlage.....	220
6.3	Chemische Reinigung	223
6.3.1	Reinigungsregime der neuen Modulgeneration (VRM 4)	223
6.3.2	Entwicklung der Reinigungshäufigkeit	224
6.3.3	Entwicklung des Chemikalienverbrauchs	227
6.4	Energieverbrauch.....	229
6.4.1	Kennzahlen des Energieverbrauchs von MBR-Anlagen	229
6.4.2	Steigerung der energetischen Spülluft-Effektivität	230
6.4.3	Energieverbrauch der Gesamtanlage	232
6.4.4	Energieverbrauch der Membranstufe (VRM 4)	234
6.4.5	Erzielbarer Energieverbrauch.....	236
6.4.6	Klärgasverstromung im eigenen Blockheizkraftwerk.....	239
6.5	Zusammenfassung.....	241
7	Zusammenfassung und Ausblick	243
	Literaturverzeichnis	249

Abbildungsverzeichnis

Abb. 2-1:	Überblick über Filtrationsverfahren und deren Trenngrenzen (modifiziert nach [30]).....	7
Abb. 2-2:	Klassifizierung von Membranen.....	8
Abb. 2-3	Membran- und Modulformen	9
Abb. 2-4	Betriebsweisen druckbetriebener Membranen.....	10
Abb. 2-5:	Vergleich einer konventionellen Belebungsanlage (oben) mit dem MBR-Verfahren (unten) bei gleicher Ablaufqualität (modifiziert nach [30]).....	12
Abb. 2-6:	Einbaumöglichkeiten getauchter Filtrationseinheiten (aus [30])	13
Abb. 2-7	Rücklaufschlammverhältnis in Abhängigkeit der Anlagenkonfiguration (links: pump-in, rechts: pump-out)	18
Abb. 2-8	Einfluss des Rücklaufschlammverhältnisses auf den TS-Gehalt in der Filtrationskammer.....	19
Abb. 2-9	Brutto- und Netto-Fluss einer diskontinuierlich betriebenen Filtration (ohne Rückspülung) (modifiziert nach [93])	20
Abb. 2-10	Bestimmung des TMP unter Berücksichtigung installationsbedingter Druckverhältnisse.....	20
Abb. 2-11	Vergleich verschiedener Ansätze zur Temperaturkorrektur	23
Abb. 2-12:	Rückhalt von Bakterien und Viren – MBR-Verfahren und konventionelle Verfahrenstechnik im Vergleich (aus [109]).....	24
Abb. 2-13	Schematische Einteilung der chemischen Reinigungsvarianten (modifiziert nach [30]).....	28
Abb. 2-14	Internes und externes Fouling poröser Membranen (nach [67])	34
Abb. 2-15	Reversibles und irreversibles Fouling und Reinigungsmethoden im Langzeitbetrieb (aus [102]).....	36
Abb. 2-16:	Einflussfaktoren auf das Fouling und die Leistungsfähigkeit eines Membranmoduls	37
Abb. 2-17	Zusammenhang von Fluss, TMP und Deckschicht im unter- und überkritischen Bereich (modifiziert nach [93])	40
Abb. 2-18:	Biologische, chemische und physikalische Einflussfaktoren auf die Beschaffenheit von Belebtschlamm (erweitert nach [44])	42
Abb. 2-19:	Schematische Übersicht der Zusammenhänge von EPS, SMP und weiteren Foulants (aus [59])	44
Abb. 2-20:	Modell der DCB-Theorie zur Rolle der Kationen in Belebtschlammflocken (nach [88]).....	50
Abb. 3-1:	Luftaufnahme KA Hutthurm (Quelle: https://geoportal.bayern.de , Stand 16.11.2018).....	60
Abb. 3-2:	Kläranlage Hutthurm mit Blick auf die Filtrationskammern (links) und die Belebungsbecken (rechts)	61

Abb. 3-3:	Anlagenübersicht der großtechnischen MBR-Kläranlage.....	63
Abb. 3-4:	Schematische Betriebsweise der Membranfiltrationskammern	66
Abb. 3-5:	Abwasser der einzelnen Behandlungsstufen der MBR-Anlage	66
Abb. 3-6:	Prinzipskizze der installierten Membranfiltration VRM [®] 30/544 [HUBER SE, 2014].....	68
Abb. 3-7:	Gelartiger Belag auf Membran und Einbauten.....	69
Abb. 3-8:	Überblick über die Tabellen- und Beziehungsstruktur der Datenbank....	72
Abb. 3-9:	Material und Aufbau zur Bestimmung des Schlammfiltrationsindex SFI (nach [93])	77
Abb. 4-1:	Zeitliche Entwicklung der Tageszulaufmenge und Temperatur (Zeitraum 2009–2019).....	79
Abb. 4-2:	Häufigkeitsverteilung der Zulaufmengen-Klassen Q_d	81
Abb. 4-3:	Anzahl der Ereignisse in Abhängigkeit mehrerer, zusammenhängender Tage der gleichen Zulaufmenge.....	82
Abb. 4-4:	Zeitliche Entwicklung der Schmutzfrachten BSB_5 , CSB , N_{ges} und P_{ges} im Zulauf (Zeitraum 2009–2019)	83
Abb. 4-5:	Verlauf des TS-Gehalts im Belebungsbecken und Rücklaufschlamm 2009–2014	86
Abb. 4-6:	Verlauf des Schlammalters und der Schlammbelastung (2009–2019)....	88
Abb. 4-7:	Verlauf des Schlammalters und der Schlammbelastung (2009–2019)....	89
Abb. 4-8:	Verlauf des Schlammfiltrationsindex und der Temperatur (2009– 2019).....	89
Abb. 4-9:	BSB_5 Zu- und Ablaufkonzentrationen im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019	91
Abb. 4-10:	CSB Zu- und Ablaufkonzentrationen im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019	91
Abb. 4-11:	N_{ges} Zu- und Ablaufkonzentrationen und NH_4-N Ablaufkonzentrationen im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019	92
Abb. 4-12:	Typische Ganglinie der NO_3-N -Ablaufwerte (rot) über den Zeitraum von zwei Wochen	93
Abb. 4-13:	HRT in Abhängigkeit der maximalen stündlichen Zulaufmenge	94
Abb. 4-14:	P_{ges} Zu- und Ablaufkonzentrationen im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019	94
Abb. 4-15:	Einstellung der Durchsatzleistung in Abhängigkeit der Anlagen- Performance (Beispiel VRM 3, Zeitraum: 01/2010–12/2011).....	97
Abb. 4-16:	Leistungstest der Durchsatzleistung im Juni 2010.....	99
Abb. 4-17:	Hohe Durchsatzleistung der Membranfiltration im Winter 2010 (links) und Winter 2013 (rechts).....	100
Abb. 4-18:	Verlauf der Permeabilität der 3 VRM-Module im Betriebszeitraum 2009–2019	102

Abb. 4-19:	Saisonaler Verlauf der Permeabilität von 06/2010 bis 04/2011.....	103
Abb. 4-20:	Permeabilitäten der 3 VRM-Module im Sommer/Winter-Vergleich (von links: VRM 1, VRM 2, VRM 3)	104
Abb. 4-21:	In-situ Hauptreinigung der VRM 3 mit H ₂ O ₂ am 30.07.2009	106
Abb. 4-22:	Monatliche Verteilung der chemischen Reinigungen 2009–2019.....	108
Abb. 4-23:	Wiederverwendung der Reinigungslösung	109
Abb. 4-24:	Langzeitbetrachtung des Reinigungserfolgs für den Zeitraum 01/2009–03/2019 (von oben: VRM 1, VRM 2, VRM 3)	110
Abb. 4-25:	Zusammenhang von Reinigungserfolg und Konzentration, Einwirkzeit, pH-Wert und Temperatur der NaOCl-Reinigungen	112
Abb. 4-26:	Cl/H ₂ O ₂ -Exposition der Membranmodule VRM 1–3 durch chemische Reinigungen in der Langzeitbetrachtung von 01/2009 bis 03/2019	117
Abb. 5-1:	TMP-Verlauf verschiedener Membranmodule mit unterschiedlichen Membranmaterialien.....	122
Abb. 5-2:	Abwassercharakteristik Brauerei: Hydraulik und CSB-Fracht	125
Abb. 5-3:	Zunahme der monatlichen Abwassermenge der Brauerei im Zeitraum 2008 bis 2013.....	126
Abb. 5-4:	Abwassercharakteristik Brauerei: N _{ges} -Fracht und P _{ges} -Fracht im Zeitraum 2008 bis 2013.....	126
Abb. 5-5:	Abwassercharakteristik Getränkeabfüllbetrieb: Hydraulik und CSB- Fracht im Zeitraum 2008 bis 2014	127
Abb. 5-6:	Abwassercharakteristik Getränkeabfüllbetrieb: N _{ges} -Fracht und P _{ges} - Fracht im Zeitraum 2008 bis 2014	127
Abb. 5-7:	Fließbild der halbtechnischen MBR-Pilotanlagen	129
Abb. 5-8:	CLSM-Aufnahmen vom 27.01.2010: Schlamm Belebungsbecken (links), Schlamm Filtrationskammer (Mitte), Membranbelag (rechts)	134
Abb. 5-9:	CLSM-Aufnahmen vom 24.02.2010: Schlamm Belebungsbecken (links), Schlamm Filtrationskammer (Mitte), Membranbelag (rechts)	134
Abb. 5-10:	CLSM-Aufnahmen vom 07.04.2010: Schlamm Belebungsbecken (links), Schlamm Filtrationskammer (Mitte), Membranbelag (rechts)	134
Abb. 5-11:	Glaspartikel in der Deckschicht auf der Membran (Aufnahme vom 13.12.2011).....	136
Abb. 5-12:	REM/EDX-Analysen zur Identifikation der mineralischen Partikel im Membranbelag	137
Abb. 5-13:	Temperatur- und Permeabilitätsverlauf 01/2009–03/2019	139
Abb. 5-14:	Korrelation der Temperatur und der Permeabilität der beispielhaften Jahre 2011–2013	140
Abb. 5-15:	Einbruch der Filtrationsleistung mit anschließender Folgeproblematik unabhängig von der Temperatur im Winter	141

Abbildungsverzeichnis

Abb. 5-16:	Auswirkung von Regenereignissen auf die Permeabilität (Sommer 2010).....	144
Abb. 5-17:	Auswirkung von MW-Ereignissen auf die Permeabilität (Frühjahr/Winter 2010)	145
Abb. 5-18:	Zusammenhang von Schneefall und SFI.....	146
Abb. 5-19:	Zusammenhang von Regenereignissen und dem TS-Gehalt der Belebung.....	147
Abb. 5-20:	Zusammenhang hydraulische Zulaufmenge Q_d und TS_{BB}	147
Abb. 5-21:	Zusammenhang von Schneeschmelze und Permeabilität ohne Ca-Konditionierung des Belebtschlammes.....	148
Abb. 5-22:	Zusammenhang von Schneeschmelze und Permeabilität mit Ca-Konditionierung des Belebtschlammes.....	149
Abb. 5-23:	RÜB im Hauptkanal zur Kläranlage (Aufnahme vom 05.05.2011)	150
Abb. 5-24:	Auswirkungen des Betriebsregimes eines Regenüberlaufbeckens auf die Permeabilität.....	151
Abb. 5-25:	Fett in der Belebung (links) und im Membranbelag (rechts) im Mikroskopischen Bild (vom 12.03.2012)	154
Abb. 5-26:	Schlieren auf der Belebung deuten auf unabgebaute lipophile Stoffe hin (links, Foto vom 12.03.2012), Schwimmschlamm mit hohem Fettgehalt (rechts, Foto vom 13.07.2010).....	155
Abb. 5-27:	Undefinierbare, grün gefärbte Zulaufsituation (18.03.2011).....	156
Abb. 5-28:	Entwicklung des TS-Gehalts in der Belebung und Filtrationskammer im Vergleich zur Permeabilitätsentwicklung (Beispiel: Jahr 2010 und 2013).....	157
Abb. 5-29:	Zusammenhang des TS-Gehalts in Belebung und Rücklaufschlamm mit der Permeabilität	158
Abb. 5-30:	Abhängigkeit des TS-Gehalts (TS_{BB} und TS_{RS}) von der Zulaufmenge ..	159
Abb. 5-31:	Zusammenhang des TS-Gehaltes mit Schlammfiltrationsindex SFI.....	160
Abb. 5-32:	Zusammenhang des TS-Gehaltes und der ÜS-Entnahme.....	163
Abb. 5-33:	Entwicklung des SFI und der Permeabilität im jahreszeitlichen Verlauf (Beispiel: Jahr 2010 und 2013).....	164
Abb. 5-34:	Abhängigkeit der Permeabilität vom SFI (kleines Bild links: $SFI < 50s/\%TR$; kleines Bild rechts: $SFI > 50s/\%TR$).....	165
Abb. 5-35:	Abhängigkeit des SFI und der Temperatur	165
Abb. 5-36:	Abhängigkeit des SFI von organischen Substanzen im Klarwasserüberstand.....	166
Abb. 5-37:	Messstellen zur Untersuchung organischer Substanzen in der Klarwasserphase.....	167
Abb. 5-38:	CSB-Werte im Belebungsbecken, der Filtrationskammer und im Permeat	168
Abb. 5-39:	Korrelation des CSB_{FK} mit Polysacchariden und TOC	170

Abb. 5-40:	CSB _{FK,ff} und Permeabilität (VRM 1) im jahreszeitlichen Verlauf	171
Abb. 5-41:	Zusammenhang des CSB _{FK,ff} mit SFI und T im jahreszeitlichen Verlauf.....	172
Abb. 5-42:	Korrelation von CSB _{KWÜ} mit T, SFI und Wetterlage	173
Abb. 5-43:	Ionen im Kläranlagen-Zulauf	178
Abb. 5-44:	Ionen im Kläranlagen-Ablauf	178
Abb. 5-45:	Korrelation von Na-Konzentration und Leitfähigkeit im KA-Zulauf.....	179
Abb. 5-46:	Na-Frachten im Ablauf der Industriebetriebe und Zulauf der Kläranlage im Vergleich	181
Abb. 5-47:	Auswertung LF bzw. Na-Fracht in typischen Sommermonaten	182
Abb. 5-48:	Auswertung LF bzw. Na-Fracht in typischen Wintermonaten.....	183
Abb. 5-49	Einfluss von Salz auf Schlamm H vom 05.09.2011 (oben: niedrige Salzdotierung, unten: hohe Salzdotierung).....	191
Abb. 5-50	Einfluss von Salz auf Schlamm B vom 17.10.2011 (oben: niedrige Salzdotierung, unten: hohe Salzdotierung).....	192
Abb. 5-51	Einfluss von Salz auf Schlamm K vom 14.11.2011 (oben: niedrige Salzdotierung, unten: hohe Salzdotierung).....	193
Abb. 5-52	Vergleich des Einflusses des Salzgehalts bei Schlamm H, B und K hinsichtlich CSB (links), Trübung Mitte) und SFI (rechts).....	194
Abb. 5-53	Grundatmung von Schlamm H, B und K mit Salzdotierungen (0,5 g/l, 1 g/l, 4 g/l) im Vergleich zum undotierten Schlamm.....	198
Abb. 5-54	Substratatmung von Schlamm H, B und K mit Salzdotierungen (0,5 g/l, 1 g/l, 4 g/l) im Vergleich zum undotierten Schlamm	199
Abb. 5-55	Belebung vor (links: 10.11.2011) und nach (rechts: 12.03.2012) Optimierungsmaßnahmen zur Verbesserung der Belebtschlammqualität	203
Abb. 5-56	Auswirkung von Salz (0,5–4 g/l) während der Ca-Konditionierung	204
Abb. 5-57	Auswirkung von Salz (7–25 g/l) während der Ca-Konditionierung	205
Abb. 5-58	Auswirkung der Ca-Konditionierung auf CSB _{KWÜ} , Trübung und SFI	207
Abb. 6-1:	Schematische Betriebsweise der Membranfiltrationskammern nach Erweiterung um ein 4. Modul.....	216
Abb. 6-2	Erweiterte Filtrationskammer der VRM 4 in Betrieb	216
Abb. 6-3	Installierte Membranmodule: VRM 30/544 (links) und VRM 50/48 (rechts).....	217
Abb. 6-4	Membranlaminat: Seitenansicht eines Moduls (links) und schematischer Querschnitt eines Sheets (rechts, Quelle: Fa. Microdyn-Nadir GmbH)	217
Abb. 6-5	Betriebsbedingungen der VRM 4: Entwicklung von Permeabilität, Durchfluss, Temperatur und SFI.....	219
Abb. 6-6	Betriebsstabilität der VRM 1–3 vor und nach der Kapazitätserweiterung durch die VRM 4.....	221

Abb. 6-7	Exemplarischer Vergleich des hydraulischen Betriebs der VRM 1 für die Jahre 2011 und 2018.....	222
Abb. 6-8	Theoretische Netto-Fluxrate vor und nach der Anlagenerweiterung	223
Abb. 6-9	Vergleich der chemischen Reinigungen mit und ohne Rückspülung im Betriebszeitraum 10/2017 bis 03/2019.....	226
Abb. 6-10	Spüllufteffektivität rotierender VRM-Module.....	231
Abb. 6-11	Zeitlicher Verlauf des täglichen Energieverbrauchs	232
Abb. 6-12	Spezifischer Energieverbrauch der Kläranlage in Abhängigkeit der Zulaufmenge	232
Abb. 6-13	Monatliche Energieverbräuche exemplarisch für die Jahre 2012, 2013 und 2018	233
Abb. 6-14	Mittlerer Anteil der Membranfiltration am Gesamtenergieverbrauch der Kläranlage.....	234
Abb. 6-15	Spezifischer Energieverbrauch der Membran-Stufe in Abhängigkeit der Zulaufmenge	234
Abb. 6-16	Verteilung des Energieverbrauchs der einzelnen Aggregate der Membranstufe VRM 4	236
Abb. 6-17	Gesamtenergieverbrauch der Kläranlage und Eigenstromerzeugung durch Klärgasverstromung im Jahr 2018	241

Tabellenverzeichnis

Tab. 2-1:	Vergleich der Ablaufqualität des MBR-Verfahrens und eines konventionellen Belebungsverfahrens mit und ohne Erweiterungen zur Desinfektion (modifiziert nach [30]).....	23
Tab. 2-2:	Arten und Verwendung von Reinigungskemikalien (modifiziert nach [67] und [30])	30
Tab. 2-3:	Betriebsbedingte Einflüsse auf Membranfouling und EPS-Gehalt (ergänzt nach [59], [68], [93])	46
Tab. 2-4:	Literaturergebnisse zum Einfluss zweiwertiger Kationen in MBRs.....	51
Tab. 2-5:	Betriebsbedingungen und Erkenntnisse ausgewählter Studien zum Einfluss von Kationen in MBR	53
Tab. 2-6:	Betriebsbedingungen und Erkenntnisse ausgewählter Studien zum Einfluss von Kationen in MBR	55
Tab. 3-1:	Überwachungswerte der Ablaufqualität der KA Hutthurm	61
Tab. 3-2:	Bemessungsgrundlage der Kläranlage Hutthurm (Jahr 2020)	62
Tab. 3-3:	Dimensionierung der biologischen Abwasserreinigung (Jahr 2020).....	63
Tab. 3-4:	Kenn- und Betriebsdaten der Membranmodule der KA Hutthurm.....	68
Tab. 3-5:	Spezifikation des Membranmaterials.....	69
Tab. 3-6:	Übersicht zur Datenerhebung im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019	71
Tab. 3-7:	Durchgeführte Analysemethoden	75
Tab. 4-1:	Messwerte der hydraulische Belastung (Zeitraum 2009–2019)	80
Tab. 4-2:	Messwerte der Zulauf-Frachten (Zeitraum 2009–2019)	83
Tab. 4-3:	Abwassercharakteristik der KA Hutthurm	84
Tab. 4-4:	TS-Gehalt in Belegung und Rücklaufschlamm in den Sommer- und Wintermonaten der Jahre 2008–2014	86
Tab. 4-5:	Hydraulische Leistungsdaten gemäß Leistungsverzeichnis.....	95
Tab. 4-6:	Vergleichsdaten anderer MBR-Anlagen zur Zeit der Angebotsstellung.....	96
Tab. 4-7:	Jahres-Fluxraten der KA Hutthurm für 2009–2019	101
Tab. 4-8:	Technische Daten zur Durchführung der in-situ Intensivreinigung für VRM 1–3 im Zeitraum 01/2009–03/2019	107
Tab. 4-9:	Reinigungshäufigkeit der Filtrationseinheiten VRM 1–3 im Zeitraum 01/2009–03/2019	107
Tab. 4-10:	Reinigungseffektivität von NaOCl und H ₂ O ₂ in Abhängigkeit der Exposition	113
Tab. 4-11:	Untersuchungsergebnisse der Membranautopsie hinsichtlich Wasserfluss und Rückhalteleistung.....	118
Tab. 5-1:	Unterschiedliche Membranmodule im Vergleich.....	121

Tabellenverzeichnis

Tab. 5-2:	Abwassermengen und -frachten der Industrieeinleiter (Brauerei/Getränkeabfüllbetrieb) im Zulauf der Kläranlage Hutthurm 2020*	124
Tab. 5-3:	Proben zur chemischen Analyse des Belebtschlamm und des Schlammüberstands in Zusammenhang mit CLSM-Analysen der TU München	131
Tab. 5-4:	Untersuchungsergebnisse der Belebtschlamm- und Schlammüberstandsanalysen vom 27.01.2010	132
Tab. 5-5:	Untersuchungsergebnisse der Belebtschlamm- und Schlammüberstandsanalysen vom 24.02.2010	132
Tab. 5-6:	Untersuchungsergebnisse der Belebtschlamm- und Schlammüberstandsanalysen vom 07.04.2010	133
Tab. 5-7:	TR und oTR im Ablauf der Brauerei und des Getränkeabfüllbetriebs im Vergleich zur Vorklärung und Belebung.....	138
Tab. 5-8:	Extrahierbare lipophile Stoffe im Zulauf und der Belebung	154
Tab. 5-9:	Auszug aus mikroskopischen Belebtschlammgutachten mit Hinweis auf Öl-/Fettproblematik.....	155
Tab. 5-10:	EPS-Gehalt im Belebtschlamm und dessen Klarwasserphase	174
Tab. 5-11:	Härtebereich aus den jährlichen Untersuchungsbefunden nach der Trinkwasserverordnung (gemessen durch LAFUWA GmbH, Fürstenstein)	176
Tab. 5-12:	Ionen im Kläranlagenzu- und ablauf	177
Tab. 5-13:	Ionen im Ablauf der Industrieeinleiter	180
Tab. 5-14:	Eintrag von Na-Ionen im Sommer (S) und im Winter (W) im Vergleich	181
Tab. 5-15:	Salzdotierung der Testreihen.....	186
Tab. 5-16:	Charakterisierung der Belebtschlämme für Messreihe I.....	188
Tab. 5-17:	Charakterisierung der Belebtschlämme für Messreihe II.....	197
Tab. 5-18:	Grundatmung von Schlamm H, B und K in Abhängigkeit von der Salzdotierung mit 0,5 g/l, 1 g/l, 4 g/l.....	198
Tab. 5-19:	Substratatmung von Schlamm H, B und K in Abhängigkeit von der Salzdotierung mit 0,5 g/l, 1 g/l, 4 g/l.....	200
Tab. 5-20:	Charakterisierung der Belebtschlämme für Messreihe III.....	202
Tab. 5-21:	Analysedaten zur Ca-Konditionierung	207
Tab. 5-22:	Ionen im Belebtschlamm Ca- und Na-Gehalt im Belebtschlamm*	208
Tab. 6-1:	Technische Daten der HUBER VRM-Module in Hutthurm im Vergleich	218
Tab. 6-2:	Vergleich der durchschnittlichen Durchsatzleistung und Permeabilität vor und nach der Anlagenerweiterung	222
Tab. 6-3:	Verbrauch an Chemikalien der beiden Reinigungsstrategien mit und ohne Rückspülung.....	227

Tab. 6-4:	Kosten Reinigungschemikalien der Jahre 2010 bis 2018	228
Tab. 6-5:	Vergleich der Energieverbrauchswerte des kombinierten und einzelnen Betriebs der VRM 1–3 und VRM 4	235
Tab. 6-6:	Erzielbarer spezifischer Energieverbrauch unter Berücksichtigung von 3 Ansätzen zur Steigerung der Energieeffizienz	238
Tab. 6-7:	Kenndaten der Klärgasverstromung im betriebseigenen BHKW.....	240

Abkürzungsverzeichnis

Symbol	Einheit	Bedeutung
AFS	mg/l	Abfiltrierbare Stoffe
A_{Mem}	m^2	Membranfläche
AOX		Adsorbierbare organische Halogenverbindungen
BAP		Durch Hydrolyse freigesetzte vormals gebundene EPS (engl. Biomass associated products)
BB		Belebungsbecken
B_d	kg/d	Tägliche Zulaufmengen
BSB_5	mg/l	Biochemischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen
B_{TS}	kg/(kg·d)	Schlammbelastung
cfu		Koloniebildende Einheit (engl. colony forming unit; Abk. KBE)
CLSM		Konfokale Laser-Raster-Mikroskopie (engl. confocal laser scanning microscope)
CSB	mg/l	Chemischer Sauerstoffbedarf
CST	s/%TR	Kapillare Fließzeit (engl.: capillary suction time)
cR		chemische Reinigung
d	m	Durchmesser
DIN		Deutsches Institut für Normung
DN		Denitrifikation
DWA		Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.
EDX		Energiedispersive Röntgenspektroskopie
EMSR		Elektro-, Mess-, Steuer- und Regelungstechnik
EPS		Extrazelluläre polymere Substanzen (engl. extracellular polymeric substances)
EV	kWh/d	Energieverbrauch
EW		Einwohnerwert
F	l/h	Fluss
ff		Faltenfilter filtriert
FK		Filtrationskammer
GKW		Gruppenklärwerk
H	m	Höhe
HRT	h	Hydraulische Aufenthaltszeit (engl. Hydraulic retention time)
IDM		Induktiver Durchflussmesser
ISV	ml/g	Schlammvolumen-Index
J_c	$\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	Kritischer Flux
J_p	$\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	Flux, Permeatfluss bei Filtration
$J_{p,\text{brutto}}$	$\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	Brutto-Flux (vor Relaxation, Rückspülung)
$J_{p,\text{netto}}$	$\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	Netto-Flux (nach Abzug Relaxation, Rückspülung)
J_R	$\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	Flux bei Rückspülung

Abkürzungsverzeichnis

KA		Kläranlage
KWÜ		Klarwasserüberstand des Belebtschlamm
LAWA		Bund/Länder-Arbeitsgemeinschaft Wasser
LF	$\mu\text{S/cm}$	Leitfähigkeit
LfU		Bayerisches Landesamt für Umwelt
Imh		Abkürzung für den Permeatflux, abgeleitet von seiner Einheit [$\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$]
L_P	$\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$	Permeabilität
$L_{P,20^\circ\text{C}}$	$\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$	Temperaturkorrigierte Permeabilität (20°C)
MAB		Misch- und Ausgleichsbecken
max		Maximalwert
MB		Monatsbericht (als Datengrundlage für Auswertungen, z. B. MB_ $Q_{d,zu}$)
MBR		Membranbioreaktor
M/D		Verhältnis ein- zu zweiwertiger Kationen (engl.: monovalent/divalent cation ratio)
MF		Mikrofiltration
min		Minimalwert
mittel		Mittelwert
MLD	10^6 l/d	Megaliter pro Tag (engl. mega liter per day)
MW		Mischwasser
MWCO	kDa	Molecular Weight Cut-Off
N		Nitrifikation
n. n.		nicht nachweisbar
N_{anorg}	mg/l	Anorganischer Stickstoff (= $\text{NH}_4\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N} + \text{NO}_2\text{-N}$)
NF		Nanofiltration
N_{ges}	mg/l	Gesamtstickstoff
$\text{NH}_4\text{-N}$	mg/l	Ammoniumstickstoff
$\text{NO}_2\text{-N}$	mg/l	Nitritstickstoff
$\text{NO}_3\text{-N}$	mg/l	Nitratstickstoff
NTU		Nephelometrischer Trübungswert
O_2	mg/l	Sauerstoffgehalt
oTS	g/l	Organischer Trockensubstanzgehalt
p	bar	Druck
PAC		Pulveraktivkohle (engl. powdered activated carbon)
P_{ges}	mg/l	Gesamtphosphor
PLS		Prozessleitsystem
PN		Proteine
$\text{PO}_4\text{-P}$	mg/l	Phosphat-Phosphor
PS		Polysaccharide
Q	m^3/d	Volumenstrom
Q_d	m^3/d	Tägliche Abwassermenge

$Q_{d,ab}$	m^3/d	Tägliche Abwassermenge im Ablauf
$Q_{d,ÜS}$	m^3/d	Täglicher Überschussschlammabzug
$Q_{d,zu}$	m^3/d	Tägliche Abwassermenge im Zulauf
Q_h	m^3/h	Stündliche Durchsatzleistung
$Q_{T,d}$	m^3/d	Täglicher Abwasserzufluss bei Trockenwetter
$Q_{T,h}$	m^3/h	max. stündlicher Abwasserzufluss bei Trockenwetter
$Q_{M,h}$	m^3/h	max. stündlicher Abwasserzufluss bei Mischwasserzulauf
R		Filtrationswiderstand
REM		Rasterelektronenmikroskopie
RO		Umkehrosmose (engl. reverse osmosis)
RS		Rücklaufschlamm
SAD	$Nm^3/m^2 \cdot h$	Spezifischer Spülluftbedarf (engl. specific scouring air demand)
SBR		Sequencing-Batch-Reactor
SFI	s/%TR	Schlammfiltrationsindex
SMP		Gelöste extrazelluläre polymere Substanzen (engl. Soluble microbial products)
T	$^{\circ}C$	Temperatur
t_F	min	Filtrationszeit
TMP	bar	Transmembrandruck (engl. transmembrane pressure)
TMP_R	bar	Transmembrandruck bei Rückspülung
TR	g/kg	Trockenrückstand
oTR	%	organischer Trockenrückstand
t_R	min	Relaxationszeit
t_{RS}	min	Rückspülzeit
TS	g/l	Trockensubstanzgehalt
TS_{BB}	g/l	Trockensubstanzgehalt im Belebungsbecken
TS_{RS}	g/l	Trockensubstanzgehalt im Rücklaufschlamm
t_{TS}	d	Schlammalter
t_Z	min	Zykluszeit
TW		Trockenwetter
UAP		Durch Substratmetabolismus der Mikroorganismen freigesetzte EPS (engl. Utilization associated products)
UF		Ultrafiltration
ÜS		Überschussschlamm
$ÜS_d$	kg/d	Tägliche Überschussschlammproduktion
V	m^3	Volumen
V_{BB}	m^3	Belebungsbeckenvolumen
VK		Vorklärung
VRM		Kurzbezeichnung eines Membranmoduls der Fa. Huber SE (Vacuum Rotation Membrane)

1 Einleitung und Zielsetzung

1.1 Einleitung

Vor einundzwanzig Jahren (1998) wurde die erste großtechnische Membranbelebungsanlage (engl. membrane bioreactor, kurz: MBR) Europas mit einer Kapazität von 1.900 m³/d (3.800 EW) in Porlock, England, in Betrieb genommen. In Deutschland hielt das Membranbelebungsverfahren ab 1999 mit der Inbetriebnahme der KA Rödingen (3.000 EW) Einzug in die kommunale Abwasserbehandlung. Betrachtet man die weltweite Marktentwicklung von MBR-Anlagen, so ist vor allem in Nordamerika und China ein exponentiell wachsender Markt mit stark zunehmenden Anlagengrößen zu verzeichnen. Im Jahre 2009 wurde in China die erste MBR-Anlage eröffnet, die eine Spitzenkapazität von mehr als 100 Megaliter pro Tag (MLD) überschritten hat. Die aktuell größte MBR-Anlage weltweit, die Tuas Water Reclamation Plant, wird derzeit in Singapur geplant. Sie soll im Jahre 2025 mit einer geplanten Leistung von 1.200 MLD in Betrieb gehen. Diese rasante Marktentwicklung ist ein Zeichen dafür, welche große Bedeutung dem Membranbelebungsverfahren auf dem Abwassermarkt zukommt.

Die Verfahrenstechnik der Membranbelebungsanlage besteht aus der Kombination des konventionellen Belebtschlammverfahrens mit einer Membranfiltrationsstufe, die die sonst übliche Nachklärung zur Abtrennung des Belebtschlammes vom gereinigten Abwasser ersetzt. Die Trenngrenze dieser Fest/Flüssig-Trennung wird durch die Porengröße der verwendeten Membranen definiert und liegt im Bereich von 0,01–10 µm. Dadurch werden nicht nur alle Feststoffe, sondern auch Bakterien und Viren weitestgehend zurückgehalten. Das Permeat einer MBR-Anlage gilt als hygienisch unbedenklich und eignet sich ohne weitere Desinfektionsmaßnahmen zur Einleitung in sensible Gewässer oder zur Abwasserwiederverwendung. Aufgrund des vollständigen Feststoffrückhalts durch die Membran ist die Biomassekonzentration im Belebungsbecken nicht mehr durch dessen Absetzeigenschaften limitiert. Dadurch lassen sich sehr kompakte Beckenvolumina durch höhere Biomassekonzentrationen realisieren. Dieser Aspekt wirkt sich nicht nur bei Neuanlagen sondern auch bei der Erweiterung bzw. Ertüchtigung bestehender Anlagen, die an ihre Leistungsgrenzen stoßen, besonders vorteilhaft aus. Eine MBR-Anlage bietet sich zudem als Vorbehandlung für Reinigungsstufen, wie z. B. die adsorptive oder oxidative Spurenstoffelimination, an, die nur mit einer weitestgehenden Abwasservorbehandlung effizient eingesetzt werden können.

Das Membranbelebungsverfahren stellt eine veränderte Verfahrenstechnik zu konventionellen Kläranlagen dar, dessen Besonderheiten bei der Planung und Bemessung berücksichtigt werden müssen. Allgemein anerkannte oder verbindliche Regelwerke für Planer oder Überwachungsbehörden existieren in Deutschland bisher nicht. Seit Okto-

ber 2014 gibt es das Merkblatt DWA-M 227 [15], das die prozessspezifischen Aspekte wie Abwasservorbehandlung, Membranreinigung, Planung und Bemessung, Konstruktion und Betrieb und die Wirtschaftlichkeit von MBR-Anlagen umfasst. Gemäß dessen Empfehlungen orientiert sich der Planer für die Bemessung von MBR-Anlagen an der etablierten Vorgehensweise der Arbeitsblätter ATV-DVWK-A 131 oder ATV DVWK-A 198. Für die Bemessung der Membranstufe werden in der Regel die maximale hydraulische Zulaufmenge und die minimale Abwassertemperatur betrachtet. Konkrete Empfehlung zur spezifischen Filtrationsleistung oder Hinweise zur Berücksichtigung von Belebtschlammigenschaften gibt es nicht. Während bei der Planung konventioneller Anlagen bezüglich der zu erwartenden Absetzeigenschaften des Belebtschlammes auf umfangreiche Erfahrungswerte zurückgegriffen werden kann, existiert für die Bemessung einer Membranstufe derartiger Erfahrungsschatz bezüglich Schlammfiltrierbarkeit und Foulingpotenzial von Belebtschlamm nicht. Daher ist es notwendig, kritische Zulauf- oder Prozessbedingungen großtechnischer Anlagen und deren Auswirkungen auf die Belebtschlammbeschaffenheit aufzuzeigen, um mehr Erfahrungswerte für eine angemessene Dimensionierung von MBR-Anlagen zu generieren.

Die Vorteile des Membranbelebungsverfahrens gehen einher mit höheren Investitions- und Betriebskosten und vor allem höheren Herausforderungen an den Betrieb von MBR-Anlagen durch sogenanntes Membranfouling und den notwendigen chemischen Reinigungen. Niedrige Betriebskosten lassen sich durch einen niedrigeren spezifischen Energieverbrauch und durch eine möglichst optimierte Reinigungsstrategie erzielen. Um eine dauerhaft hohe Durchsatzleistung bei möglichst geringem Energieeintrag zu erreichen sind aus technischer Sicht die Weiterentwicklungen der eingesetzten Membranmodule und aus betriebstechnischer Sicht die Optimierung des Betriebsregimes und der Prozessführung maßgeblich von Bedeutung. Ansatzpunkte für technische Optimierungen bietet u. a. die sogenannte Crossflow-Belüftung zur Deckschichtkontrolle, die den größten Anteil des Energieverbrauchs der Membranfiltration ausmacht. Modulhersteller entwickeln kontinuierlich leistungsfähigere und energieeffizientere Module, was neuere Entwicklungen wie z. B. rückspülbare Plattenmodule oder verbesserte Luftverteilungssysteme von Hohlfasermodulen zeigen. Die Marktentwicklung für Membranmodule nimmt aktuell stark zu [60]. Dadurch ergibt sich für die Wissenschaft die Notwendigkeit sowohl die Material- und Modulentwicklung weiter voranzutreiben, als auch die Praxistauglichkeit von technischen Neu- und Weiterentwicklungen kontinuierlich zu untersuchen. Eine optimale Reinigungsstrategie ist unverzichtbar für einen stabilen und wirtschaftlichen Betrieb einer MBR-Anlage. Diese musste bisher in der Praxis vom Betriebspersonal einer MBR-Anlage iterativ selbst entwickelt werden, da ein Erfahrungsaustausch mit anderen MBR-Anlagen aufgrund unterschiedlicher Anlagenkonfigurationen kaum möglich war. Auch heute noch kommt der chemischen

Membranreinigung hinsichtlich Planung, Durchführung, Optimierung und Auswirkungen auf die Membranstandzeiten nicht die erforderliche Beachtung zu, und sie unterliegt noch immer wissenschaftlicher Forschung [21, 102]. Die größte Herausforderung bei kommunalen MBR-Anlagen stellt allerdings das Membranfouling dar. Darunter versteht man generell Ablagerungen auf der Membran und in deren Poren. Fouling ist unvermeidlich und nur bedingt kontrollierbar. Es führt zu einer Abnahme der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran und kann nur durch entsprechende Reinigungsmaßnahmen entfernt werden. Alle Bemühungen des Betreibers einer MBR-Anlage sind in der Regel darauf ausgerichtet durch einen optimierten Anlagenbetrieb das Fouling und die Anzahl chemischer Reinigungen zu minimieren.

Intensive Forschungsaktivitäten begleiten die Membrantechnologie seit ihren Anfängen. Dadurch wurden in den letzten Jahren wesentliche Verbesserungen beim Anlagenbetrieb, der Modulentwicklung, der Prozessführung, der chemischen Reinigung usw. erzielt, aber dennoch sind nach wie vor viele Einflussfaktoren und Wechselwirkungen ungeklärt, speziell zum Thema Membranfouling [24, 68]. Es verursacht Betriebsprobleme bei MBR-Anlagen, die aktuell teilweise noch unlösbar scheinen. Dies zeigt z. B. eine großtechnische Anlage in den Niederlanden (23.150 EW, Inbetriebnahme 2004), bei der in der Betriebsphase Probleme auftraten, die trotz intensiver Betreuung durch ein renommiertes Ingenieurbüro nicht gelöst werden konnten. Die Anlage wurde letztendlich als „betriebsunfähig“ erklärt [22]. Da beim Membranfouling so vielfältige Einflussfaktoren direkt und indirekt miteinander interagieren, stellt es auch heute – trotz der großen Beachtung, die es in der Fachwelt und Forschung erhält – noch immer ein sehr komplexes und teils ungeklärtes Phänomen dar. Es gibt großen Bedarf, die Ursachen, Wechselwirkungen und Vermeidungsstrategien von Membranfouling sowohl in den Grundlagen als auch in der Praxis weiter zu erforschen [24].

Treten bei einer großtechnischen MBR-Anlage Betriebsprobleme auf, so ist es schwierig sich bei nötigen Optimierungsmaßnahmen an den Untersuchungsergebnissen der zahlreichen Veröffentlichungen oder den Betriebserfahrungen anderer großtechnischer Anlagen zu orientieren. Im Rahmen von Grundlagenforschung werden die Untersuchungen oft unter idealisierten Bedingungen im Labor- oder halbtechnischen Maßstab durchgeführt. Sie betrachten einzelne Aspekte, Einflüsse oder Wechselwirkungen möglichst isoliert und über kurze Zeiträume. Die Ergebnisse sind selten auf die Komplexität großtechnischer Anlagen übertragbar, können nicht mit deren Langzeiterfahrungen verglichen werden, oder stehen sogar im Widerspruch dazu. Bei großtechnischen Anlagen wiederum ist es nahezu unmöglich, Effekte im Betriebsverhalten genauen Ursachen zuzuordnen, da sich ständig ändernde Randbedingungen in der Praxis nicht vermeiden lassen. Um die Zusammenhänge von Grundlagenforschung und großtechnischen Betriebserfahrungen besser miteinander verknüpfen zu können, hat der Appell

von Kraume et al. „a greater number of publications on full scale results and their comparison with lab scale findings is highly desirable.“ [48] noch immer Bestand. Wissenschaftlich aufbereitete Betriebserfahrungen großtechnischer MBR-Anlagen liegen nur begrenzt vor und konzentrieren sich hauptsächlich auf die wenigen Anlagen, die in geförderten Forschungsprojekten Beachtung fanden. Da sich die Anlagen allerdings stark unterscheiden hinsichtlich ihrer verfahrenstechnischen Prozesse, der Zulaufbedingungen, des Betriebsregimes, der verbauten Anlagentechnik und der spezifischen Betriebsbedingungen, sind die Erfahrungswerte untereinander nur schwer übertragbar. Mit internationalen Fachtagungen zum Thema Membrantechnologie stünde zwar eine gute Plattform für einen breiten Wissensaustausch zur Verfügung, allerdings findet dort selten eine offene Darlegung und Diskussion von Betriebsproblemen statt. Die Wettbewerbssituation führt dazu, dass sich Hersteller, Planer, Anlagenbauer oder Betreiber durch das Zurückhalten von Erkenntnissen einen Wettbewerbsvorteil bzw. Wissensvorsprung versprechen, was zu einem unzureichenden Erfahrungsaustausch führt.

Die vorangegangenen Aspekte zeigen, wie wichtig und notwendig es ist, eine breitere Datenbasis zu den Betriebserfahrungen großtechnischer MBR-Anlagen zu schaffen. Vor allem die Ursachen und Wechselwirkungen von Membranfouling gilt es weiter aufzudecken und Strategien zu dessen Vermeidung zu entwickeln. Aus den Langzeiterfahrungen großtechnischer MBR-Anlagen sind praxisnahe Empfehlungen abzuleiten, die sowohl bei der Planung als auch für den Betrieb anderer MBR-Anlagen von Nutzen sein können oder zu einer Steigerung deren Wirtschaftlichkeit beitragen. Dazu soll diese Arbeit ihren Beitrag leisten.

1.2 Zielsetzung

Untersuchungsgegenstand dieser Arbeit ist die derzeit größte Membranbelebungsanlage des Freistaats Bayern mit einer Anschlussgröße von 21.000 EW. Im Zuge einer Sanierung und Ertüchtigung wurde die Altanlage zu einer MBR-Anlage ausgebaut und Ende 2008 in Betrieb genommen. Die Kläranlage ist an ein Mischwasserentwässerungssystem angeschlossen und verfügt über einen maßgeblichen Abwasseranteil von 50 % durch industrielle Indirekteinleiter. Seit dem Betriebsbeginn stieß diese Anlage trotz Beachtung allgemeingültiger Bemessungsgrundsätze an die Grenzen ihrer Leistungsfähigkeit. Es traten ganzjährig – besonders ausgeprägt in den Wintermonaten – immer wieder hydraulische Leistungseinbrüche auf, die mit einer sehr großen Reinigungshäufigkeit einhergingen. Ursachen für das ungewöhnliche Foulingverhalten waren zunächst vollkommen unklar. Durch umfangreiche Untersuchungen und Optimierungsmaßnahmen konnte der Anlagenbetrieb verbessert, die Foulingproblematik aber nicht vollends gelöst werden. Es war letztendlich nur durch die Erweiterung der Anlagenkapazität durch Installation eines neuen Moduls im Jahr 2017 möglich, einen zu-

friedenstellenden Anlagenbetrieb zu erreichen. Die wissenschaftliche Begleitung dieser Anlage erstreckt sich über einen Zeitraum von gut 10 Jahren von 2009 bis 2019.

Im ersten Teil der Arbeit (Kapitel 4) sollen zunächst die Bemessungs-, Betriebs- und Leistungsdaten der Anlage ausgewertet werden. Sie stellen wichtige Randbedingungen dar, um weitere Untersuchungen im richtigen Kontext erscheinen zu lassen. Ein Hauptaugenmerk liegt dabei neben der Analyse der Zulaufsituation, der Betriebsparameter der Belebung, der Reinigungsleistung und der hydraulischen Betriebsweise der Membranfiltration auf den Auswertungen der chemischen Reinigungen. Nach Wang [102] sind mehr Erfahrungen zur Reinigungsstrategie – insbesondere von großtechnischen MBR-Anlagen – dringend erforderlich. Daher sollen die Reinigungseffektivität hinsichtlich der maßgeblichen Einflussfaktoren wie Wahl der Chemikalie, Konzentrationen, Einwirkzeit, pH-Wert und Temperatur aufgezeigt und Empfehlungen für zukünftige Planungen und praktische Hinweise für die Durchführung bei anderen MBR-Anwendungen gegeben werden. Die Reinigungschemikalien der oxidativen Reinigung haben neben der reinigenden auch eine schädigende Wirkung auf die Polymerstruktur der Membran und bewirken eine vorzeitige Alterung. Bisher liegen für großtechnische Anlagen keine quantitativen Informationen über den Zusammenhang von Chemikalien-Exposition und Auswirkung auf die Membranalterung vor. Diese soll anhand von Langzeituntersuchungen über die Entwicklung und Auswirkung der Chemikalienexposition auf die Permeabilität und Veränderungen der Leistungsfähigkeit der Membran aufgezeigt werden.

Den Schwerpunkt bildet der zweite Teil der Arbeit (Kapitel 5), in dem potenzielle Einflussfaktoren auf das Betriebs- und Foulingverhalten systematisch untersucht, Wechselwirkungen aufgezeigt und Vermeidungsstrategien entwickelt werden. Das konkrete Ziel dabei war, die wesentlichen Ursachen für das ungewöhnliche Betriebsverhalten der Kläranlage Hutthurm zu ermitteln und durch entsprechende Optimierungsmaßnahmen zu verbessern. Dabei ist zu berücksichtigen, dass maschinentechnische, verfahrenstechnische, chemische sowie biologische Prozesse die Filtrationsleistung in gegenseitiger Wechselwirkung und auch gleichzeitig beeinflussen können und die einzelnen Ergebnisse immer in einem Kontext zu betrachten sind. Es wurden Untersuchungen angestellt zum Membranmaterial, zur Zusammensetzung der Membranbeläge, zur Abwassercharakteristik der Industrieeinleiter und zu umfangreichen zulauf- und prozessbedingten Einflussfaktoren. Insbesondere Einflüsse wie z. B. die Auswirkungen von Mischwasserereignissen oder im Winter eingetragenes Streusalz und dessen Auswirkung auf die Belebtschlammeigenschaften fanden besondere Beachtung. Um der Beeinträchtigung von Streusalz entgegen zu wirken, wird eine Ca-Konditionierung des Belebtschlammes an der großtechnischen MBR-Anlage in Hutthurm mit begleitenden Labortests untersucht.

Nach umfangreichen Optimierungsmaßnahmen verbesserte sich die problematische Durchsatzleistung der Anlage letztendlich nur durch eine Erweiterung der Anlagenkapazität. Es wurde ein neuartiges Membranmodul auf dem aktuell neuesten Stand der Modulentwicklung installiert. Es handelte sich um die technische Weiterentwicklung eines rotierenden Membransystems in Kombination mit einem rückspülbaren Flachmembranlaminat. Dieses innovative Plattenmodul soll durch eine halbautomatische Rückspülstrategie eine deutlich bessere Filtrationsleistung und Prozessstabilität gewährleisten sowie eine hohe Energieeffizienz. Durch den Parallelbetrieb von rückspülbaren und nicht-rückspülbaren MBR-Modulen kann ein direkter Vergleich der beiden Reinigungsstrategien unter sonst gleichen Randbedingungen angestellt werden. Im dritten Teil der Arbeit (Kapitel 6) soll bewertet werden, inwieweit sich das Betriebsverhalten der Gesamtanlage durch die Kapazitätserweiterung verbessern ließ und wie sich die Reinigungsstrategie des neuartigen Moduls im Vergleich zu den alten Modulen bewährt. Abschließend wird die Energieeffizienz der Gesamtanlage und der Membranfiltration beleuchtet.

2 Grundlagen und Stand des Wissens

2.1 Membranverfahren

2.1.1 Membranfiltrationsverfahren (UF/MF)

Nach Melin und Rautenbach versteht man unter Membranen „flächige, teildurchlässige Strukturen, die für zumindest eine Komponente eines sie berührenden Fluids – einer Flüssigkeit oder eines Gases – permeabel, für andere Komponenten undurchlässig sind“ [67]. Die Membranfiltration ist ein rein physikalisches Verfahren zur Trennung von Stoffgemischen, die abgetrennten Stoffe werden dabei weder thermisch noch chemisch oder biologisch verändert. Es gibt verschiedene Membranfiltrationsverfahren (Abb. 2-1), die sich durch ihre Trenngrenze und die für den Trennprozess notwendige Triebkraft unterscheiden. Die Übergänge der einzelnen Filtrationsverfahren sind fließend.

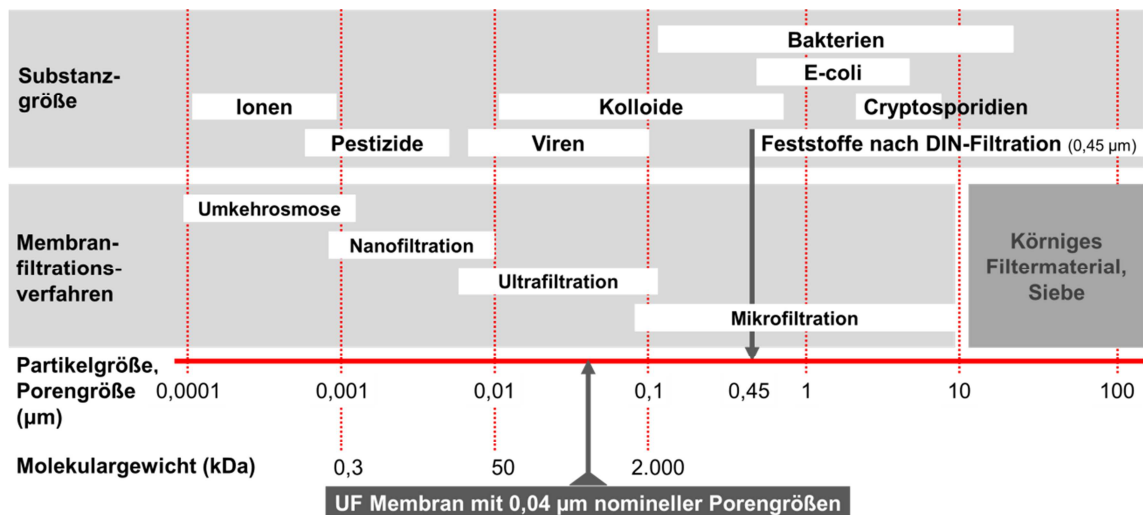


Abb. 2-1: Überblick über Filtrationsverfahren und deren Trenngrenzen (modifiziert nach [30])

Die Trenngrenze der Membran gibt näherungsweise die Größe der Partikel bzw. die Molmasse von Molekülen an, die noch zu 90 % von der Membran zurückgehalten werden können. Die angegebene Porengröße poröser Membranen entspricht der mittleren bzw. nominellen Porengröße einer Porengrößenverteilung. Das Trennziel in der kommunalen Abwasserreinigung ist vor allem die Abtrennung des gereinigten Abwassers von der Biomasse und Trübstoffen. Zu diesem Zweck kommen in der Abwasserreinigung die Membranverfahren der Mikrofiltration (MF) und Ultrafiltration (UF) zur Anwendung. Die Trenngrenzen liegen für MF-Membranen bei 0,1 bis 10 µm und für UF-Membranen bei 0,01 bis 0,1 µm. Da für die Untersuchungen im weiteren Verlauf dieser

Arbeit lediglich MF- und UF-Membranen in Betracht gezogen werden, seien die weiteren Grundlagen auf diese beiden Verfahren beschränkt.

2.1.2 Membranklassifizierung und -materialien

Das Herzstück eines jeden Membranfiltrationsverfahrens ist die Membran selbst. Generell lassen sich Membranen hinsichtlich verschiedener Merkmale klassifizieren, wie in folgender Übersicht dargestellt (nach [67], [72], [53]):

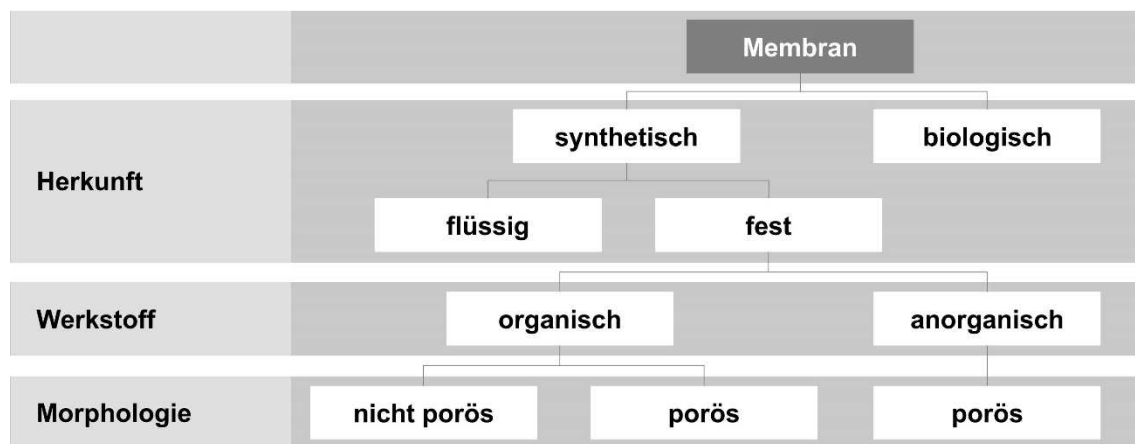


Abb. 2-2: Klassifizierung von Membranen

Die Unterscheidung der Membranen hinsichtlich ihrer Struktur ist eng mit dem Trennmechanismus der Membran und ihrer Anwendung verbunden. Im Gegensatz zu „dichten“ Lösungs-Diffusions-Membranen (NF, RO) kommen für MF- oder UF-Membranen hauptsächlich Porenmembranen („poröse“ Membranen) zum Einsatz, wobei die Komponententrennung vereinfacht dargestellt auf einen Siebeffekt zurückzuführen ist. Gemäß dem Prinzip eines porösen Filters werden bei der MF und UF alle Partikel zurückgehalten, die größer als die Membranporen sind. Die zurückgehaltenen Partikel bilden auf der Membranoberfläche eine Deckschicht, durch die selbst kleinere Partikel, die ohne Deckschicht die Membran passieren könnten, zurückgehalten werden. Dieser Effekt wird deckschichtkontrollierter Prozess oder auch „Sekundärmembran“ genannt.

Je nach Anwendung werden für die Membranen verschiedene Werkstoffe eingesetzt. Heute stützt sich nahezu die gesamte Membrantechnik im Abwasserbereich auf synthetische Polymermembranen ([67], [72], [53]). Für deren Herstellung steht nahezu eine grenzenlose Vielfalt an Polymeren und Polymermischungen zur Verfügung. Die meisten organischen Polymermembranen bestehen aus Polysulfon (PS), Polyethersulfon (PES), Polyacrylnitril (PAN), Polyvinylidenfluorid (PVDF), Polyamide (PA) und Polypropylen (PP).

2.1.3 Membranformen und Membranmodule

Obwohl es auf dem Markt eine Vielzahl verschiedener Modultypen gibt, lassen sich die Membranformen konstruktiv in zwei generelle Grundformen unterscheiden: in rohrförmige und flache Membranen. Entsprechend der Membranform lassen sich verschiedene Modulformen daraus entwickeln, wie in folgendem Schema gezeigt (Abb. 2-3).

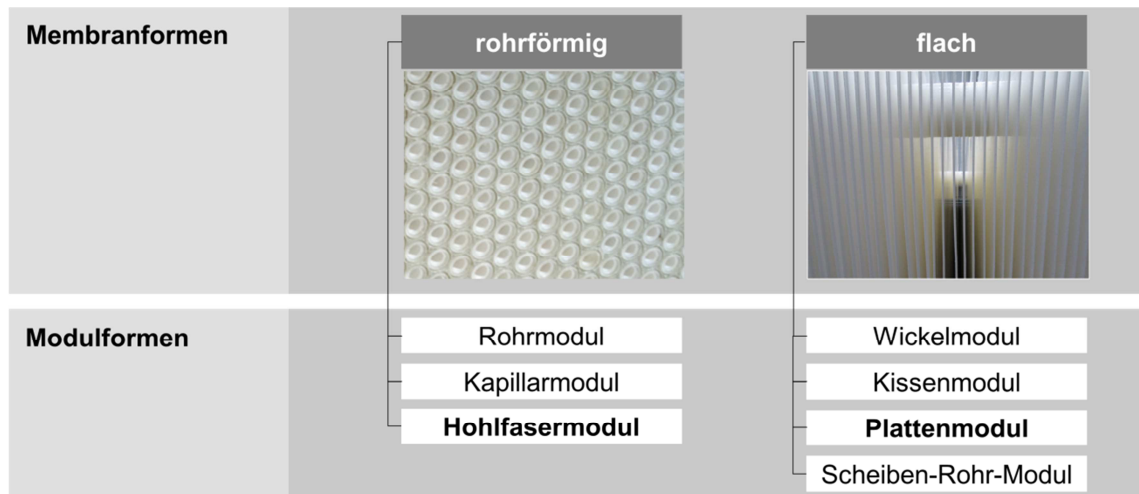


Abb. 2-3 Membran- und Modulformen

Für die Anwendung in der Abwasserreinigung zur Abtrennung von Biomasse sind die gängigsten Modulsysteme

- Hohlfasermodule und
- Plattenmodule.

Hohlfasermodule bestehen aus einer Vielzahl von Hohlfasern, die zu einem Bündel und mehrere Bündel wiederum zu einem Modul zusammengefasst sind. Die Bündel sind an einem oder beiden Enden in einem sogenannten Modulheader in Kunstharz eingegossen. Die Filtration an der Membran erfolgt von außen nach innen und das Permeat wird über den Modulheader und Permeatsammelleitungen abgezogen. Der strukturelle Aufbau der Hohlfasermodule erlaubt in der Regel eine Rückspülbarkeit, wozu die Filtrationsrichtung umgekehrt wird.

Plattenmodule bestehen aus Membranplatten (auch Membrantaschen oder -sheets), die mit wenigen Millimetern Abstand parallel zueinander angeordnet sind. Konventionelle Plattenmodule verfügen über drainierende Träger-/Stützplatten, auf denen beidseitig Flachmembranen aufgebracht werden. Mehrere Platten werden zu einem Stapel bzw. Kassette und mehrere Stapel/Kassetten zu einem Modul zusammengefasst. Die Platten sind über einen Sammelkanal an eine Permeatsammelleitung angeschlossen. Neuentwicklungen bei den Plattenmodulen bestehen aus einem Flachmembranlami-

nat, bei dem die Membranen nicht auf starre Trägerplatten, sondern auf ein flexibles Abstandsgewirk aufgebracht sind. Ein flächiger Verbund der Membran mit dem Abstandsgewirk ermöglicht die Rückspülbarkeit dieser neueren Flachmembranlaminare.

Die Untersuchungen in dieser Arbeit beziehen sich ausschließlich auf ein Plattenmodul-System, das in seiner älteren Version als konventionelles Plattenmodul mit Trägerplatten und in seiner neueren Version mit Flachmembranlaminat zum Einsatz kommt. Da bei der untersuchten MBR-Anlage beide Systeme parallel betrieben werden, ist ein direkter Vergleich der beiden Varianten möglich.

2.1.4 Betriebsweisen druckbetriebener Membranen

Bei druckbetriebenen Membranen (UF, MF) werden grundsätzlich drei Betriebsweisen unterschieden, der dynamische Betrieb (auch Crossflow-Filtration), der statische Betrieb (Dead-end Filtration), sowie der Betrieb von getauchten Modulen (siehe Abb. 2-4).

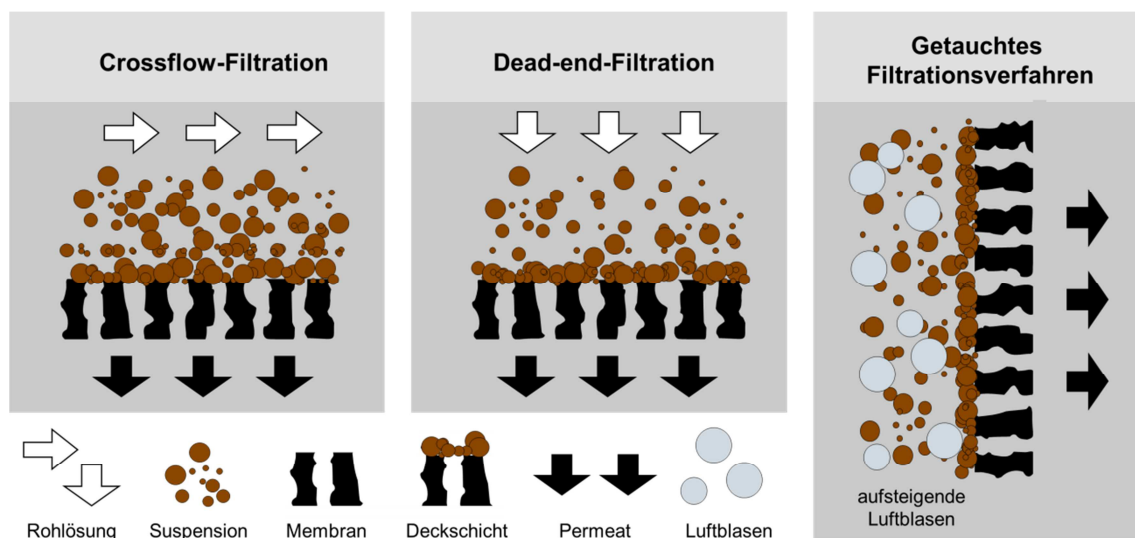


Abb. 2-4 Betriebsweisen druckbetriebener Membranen

Für die Anwendung in MBR-Systemen hat sich der getauchte Betrieb etabliert. Dieser stellt strenggenommen eine Kombination aus Dead-end- und Crossflow-Filtration dar. Dabei wird ein Membranmodul in die zu filtrierende Suspension getaucht und mit Luftblasen überströmt (Crossflow-Belüftung). Die aufsteigenden Luftblasen erzeugen eine Turbulenz und damit Scherkräfte an der Membranoberfläche. Eine gewisse Deckschichtbildung muss zwar toleriert werden, deren Ausbildung ist durch die Überströmung allerdings begrenzt. Ein getauchtes Modul kann im Gegensatz zum Dead-end-Betrieb und analog zum Crossflow-Betrieb kontinuierliche betrieben werden.

2.2 Membranbelebungsverfahren

2.2.1 Verfahrensbeschreibung und Vorteile

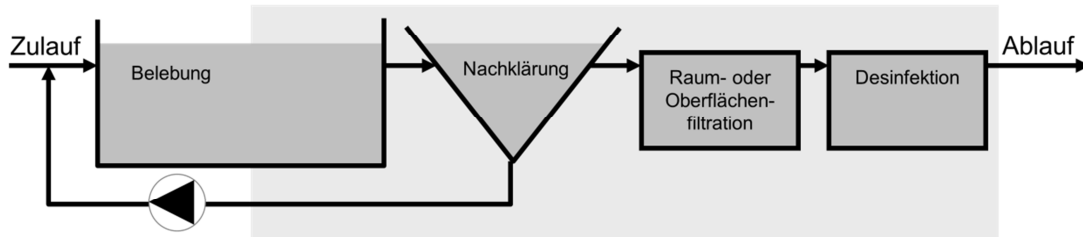
Die Kombination aus einer biologischen Abwasserbehandlung mittels Belebtschlammverfahren und einer Abtrennung des belebten Schlammes mittels Membranfiltration wird als Membranbelebungsverfahren (MBR-Verfahren) bezeichnet.

Bei der konventionellen biologischen Abwasserreinigung erfolgt die Abtrennung des Belebtschlammes vom gereinigten Abwasser durch Sedimentation (Nachklärung). Beim MBR-Verfahren geschieht die Phasentrennung durch den Prozess der Membranfiltration. Während bei der Nachklärung nur der sedimentierbare Anteil des Belebtschlammes abgetrennt werden kann, werden bei der Membranfiltration alle Partikel zurückgehalten, die größer als die Trenngrenze der Membran sind. Dazu zählen neben Schlammflocken und Feinstsuspenda auch Bakterien und teilweise Viren. Der Ablauf von MBR-Anlagen gilt als hygienisch unbedenklich und kann ohne weitere Desinfektion entweder zur Abwasserwiederverwendung oder zur Einleitung in sensible Gewässer genutzt werden.

Dadurch, dass die Phasentrennung nicht mehr von der Sedimentationsfähigkeit des Belebtschlammes abhängt, ist der TS-Gehalt im Belebungsbecken nicht mehr durch dessen Absetzeigenschaften limitiert. Durch die Barrierewirkung der Membran wird eine Steigerung der Biomassekonzentration möglich, außerdem wird die hydraulische Verweilzeit von der Feststoffverweilzeit im Belebungsbecken entkoppelt. Die Erhöhung der Biomassekonzentration von gängigen 3–5 g/l auf Werte in der Größenordnung von 10–20 g/l bewirkt ein sehr kompaktes Belebungs-volumen, oder, bei vorhandenem Volumen, ein hohes Schlammalter bzw. niedrige Schlammbelastung. Für die getauchten Membransysteme im kommunalen Bereich haben sich aus energetischen und betriebstechnischen Gründen TS-Konzentrationen von ca. 10–15 g/l etabliert.

Nachfolgende Abbildung (Abb. 2-5) zeigt einen Vergleich des MBR-Verfahrens mit den Verfahrensstufen eines konventionellen Belebungsverfahrens mit äquivalenter Ablaufqualität. An diesem Vergleich wird das technische Alleinstellungsmerkmal der Membrantechnologie deutlich, die, durch den vollständigen Rückhalt von Feststoffen, eine sehr hohe Ablaufqualität bei gleichzeitig sehr kompakter Bauvolumina bietet.

Konventionelle Belebungsanlage mit Erweiterungen zur Desinfektion



Membran-Bioreaktor-Anlage

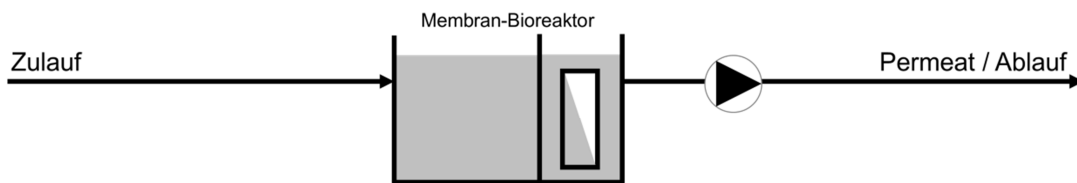


Abb. 2-5: Vergleich einer konventionellen Belebungsanlage (oben) mit dem MBR-Verfahren (unten) bei gleicher Ablaufqualität (modifiziert nach [30]).

Das Membranbelebungsverfahren erweist sich derzeit gegenüber anderen Verfahrenstechniken aus ökonomischer Sicht als vorteilhaft, wenn einerseits erhöhte Anforderungen an die Ablaufqualität gestellt werden, etwa aufgrund von Standardüberwachungs- oder hygienischen Parametern, oder weil eine Wiederverwendung des gereinigten Abwassers ermöglicht werden soll. Andererseits sind Membrananlagen aufgrund ihres kompakten und modularen Designs besonders bei Ertüchtigung von Kläranlagen, Erweiterung von Kläranlagen, die an ihre Leistungsgrenzen stoßen, und/oder bei Platzmangel interessante Alternativen.

2.2.2 Betriebsweise von Membranbioreaktoren

Bei den getauchten Niederdruck-Systemen, wie sie sich in der kommunalen Abwasserreinigung etabliert haben, wird zwischen zwei Anordnungen der Filtrationseinheiten unterschieden, dem

- integrierten MBR-System und
- separaten MBR-System.

Beim integrierten MBR-System werden die Filtrationseinheiten direkt im Belebungsbecken, beim separaten MBR-System in einer dem Belebungsbecken nachgeschalteten, separaten Filtrationskammer installiert (siehe Abb. 2-6).

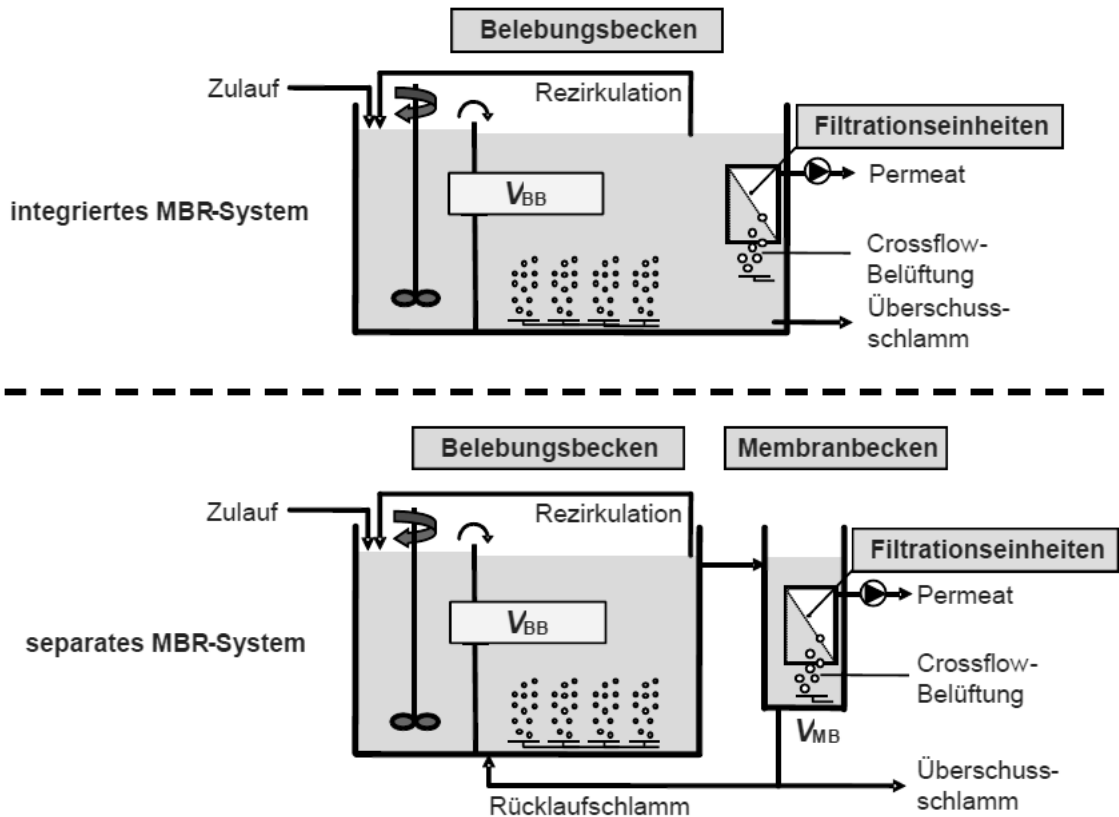


Abb. 2-6: Einbaumöglichkeiten getauchter Filtrationseinheiten (aus [30])

Die notwendige Druckdifferenz ($< 0,5$ bar Unterdruck) wird entweder in Form eines Unterdrucks durch eine Permeatpumpe oder ohne Pumpe durch hydrostatischen Überdruck mit gravitärem Durchsatz erzeugt. Letzteres ist nur möglich, wenn eine entsprechende Höhendifferenz zwischen Filtrationskammer und Auslauf gegeben ist. Außerdem ist ein regelbares Sperrorgan in der Permeatleitung vorzusehen.

Bei der Planung der jeweiligen Installationsvariante müssen verschiedene Aspekte bedacht werden wie z. B.:

- Größe und Ausbaubarkeit der Module
- Einfluss von Spülluft auf den biologischen Prozess (Nitrifikation/Denitrifikation)
- Schlammrezirkulation
- Volumina und Platzbedarf für Behälter
- Reinigungsregime (in-situ, ex-situ)
- Zugänglichkeit für Wartung und Instandhaltung
- Berücksichtigung von Erweiterungskapazitäten

Abhängig vom Regelungsaufwand kann ein MBR-Prozess mit konstantem Druck (Volumenstrom überwacht), mit konstantem Volumenstrom (Druck überwacht) oder nicht

geregelt mit variablem Druck und Durchfluss betrieben werden. Für großtechnische Anwendungen, bei denen es zwingend notwendig ist, bestimmte Durchsätze zu gewährleisten, wird üblicherweise der Durchfluss auf einen konstanten Wert geregelt, der Transmembrandruck (TMP) überwacht und bei Erreichen eines kritischen Werts eine chemische Reinigung durchgeführt.

Die Untersuchungen in dieser Arbeit fanden an einer MBR-Anlage statt, bei der zunächst drei Filtrationseinheiten mit je 3.264 m² und später eine vierte Filtrationseinheit mit 9.216 m² betrieben werden. In dieser Größenordnung werden die Filtrationseinheiten ausschließlich in separaten Filtrationskammern installiert und durchflussgeregelt betrieben.

2.2.3 Bemessung kommunaler Membranbioreaktoren

2.2.3.1 Regelwerke

Das Membranbelevungsverfahren stellt eine veränderte Verfahrenstechnik zu konventionellen kommunalen Kläranlagen dar, dessen verfahrenstechnische Besonderheiten bei der Planung und Bemessung berücksichtigt werden müssen. Verbindliche Regelwerke, mit denen Planer bzw. Überwachungsbehörden arbeiten können, existieren in Deutschland bisher nicht.

Im Jahre 2000 wurde der DWA-Fachausschuss KA-7 „Membran-Bioreaktor-Verfahren (MBR)-Verfahren“ im Hauptausschuss HA KA „Kommunale Abwasserbehandlung“ gegründet, um sich speziell mit dieser neuen, innovativen Technologie und deren Bemessungsgrundlagen zu befassen. Ein erster Arbeitsbericht zum Thema „Membranverfahren“ wurde im Oktober 2000 veröffentlicht, gefolgt von einer überarbeiteten und ergänzten zweiten Version im Januar 2005. Ein umfangreicheres Merkblatt wurde im Oktober 2014 veröffentlicht [30], um den prozessspezifischen Aspekten (Abwasservorbehandlung, Membranreinigung, Planung und Bemessung, Konstruktion, Betrieb) und Aspekten der Wirtschaftlichkeit in ihrer gesamten Breite gerecht zu werden.

2.2.3.2 Mechanische Vorreinigung

Eine ausreichende mechanische Vorbehandlung des Abwassers für MBR-Anwendungen ist unbedingt zu beachten. Neben den gängigen Vorreinigungsverfahren der konventionellen Abwasserreinigung (Sand- und Fettfang, Grobrechen) wird darüber hinaus eine weitergehende Siebung des Abwassers empfohlen. Durch den Eintrag von Haaren und faserigen Abwasserinhaltsstoffen neigen vor allem Hohlfasermodule zu sogenannten Verzopfungen und infolgedessen zu Verschlämmungen [21]. Für diese zusätzliche Abwassersiebung im Zulauf von MBR-Anlagen ist für Hohlfasermodule in der Regel eine Feinsiebung ≤ 1 mm, für Plattenmodule ≤ 3 mm zu empfehlen. Entscheidend ist dabei zudem die Art der Siebung. Eine eindimensionale Siebung z. B.

durch Spaltsiebe ist weniger effektiv als eine zweidimensionale Siebung mit Loch- oder Maschensieben. Für einen Schutz der Membranen vor Grobstoffen jeglicher Art zu jeder Zeit sind Redundanzen bei der maschinellen Vorreinigung vorzusehen und darauf zu achten, dass auch über Notumläufe kein ungesiebtetes Abwasser in die Belebungsstufe gelangen kann.

2.2.3.3 Bemessung der biologischen Stufe

Die Dimensionierung einer kommunalen MBR-Anlage kann gemäß dem Merkblatt DWA-M 227 [30] mit konventionellen Bemessungsansätzen nach dem Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 131 oder dem Hochschulgruppenansatz erfolgen. Daher wird im Weiteren lediglich auf die MBR-spezifischen Besonderheiten hingewiesen.

Trotz des ausreichenden aeroben Schlammalters von 4-5 Tagen für die CSB-Elimination bzw. 8-10 Tagen für die Nitrifikation werden kommunale MBR-Anlagen in Deutschland meist mit Schlammaltern > 25 Tagen betrieben. Dies ist oftmals nicht dem notwendigen Reinigungsziel der aeroben Schlammstabilisierung, sondern den sicherheitshalber größer gebauten Beckenvolumina geschuldet. Werden dann MBR-typische, hohe TS-Gehalte gefahren, erhöht sich das Schlammalter im System.

Beim separaten MBR-System ist die Anrechnung des Volumens der separaten Filtrationskammer vom Reinigungsziel und der Betriebsweise der Membranfiltration abhängig. Die belüftete Schlammmasse in den Filtrationskammern kann als aerobe Feststoffmasse angerechnet werden. Lediglich bei sehr niedrigen $\text{NH}_4\text{-N}$ Ablaufkonzentrationen ist dies nicht empfehlenswert und ist zusätzlich ein entsprechender Sicherheitsfaktor zu wählen. Die Sauerstoffkonzentration in den Filtrationskammern kann durch die intensive Crossflow-Belüftung der Membranmodule bis zur Sättigungskonzentration ansteigen. Bei Anlagen mit Denitrifikation ist bei der Schlammrückführung in die anoxische Stufe zu berücksichtigen, dass es zu einer unerwünschten Sauerstoffverschleppung kommen kann.

MBR-Anlagen weisen im Vergleich zu konventionellen Belebungsanlagen kürzere Verweilzeiten des Abwassers auf. Dadurch werden sie als empfindlicher gegenüber Stoßbelastungen angesehen [13]. Generell sind Kurzschlussströmungen zu vermeiden und eine ausreichende hydraulische Aufenthaltszeit (HRT) sicherzustellen. Pinnekamp [53] empfiehlt eine HRT > 6 Stunden zu berücksichtigen. Thiemig et al. [92] haben gezeigt, dass bei einer HRT zwischen 6 und 10 Stunden die Wahrscheinlichkeit für das Auftreten von $\text{NH}_4\text{-N}$ -Spitzen im Ablauf signifikant erhöht ist. Für Alt und Wedi [5] hingegen sind pauschal erhobene hydraulische Mindestaufenthaltszeiten nicht maßgebend. Sie empfehlen lastfallabhängige Nachweise für die Nitrifikation und ggf. auch Durchmischung.

Bei der Berechnung des erforderlichen Sauerstoffeintrags für die aeroben biologischen Prozesse ist die höhere Feststoffkonzentration in einer MBR-Anlage zu berücksichtigen. Bei der feinblasigen Belüftung der Biologie bei üblichen TS-Gehalten von 10-12 g/l ist ein geringerer α -Wert von 0,5 für die Bemessung anzusetzen. Der Sauerstoffeintrag durch die Crossflow-Spülung der Membranen kann grundsätzlich angerechnet werden, es ist allerdings die geringere Sauerstoffausnutzung der grobblasigen Belüftung zu berücksichtigen.

Bei einer biologischen P-Elimination ist das Risiko einer Sauerstoffverschleppung durch den Rücklaufschlamm bzw. durch die interne Rezirkulation zu beachten. Diese kann die Ausbildung eines anaeroben Milieus und damit die erhöhte biologische Phosphorelimination beeinträchtigen. Bei einer chemischen Simultanfällung zur P-Elimination ist eine räumliche Distanz der Dosierstelle zu den Membranmodulen empfehlenswert, um eine Wechselwirkung der eisen- oder aluminiumhaltigen Fällungsmittel mit der Membran zu vermeiden.

2.2.3.4 Bemessung der Membranstufe

Die Bemessung der erforderlichen Membranfläche erfolgt auf Basis der maximalen hydraulischen Belastung sowie der maximal möglichen spezifischen Flux-Rate, nach folgendem Zusammenhang:

$$A_{Mem} = \frac{Q_{bem}}{J_{bem}} \quad (\text{Gl. 2.1})$$

mit: A_{Mem} [m²] erforderliche Membranfläche
 Q_{bem} [L/h] Bemessungsdurchsatz
 J_{bem} [l/(m²*h)] Bemessungs-Flux

Anschließend wird anhand des gewählten Modulsystems die Anzahl der notwendigen Membranmodule und deren Platzbedarf ermittelt. Es empfiehlt sich die Aufteilung der Module in mehrere unabhängige Straßen bzw. Linien, und eine angemessene Redundanz für vorübergehende Außerbetriebnahme einer Straße (Service- und Wartungsarbeiten, chemische Reinigung, etc.) vorzusehen.

Der Ermittlung der Bemessungswerte kommt eine besondere Bedeutung zu und unterscheidet sich von der bisher etablierten Vorgehensweise bei konventionellen Anlagen. Die hydraulischen Bemessungswerte sind in Abhängigkeit der Abwassermengen, deren dynamischer Verteilung und den Temperaturen für unterschiedliche Lastfälle (Tages-, Wochen-, Monatsmittel) zu berücksichtigen [5] [30]. Üblicherweise erfolgt die Ermittlung der Bemessungsgrundlagen auf Basis des ATV-DVWK-A 131 bzw. ATV-DVWK-A 198. Prinzipiell dient als Bemessungsgrundlage zur Berechnung der erforderlichen Membranfläche der Mischwasserzufluss bei der niedrigsten Temperatur im Jah-

resverlauf. Es ist eine Vergleichmäßigung des Zulaufes anzustreben, so dass keine hydraulischen Spitzen auftreten. Maximale Betriebsflüsse sollten nur kurzzeitig gesteigert werden [29].

Während sich die hydraulische Belastung anhand von Datenerhebungen ermitteln lässt, erfolgt die Festlegung der maximalen Flux-Rate auf Basis empirischer Erfahrungswerte. Dafür werden in der Regel das Membransystem (HF/FS), die hydraulische Belastung und das zu erwartende Temperaturspektrum berücksichtigt. Vernachlässigt werden allerdings Einflüsse, die den biologischen Prozess und damit die Belebtschlammqualität und Schlammfiltrierbarkeit beeinträchtigen. Die zu erwartenden Schlammeigenschaften sind der wichtigste, aber am schwersten einzuschätzende Aspekt der Flux-Raten-Ermittlung. Die Einflussgrößen sind sehr komplex und im Vorfeld schwer abzuschätzen. Bei der Planung konventioneller Anlagen kann ein Planer bezüglich der zu erwartenden Absetzeigenschaften des Belebtschlammes auf umfangreiche Erfahrungswerte zurückgreifen. Für die MBR-relevanten Filtrationseigenschaften von Belebtschlamm liegt dieser Erfahrungsschatz noch nicht vor. Desweiteren ist davon auszugehen, dass sich durch die Membranalterung die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membran im Laufe der Betriebsjahre verringert. Daher ist theoretisch die zu erwartende Flux-Rate am Ende der Nutzungszeit der Membran zu berücksichtigen. Es sind allerdings noch keine Erfahrungswerte aus der Praxis bekannt, in welchem Maße die hydraulische Leistungsfähigkeit konkret durch die Alterung der Membran reduziert wird.

Bei konventionellen Belebungsanlagen im Durchlaufprinzip führt eine ungenügende Bemessung bzw. ungünstige Betriebsbedingungen (z. B. schlechte Belebtschlamm-eigenschaften und maximale hydraulische Last) durch Abtrieb von Suspensa zu einer Verschlechterung der Ablaufqualität, allerdings in der Regel nicht zu prozesstechnischen Betriebsproblemen. Bei MBR-Anlagen hingegen kommt es nicht zu einer Beeinträchtigung der Ablaufqualität – diese ist durch die Barrierewirkung der Membran gleichbleibend hoch – sondern zu einer Überlastung der Membranfiltration, erhöhtem Fouling und infolgedessen zu einem Verblocken der Membranen. Wird ein reduzierter Durchsatz nicht durch genügend Membranfläche kompensiert, kann die verminderte hydraulische Leistungsfähigkeit der Membranen dazu führen, dass es nicht mehr möglich ist die gesamte Abwassermenge zu filtrieren. Dies macht deutlich, wie wichtig eine angemessene Auslegung der Membranfläche in verfahrenstechnischer Hinsicht sowie hinsichtlich der Betriebssicherheit ist.

2.2.3.5 Rücklaufschlamm

Bei einer Anordnung der Membranen in einer separaten Filtrationskammer ist auf eine ausreichende Rückführung des Schlammes in die biologische Stufe zu achten. Bei Angaben zum Rücklaufschlammverhältnis ist zu berücksichtigen, welche Bezugsgröße

gewählt wird. Je nachdem an welcher Stelle im Prozess die Rezirkulationspumpe installiert ist, bezieht sich das Rücklaufschlammverhältnis auf den Zulauf vom Belebungsbecken in die Filtrationskammer oder auf den Rücklauf von der Filtrationskammer zurück in die Belebung (siehe Abb. 2-7). Ob eine „pump-in“ oder „pump-out“ Betriebsweise gewählt wird, ist abhängig von den hydraulischen Höhen der Becken und Wasserspiegel. In der Regel werden MBRs mit einem „pump-out“ Rücklaufschlammverhältnis von etwa 200–300 % betrieben, was einem „pump-in“ Verhältnis von 300–400 % entspricht.

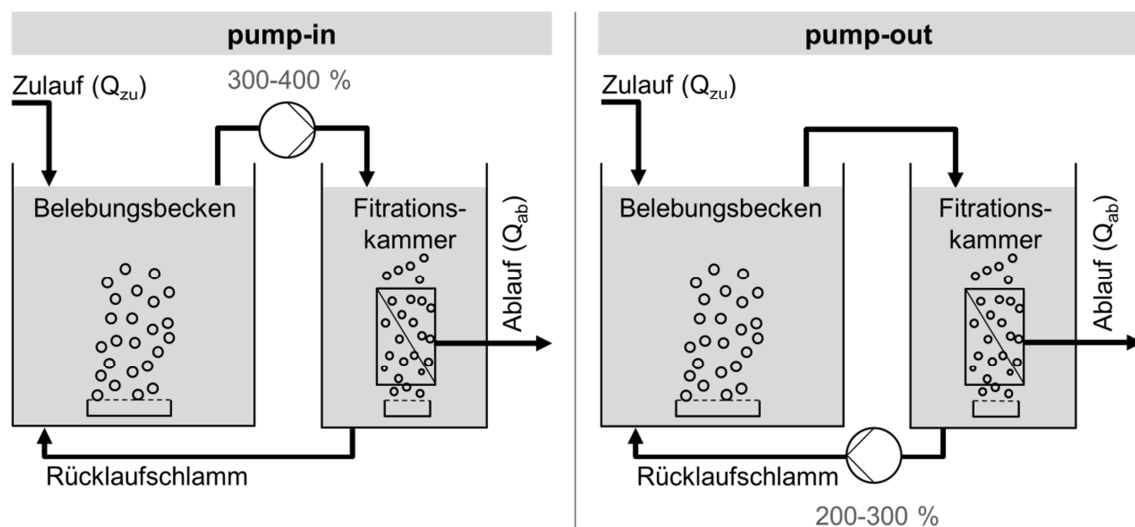


Abb. 2-7 Rücklaufschlammverhältnis in Abhängigkeit der Anlagenkonfiguration (links: pump-in, rechts: pump-out)

Es ist zu beachten, dass sich abhängig vom TS-Gehalt in der Belebung (TS_{BB}) und dem Rücklaufschlammverhältnis unterschiedliche TS-Gehalte in der Filtrationskammer (TS_{RS}) ergeben. Wie Abb. 2-8 zeigt, ergibt sich im Normalfall (TS_{BB} 6–12 g/l; RS-Verhältnis 300–400 %) eine Erhöhung des TS_{RS} von etwa 2–4 g/l.

Das Rücklaufschlammverhältnis trägt somit maßgeblich zu einer gleichmäßigen Verteilung des TS-Gehalts bei. Ein zu hohes Rücklaufschlammverhältnis ist aufgrund der mechanischen Beanspruchung der Belebtschlammflocken und des erhöhten Energieaufkommens ebenso zu vermeiden, wie ein zu niedriges Rücklaufschlammverhältnis, das zu einer Aufkonzentrierung des TS-Gehalts in der Filtrationskammer und damit zu möglichen Beeinträchtigungen der Membranfiltration (Schlammablagerungen, schlechtere Deckschichtkontrolle, etc.) führen kann.

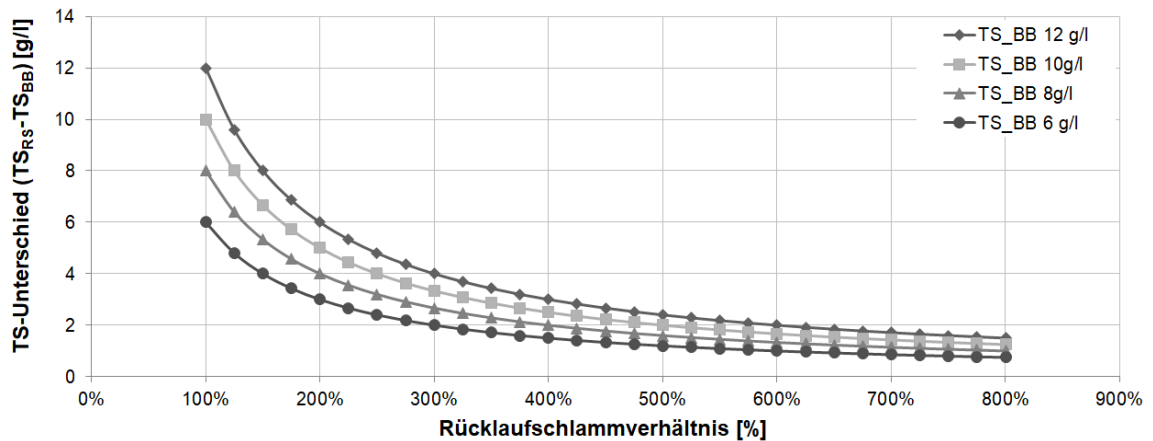


Abb. 2-8 Einfluss des Rücklaufschlammverhältnisses auf den TS-Gehalt in der Filtrationskammer

2.2.4 Kenngrößen zur hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranfiltration

Die wichtigsten maßgeblichen Kenngrößen für den Betrieb der Membranfiltration sind der Permeatflux (J_p), die transmembrane Druckdifferenz (TMP) und die daraus berechnete Permeabilität (L_p). Sie werden im Folgenden kurz erläutert.

Eine charakteristische Größe für die Membranfiltration ist der Permeatfluss, üblicherweise **Flux** oder entsprechend seiner Einheit kurz **lmh** genannt. Er bezeichnet den spezifischen Volumenstrom, der gemäß Gl. 2.1 pro Membranfläche und Zeiteinheit filtriert wird.

Der Filtrationszyklus bei der Membranfiltration besteht sowohl aus Filtrations- als auch aus Relaxations- bzw. Rückspülzeiten. Das Verhältnis dieser Zykluszeiten wird bei der Betriebsweise der Membranfiltration in der Regel als Taktung, z. B. 9/1 (9 min Filtration, 1 min Pause) angegeben. Beim Flux ist zwischen einem Brutto-Flux ($J_{p,brutto}$) und einem Netto-Flux ($J_{p,netto}$) zu unterscheiden, wie Abb. 2-9 zeigt.

Als spezifische Flächenbelastung ist für den Betrieb einer Membranfiltration vor allem der Brutto-Flux relevant. Dieser ist der Betriebs-Flux, der während der Filtrationsphase eines Zyklus durch die Permeatpumpe an der Membran erzeugt wird. Der Netto-Flux ist der um die Pausenzeiten/Rückspülung bereinigte Flux, der die netto Durchsatzleistung der Membran charakterisiert. Für die Berechnung des Netto-Flux sind Filtrationspausen, Rückspülzeiten und das für die Rückspülung aufgebrauchte Rückspülvolumen in Abzug zu bringen.

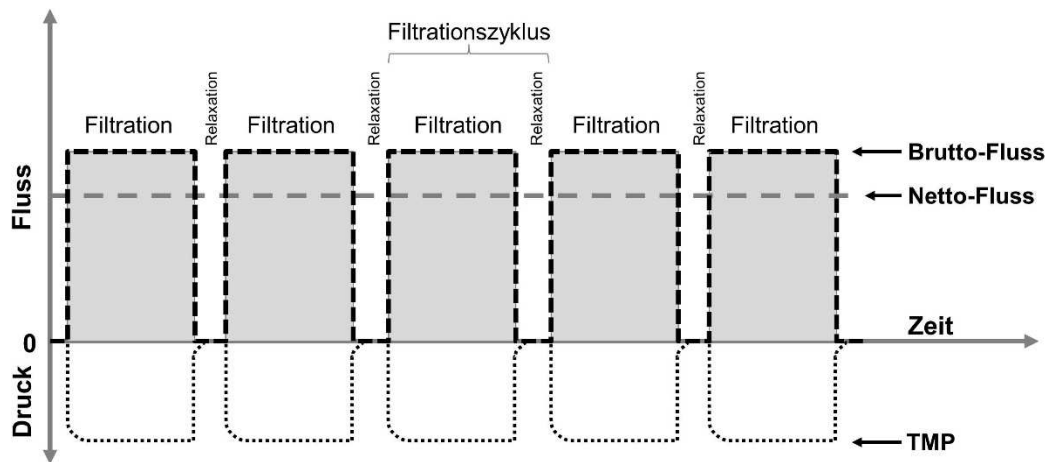


Abb. 2-9 Brutto- und Netto-Fluss einer diskontinuierlich betriebenen Filtration (ohne Rückspülung) (modifiziert nach [93])

Die Triebkraft für den Filtrationsprozess bei MBR-Anwendungen ist die transmembrane Druckdifferenz bzw. der **Transmembrandruck** (TMP; engl. transmembrane pressure). Er kennzeichnet den Druckunterschied der Außen- und Innenseite der Membran bzw. den Druckverlust über die Membran. In der Praxis wird der TMP über Druckmesssonden erfasst, die in der Permeatleitung nahe der Permeatpumpe installiert sind. In der Regel wird durch den Installationsort der Messsonde eine Summe aus Druckverlusten (Druckverluste im Modul, Rohrleitungsverluste, hydrostatische Differenzdrücke, etc.) gemessen, die bei der Auswertung / Interpretation des TMPs zu berücksichtigen sind.

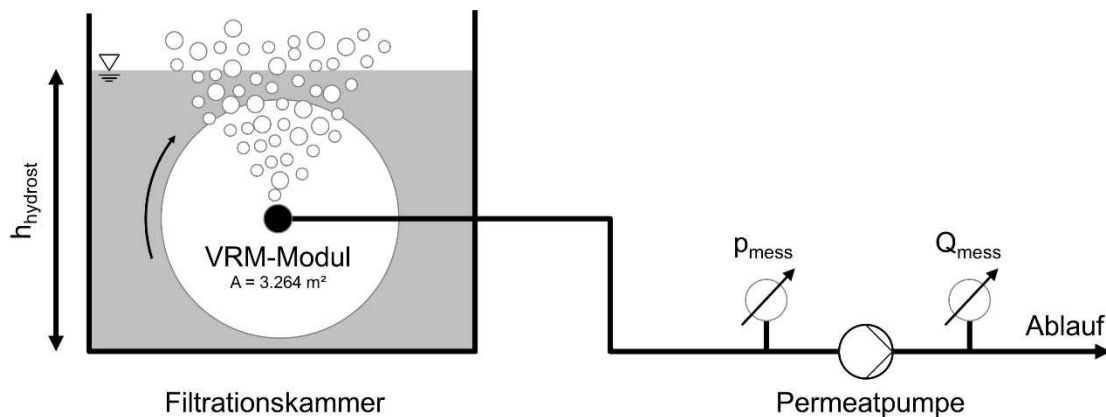


Abb. 2-10 Bestimmung des TMP unter Berücksichtigung installationsbedingter Druckverhältnisse

Für die Bestimmung des TMP bei getauchten Modulen im Unterdruckbetrieb ist der gemessene Unterdruck (p_{mess}), der hydrostatische Druckanteil (p_{hydrost}) und der volumenstromabhängige dynamische Druckverlust (p_{dyn}) durch Rohrleitungsverluste zu berücksichtigen. Der TMP berechnet sich aus:

$$TMP = p_{hydrost} - p_{mess} - p_{dyn} \quad (\text{Gl. 2.2})$$

mit:	TMP	[bar]	Transmembrandruck
	p_{mess}	[bar]	gemessener Unterdruck der Druckmesssonde
	$p_{hydrost}$	[bar]	hydrostatischer Ruhedruck
	p_{dyn}	[bar]	dynamischer Druckverlust durch Rohrleitung und Einbauten

Der hydrostatische Druckanteil lässt sich während des Stillstands der Permeatpumpe ermitteln. Die Rohrleitungsverluste lassen sich am besten im Zuge der Inbetriebnahme für verschiedene eingestellte Volumenströme vermessen. In der Praxis wird oft lediglich die Druckänderung des Messwerts des Druckaufnehmers ausgewertet und eine differenzierte Bestimmung des TMPs unter Berücksichtigung hydrostatischer Verhältnisse und Druckverluste in der Rohrleitung vernachlässigt. Diese Berücksichtigung ist allerdings für eine korrekte Berechnung der Permeabilität unverzichtbar. Daher sind für ein gleiches Membransystem bei unterschiedlichen Installationen Vergleiche der Absolutwerte nur möglich, wenn auf die Vergleichbarkeit der TMP-Bestimmung geachtet wird. Ein direkter Vergleich verschiedener Modulsysteme ist nicht möglich.

Die hydraulische Leistungsfähigkeit einer Membran wird durch die **Permeabilität** (L_P) gekennzeichnet. Sie spiegelt auch die hydraulische Durchlässigkeit des Systems wider. Berechnet wird sie als Quotient aus dem Brutto-Flux und der für die Permeation notwendigen transmembranen Druckdifferenz:

$$L_P = \frac{J_{p,brutto}}{TMP} = \frac{Q_h}{A_{Mem} * TMP} \quad (\text{Gl. 2.3})$$

mit:	L_P	[L/(m ² *h*bar)]	Permeabilität
	$J_{p,brutto}$	[L/(m ² *h)]	Brutto-Flux
	TMP	[bar]	Transmembrandruck
	Q_h	[L/h]	Volumenstrom
	A_{Mem}	[m ²]	Membranfläche

Oftmals ist als Einheit der Permeabilität auch l·m/h·bar zu finden. Während der Brutto-Flux relativ einfach über den eingestellten Volumenstrom der Permeatpumpe und die installierte Membranfläche bestimmt werden kann, ist der präzisen Bestimmung des TMPs, wie bereits erwähnt, besondere Beachtung zu schenken. Zudem ist für eine Vergleichbarkeit der Permeabilität bei sich ändernden Temperaturen eine Temperaturkorrektur mit einer Normierung auf eine Standardtemperatur von z. B. 20°C vorzunehmen (siehe Kap. 2.2.5). Die Permeabilität dient zur Beurteilung der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranfiltration. Über sie wird das Langzeitverhalten (Alterung) einer Membran bewertbar und z. B. die Beurteilung der Wirksamkeit einer chemischen Reinigung ermöglicht. Bei der Berechnung der Permeabilität werden der Flux und der

TMP innerhalb eines Filtrationszyklus zeitgleich bestimmt. Es ist zu beachten, dass sich der TMP nicht direkt proportional zum Permeatflux verhält [30]. Wird die Permeabilität bei unterschiedlichen Betriebszuständen hinsichtlich Permeatflux berechnet, kann dies zu nicht genau vergleichbaren Werten der Permeabilität führen.

2.2.5 Temperaturkorrektur

Die Temperatur wirkt sich in verschiedener Weise auf die Membranfiltration aus. Sowohl das zu filtrierende Medium als auch das Membranmaterial selbst werden durch die Temperatur beeinträchtigt. In der Literatur lassen sich unterschiedliche Ansätze zur Temperaturkorrektur finden. Über rein physikalisch begründbare Ansätze hinaus gibt es empirische Herangehensweisen, die die Änderungen der Membraneigenschaften oder Änderungen der Belebtschlammeneigenschaften berücksichtigen. Eine Auswertung der am häufigsten in der Literatur gefundenen Ansätze zur Temperaturkorrektur zeigt Abb. 2-11. Aus ihr ist ersichtlich, welche Differenzen sich bei der Verwendung der unterschiedlichen Ansätze ergeben können. Je mehr die Temperatur von 20°C abweicht, desto gewichtiger ist der gewählte Ansatz der Temperaturkorrektur. Im Rahmen dieser Arbeit lag die Spreizung der Temperaturdaten im Bereich von maximal 21°C bis minimal 5,2°C im Belebungsbecken. Bei der geringsten relevanten Temperatur liegt der Korrekturfaktor je nach gewähltem Ansatz zwischen minimal 1,30 bis maximal 1,62 in Bezug auf eine 20°C-Normierung. Das bedeutet, dass bei der Auswertung der temperaturkorrigierten Permeabilität je nach Ansatz eine Abweichung von rund 25 % auftreten kann. Beim Vergleich von Permeabilitäts-Werten ist daher zwingend darauf zu achten, ob diese in temperaturkorrigierter Form und unter Verwendung welches Korrekturansatzes angegeben sind, da sie durch die Korrekturfaktoren stark voneinander abweichen können. Aufgrund seines moderaten, gemäßigten Korrekturansatzes, als auch aufgrund der empirischen Berücksichtigung temperaturabhängiger Einflüsse und seiner häufigen Verwendung und damit guten Vergleichbarkeit der Ergebnisse mit den Auswertungen anderer großtechnischer Anlagen, wird im Rahmen dieser Arbeit zur Temperaturnormierung der Ansatz von Judd 2011 [45] verwendet, nach folgender Berechnung:

$$L_{P,T} = L_{P,20^{\circ}\text{C}} \cdot 1,025^{(T-20)} \quad (\text{Gl. 2.4})$$

mit: $L_{P,T}$ [L/(m²*h*bar)] Permeabilität bei Temperatur des Belebtschlammes
 $L_{P,20^{\circ}\text{C}}$ [L/(m²*h*bar)] Permeabilität normiert auf 20°C
 T [°C] Temperatur des Belebtschlammes

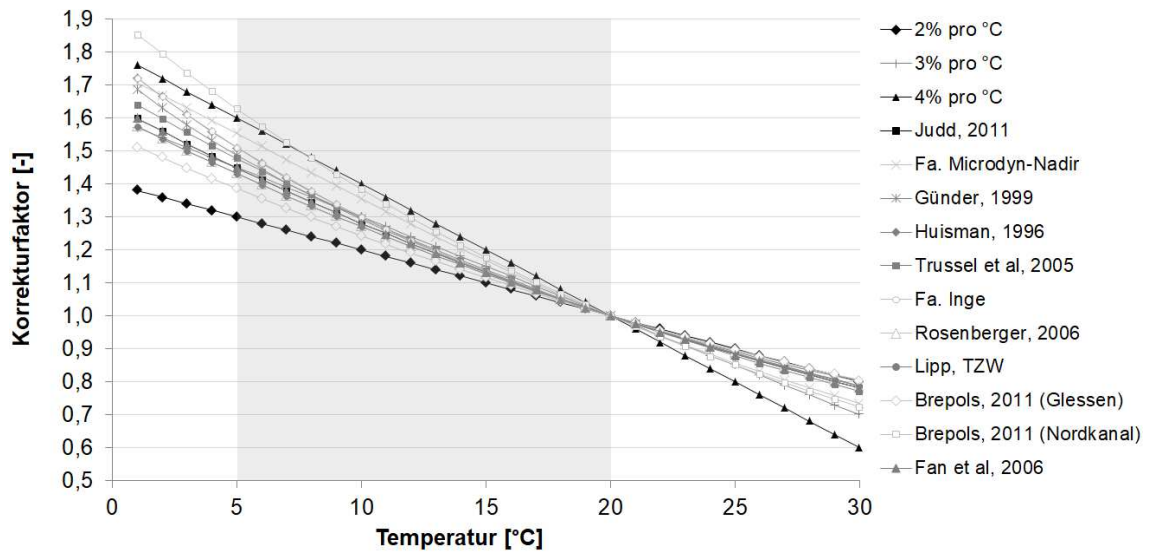


Abb. 2-11 Vergleich verschiedener Ansätze zur Temperaturkorrektur

2.2.6 Reinigungsleistung von MBR-Anlagen

Durch den vollständigen Rückhalt partikulärer und kolloidaler Stoffe erreichen MBR-Anlagen eine Ablaufqualität, die besser ist als die eines gleich dimensionierten konventionellen Belebungsverfahrens. Das Merkblatt DWA-M 227 stellt die erreichbaren Ablaufwerte des MBR-Verfahrens und des konventionellen Belebungsverfahrens, die unter üblichen kommunalen Zulaufbedingungen zu erwarten sind, folgendermaßen gegenüber:

Tab. 2-1: Vergleich der Ablaufqualität des MBR-Verfahrens und eines konventionellen Belebungsverfahrens mit und ohne Erweiterungen zur Desinfektion (modifiziert nach [30])

Parameter	MBR-Anlage	Konvent. Beleb. ohne Erweiterung	Konvent. Beleb. mit Erweiterung
Feststoffe [mg/l]	0	10 bis 15	3 bis 8
CSB [mg/l]	< 30	40 bis 50	30 bis 40
Mikrobiologische Qualität	Badegewässerqualität (EG-Richtlinie 76/160/EWG)	-	Badegewässerqualität (EG-Richtlinie 76/160/EWG)

Die Eliminationsleistung hinsichtlich Stickstoff-Parameter ist maßgeblich vom biologischen Prozess (Nitrifikation/Denitrifikation) abhängig und nicht von der nachgeschalteten Membranfiltration. Bei MBR-Anlagen mit sehr kompaktem Belebungsvolumen ist zu berücksichtigen, dass bei hydraulischen Stoßbelastungen Konzentrationsspitzen an $\text{NH}_4\text{-N}$ und $\text{NO}_3\text{-N}$ im Ablauf auftreten können (siehe Kap. 2.2.3.3).

Für den Parameter P erreicht das MBR-Verfahren im Vergleich zu konventionellen Verfahren niedrigere Ablaufkonzentrationen, da partikuläre Phosphorverbindungen vollständig zurückgehalten werden. Zudem findet keine Rücklösung von Ortho-Phosphat statt, wie es z. T. im Nachklärbecken konventioneller Kläranlagen zu beobachten ist.

Diverse Untersuchungen haben gezeigt, dass UF- und MF-Membranen Mikroorganismen in hohem Maße zurückhalten und nachweislich die mikrobiologische Qualität der EU-Richtlinie über die Qualität der Badegewässer (2006/7/EG) eingehalten wird. Es ist vorteilhaft, dass MBR-Anlagen im Vergleich zu gängigen Desinfektionstechnologien (z. B. UV-Desinfektion, Oxidationsprozesse, Chlorung) kein Risiko von unerwünschten Nebenreaktionen, Mutationen oder Keimresistenzen birgt. Viren sind theoretisch kleiner als die Membranporen, kommen in der Regel aber nicht frei schwimmend in einer Suspension vor, sondern lagern sich an andere Mikroorganismen oder Partikel an. Durch dieses adsorptive Verhalten lässt sich der Rückhalt von Viren erklären [106]. Xiao et al. [109] zeigen eine Zusammenfassung der Ergebnisse zum Rückhalt von Bakterien und Viren für MBR-Anlagen und konventionelle biologische Abwasserreinigung (CAS) im Vergleich (siehe Abb. 2-12). Dabei ist die deutlich bessere Ablaufqualität von MBR-Anlagen offensichtlich. Angaben zum Langzeitverhalten der hygienischen Ablaufqualität infolge des Integritätsverlusts von alternden Membranen sind in der Literatur allerdings nicht zu finden.

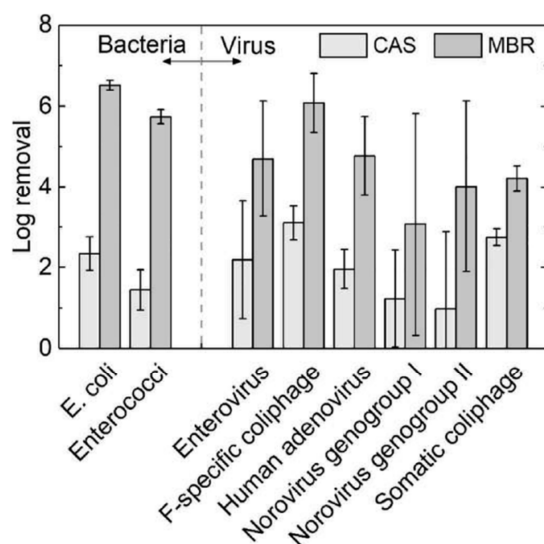


Abb. 2-12: Rückhalt von Bakterien und Viren – MBR-Verfahren und konventionelle Verfahrenstechnik im Vergleich (aus [109])

Mikroverunreinigung bzw. Spurenstoffe lassen sich nicht durch Membranfiltration und auch nicht durch ein MBR-spezifisches hohes Schlammalter ausreichend eliminieren. Etwas erhöhte, aber nicht ausreichende Reduktionsraten ergeben sich durch den höheren TS-Gehalt und damit durch etwas erhöhte adsorptive Mechanismen und biologi-

schen Abbau im Belebtschlamm. Der Ablauf von MBR-Anlagen ist nur von geringfügig besserer Qualität als der von konventionellen Belebungsanlagen. Allerdings stellt die Membranfiltration mit weitestgehender Partikel- und CSB-Elimination eine optimale Vorbehandlung dar für Verfahren zur weitergehenden Spurenstoffentfernung wie z. B. Aktivkohleadsorption (PAC), Ozonung, Nanofiltration oder Umkehrosmose.

Das Thema Mikroplastik ist aktuell Gegenstand mehrerer Forschungsvorhaben. Zum Mikroplastik zählen alle Kunststoffpartikel und -fasern mit einer Teilchengröße von weniger als 5 mm. Aufgrund der Größenordnung ist davon auszugehen, dass die Membrantechnik aufgrund ihres hohen Rückhaltepotentials ein geeignetes Mittel sein wird, um Mikroplastik – sowie antibiotikaresistente Keime – in Kläranlagen zurückzuhalten, den Eintrag in die aquatische Umwelt zu verhindern und über die Klärschlammmentsorgung auszuschleußen.

2.3 Membranreinigung

2.3.1 Allgemeines

Kommt die Membran mit dem zu filtrierenden Medium (Abwasser-Belebtschlamm-Gemisch) in Kontakt, bilden sich Ablagerungen auf der Membran oder in den Membranporen, die sich aus organischen oder anorganischen Substanzen in partikulärer, gelöster oder kolloidaler Form zusammensetzen. Diese leistungsmindernden Ablagerungen werden allgemein als Fouling der Membranen bezeichnet. Für einen wirtschaftlichen und dauerhaft prozessstabilen Betrieb der Membranfiltration ist es notwendig, die Deckschichtbildung und das Fouling von Membranen so gering wie möglich zu halten. Eine sogenannte „kontrollierte Deckschichtbildung“ und eine Reduzierung von Fouling werden durch die Kombination von zwei Reinigungsmethoden erreicht:

- mechanische Reinigungen
 - Spülluftbeaufschlagung, sog. „Crossflow“
 - Relaxationszeiten durch Impuls/Pause-Betrieb
 - Permeatrückspülung
- chemische Reinigungen
 - chemische Rückspülung (Zwischenreinigung)
 - chemische Intensivreinigung (Hauptreinigung)

Während die mechanische Reinigung in der Regel zum automatisierten Betriebsregime einer großtechnischen MBR-Anlage zählt, sind vor allem chemische Intensivreinigungen mit einem gewissen Zeit- und Personalaufwand verbunden. Eine optimale Reinigungsstrategie ist unverzichtbar für einen stabilen und wirtschaftlichen Betrieb einer MBR-Anlage. Ziel ist es, die hydraulische Leistungsfähigkeit und Anlagenverfüg-

barkeit dauerhaft hoch und Kosten für Chemikalien, Personalaufwand usw. so niedrig wie möglich zu halten.

Die Entwicklung eines optimalen, anlagenspezifischen Reinigungsregimes ist nur iterativ und mit vielen Versuchen, hohem Zeitaufwand und umfangreichem Wissen der Wirkungszusammenhänge möglich. Die optimale Reinigungsstrategie – Wahl der Chemikalien, zeitliche Abfolge der Reinigungsschritte, Konzentrationen, Einwirkzeit und Durchmischung während der Reinigung – musste bisher in der Praxis vom Betriebspersonal einer MBR-Anlage iterativ selbst entwickelt werden, da sich in den letzten Jahren überhaupt erst konkrete Handlungsempfehlungen z. B. im Merkblatt DWA-M 227 etabliert haben. In Abhängigkeit von

- Anwendung (kommunale/industrielle MBRs),
- Art der Membraninstallation (separates/integriertes System),
- Anlagendesign (Becken, Rohrleitungsverlauf, geodätische Höhen, etc.),
- Membranmodulsystem (Plattenmodul/Hohlfasermodule) und
- gesetzlichen Vorgaben (z. B. Auflagen von AOX-Ablaufwerten)

haben sich unterschiedliche Vorgehensweisen bei der chemischen Membranreinigung von MBR-Anlagen in Deutschland entwickelt. Dies schränkt einen möglichen Erfahrungsaustausch stark ein.

Die Durchführung, Optimierung und Auswirkungen von chemischen Reinigungen unterliegen noch immer wissenschaftlicher Forschung [21]. Im Labormaßstab entwickelte Reinigungsprotokolle stimmen nicht mit den Erfahrungen großtechnischer Anlagen überein [21]. Selbst wenn sich eine Reinigungsstrategie etabliert hat, ist diese immer wieder auf ihren Reinigungserfolg hin zu überprüfen und ggf. an sich ändernde Randbedingungen anzupassen.

2.3.2 Mechanische Reinigung

Bei getauchten Membransystemen wird zur feedseitigen Abreinigung der Membranen eine mittel- bis grobblasige **Crossflow-Belüftung** eingesetzt. Durch das aufsteigende Luft/Belebtschlamm/Wasser-Gemisch werden Scherkräfte an der Membranoberfläche erzeugt, die die Bildung einer Deckschicht minimieren. Die optimale Überströmung der Membranoberflächen mit Spülluft findet im turbulenten Bereich statt, wobei sowohl zu wenig als auch zu viel Luftbeaufschlagung zu einem schlechteren Reinigungseffekt führen. Die optimale Spülluftmenge und die Art des Spüllufteintrags sind stark von der Modulgeometrie und verschiedenen Moduleigenschaften abhängig (z. B. laminare Randbereiche, Plattenabstand usw.). Die Spülluftbeaufschlagung läuft kontinuierlich während des Impuls/Pause-Betriebs der Membranfiltration, lediglich bei längeren Stillstandszeiten wird die Spülluft aus energetischen Gründen getaktet bzw. ausgesetzt.

Da auf die Crossflow-Spülung von getauchten MBR-Systemen der größte Anteil des spezifischen Energieverbrauchs entfällt, ist ein energetisch günstiger Spülluftbedarf zentraler Aspekt bei der Modulentwicklung und -optimierung, als auch bei der Entwicklung neuer Betriebsstrategien. Der spezifische Spülluftbedarf (SAD, engl. specific air demand) aktueller Membransysteme liegt im Bereich von ca. 200–1000 l/(m²*h) [45]. Mit dem Ziel den SAD zu reduzieren und damit Energie einzusparen, haben sich unterschiedliche Betriebsstrategien (z. B. intermittierende Belüftung, auch „Air-Cycling“) entwickelt.

Die Betriebsweise der Membranfiltration in einem sog. **Relaxationsbetrieb** unterstützt die mechanische Abreinigung durch die Spülluft. Während der Relaxationszeit wird der Filtrationsbetrieb ausgesetzt, der TMP lässt nach und die entspannten Membranoberflächen können durch die Spülluftbeaufschlagung intensiv von Deckschichten freigespült werden. Bei getauchten Membransystemen, sowohl Platten- als auch Hohlfasermodule, lassen sich typische Filtrationszeiten (t_F) von 7–15 min und Relaxationszeiten (t_R) von 1–2 min angeben [102]. Gängige Pausenzeiten liegen üblicherweise im Bereich von 10–20 % der Zykluszeit (t_Z). Je nach Membransystem und Anwendung können die Zykluszeiten variieren und frei eingestellt werden.

Vor allem bei Hohlfasermodule ist eine periodische **Rückspülung** durch intervallweise Umkehr der Flussrichtung eine zusätzliche Methode der mechanischen Reinigung. Dabei wird üblicherweise Permeat entgegen der eigentlichen Filtrationsrichtung durch die Membran zurück gespült, wodurch Substanzen, die eine innere Absorption oder Porenverblockung verursacht haben, aus den Poren entfernt und Deckschichten von der Membranoberfläche abgelöst werden. Wang et al. [102] geben als typischen Rückspülflux für Hohlfasermodule Werte zwischen 25–40 l/(m²*h) während der Filtrationsflux bei 10–30 l/(m²*h) liegt. Für Hohlfasermodule ergibt sich ein Rückspülflux, der das 0,8–3,3-fache des Filtrationsflux beträgt [102]. Für Plattenmodule sind mangels etablierter Reinigungsprotokolle derartige Orientierungswerte noch nicht gegeben.

Da Plattenmodule aufgrund ihrer Membranstruktur und Fertigungsweise in der Regel bisher nicht rückspülbar waren, beschränkte sich die Membranreinigung auf Spülluftbeaufschlagung und Relaxationsbetrieb in Kombination mit chemischen Intensivreinigungen [102]. Zu den neueren Entwicklungen im Bereich der Membranentwicklung zählt ein rückspülbares Flachmembranlaminat, das erst seit kurzem in größerem Maßstab gefertigt und in großtechnischen Anlagen eingesetzt werden kann. Dessen Rückspülbarkeit eröffnet die Möglichkeit die herkömmliche Reinigungsstrategie von Plattenmodulen um Permeat-Rückspülungen und chemische Rückspülungen zu erweitern.

Zur Unterstützung des Reinigungseffekts werden bei der mechanischen Reinigung Verfahren wie die Zugabe von Kunststoffgranulat zur Erhöhung der abrasiven Reini-

gung, Ultraschall und Vibrationen/Schwingungen untersucht. Bei der Zugabe von Kunststoffgranulat ist dessen Rückhalt in der Filtrationskammer bzw. dessen Entfernung aus dem Überschussschlamm technisch noch nicht gelöst. Der unterstützende Reinigungseffekt durch Vibration/Schwingungen ist bisher nur im Labor/Pilotmaßstab untersucht worden und befindet sich noch im Entwicklungsstadium. Daher sind diese Maßnahmen für eine großtechnische Anwendung bisher nicht geeignet.

2.3.3 Chemische Reinigung

2.3.3.1 Art und Methode der chemischen Reinigung

Fouling und die damit verbundene Permeabilitätsabnahme machen regelmäßige chemische Reinigungen der Membranen notwendig, die sich in zwei Arten unterscheiden lassen:

- Hauptreinigung (auch Intensivreinigung oder recovery cleaning) und
- Zwischenreinigung (auch Präventivreinigung oder maintenance cleaning).

Folgendes Schema (Abb. 2-13) zeigt eine systematische Einteilung der chemischen Reinigungsvarianten:

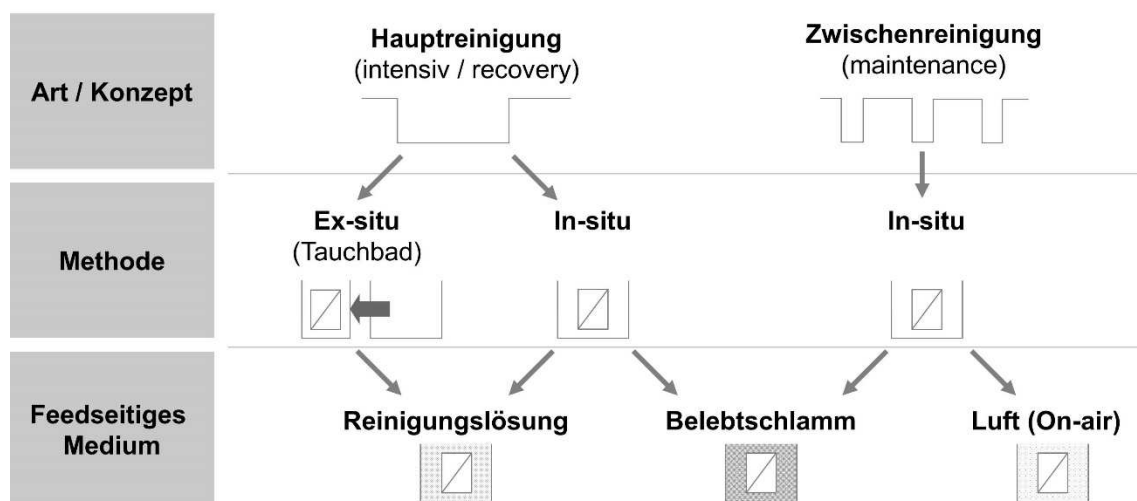


Abb. 2-13 Schematische Einteilung der chemischen Reinigungsvarianten (modifiziert nach [30])

Die beiden Reinigungsarten unterscheiden sich durch unterschiedlich hohe Konzentrationen der Reinigungslösung und unterschiedlich lange Einwirkzeiten der Chemikalien deutlich in ihrer Effektivität.

Die **Zwischenreinigung** beschreibt ein Reinigungskonzept, bei dem mit geringeren Konzentrationen und kürzeren Einwirkzeiten eine konstante Permeabilität über einen längeren Zeitraum erhalten werden soll. Sie erfolgt in relativ kurzen Intervallen (z. B.

einmal wöchentlich) und in der Regel (halb)automatisiert mit minimalem Personalaufwand. Die Chemikalien werden durch Rückspülung über die Permeatseite zugegeben, während sich das Membranmodul im belebten Schlamm befindet. Eine vollständige Wiederherstellung der Ausgangspermeabilität ist in der Regel nicht möglich. Diese Zwischenreinigungen ersetzen nicht die Hauptreinigung, aber führen zu einer Verlängerung der Hauptreinigungsintervalle.

Eine chemische **Hauptreinigung** wird durchgeführt, wenn der gewünschte Permeatfluss nicht mehr wirtschaftlich realisierbar oder die Höhe des TMP nicht mehr akzeptabel ist. Sie erfolgt weniger häufig (z. B. einmal im Halbjahr), dann aber mit höheren Konzentrationen und Einwirkzeiten. Die Durchführung der Reinigungsschritte kann in-situ oder ex-situ erfolgen, umgeben von der Reinigungslösung, von Belebtschlamm oder „on-air“. Die Reinigung der Membranmodule in einem Vollbad hat sich als die effektivste Methode der chemischen Hauptreinigung herausgestellt. Dazu werden sie entweder aus der Filtrationskammer ausgebaut und in einem externen Tauchbad gereinigt (ex-situ), oder die Module verbleiben in der Filtrationskammer, diese wird entleert und anschließend mit Reinigungslösung gefüllt (in-situ). Die Hauptreinigung hat zum Ziel, die Ausgangspermeabilität der Membran annähernd wieder herzustellen bei einer möglichst geringen Auswirkung auf die Alterung des Membranmaterials.

2.3.3.2 Reinigungskemikalien

Welche Reinigungschemikalien in welcher Konzentration zur Anwendung kommen ist anlagenspezifisch und hängt von der Art der Membranbeläge, von genehmigungsrechtlichen Vorgaben und von der chemischen Beständigkeit des Membranmaterials ab. Für MBR-Anwendungen sind in der Regel die alkalische, saure und oxidative Reinigung relevant.

Die alkalische Reinigung dient der Entfernung von organischen und biologischen Belägen. Foulingsubstanzen werden aufgelockert, Proteine und Polysaccharide werden hydrolysiert, Fette und Öle verseift. Allerdings ist eine rein alkalische Reinigung alleine bei MBR-Anwendungen meist nicht ausreichend. Sie wird in der Regel mit der oxidativen Reinigung kombiniert.

Zur Entfernung anorganischer Verbindungen, die bspw. aus Ablagerungen von Fällmitteln, besonders hartem Abwasser oder anorganischen Abwasserinhaltsstoffen von Industrieeinleitern stammen, werden saure Reinigungsmittel eingesetzt. Diese bilden leicht lösliche Salze mit z. B. Calcium, Magnesium, Eisen oder Aluminium. Üblicherweise wird bei MBR-Anwendungen Zitronensäure verwendet, da sie bei der Entfernung von Eisenoxiden besonders effektiv und gut biologisch abbaubar ist.

Da bei MBR-Anwendungen vor allem organisches Fouling relevant ist, bewirkt der oxidative Reinigungsschritt den größten Anteil der Wiederherstellung der Filtrationsleistung. Die effizienteste oxidative Reinigung wird mit Natriumhypochlorit (NaOCl) erreicht. Es ist allerdings zu berücksichtigen, dass NaOCl durch unerwünschte AOX-Verbindungen die Permeat- und Schlammqualität beeinträchtigen kann. Sind oftmals strenge AOX-Grenzwerte einzuhalten, so ist entweder auf chlorfreie Reinigungschemikalien auszuweichen oder die AOX-belastete Reinigungslösung aufzufangen und zu behandeln. Bei der Verwendung von NaOCl ist unter allen Umständen eine Kontaktmöglichkeit mit Säuren zu vermeiden, da dadurch hochtoxisches Chlorgas entstehen kann. Als chlorfreie Alternative zu NaOCl kann Wasserstoffperoxid (H₂O₂) verwendet werden, dessen Wirkungsweise allerdings geringer ist, wodurch deutlich höhere Konzentrationen notwendig sind. Unter Berücksichtigung der zulässigen Permeatqualität (z. B. hinsichtlich AOX) ist es möglich, die Reinigungslösungen neutralisiert und dosiert dem Belebungsbecken wieder zuzugeben.

Eine Übersicht, welche Reinigungschemikalien eingesetzt werden können und deren Wirkprinzipien zeigt Tab. 2-2.

Tab. 2-2: Arten und Verwendung von Reinigungschemikalien (modifiziert nach [67] und [30])

Kategorie	Verwendungszweck	Chemikalie	Reinigungswirkung
Alkalisch	Hydrolyse, Lösung	Natronlauge (NaOH)	<ul style="list-style-type: none"> Organische und mikrobielle Foulants Polysaccharide, Proteine, Fette
Sauer	Lösung, Hydrolyse	Zitronensäure, Essigsäure, Oxalsäure, anorganische Säuren (z. B. Salzsäure, Salpetersäure)	<ul style="list-style-type: none"> Anorganische Verbindungen
Oxidierend	Oxidation, Desinfektion	Natriumhypochlorit (NaOCl) Wasserstoffperoxid (H ₂ O ₂)	<ul style="list-style-type: none"> Organische Verbindungen Biofouling
Komplexbildend/ Chelatbildend	Komplexbildung	Zitronensäure EDTA	<ul style="list-style-type: none"> Anorganische Verbindungen Organische Foulants
Tenside	Emulgierung, Dispergierung, Oberflächenkonditionierung	Tenside Waschmittel	<ul style="list-style-type: none"> Fette und Öle Proteine Wirkung auf Bakterienzellwände
Enzyme	Katalytische Wirkung/ Protein-, Fett-, Stärke-spaltung	Enzyme	<ul style="list-style-type: none"> Lipasen (fettspaltend) Proteasen (proteinspaltend) Amylasen (stärkespaltend)

Es ist eine Vielzahl von Spezialreinigungsmittel für Membranen auf dem Markt erhältlich. Für industrielle Anwendungen mit speziellen Foulingbelägen kann eine Verwendung dieser Mittel hilfreich sein. Für die Verwendung bei MBR-Anwendungen haben sie sich angesichts ihres Kosten-Nutzen-Verhältnisses nach eigenen Erfahrungen nicht bewährt.

2.3.3.3 Schädigende Wirkung von Reinigungschemikalien

Bei Polymermembranen ist auf die Beständigkeit der Membran gegenüber freiem Chlor und freiem Sauerstoff zu achten. So kann NaOCl z. B. eine Kettenspaltung von PES verursachen, was die Membranintegrität beeinträchtigen kann. Oder allgemein formuliert können Reinigungschemikalien eine Schädigung der Polymermatrix bewirken und zu einer schnelleren Membranalterung führen. Die Angaben zur Chlorbeständigkeit werden vom Hersteller üblicherweise mittels Expositionswerten in ppmh angegeben. Z. B. wurden für PES-Membranen mangels Langzeiterfahrungen zur Membranalterung, vor zehn Jahren noch zulässige Chlorexpositionswerte von 50.000 ppmh vorgegeben, zwischenzeitlich auf 150.00 ppmh angehoben und mittlerweile sind diese auf 500.000 ppmh nach oben korrigiert. Die durch chemische Reinigungen induzierte Alterung von Membranen kann einen Einfluss auf

- Flussleistung,
- mechanische Stabilität,
- Trenneigenschaften,
- Foulingneigung (z. B. durch rauere Oberflächen)

der Membran haben. Weder die Art der konkreten Auswirkung, noch ihr Zusammenhang mit realen Expositionen sind bisher für großtechnische Anlagen in der Literatur dokumentiert.

2.3.3.4 Einflussfaktoren auf die chemische Reinigung

Die Effektivität einer chemischen Reinigung hängt neben den ausgewählten Reinigungsmitteln auch von Faktoren wie

- Konzentration und chemische Aktivität der Reinigungslösung,
- Reihenfolge von Reinigungsschritten,
- Einwirkzeit,
- Temperatur,
- hydrodynamische Verhältnisse an der Membran

ab. Die Konzentration der oxidativen Reinigungschemikalien liegt für NaOCl üblicherweise im Bereich von 100–500 mg/l aktives Chlor für eine Zwischenreinigung, und 500–5000 mg/l für eine Hauptreinigung [30] [102]. Wasserstoffperoxid wird zwischen 1000 mg/l und 10.000 mg/l für eine Hauptreinigung verwendet. Beide Chemikalien sind

nur begrenzt lagerstabil, vor allem unter UV-Einfluss nimmt die aktive Wirksubstanz schnell ab. Zur Verstärkung der Reinigungswirkung ist es hilfreich, den pH-Wert auf > 10 einzustellen.

Die Konzentration bei der sauren Reinigung mit Zitronensäure liegt typischerweise bei ca. 1000–2000 mg/l für eine Zwischenreinigung und bei ca. 4000 mg/l für eine Hauptreinigung. Um niedrige pH-Werte bei der sauren Reinigung einzustellen, kann die Verwendung einer zusätzlichen anorganischen Säure hilfreich sein.

Bei MBR-Anlagen verläuft die chemische Reinigung im Allgemeinen in mehreren Schritten, wobei sich eine Kombination aus Klarwasserspülung, oxidativer Reinigung (NaOCl oder H_2O_2) und saurer Reinigung (Zitronensäure) bewährt hat. Die Reihenfolge der oxidativen und sauren Reinigung scheint je nach Art des Fouling einen Einfluss auf die Reinigungseffektivität zu haben. Bei einigen Anlagen hat sich die Reihenfolge erst sauer, dann oxidativ bewährt, bei anderen Anlagen die umgekehrte Reihenfolge. Sollten anorganische Beläge nicht sehr ausgeprägt sein, kann die saure Reinigung auch entfallen.

Längere Einwirkzeiten und höhere Temperaturen wirken sich generell positiv auf die Reinigungseffektivität aus. Zwar haben bei der MBR-Anlage Eitorf längere Einwirkzeiten als 2 Stunden bei gleichzeitig nachlassender Wirksubstanz der Reinigungslösung zu keinem verbesserten Reinigungsergebnis geführt. Der Erfahrungsaustausch mit anderen MBR-Anlagen zeigt allerdings, dass generell deutlich längere Einwirkzeiten in der Praxis angewendet werden. Die Einwirkzeiten können je nach Konzentration und Temperatur der Reinigungschemikalien mehrere Tage betragen.

Bei der ex-situ Reinigung in separaten Tauchbädern ist eine Temperierung möglich. Die Erfahrungen der MBR-Anlage GWK Nordkanal zeigen, dass die Temperierung der Reinigungslösung auf ca. 30°C nicht durch höhere Konzentrationen oder längere Einwirkzeiten zu ersetzen ist. Bei in-situ Reinigungen gestaltet sich eine Temperierung in der Regel technisch aufwendiger und aufgrund des Umpumpens der Reinigungslösungen wirtschaftlich nicht sinnvoll. Generell ist es empfehlenswert, Hauptreinigungen in Zeiträumen zu planen, in denen die Temperatur des Permeats, das üblicherweise für die chemische Reinigung verwendet wird, nicht zu niedrig ist. In den Wintermonaten kann die Reinigungseffektivität temperaturbedingt beeinträchtigt sein.

Auch das Anlagendesign und die Durchmischung während der Reinigung können die Effektivität der chemischen Reinigung beeinflussen, da die Entfernung von abgelösten Deckschichten und die Verteilung der Reinigungslösung an und in den Membranen davon abhängen. Eine sporadische Belüftung und Durchmischung erhöht den Reinigungseffekt. Eine dauerhafte Belüftung ist allerdings nicht zu empfehlen, da die Reini-

gungslösung zu starker Schaumbildung neigen kann und das aktive Chlor bei der Reinigung mit NaOCl ausgestrippt wird. Es kann bei der chemischen Reinigung Gas im Inneren des Moduls entstehen, das die Benetzung mit Reinigungschemikalien verhindert [21]. Daher ist es sinnvoll, Luftansammlungen in den Modulen konstruktiv zu verhindern oder Möglichkeiten zu schaffen, die Module bei Bedarf zu entlüften.

Wie die obigen Punkte zeigen, liegen unterschiedliche Erfahrungswerte verschiedener großtechnischer MBR-Anlagen hinsichtlich deren optimalen Reinigungsstrategie vor. Daher ist die Datenbasis um weitere Erfahrungen zu erweitern und vor allem Empfehlungen zu deren Durchführung und Optimierung abzuleiten.

2.4 Membranfouling

2.4.1 Allgemeines

Unter dem Begriff Fouling werden allgemein unterschiedliche Substanzen, Effekte und Mechanismen zusammengefasst, die zu einer Verunreinigung der Membranoberfläche führen, eine einheitliche Definition gibt es nicht. Noch immer stellt das Membranfouling die größte Herausforderung bei der Membranfiltration dar. Es ist unvermeidlich, nur bedingt kontrollierbar, führt zu einer Abnahme der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membran und kann nur durch entsprechende Reinigungsmaßnahmen (siehe Kapitel 2.3.3) entfernt werden. In der Literatur wird das Auftreten von Fouling oftmals in Form einer Foulingrate dargestellt, die als TMP-, Durchsatz- oder Widerstandsänderung über die Zeit ausgewertet wird. Um Strategien zu entwickeln, Fouling weitestgehend zu vermeiden, müssen dessen Ursachen bekannt sein. Diese sind durch die Vielfalt der Einflussfaktoren und deren Wechselwirkungen untereinander nur schwer identifizierbar.

Nach Judd [45] steht Fouling bei wissenschaftlichen Publikationen rund um das Thema „MBR“ an erster Stelle, sowohl was die Anzahl an Publikationen betrifft, als auch deren jährlichen Zuwachs. Während die Anzahl von Publikationen zum Thema MBR allgemein um 20 % pro Jahr zunimmt, steigt die Anzahl der Publikationen zum Thema Fouling von Membranen um ca. 36 % pro Jahr. Dieses Interesse der Fachwelt und die Anstrengungen wissenschaftlicher Forschung unterstreichen die große Bedeutung dieses Themas bei MBR-Anlagen.

2.4.2 Klassifizierung von Fouling

In der Literatur werden verschiedene Begrifflichkeiten genutzt, um die Art des Foulings zu beschreiben. Nachfolgende Einteilungen sind eher theoretischer Natur, um die Wirkungszusammenhänge besser beschreiben zu können. In der Praxis lassen sich die

Foulingmechanismen nicht voneinander unterscheiden, da sie sich in der komplexen Matrix des Abwasser/Belebtschlamm-Gemisches gegenseitig überlagern.

2.4.2.1 Einteilung nach Ort der Wechselwirkung

Membranfouling von porösen Membranen kann sowohl auf der Membranoberfläche (external fouling) als auch in den Membranporen (internal fouling) stattfinden. Je nach Größenordnung der Foulants und Art der Wechselwirkung wird Fouling nach dem Ort der Entstehung unterschieden in:

- Deckschicht-/Gelschichtbildung ($d > d_p$)
- Porenverblockung ($d \sim d_p$) und
- innere Adsorption ($d < d_p$)

Nachstehende Grafik veranschaulicht diese Unterscheidungsart (siehe Abb. 2-14):

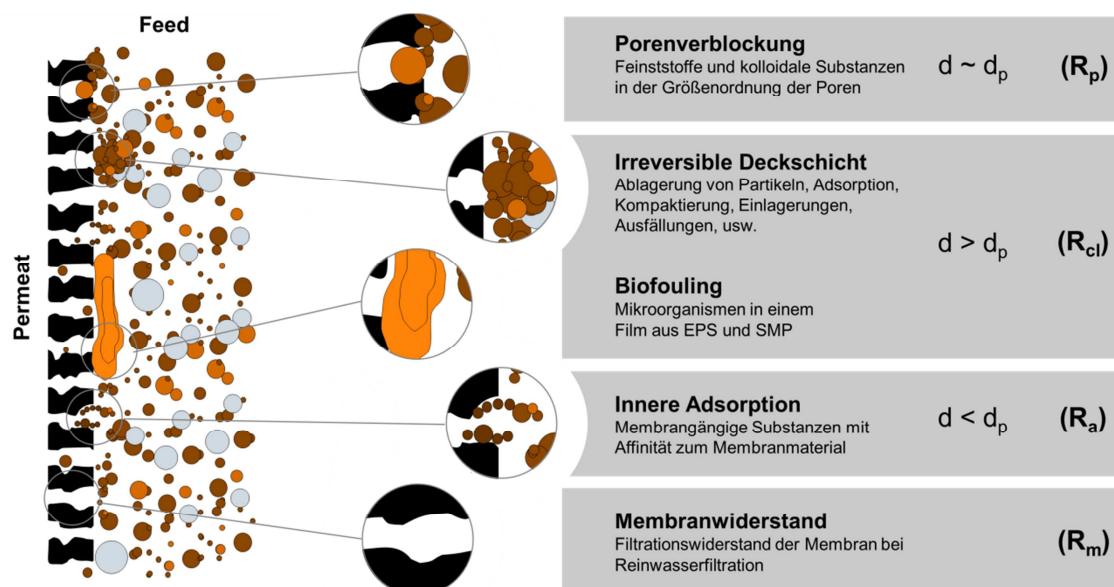


Abb. 2-14 Internes und externes Fouling poröser Membranen (nach [67])

Die Ausbildung einer **Deckschicht** (engl. cake layer) entsteht durch den Rückhalt von Partikeln, die deutlich größer sind als die Poren der Membran. Zurückgehaltene Feststoffe, makromolekulare Substanzen und Biofilme können je nach Filtrationsbedingungen zu einer Ausbildung einer mehr oder weniger dicken Deck- bzw. Gelschicht auf der Außenseite der Membran führen. Zu der Formierung einer Deckschicht wird auch das sog. Biofouling gezählt.

Die **Porenverblockung** (engl. *pore blocking*) kommt durch Feinststoffe und kolloidale Bestandteile im Größenbereich der Membranporen zustande. Die Partikel werden im Porenmund abgelagert und führen so zu einem Verschluss der Pore. Diese Art Fouling

tritt insbesondere zu Beginn der Filtration (initial fouling) auf, die größten Poren verblocken zuerst, und es ist ein starker Flussabfall zu Filtrationsbeginn zu verzeichnen.

Eine **innere Adsorption** wird durch membrangängige organische oder anorganische Abwasserinhaltsstoffe verursacht, d. h. deren Durchmesser ist kleiner als die Membranporen selbst, was zu einer Ablagerung innerhalb der Poren und zu einer Verengung des effektiven Porendurchmessers führt.

2.4.2.2 Einteilung nach Art der Foulants

Fouling kann auch hinsichtlich der chemisch-physikalischen Eigenschaften der Foulants unterschieden werden, was besonders für die Wahl der geeigneten Reinigungsmittel relevant ist. Die Unterscheidung erfolgt in:

- Biofouling
- Organisches/kolloidales Fouling (organic fouling)
- Scaling (inorganic fouling)

Biofouling bezeichnet die Bildung von Biofilmen auf der Membran. Mikroorganismen lagern sich an, vermehren sich und betten sich in eine Matrix aus ausgeschiedenen Stoffwechselprodukten, wie z. B. EPS (extrazelluläre polymere Substanzen) ein. Die gelartige, schleimige EPS dient der guten Haftung der Mikroorganismen an der Membranoberfläche sowie einer guten mechanischen und chemischen Stabilität. Ab einer gewissen Ausprägung schränkt Biofouling die Filtrationsleistung sehr stark ein.

Organisches/kolloidales Fouling entsteht durch Anlagerung gelöster und makromolekularer Substanzen oder Kolloide, wie z. B. Proteine, Polysaccharide, Huminstoffe etc. Ihren Ursprung können diese Substanzen im Abwasser selbst haben, oder sie können durch Mikroorganismen produziert werden. Organisches Fouling bildet gelartige Strukturen mit hohem Wasserbindungsvermögen, die sich durch Adhäsion auf den Membranen anlagern. Eine Unterscheidung zwischen Biofouling und organischem Fouling ist in der Praxis nicht möglich.

Als **Scaling** werden anorganische Ausfällungen auf der Membran bezeichnet, die dadurch entstehen, dass die Löslichkeitsgrenze gelöster Salze durch die Konzentrationspolarisation an der Membranoberfläche überschritten wird. Bei kommunalen MBR-Anwendungen ist Scaling nicht sehr relevant. Gelegentlich ist es bei unsachgemäßer Dosierung bei der chemischen P-Fällung zu beachten.

2.4.2.3 Einteilung nach Art der Reinigungsfähigkeit

Die Einteilung von Fouling hinsichtlich der kurzzeitigen oder dauerhaften Anhaftung der Substanzen an der Membran bzw. deren Abreinigungsfähigkeit führt zu der Unterscheidung in

- Reversibles Fouling (auch: removable fouling, temporary fouling)
- Irreversibles Fouling
- Residual Fouling
- Irrecoverable Fouling

In der Praxis ist eine Abnahme der Filtrationsleistung mit der Zeit ein unumgänglicher Prozess bei der Membranfiltration. Dazu tragen sowohl reversible als auch irreversible Vorgänge bei. Reversible Vorgänge lassen sich wieder entfernen, irreversible Vorgänge bewirken eine dauerhafte Verminderung des Permeatflusses.

Die oben genannten Begrifflichkeiten werden allerdings nicht einheitlich verwendet. Oftmals wird unterschieden, durch welche Art der Reinigung sich dem Fouling begegnen lässt. Reversibles Fouling im engeren Sinn kann durch rein mechanische Reinigungsmethoden (Relaxation, Spülluft, Permeat-Rückspülung) gereinigt werden. Irreversibles Fouling hingegen ist nur durch chemische Reinigungen zu lösen. Sind Ablagerungen nicht durch geringer dosierte chemische Zwischenreinigungen, sondern nur durch höher konzentrierte chemische Hauptreinigungen abzulösen, so werden diese als Residual Fouling bezeichnet. Prinzipiell ist die Filtrationsleistung durch chemische Reinigungen größtenteils wiederherzustellen. Der auch durch chemische Hauptreinigungen nicht wiederherzustellende Leistungsabfall wird als Irrecoverable Fouling bezeichnet und charakterisiert die Membranalterung bzw. die Lebenszeit der Membran. Diese unterschiedlichen Begrifflichkeiten werden in folgender Grafik (Abb. 2-15) veranschaulicht:

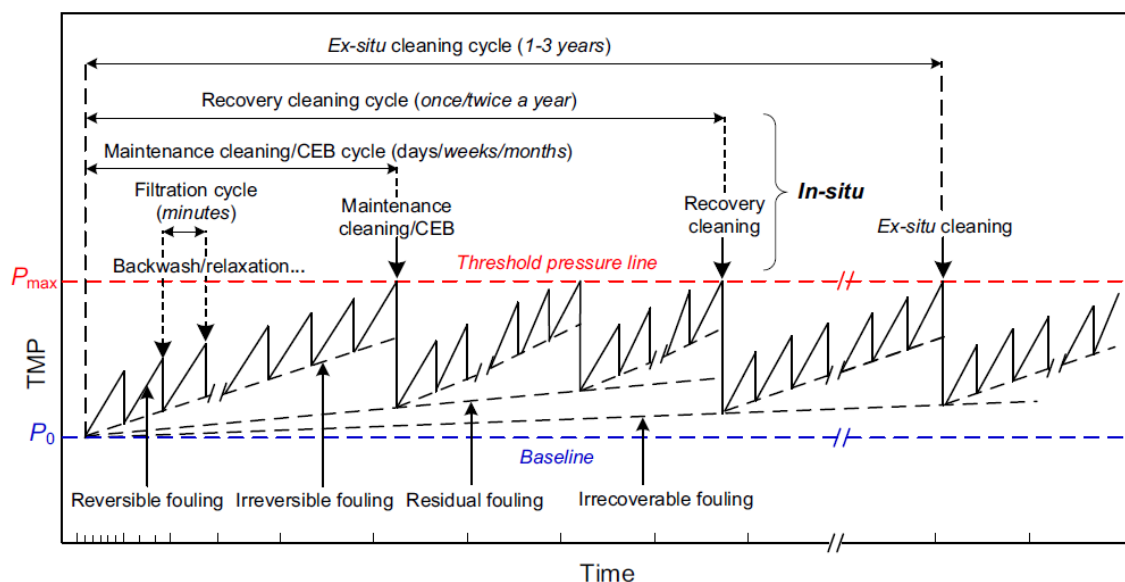


Abb. 2-15 Reversibles und irreversibles Fouling und Reinigungsmethoden im Langzeitbetrieb (aus [102])

2.5 Einflussfaktoren auf das Membranfouling

2.5.1 Übersicht

Das Belebtschlamm/Abwasser-Gemisch bei MBR-Anlagen weist eine derart komplexe Matrix auf, dass die fouling-verursachenden und leistungsmindernden Einflussfaktoren sehr vielfältig sind. In der Literatur werden sie generell unterschieden in

- Membran- und Modul-Eigenschaften,
- Abwasser- und Belebtschlammcharakteristik und
- Betriebsbedingungen.

Betrachtet man sie etwas differenzierter, so ergibt sich die Übersicht in Abb. 2-16. Alle dargestellten Faktoren können prinzipiell gleichzeitig und mit Wechselwirkungen untereinander auftreten. Dies lässt eine Differenzierung in der Praxis oft nicht zu. Es bestehen unterschiedlich detaillierte Kenntnisstände zu den einzelnen Einflussfaktoren [21], was deren weitere Untersuchung – vor allem auf großtechnischen Anlagen – notwendig macht.

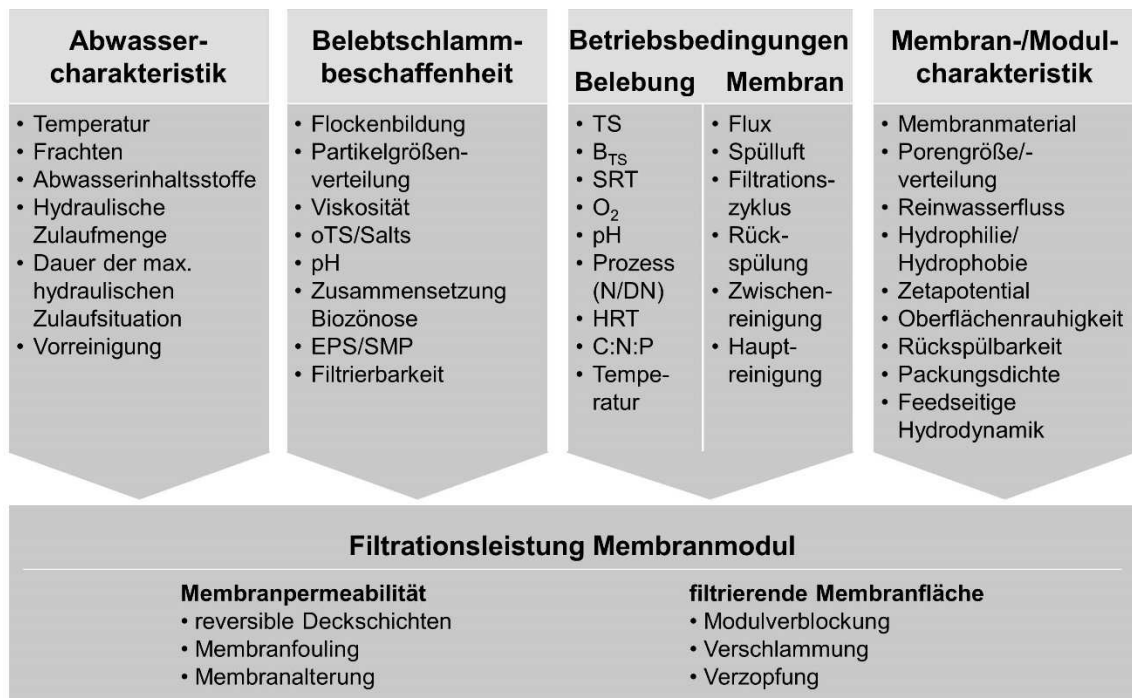


Abb. 2-16: Einflussfaktoren auf das Fouling und die Leistungsfähigkeit eines Membranmoduls

2.5.2 Membran- und Modul-Charakteristik

Das Membranmodul ist das Herzstück jeder MBR-Anlage. Die Membran selbst soll

- einen möglichst hohen Fluss,
- eine geringe Foulingneigung und
- eine hohe Beständigkeit gegenüber Reinigungschemikalien

aufweisen. Membranmodule sollen

- eine große Packungsdichte,
- gute feedseitige Hydrodynamik,
- ein robustes und effizientes Spülluftsystem,
- gleichmäßige Überströmung der Membranen,
- gute Reinigungsmöglichkeiten,
- zuverlässige Abdichtungen der Membrankassetten,
- geringe Druckverluste,
- einen einfachen Membranwechsel und
- eine kostengünstige Fertigung

bieten. Die Membran- sowie die Modulentwicklung unterliegen einem kontinuierlichen Verbesserungsprozess. Die Membranhersteller forschen aktuell an Rezepturen für weniger foulinganfällige Membranen, an Membranen mit optimalen Porengrößenverteilungen und an neuartigen Verbundsystemen. Modulhersteller entwickeln leistungsfähigere und energieeffizientere Module. Die Marktentwicklung für Membranmodule nimmt aktuell stark zu [60]. Dadurch ergibt sich für die Wissenschaft die Notwendigkeit sowohl die Material- und Modulentwicklung weiter voranzutreiben, als auch die Praxistauglichkeit von technischen Neu- und Weiterentwicklungen kontinuierlich zu untersuchen.

2.5.3 Abwassercharakteristik

Die Abwassercharakteristik hat neben den Belebtschlammereigenschaften den größten Einfluss auf das Membranfouling und die Leistungsfähigkeit einer Membrananlage. Sie kann sich sowohl direkt (fouling-verursachende Inhaltsstoffe, Höhe und Dauer der hydraulischen Belastung, Grad der Vorreinigung, etc.), als auch indirekt durch Einflüsse auf den Belebtschlammprozess (Temperatur, Frachten, Nährstoffverhältnis, pH, Temperatur, etc.) auf das Fouling von Membranen auswirken.

Die **Abwassermenge** bestimmt den notwendigen Netto-Permeatfluss der Anlage. Sowohl die maximal möglichen Relaxations- bzw. Rückspülzyklen als auch die Ausbildung der Deckschicht sind vom hydraulischen Flux abhängig. Unterkritische Fluxraten neigen weniger zu einer Kompaktierung der Deckschicht und generell weniger zu Fou-

ling als hohe Fluxraten. Ebenso wirkt sich die zunehmende Dauer einer maximalen hydraulischen Belastung negativ auf das Fouling einer Membran aus [21].

Eine besondere Bedeutung kommt der **Abwassertemperatur** zu. Einige Untersuchungen zeigen eine direkte Korrelation der Temperatur mit der Permeabilität [91], auch wenn die Wirkmechanismen unterschiedlich und teils die Viskosität, teils die Belebtschlammbeschaffenheit oder die erhöhte Produktion von EPS bzw. SMP dafür verantwortlich gemacht werden. Rosenberger [84] hat festgestellt, dass niedrige Temperaturen zu höheren Polysaccharid-Konzentrationen im Belebtschlamm führen und die Foulingrate zunimmt. Zu ähnlichen Schlussfolgerungen kamen auch weitere Untersuchungen, die die Temperatur mit dem EPS- bzw. SMP-Gehalt und einer erhöhten Foulingneigung in Verbindung bringen und teils klare Korrelationen nachweisen [25], [14], [63], [51].

Die **Abwasserzusammensetzung** und die Abwasserinhaltsstoffe können äußerst komplex sein. Es ist generell, aber insbesondere bei industriellen Einleitern, auf membranschädigende und auf für die Biologie schwer abbaubare, störende oder schädliche Inhaltsstoffe zu achten. Diese können sowohl direkt (z. B. Fette, Tenside, Silikonöle, etc.) oder indirekt über den Einfluss auf den Belebtschlammprozess (Salz, toxische Stoffe, ungünstige Nährstoffverteilung, zu hohe Frachten, etc.) zum Fouling beitragen.

Aufgrund der besonderen Bedeutung von Salz bzw. von ein- und zweiwertigen Kationen im Zulauf einer Kläranlage und dessen Auswirkung auf die Belebtschlamm Eigenschaften, wird diese Thematik in Kap. 2.5.7 detaillierter beleuchtet.

2.5.4 Betriebsbedingungen Membranfiltration

2.5.4.1 Flux

Der Betrieb einer MBR-Anlage mit einem niedrigen Flux wirkt sich positiv auf deren Foulingneigung und Standzeit aus [45]. Folgende Grafik von Thiemig [93] zeigt sehr gut den Zusammenhang der Deckschichtbildung der Membranfiltration bei Betrieb mit überkritischen und unterkritischen Fluxraten (siehe Abb. 2-17):

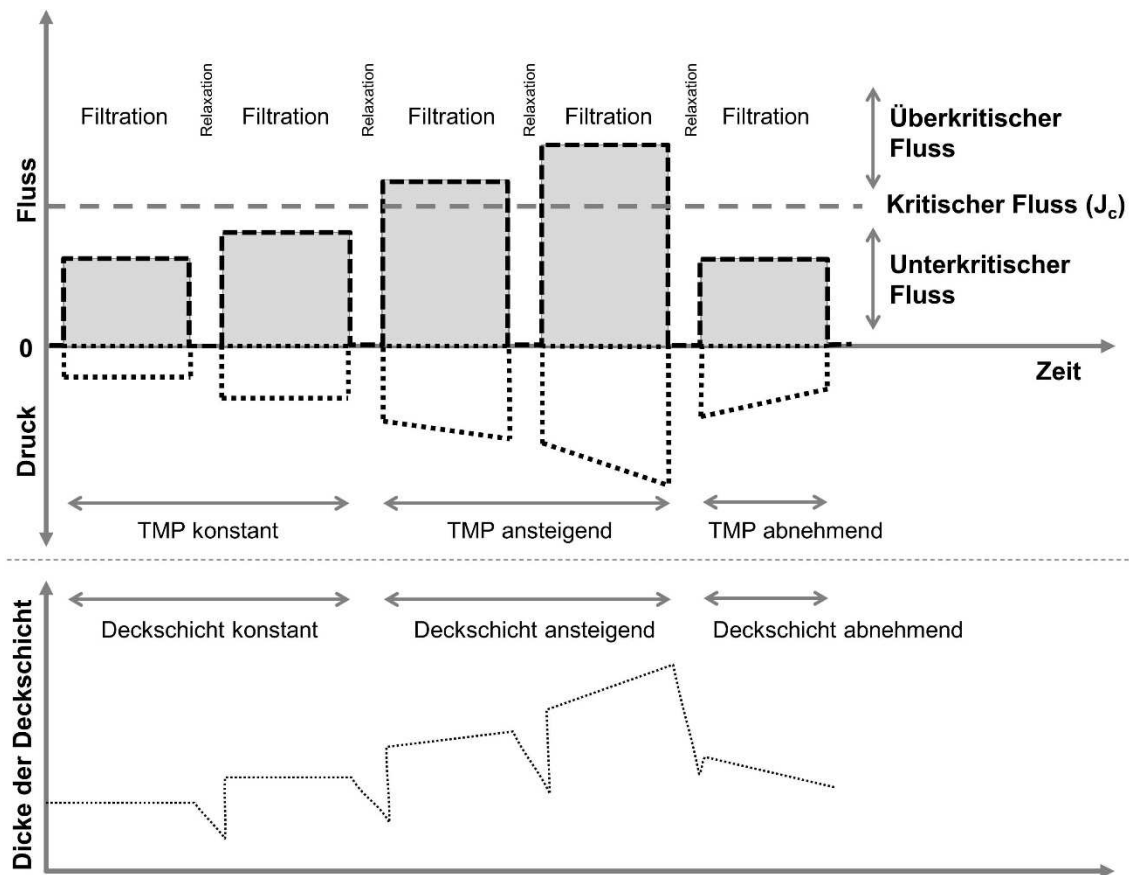


Abb. 2-17 Zusammenhang von Fluss, TMP und Deckschicht im unter- und überkritischen Bereich (modifiziert nach [93])

Unterhalb des kritischen Flusses J_c sind die Deckschichtbildung und der TMP konstant bzw. können sich sogar regenerieren, indem deckschichtbildende Substanzen wieder resuspendiert werden. Im überkritischen Bereich findet eine verstärkte Deckschichtbildung statt, die durch den hohen Fluss nicht resuspendiert, sondern eher kompaktiert wird. Dadurch steigt der TMP, und die Permeabilität der Anlage sinkt. Die charakteristische kritische Fluxrate J_c ist individuell abhängig von der Anwendung und dem Foulingpotenzial des zu filtrierenden Mediums. Für die Bestimmung des kritischen Flux wurden die Flux-Step-Methode [55] bzw. die verbesserte Flux-Step-Methode [64] entwickelt. Diese eignen sich allerdings nicht für großtechnische Anlagen [76], so dass hier der kritische Flux nur empirisch zu ermitteln ist.

Nach den Erfahrungen von Drensla [21] bei der MBR-Anlage Nordkanal werden die Foulingprozesse der dort verwendeten Hohlfasermodule bei Nettofluxraten um ca. $10 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ verlangsamt, bei Fluxraten von $20\text{--}40 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ und zusätzlicher hydraulischer Belastung wird Fouling verstärkt festgestellt und es sind deutlich mehr chemische Reinigungen erforderlich. Sie empfiehlt die Jahres-Fluxrate zu betrachten. Bei

Jahres –Fluxraten (brutto) von 2–6 l/(m²*h) wird von einem schonenden Betrieb der Membran mit genügend Relaxation für eine „selbstreinigende“ Wirkung ausgegangen.

2.5.4.2 Filtrationszyklus

Durch erhöhte Relaxations- und Rückspülzeiten wird die Membran mit geringerem $J_{p,netto}$ betrieben, dadurch hydraulisch weniger belastet und die mechanische Abreinigung durch die Crossflow-Belüftung und Rückspülung verbessert. In der Regel werden die Zykluszeiten mit 10–20 % Pausenzeit und entsprechenden Rückspülintervallen vom Modulanbieter vorgegeben. Der Anlagenbetreiber kann diese im Fouling-Fall erhöhen, was meist auf einer empirischen Basis erfolgt und von der Art und Intensität des Foulings und von den Belebtschlammigenschaften abhängt. Es ist allerdings zu beachten, dass sich der Netto-Durchsatz durch diese Taktungsänderung reduziert.

2.5.4.3 Crossflow-Belüftung

Die Art und Intensität der Crossflow-Belüftung entscheidet über die Effektivität der Abreinigung an den Membranoberflächen. Aus Sicht des Anlagenbetreibers ist auf ein robustes, gut zu reinigendes Spülluftsystem mit wenig Druckverlust und einer gleichmäßigen Spülluftverteilung zu achten. In der Praxis folgen die Anlagenbetreiber den Erfahrungen und Vorgaben der Modulhersteller, gegebenenfalls ist die vorgegebene Luftmenge sogar an Gewährleistungskonditionen gebunden.

Der Spülluftintensität sind nach oben wie nach unten Grenzen gesetzt. Zu wenig Spülluft ist technisch nicht ausreichend um die Deckschicht zu kontrollieren. Bei zu viel Spülluft wirken sich die hohen Scherkräfte und Turbulenzen negativ auf die Partikelgrößenverteilung, die Belebtschlammbeschaffenheit und die EPS-Produktion aus. Ein hoher Spüllufteintrag steht außerdem in Konflikt mit einem möglichst energieeffizienten Betrieb der Membranfiltration. Es ist somit ein Optimum zu finden aus möglichst energiearmer, belebtschlamm-schonender Betriebsweise und dennoch hocheffektiver Membranreinigung.

2.5.5 Belebtschlammcharakteristik

2.5.5.1 Allgemeines

Die Zusammensetzung von Belebtschlamm ist äußerst komplex, ebenso wie die Randbedingungen, die einen Einfluss auf seine Beschaffenheit ausüben. Die Betriebsbedingungen für den biologischen Prozess (z. B. Schlammalter, TS-Gehalt, Schlammbelastung, Sauerstoffversorgung, etc.), die Abwassercharakteristik (z. B. organische Frachten, Temperatur, Salzkonzentrationen, toxische Inhaltsstoffe, etc.) und die Betriebsbedingungen der Membranfiltration (z. B. Scherbeanspruchung durch Crossflow-Spülluft und Rezirkulationspumpen, chemische Reinigungen, etc.) wirken sich auf die chemische, biologische und physikalische Beschaffenheit von Belebtschlamm aus,

ebenso wie auf dessen mikrobielle Population. Eine Vielzahl dieser Einflussfaktoren (siehe Abb. 2-18) wirkt gleichzeitig auf den Belebtschlamm ein, so dass deren individuelle Auswirkungen in der Praxis schwer, wenn nicht sogar unmöglich, einzeln zu unterscheiden sind.

In ihrer Summe wird die Beschaffenheit von Belebtschlamm je nach Fokus der Anwendung in Form von Kompressibilität, Absetzbarkeit oder Entwässerbarkeit beurteilt. Für MBR-Anlagen ist allerdings hauptsächlich die Filtrierbarkeit des Belebtschlammes von Bedeutung. Als Hauptverursacher von Membranfouling gelten extrazelluläre polymere Substanzen (EPS) in gebundener oder gelöster Form. Den beiden Aspekten – der Schlammfiltrierbarkeit und den extrazellulären polymeren Substanzen – kommt bei der Betrachtung der Leistungsfähigkeit von MBR-Anlagen und den Einflussfaktoren auf das Membranfouling eine besondere Bedeutung zu.



Abb. 2-18: Charakteristik der Belebtschlammbeschaffenheit (erweitert nach [44])

2.5.5.2 Schlammfiltrationsindex SFI

Für konventionelle Anlagen sind vor allem die Absetzbarkeit und die Entwässerbarkeit von Belebtschlamm von Interesse, weshalb es hierzu eine hinreichende Datenbasis an Erfahrungswerten gibt. Auch wenn teilweise Korrelationen bestehen, bedeutet eine gute Absetzbarkeit des Schlammes nicht automatisch eine gute Filtrierbarkeit und umgekehrt. Die Filtrierbarkeit von Belebtschlamm ist für MBR-Anlagen ein wichtiger Parameter, da dem Belebtschlamm als zu filtrierendes Medium eine maßgebliche Rolle bei der Filtrationsleistung einer MBR-Anlage zukommt. Die Filtrierbarkeit limitiert den Flux, mit dem die Membranfiltration über einen längeren Zeitraum ohne nennenswerten TMP-Anstieg betrieben werden kann. Eine Verschlechterung der Filtrierbarkeit macht

sich in einem steigenden TMP bemerkbar bzw. reduziert die Permeabilität der Membranfiltration.

Da bis dato kein Messverfahren existiert hat, mit dem auf einfache Weise die Schlammfiltrierbarkeit bei MBR-Anlagen vor Ort bestimmt werden konnte, entwickelte Thiemig [93] das Verfahren zur Ermittlung des Schlammfiltrationsindex SFI [sec/%TR]. Thiemig zeigte, dass der SFI

- mit einer Laborausstattung und Messtechnik bestimmt wird, die auf vielen Kläranlagen bereits vorhanden bzw. kostengünstig zu beschaffen ist,
- durch eine präzise Verfahrensanweisung vergleich- und reproduzierbare Messergebnisse sicherstellt,
- gut mit der etablierten kapillaren Fließzeit CST (capillary suction time) korreliert,
- sehr gut die saisonalen Schwankungen der Schlammfiltrierbarkeit abbildet und
- eine starke Korrelation mit den gelösten EPS zeigt.

In seinen Untersuchungen gab es einen offensichtlichen Zusammenhang zwischen dem SFI und der Permeabilitätsentwicklung seiner Membrananlagen [93]. Verfügte der Schlamm über einen hohen SFI, ging dies in der Regel mit einem größeren Permeabilitätsverlust bei hohen spezifischen Flüssen einher. Vor allem niedrige Temperaturen schienen einen großen Einfluss auf den SFI zu haben. Laut Thiemig bleibt es durch weitere Messreihen zu überprüfen, ob der SFI eine einfache und zuverlässige Methode zur Quantifizierung von EPS und zur Vorhersage des Membranfouling-Potenzials ist [93]. Thiemig geht davon aus, dass mit einer wachsenden Datenbasis des SFI bei großtechnischen Anlagen mit unterschiedlichen Modulsystemen, Betriebsbedingungen und Zulaufcharakteristik erstmalig ein quantitativer Vergleich der Schlammfiltrierbarkeit in MBRs mit unterschiedlichen Betriebsbedingungen möglich wird. Zudem könne die empirisch gewonnene Datenbasis ggf. später in weitergehende Bemessungsrichtlinien für MBRs einfließen [93].

Daher wird im Rahmen dieser Arbeit der SFI als Standardparameter zur Beurteilung der Schlammfiltrierbarkeit verwendet und dessen Zusammenhang mit weiteren Betriebsbedingungen untersucht.

2.5.5.3 Biopolymere in Form von EPS und SMP

Der Belebtschlamm besteht aus verschiedenen partikulären, kolloiden und gelösten Fraktionen, die alle als potentielle Foulants in Betracht gezogen werden können. Mikroorganismen produzieren je nach Lebensbedingungen Biopolymere in unterschiedlicher Art und Menge. Durch sie wird eine Anhaftung von Mikroorganismen an Oberflächen, eine Stabilisierung der Flockenstruktur und auch die Aggregation in Zellverbänden ermöglicht. Sie schaffen einen Konzentrationsausgleich um die Zelle und bieten

als Schleimhülle Schutz vor schädlichen Umwelteinflüssen jeglicher Art. Aufgrund des hohen Rückhaltes organischer Makromoleküle in Kombination mit deren Wechselwirkungen mit dem Membranmaterial gelangte das organische Fouling durch Biopolymere in den Fokus der Forschung [52], [84].

In der Literatur werden die für das Membranfouling relevanten Biopolymere – je nachdem ob sie in gebundener oder gelöster Form vorliegen – als Extrazelluläre Polymere Substanzen (EPS) oder Soluble Microbial Products (SMP) bezeichnet [26]. Diese Biopolymere werden oftmals weiter differenziert, eine einheitliche Verwendung der Begrifflichkeiten hat sich allerdings noch nicht etabliert. Lin et al. haben ein Schema entwickelt, das einen guten Überblick zur Differenzierung und den Zusammenhängen dieser organischen Foulants liefert:

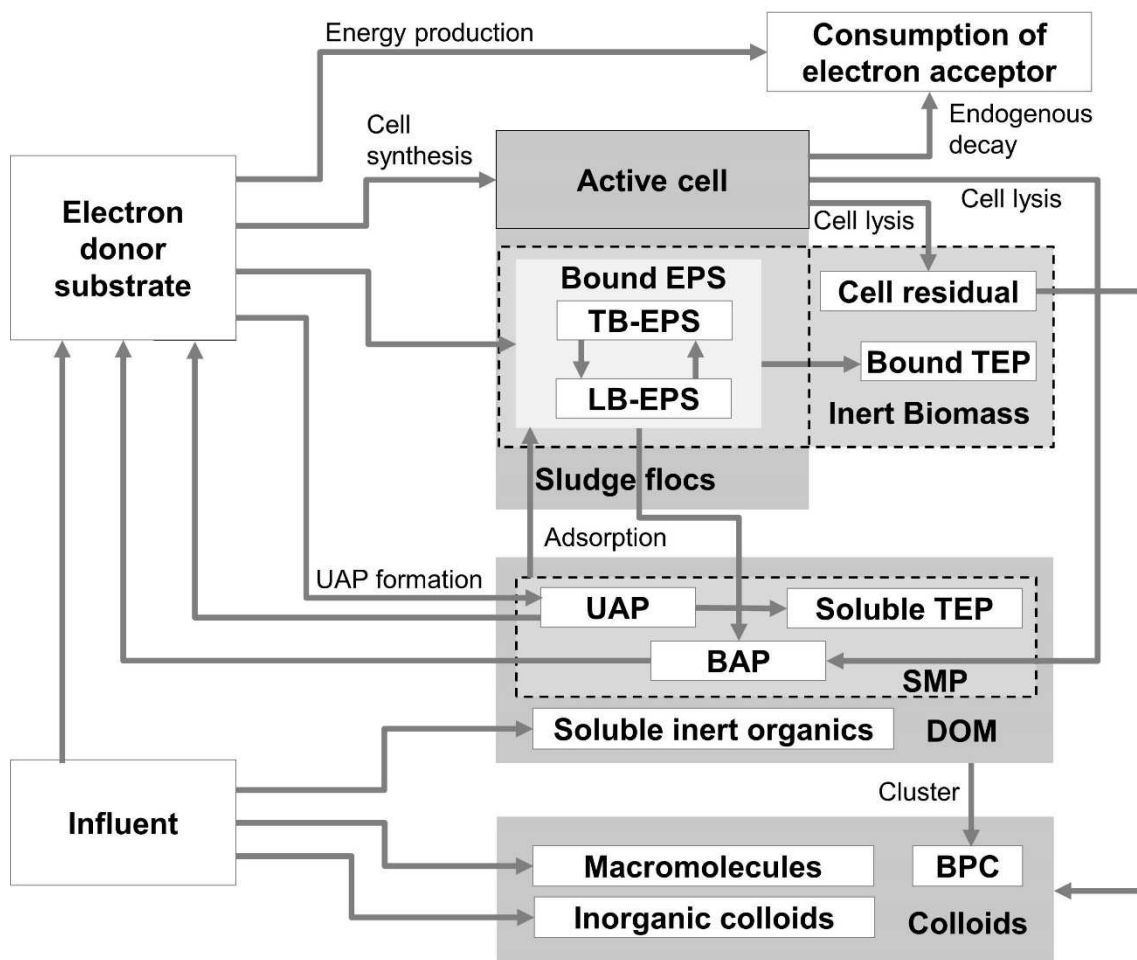


Abb. 2-19: Schematische Übersicht der Zusammenhänge von EPS, SMP und weiteren Foulants (aus [59])

Biopolymere unterscheiden sich in gebundene EPS, wenn sie in belebtem Schlamm in gebundener, an Flocken fixierter Form vorliegen oder in gelöste EPS, wenn sie in der

Wasserphase gelöst sind. Die gelöste EPS und SMP sind gleichzusetzen. Die SMP werden weiter in die Fraktionen Utilization Associated Products (UAP) und Biomass Associated Products (BAP) unterteilt [9]. Die UAP entstehen beim Substratmetabolismus während des Wachstums der Biomasse. BAP hingegen entstehen beim Abbau von Biomasse oder durch Hydrolyse gebundener EPS [43]. Dissolved Organic Matter (DOM) fasst die gelösten organischen Substanzen zusammen, unabhängig davon, ob sie mikrobiell produziert sind oder aus dem Zulauf stammen. Dieser Summenparameter DOM ist sehr ähnlich zu den eher bekannten NOM (natural organic matter), die die organischen Verbindungen natürlicher Wässer darstellen und v. a. bei der Trinkwasseraufbereitung eine Rolle spielen.

Als Ausscheidungen von Mikroorganismen bestehen EPS und SMP hauptsächlich aus Polysacchariden, Proteinen, Lipiden, Huminsäuren und Nuklein- und Uronsäuren [59]. Über die Zusammensetzung von EPS und SMP und darüber, welche Komponenten Hauptverursacher von Membranfouling sind, herrscht in der Literatur Uneinigkeit. Einige Autoren schreiben den Polysacchariden in kolloider oder gelöster Form auf kommunalen MBR-Anlagen ein erhöhtes Foulingpotenzial zu [57], [84], [95], [107], andere wiederum den Proteinen. Melin [66] und Sun et al. [91] hingegen stellen fest, dass Huminsäuren den größten Anteil der EPS ausmachen. Eine Erklärung für die unterschiedlichen Ergebnisse liegt zum einen in den unterschiedlichen Analysemethoden, oder zum anderen an deren veränderlichen Zusammensetzung wie sie von Lyko et al. aufgezeigt wurde. Sie wiesen in einem Langzeit-Monitoring nach, dass die einzelnen Bestandteile von EPS jahreszeitlichen Veränderungen unterliegen [62].

Grundsätzlich werden vor allem SMP, also in der Wasserphase gelöste organische Substanzen, als Verursacher des Membranfouling betrachtet. Gebundene EPS hingegen scheinen, abgesehen von Fouling durch Biofilmbildung, keinen direkten Einfluss auf das Foulingverhalten der Membran zu nehmen [81], [82]. Allerdings konnten einige Untersuchungen auch gar keinen Zusammenhang zwischen dem EPS- bzw. SMP-Gehalt und dem Membranfouling [33], [15] bzw. der Schlammfiltrierbarkeit [2] herstellen. Neben der Quantität scheint auch die qualitative Beschaffenheit der Foulants entscheidend zu sein [35] [78]. Dies mag erklären, dass SMP-Konzentrationen auch keinen Einfluss auf die Filtrierbarkeit von Schlämmen in MBR-Anlagen zeigten.

Es ist gewiss, dass EPS und SMP in vielfacher Weise die Eigenschaften des Belebtschlammes beeinflussen. Neben Absetzverhalten, Flockungseigenschaften und Viskosität werden auch die Hydrophobie und die Oberflächenladung der Schlammflocken durch den Gehalt an EPS bestimmt [34]. Ungewiss ist allerdings, welche Umstände zur übermäßigen und fouling-kritischen Produktion von EPS bzw. SMP führen. Sie werden bei normalem Wachstum und Metabolismus produziert, jegliche Art von

„Stresssituation“ für die Mikroorganismen kann jedoch zu einer übermäßigen Ausschüttung führen [9].

Trotz teilweise widersprüchlicher Ergebnisse gilt es generell als anerkannt, dass extrazelluläre biologische Substanzen in gebundener (EPS) oder gelöster Form (SMP) die Hauptursache von Membranfouling darstellen. Ursachen, Wirkmechanismen und Vermeidungsstrategien von Membranfouling durch EPS/SMP stehen im Fokus zahlreicher Forschungsaktivitäten, dementsprechend viele Publikationen existieren zu diesem Thema. Es gibt einige umfangreiche Papers, die den aktuellen Stand des Wissens sehr gut zusammenfassen. Für weitergehende Informationen als den hier genannten sind die Veröffentlichungen von Le-Clech et al. [54], Meng et al. [68], Drews [24] oder Lin et al. [59] zu empfehlen.

2.5.6 Betriebsbedingungen Belebung

Einen Auszug der zahlreichen Untersuchungen zum Einfluss von Betriebsbedingungen auf das Membranfouling zeigt Tab. 2-3. Sie enthält eine Übersicht ausgewählter Parameter wie TS-Gehalt, Schlammalter (SRT), Schlammbelastung (B_{TS}), hydraulische Aufenthaltszeit (HRT), O_2 -Gehalt, etc. und deren Auswirkung bzw. Einfluss auf die EPS-/SMP-Produktion, die Zusammensetzung hinsichtlich Proteine (PN) und Polysaccharide (PS) bzw. das Membranfouling:

Tab. 2-3: Betriebsbedingte Einflüsse auf Membranfouling und EPS-Gehalt (ergänzt nach [59], [68], [93])

Parameter	Einflüsse	aus	Quelle
TS	TS-Gehalt ↑ → Permeabilität ↓	[68]	Trussell et al., 2007
	TS-Gehalt ↑ → Foulingpotenzial ↑	[68]	Psoch and Schiewer, 2006a
	TS-Gehalt ↑ → Filtrationswiderstand ↑	[68]	Chang and Kim, 2005
	TS-Gehalt ↑ → gebundene EPS ↑	[93]	Rosenberger, 2003
	TS-Gehalt ↑ → EPS ↓	[59]	Dizge et al., 2013
	TS-Gehalt ↑ → EPS ↑	[59]	Chabalina et al., 2012
	TS-Gehalt ↑ → PN ↑ PS ↑	[59]	Lee et al., 2013
T	T ↓ → EPS ↑	[59]	Al Habouni et al., 2008
	T ↓ → SMP ↑		Sun et al., 2014 [91]
	T ↓ → Permeabilität ↓, PN ↑, PS ↑		Lyko et al., 2008 [62]
	T ↓ → Permeabilität ↓		Krzeminski et al., 2012 [51]
	T ↓ → EPS ↑		Ma et al., 2013 [63]
	T ↑ → SMP ↑	[59]	Gao et al., 2012
	T ↑ → PN ↓, PN/PS ↓	[59]	Al-Amri et al., 2010
SRT	T ↓ → EPS ↑	[59]	Wang et al., 2010
	SRT ↓ → SMP ↑ (10-40 d)	[93]	Liang et al., 2007
	SRT ↓ → EPS ↓ (8-80 d)	[93]	Nuengjamnong et al., 2005
	SRT ↓ → SMP ↑	[93]	Melin et al., 2007
	SRT ↓ → Filtrierbarkeit ↑	[93]	Trussell et al., 2006; Nuengjamnong et al., 2005
	SRT ↓ → SMP ↑ Filtrierbarkeit ↑, Fouling ↑	[93]	Liang et al., 2007
SRT ↓ → TMP ↑, EPS ↑	[68], [59]	Ahmed et al., 2007	

Parameter	Einflüsse	aus	Quelle
	SRT ↓ → Fouling ↑	[68]	Zhang et al., 2006b
	SRT = 20 d → höchster EPS-Gehalt und PN/PS Verhältnis	[59]	Trussel et al., 2007
B _{TS}	B _{TS} ↑ → EPS ↑		Lu et al., 2001; Evenblij, 2006 [32]
	B _{TS} ↑ → SMP ↑ (t _{TS} 100 d)	[93]	Cho et al., 2003
	B _{TS} ↑ → SMP ↓ (t _{TS} 5 d)	[93]	Cho et al., 2003
	B _{TS} ↑ → EPS ↑		Wett, 2005 [105]
	B _{TS} ↓ → SMP ↑	[93]	Rosenberger, 2003
	B _{TS} ↑ → PN ↑	[68]	Kimura et al., 2005
	B _{TS} ↑ → Fouling ↑	[68]	Watanabe et al., 2006
HRT	HRT ↓ → B _{TS} ↑, SMP ↑	[59]	Fallah et al., 2010
	HRT ↓ → SMP ↓	[59]	Baek et al., 2010
	HRT ↓ → Fouling ↑	[68]	Ment et al., 2007a, Chae et al., 2006; Cho et al., 2005a
O ₂	Niedriger O ₂ -Gehalt → EPS ↑, PN/PS ↓	[59]	Kim et al., 2006
	Hoher O ₂ -Gehalt → PN/PS ↑	[59]	Ma et al., 2006
	O ₂ -Gehalt ↑ → Filtrationswiderstand ↓ Filtrierbarkeit ↑	[93]	Kim et al., 2006 ; Kang et al., 2003
	O ₂ -Gehalt ↑ → Flockengröße ↑	[93]	Kim et al., 2006; Jin et al., 2006
	Niedriger O ₂ -Gehalt → EPS ↑	[59]	Gao et al., 2011
	Niedriger O ₂ -Gehalt ↑ EPS ↑, Fadenförmige ↑	[59]	Sponza et al., 2002
	O ₂ -Gehalt ↑ → Filtrierbarkeit ↑		Lu et al., 2001; Fan et al. 2006; Jin et al., 2006; Ji, Zhou 2006
	O ₂ -Gehalt → PS ↓ (anaerob), PS ↑ (anoxisch)		Drews et al., 2005 [27]
Fädigkeit	Fadenförmige ↑ → Viskosität ↑	[68]	Meng et al., 2007a
	Blähschlamm ↑ → Fouling ↑	[68]	Sun et al., 2007
	Fadenförmige ↓ → Filtrationswiderstand ↓	[68]	Kim und Jang, 2006

Eine ausführliche Darstellung der Literaturstellen inklusive deren Randbedingungen sowie eine Diskussion der unterschiedlichen Ergebnisse würde den Umfang dieser Arbeit sprengen. Hier sei auf die bereits genannten Literaturstellen verwiesen. Nachfolgend sind lediglich ein paar kurze Informationen zu den wesentlichen Betriebsparametern gegeben.

2.5.6.1 TS-Gehalt

Der Einfluss des TS-Gehalts auf das Fouling ist nicht eindeutig zu beurteilen, da neben der Konzentration des Belebtschlammes vor allem dessen Beschaffenheit Einfluss auf das Foulingpotenzial nimmt. Bei der Bewertung des TS-Gehalts in der Literatur wird allerdings selten die Belebtschlammbeschaffenheit in ihrer Gänze betrachtet. Im Allgemeinen ist davon auszugehen, dass mit steigendem TS-Gehalt die Foulingneigung zunimmt. Le-Clech et al. [56] konnte wiederum keinen nennenswerten Einfluss bei TS-Gehalten zwischen 4 g/l und 8 g/l feststellen. Allerdings wirkte sich dessen Erhöhung auf 12 g/l positiv aus, und der kritische Fluss J_c stieg deutlich an. Außerdem stellten sie fest, dass der Einfluss des TS-Gehalts doppelt so stark war wie der des Spüllufteffekts.

Rosenberger und Kraume [83] zeigten, dass im Bereich von 2–24 g/l der TS-Gehalt nur minimalen Einfluss auf die Schlammfiltrierbarkeit hat. Der optimale TS-Gehalt für Membrananlagen liegt laut Rosenberger [82] mit geringstem Foulingpotenzial in einem Bereich von 8–12 g/l. Bei der MBR-Anlage des GWK Nordkanal wurden TS-Gehalte über 12 g/l als problematisch eingestuft [21].

2.5.6.2 Schlammbelastung, Schlammalter, Überschussschlammmentnahme

Das Schlammalter und die Schlammbelastung stellen einen wichtigen Einflussfaktor auf die Produktion von SMP und EPS und damit auf das Membranfouling dar [24], [2], [25], [81]. Wie bei konventionellen Belebungsanlagen ist auch bei MBR-Anlagen für die Bemessung auf ein minimales Schlammalter zu achten, um eine ausreichende Nitrifikation sicherzustellen. Generell ist ein kontinuierlicher Betrieb der Belebung mit regelmäßiger ÜS-Entnahme, geringer Schlammbelastung und ausreichendem Schlammalter ratsam. Unregelmäßigkeiten oder starke Schwankungen wirken sich nachteilig auf die Belebtschlammbeschaffenheit und die Foulingneigung aus. In der Regel sinkt mit steigendem Schlammalter der Gehalt an SMP [26]. Aber auch hier sind widersprüchliche Ergebnisse in der Literatur zu finden. Bei Rosenberger et al. [84] lagen die Foulingraten bei einem Schlammalter von 15 Tagen höher als bei 8 Tagen, obwohl der Gehalt an SMP geringer war. Auch die Schlammmorphologie ändert sich signifikant, wenn das Schlammalter modifiziert wird. Neben der Flockengröße ist eine Änderung der Belebtschlammbiozönose zu beobachten, die einen unterschiedlichen Einfluss auf das Membranfouling nehmen kann [1]. Trussel et al. [95] konnten einen deutlichen Zusammenhang von Membranfouling und der Schlammbelastung aufzeigen. Eine Erhöhung der Schlammbelastung um das 4-fache führte zu einer 20-fach höheren Foulingrate.

2.5.6.3 O₂-Konzentration

In der Regel führt ein höherer Gehalt an Sauerstoff zu einer höheren Elimination von SMP in der Biologie [25]. Ein geringerer Gehalt an gelöstem Sauerstoff kann im Belebungsbecken zu einer höheren SMP-Konzentration oder Deflockulation der Schlammflocken führen [24]. Al Habouni zeigte, dass eine anaerobe Behandlung der Biologie zu einer erhöhten Freisetzung von SMP führt [3]. Die Betriebsparameter einer großtechnischen MBR-Anlage hinsichtlich O₂-Eintrag orientiert sich in der Regel am verfahrenstechnischen und energetischen Optimum. Bei Anlagen mit gewöhnlicher Prozessführung mit Nitrifikation und Denitrifikation kommt der gängigen Betriebsweise normalerweise keine foulingrelevante Bedeutung zu. Bei weitergehenden biologischen Prozessen mit entsprechenden anaeroben und anoxischen Stufen sind die unterschiedlichen Auswirkungen auf den EPS-Gehalt zu berücksichtigen [27].

2.5.6.4 Temperatur

Der Gehalt von EPS und SMP korreliert deutlich mit der Temperatur im Belebungsbecken. Während der kälteren Wintermonate sind in der Belebtschlamm suspension höhere Gehalte an EPS und SMP (v.a. Polysaccharide) zu finden [81], [25], [2], [61], [14]. Sun et al. [91] haben eine full-scale MBR-Anlage über einen Zeitraum von einem Jahr untersucht und erhöhte Gehalte an SMP festgestellt, wenn die Temperatur von 27°C auf 13°C fiel. Auch Krzeminski et al. [51] und Lyko et al. [62] stellten bei ihren großtechnischen Membrananlagen einen deutlichen Rückgang der Leistungsfähigkeit in der kalten Jahreszeit fest, was Lyko in Zusammenhang mit einem Anstieg von Proteinen und Polysacchariden im Klarwasserüberstand brachte. Niedrige Temperaturen im Belebtschlamm wurden mit einem erhöhten Rückhalt organischer Substanzen in MBRs in Zusammenhang gebracht, was zu einem erhöhten Fouling führen kann. Während viele Autoren einen direkten Einfluss der Temperatur auf den EPS-/SMP-Gehalt nachweisen konnten, zeigen Drews et al. [25] einen lediglich indirekten Einfluss der Temperatur auf den SMP-Gehalt. Sie stellten einen Zusammenhang zwischen der Nitrifikationsrate und dem SMP-Rückhalt her. Niedrigere Temperaturen nehmen scheinbar auf die Haftkraft der Foulants Einfluss und führen dadurch zu einer festeren, viskoserer Ausbildung des Fouling [25]. Im Zusammenhang mit sinkenden Temperaturen ist auch eine Änderung der Biozönose zugunsten fadenförmiger Bakterien, die zur Ausbildung einer Schwimm- bzw. Blähschlamm schicht führt, zu beobachten. Dies könnte ebenso eine Ursache für die höheren Gehalte an EPS bzw. SMP darstellen [2]. Auch von einer erhöhten Konzentration an Huminsäuren während der Wintermonate wird als Ursache der verminderten hydraulischen Leistungsfähigkeit von MBR-Anlagen berichtet [104].

2.5.7 Einfluss von Kationen auf die Belebtschlamm beschaffenheit

2.5.7.1 Theorien zur Rolle der Kationen bei der Flockenbildung

Lang bevor Membranbelebungsverfahren Einzug in die moderne Abwasserbehandlung hielten, war „Bioflocculation“ von Belebtschlamm ein zentrales Thema wissenschaftlicher Arbeiten und ist bis heute nicht in allen Details ergründet. Kationen spielen eine signifikante Rolle bei der Flockenbildung, da Biopolymere im Belebtschlamm negativ geladene, funktionelle Gruppen haben, die mit den Kationen interagieren.

Generell existieren drei verschiedene, grundlegende Theorien, die den Mechanismus der Kationen im Belebtschlamm beschreiben:

- Doppelschicht-Theorie (auch DLVO-Theorie, nach Derjaguin, Landau, Verwey und Overbeek)
- Alginat-Theorie
- DCB-Theorie (engl. divalent cation bridging theory)

Neueren Studien zufolge ist die DCB-Theorie am schlüssigsten in der Lage, die entscheidende Rolle der Kationen beim Flockenbildungsprozess im Belebtschlamm zu erklären. Ihr zufolge bilden zweiwertige Kationen Brücken zwischen den negativ geladenen funktionellen Gruppen innerhalb der extrazellulären polymeren Substanzen (EPS), die die Bakterien innerhalb der Flocke miteinander verbinden (siehe Abb. 2-20).

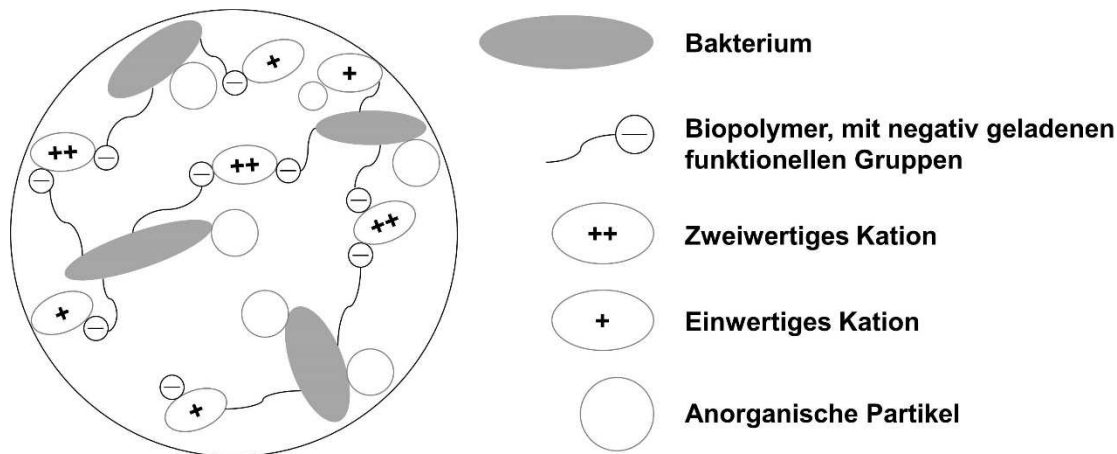


Abb. 2-20: Modell der DCB-Theorie zur Rolle der Kationen in Belebtschlammflocken (nach [88])

Vereinfacht beschrieben helfen diese Brücken dabei, die Matrix aus Biopolymeren zu stabilisieren, die Mikroorganismen einzubetten und zusammenzuhalten. Das Polysaccharid Alginat der Alginat-Theorie stellt dabei ein spezifisches von vielen unspezifischen Bindegliedern dieser EPS-Matrix dar.

Kationen stellen sozusagen Bindeglieder für negativ geladene Enden dar und ermöglichen so größere, kompakte Flockenstrukturen [16], [96], [37]. Als Kationen im Belebtschlamm sind ein-, zwei- und dreiwertige Kationen vorzufinden, von denen am bedeutsamsten Na^+ , K^+ , Mg^{2+} , Ca^{2+} , Fe^{3+} und Al^{3+} sind. Obwohl ihre Wechselwirkungen noch nicht vollständig erklärt werden können, gelten zwei- und dreiwertigen Kationen als bessere Flockenbildner als einwertige Kationen. Dadurch lassen sich durch die DCB-Theorie sowohl die Verbesserung der Belebtschlammeneigenschaften durch die Zugabe von Ca^{2+} oder Mg^{2+} als auch deren Verschlechterung durch die Zugabe von Salzen mit einwertigen Kationen wie Na^+ oder K^+ erklären. Mangelt es dem Belebtschlamm an zweiwertigen Kationen, führt dies zu instabilen Flocken bis hin zum Flockenzerfall, Freisetzung von organischen Substanzen, Freisetzung von Trübstoffen, schlechten Absetz-, Entwässerungs- und Filtrationseigenschaften.

2.5.7.2 Zweiwertige Kationen (divalent cations)

Die Wirkung zweiwertiger Kationen, die Flockenbildung zu unterstützen und die Flocken kompakter und besser entwässerbar zu machen, sind bei konventionellen Be-

lechtschlammanlagen hinreichend bekannt. Uneinigkeit unter den Wissenschaftlern herrscht darüber, ob Ca^{2+} und Mg^{2+} gleichwertige Wirkungsweisen haben [88], [16] und ob bzw. mit welchen Komponenten von Biopolymeren sie interagieren [16], [96], [37].

Bei Membranbelebungsanlagen ist die Rolle von zweiwertigen Kationen nicht so eindeutig zu beurteilen. Untersuchungen zeigen sowohl einen positiven, als auch einen negativen Effekt von zweiwertigen Kationen auf das Membranfouling. Außerdem ist noch nicht geklärt, ob reversibles oder irreversibles Fouling, ob EPS oder SMP oder ob Proteine oder Polysaccharide als Foulingkomponenten stärker beeinflusst werden.

Kim und Jang [47] bspw. kommen in ihren Untersuchungen zu dem Resultat, dass Ca^{2+} einen positiven Einfluss hat und dass hohe Ca^{2+} -Konzentrationen ($M/D=1,8$) zu einer 11-fach geringeren Foulingrate in ihrem Labor-MBR führen, als niedrigere Ca^{2+} -Konzentrationen ($M/D=33$). Sowohl die Deckschichtbildung als auch die Porenverblockung waren während des Betriebs mit hohem Ca^{2+} -Gehalt geringer, was unter anderem durch geringere EPS- und SMP-Konzentrationen zu erklären ist. Murthy [69] sowie Nakhla und Arabi [8] bestätigen einen positiven Effekt neben Ca^{2+} ebenfalls für Mg^{2+} .

Im Gegensatz dazu schlussfolgern andere Autoren einen negativen Einfluss von zweiwertigen Kationen auf das Membranfouling und finden heraus, dass durch sie eine verstärkte Deckschichtbildung auf der Membran hervorgerufen wird [86].

Um diese unterschiedlichen Ergebnisse noch weiter zu differenzieren, sei eine Studie von Arabi und Nakhla [6] erwähnt, die sowohl von einer schlammverbessernden und permeabilitätssteigernden Wirkung durch die Zugabe von 280 mg/l Ca^{2+} im Vergleich zu einem Kontrollreaktor (35 mg/l Ca^{2+}), als auch von einem Rückgang der Permeabilität bei einer Zugabe von 830 mg/l Ca^{2+} im Vergleich zum Kontrollreaktor berichten. Sie führen die Ergebnisse auf die verbessernde Flockenbildung bei der niedrig dosierten Versuchsreihe und auf anorganisches Scaling in der hoch dosierten Versuchsreihe zurück.

Tabelle 2-4 fasst die wesentlichen Randbedingungen und Ergebnisse ausgewählter Untersuchungen zum Einfluss von zweiwertigen Kationen auf das Foulingverhalten von MBRs zusammen:

Tab. 2-4: Literaturergebnisse zum Einfluss zweiwertiger Kationen in MBRs

Konzentrationsbereich	Abwasser	Reaktorvolumen [l]	TS [g/l]	Flux [$\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]	Ergebnisse	Quelle
35 mg/l Ca 280 mg/l Ca 830 mg/l Ca (CaCl_2)	synth.	6,6	7,8– 10,2	16	$M/D \uparrow \rightarrow$ Fouling \uparrow , Flockengröße \downarrow , SMP \uparrow ; $\text{Mg} \rightarrow$ Fouling \downarrow , EPS \uparrow , Flockengröße \uparrow $\text{Na} \rightarrow$ Fouling \uparrow , Flockengröße \downarrow	Nakhla et al., (2008) [6]

Konzentrationsbereich	Abwasser	Reaktorvolumen [l]	TS [g/l]	Flux [l/(m ² *h)]	Ergebnisse	Quelle
Optimum M/D = 1:1, Mg/Ca = 1:5						
5–25 mg/l	synth.	50 ml (stirred cell)	-	-	PS dominante Foulants in EPS, PN weniger foulingrelevant als PS, Ca/alginate↑ → Fouling↑	Alazmi et al., (2010) [4]
M/D = 1,8; M/D = 33	synth.	4,5	1,9–2,1	15–35	M/D↓ → Fouling↓, SMP↓, Hydrophobizität SMP↓, Hydrophobizität EPS↑, Rückhalt SMP↓, Fadenförmige↓	Kim et al. (2006) [47]
5, 21, 96 mg/l Mg; 1,7 mM Ca	synth.	6,6	9–10,3	14	Mg/Ca ↑ (5:1) → Fouling↓, Flockengröße↑, EPS↑, SMP↓, Hydrophobizität SMP↓	Arabi et al., (2009) [8]

2.5.7.3 Einwertige Kationen (monovalent cations)

Einwertige Kationen wirken in der Regel schädlich auf die Flockenbildung und -stabilität im Belebtschlamm [16], [37], [71], [88], [69]. Es wird angenommen, dass einwertige Ionen wie Na⁺ oder K⁺ durch Ionenaustausch zweiwertige Kationen wie Ca²⁺ und Mg²⁺ in der Belebtschlammmatrix substituieren.

Untersuchungen von Kara [46] zeigen, dass die Art des einwertigen Kations dabei eine wichtige Rolle spielt, denn Ladung, Größe und Durchmesser der Hydrathülle der Kationen bestimmen deren „Bindevermögen“. Daraus ergibt sich folgende Reihenfolge bezüglich der Flockulationskraft: Ca²⁺>Mg²⁺>K⁺>Na⁺, mit Na⁺ als schwächstem Bindeglied. Murthy und Novak [70] kamen ebenfalls zu der Erkenntnis, dass K⁺ einen weniger starken Einfluss als Na⁺ hat und seine Wirkungsweise anders sein muss.

Es kommt vor allem in der kalten Jahreszeit, bei längeren Niederschlagsperioden oder Schneeschmelze zu starken Beeinträchtigungen der Flockenstruktur und Problemen bei den Belebtschlammigenschaften. Novak [71] führt den von ihm beobachteten, schlechteren „winter sludge“ darauf zurück, dass sowohl Na⁺ als auch NH₄⁺ diesen schädlichen Effekt auf die Flockenstruktur bewirken. Zu kurzes Schlammalter und niedrige Temperaturen im Winter führen zu einer niedrigen Nitrifikationsleistung, höheren NH₄⁺Konzentrationen und damit schlechteren Schlammigenschaften.

Auch Sölter [87] kennt die Problematik, dass vor allem im Winter die Belebtschlammstruktur geschwächt ist. Ihr zufolge führt der hohe Mischwasserzufluss auf vielen Kläranlagen zu einer Auswaschung von Ca²⁺ aus den Belebtschlammflocken. Sie beschreibt die Situation folgendermaßen: „Wenn in dieser Zeit zusätzlich erhöhte Natriumfrachten im Kläranlagenzulauf (z. B. nach Streusalzeinsatz) auftreten, kommt es – häufig von einem auf den anderen Tag – zu einer deutlichen Verschlechterung der Belebtschlammflockenbildung. [...] Dieser Zustand bessert sich erst wieder von alleine, wenn eine längere Trockenwetterperiode eintritt, in der sich die Belebtschlammflocken wieder mit Calcium anreichern können.“ [87]

Die Auswirkungen von salzhaltigen Abwässern bzw. von Salz-Schocks in MBR-Anwendungen wurden in mehreren Studien untersucht. Bei konventionellen Anlagen macht sich die Auswirkung von Salz in schlechten Absetz- und Entwässerungseigenschaften bemerkbar. In MBR-Anlagen sind vor allem die indirekten, foulingrelevanten Auswirkungen von Salz (Na^+) von Bedeutung. Wenn auch unterschiedliche, teils kontroverse Ergebnisse zu finden sind, so gilt im Allgemeinen, dass Salz zu einem höheren Fouling und niedrigeren Permeabilitäten führt. Dies ist meist höheren Trübstoffgehalten, kleineren Partikelgrößen der Trübstoffe, Erhöhung von SMP-Gehalten, Veränderung der Zusammensetzung von SMP-Komponenten, Beeinträchtigung der Reinigungsleistung der Mikroorganismen und im Allgemeinen schlechteren Filtrationseigenschaften des Belebtschlammes geschuldet.

Tabelle 2-5 fasst die wesentlichen Randbedingungen und Ergebnisse ausgewählter Untersuchungen zum Einfluss von einwertigen Kationen auf das Foulingverhalten von MBRs zusammen:

Tab. 2-5: Betriebsbedingungen und Erkenntnisse ausgewählter Studien zum Einfluss von Kationen in MBR

Konzentrationsbereich	Abwasser	Reaktorvolumen [l]	TS [g/l]	Flux [$\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]	Ergebnisse	Quelle
5 g/l NaCl	kom.	3200	17	8–16	$\text{Na}^+ \rightarrow$ Permeabilität \downarrow , CSB- & NH_4 -Abbau \downarrow , EPS \uparrow , SMP \uparrow , PS \uparrow , PN \uparrow CST korreliert mit TS, nicht mit EPS/SMP	Reid et al. (2006) [79]
1–15 g/l NaCl	Schiffabwasser	-	0,2 (Biofilm-MBR)	10–13,5	$\text{Na}^+ \rightarrow$ Permeabilität \downarrow , bei 15 g/l NaCl-Konz. \rightarrow Gel-Schicht auf Membran	Sun et al. (2010) [90]
5–60 g/l NaCl	synth.	6	10–15	3,75	$\text{Na}^+ \rightarrow$ CSB- & NH_4 -Abbau \downarrow , SVI \downarrow , Trübung \uparrow , EPS \downarrow , SMP \uparrow ,	Yogalakshmi et al. (2010) [110]
10 g/l NaCl	synth.	17	8	15	$\text{Na}^+ \rightarrow$ CSB- & NH_4 -Abbau \downarrow , Atmungsrate \downarrow , Filtrationswiderstand \uparrow , EPS \downarrow , SMP \uparrow ,	DiBella et al. (2013) [18]
0–20 g/l NaCl	synth.	7	-	3,5	$\text{Na}^+ \rightarrow$ DOC konstant, NH_4 -Abbau \downarrow , Biozönose \downarrow , EPS \uparrow , PS \uparrow , PN \uparrow , Fouling \uparrow , Zetapotential \downarrow , Flockengröße \uparrow ,	Jang et al. (2013) [41]
20 mg/l NaCl	synth..	8	10–13	10	$\text{Na}^+ \rightarrow$ CSB- & NH_4 -Abbau \downarrow , Grundatmung \uparrow , Substratatmung \downarrow , Fouling \uparrow (Gel-Schicht), SMP \uparrow , PN \uparrow , Flockengröße \downarrow	Zhang et al. (2014) [111]
0,1–2 mg/l NaCl	kom.	30	6	18	$\text{Na}^+ \rightarrow$ Fouling \uparrow , SMP \uparrow , EPS \downarrow , Flockengröße \downarrow , Trübung \uparrow	De Temmerman et al. (2014) [17]

2.5.7.4 Verhältnis von Kationen (M/D, Ca/Na)

Wie die beiden vorherigen Kapitel zeigen, konnte bei einigen Untersuchungen zum Einfluss von Ionen auf die Belebtschlammstruktur gezeigt werden, dass zweiwertige

Kationen einen positiven und einwertige Kationen (Na^+ , K^+ , NH_4^+) einen negativen Einfluss auf die Schlammstruktur haben [90], [41], [110], [18], [111], [17]. Sie substituieren über Ionenaustausch die für die Flockenstabilität notwendigen zweiwertigen Kationen (Ca^{2+} und Mg^{2+}), was zu einer Destabilisierung der Flockenstruktur bis hin zum Flockenzerfall führen kann [71], [46], [75]. Im Umkehrschluss gilt, dass die Zugabe von Ca^{2+} diesem Effekt entgegenwirken und die Flockenstruktur stabilisieren kann [47], [6], [88], [71]. Unabhängig davon, welches Kation welche exakte Wirkungsweise hat, scheint das Verhältnis von mono- zu divalenten Kationen (M/D-Verhältnis) ein wichtiger Indikator für die Belebtschlammbeschaffenheit zu sein.

Higgins und Novak [37] kommen zu dem Ergebnis, dass wenn die Summe aller einwertigen Kationen im Verhältnis zur Summe aller zweiwertigen Kationen einen Wert größer 2:1 erreicht ($\text{M/D} > 2$), dann ist mit einer Verschlechterung der Schlammeneigenschaften zu rechnen. Das M/D-Verhältnis wird dabei als Verhältnis der Äquivalentkonzentrationen mit der Einheit meq/l berechnet. Darüber hinaus stellen sie eine Korrelation des M/D-Verhältnisses mit der Schlammfiltrierbarkeit fest. Murthy [69] konnte zeigen, dass ein Zusammenhang des M/D-Verhältnisses von Belebtschlamm zu dessen Ablaufqualität besteht.

Van den Broeck et al. [15] zeigen, dass ein hohes M/D-Verhältnis von 17:1 in ihrem MBR zu einer deutlichen Flockenschädigung und Beeinträchtigung der Membranpermeabilität führt. Durch ein niedriges M/D-Verhältnis von 2:1 wird innerhalb von 3 Wochen wieder eine gute Flockenstruktur erreicht, die Permeabilität regeneriert sich allerdings nicht so schnell. Einen Zusammenhang zwischen EPS- bzw. SMP-Gehalt und Filtrationseigenschaften des Schlammes konnten sie nicht feststellen.

Im Gegensatz zu Untersuchungen mit einer pauschalen Betrachtung des M/D-Verhältnisses zeigen andere Studien, dass dies zu allgemein ist und für differenzierte Erklärungen nicht ausreicht. Untersuchungen von Kara [46] zeigen, dass die Art des Kations und die Größe mindestens genauso wichtig sind wie das generelle M/D-Verhältnis.

Sölter [87] weist ebenfalls auf die Flockulationskraft der einzelnen Kationen hin, bezieht sich in ihren Untersuchungen aus der Praxis allerdings vor allem auf das Verhältnis von Ca^{2+} und Na^+ . Sie schlussfolgert ein kritisches Ca/Na-Verhältnis von 0,6, ab dem mit schlechteren Schlammeneigenschaften bis hin zum Zerfall der Flocken zu rechnen ist. Das Ca/Na-Verhältnis ist aus den Konzentrationen in mg/l berechnet.

Auch Nakhla und Arabi [7] zeigen in ihren Untersuchungen, dass neben dem M/D-Verhältnis die Zusammensetzung der Kationen zu unterschiedlichen Ergebnissen führen und werten ihre Ergebnisse hinsichtlich des M/D- und des Mg/Ca-Verhältnisses

aus. Sie können das optimale M/D-Verhältnis von 2:1 von Higgins und Novak nicht bestätigen. Sie kommen zu dem Resultat, dass ein M/D-Verhältnis von 1:1 bei ihren MBR-Tests das Optimum darstellt. Sie zeigen weiter, dass es bei einem M/D-Verhältnis von 3:1 (bei 645 mg/l Na-Konzentration) zu einem Flockenzerfall und einem Anstieg der Foulingrate kommt.

Tabelle 2-6 fasst die wesentlichen Randbedingungen und Ergebnisse exemplarischer Untersuchungen zum Einfluss des M/D-Verhältnisses in MBRs zusammen:

Tab. 2-6: Betriebsbedingungen und Erkenntnisse ausgewählter Studien zum Einfluss von Kationen in MBR

Konzentrationsbereich	Abwasser	Reaktorvolumen [l]	TS [g/l]	Flux [l/(m ² ·h)]	Ergebnisse	Quelle
M/D = 1,8 M/D = 33	synth.	4,5 l	1,9–2,0 g/l	15–35	M/D↓ → Fouling↓, SMP↓, Hydrophobizität SMP↓, Hydrophobizität EPS↑, Rückhalt SMP↓, Fadenförmige↓, PS und PN foulingrelevant	Kim et al. (2006) [47]
M/D = 3 M/D = 2 M/D = 1	synth.	6,6 l	8–10 g/l	14	M/D↑ → CSB- & NH ₄ -Abbau konstant, Flockengröße↓, Fouling↑, EPS↓, SMP ↑ Ca&Na → Fouling↑; Mg → Fouling↓ Optimum: M/D=1:1 bei Mg/Ca=5:1	Nakhla et al. (2009) [7]
M/D = 2,02 M/D = 17,4	synth.	25 l	4–10 g/l	20	M/D↑ → CSB-Abbau konstant, Flockengröße↓, kein Zusammenhang EPS/SMP ↔ Fouling, Permeabilität ↓	Van den Broeck et al. (2010) [15]

2.5.7.5 Reduzierung des salzinduzierten Foulingpotenzials

Studien zur Verbesserung der Filtrationseigenschaften und Reduzierung des Foulingpotenzials von MBR-Anlagen während Salzeinträgen haben den positiven Einfluss von verschiedenen zudosierten Hilfsstoffen nachgewiesen.

So haben Zhang et al. [111] mit dem Parallelbetrieb von 2 Versuchsreaktoren mit und ohne Dosierung eines organischen Flockungsmittels (MPE50, Nalco) gezeigt, dass sich der negative Einfluss von Salzfrachten (20 g/l NaCl) auf die Elimination (CSB, N, P), Atmungsaktivität, SMP in der Klarwasserphase und den Flockenzerfall deutlich abschwächen ließ, wenn organisches Flockungsmittel zudosiert wurde. Dies bewirkte eine bessere Schlammfiltrierbarkeit und eine reduzierte Foulingrate der Membranfiltration. Während der Versuchsreaktor ohne organischem Flockungsmittel nach der Salzzugabe starkes Fouling mit einer Gel-Schicht auf der Membran zeigte und chemisch gereinigt werden musste, war die Foulingrate in dem Versuchsreaktor mit organischem Flockungsmittel deutlich geringer.

Eine ähnliche Wirkung zeigten De Temmermann et al. [17] mit der Dosierung von Pulveraktivkohle (PAC). Sie untersuchten die Auswirkung einer Salzdosierung (2 g/l NaCl) in einem MBR-Versuchsreaktor mit und ohne Zugabe von PAC. Die PAC-Dosierung verminderte die salzinduzierte Partikelgrößenänderung, den Flockenzerfall und die Trübung. Durch die Reduzierung foulingverursachender Substanzen war die Foulingrate durch die PAC-Dosierung weniger stark ausgeprägt (26 % vs. 45 %) und zeigte bei der irreversiblen Foulingrate keine nennenswerten Auswirkungen.

Anhand von Pilotanlagen sowie einer großtechnischen Industriekläranlage zeigten Higgins et al. [39] den positiven Effekt auf Absetzbarkeit, Entwässerbarkeit und die Ablaufqualität, indem sie das M/D-Verhältnis durch Zugabe zweiwertiger Kationen (Ca^{2+} und Mg^{2+}) reduzierten. Die DCBT-Theorie sahen sie in ihren Ergebnissen sehr gut bestätigt. In einer weiteren Untersuchung [38] reduzierten sie das M/D-Verhältnis nicht durch Zugabe zweiwertiger Kationen, sondern durch Substitution von NaOH durch $\text{Mg}(\text{OH})_2$ bei der industriellen Kläranlage. Dadurch veränderte sich das M/D-Verhältnis von 48 zu 0,1. Die Ergebnisse zeigten ebenfalls eine deutliche Verbesserung des ISV, der Ablaufqualität und der Entwässerbarkeit.

Wie diese Untersuchungen zeigen, kann Belebtschlamm durch Zugabe von Hilfsstoffen so konditioniert werden, dass die Symptome, die der Salzeintrag im Belebtschlamm verursacht, deutlich verringert werden. Die Dosierung von Flockungshilfsmitteln oder PAC ist mit relativ hohen Kosten verbunden. Aus wirtschaftlicher Sicht ist daher von Interesse, ob sich der Belebtschlamm eines MBR mit der Dosierung von Ca^{+2} so konditionieren lässt, dass der ursächliche Ionenaustausch reduziert werden kann und Salzeinträge dadurch besser toleriert werden. Ziel ist es, das Foulingpotenzial des Belebtschlammes vor allem in den Wintermonaten, in denen mit einer verstärkten Beeinträchtigung durch Streusalz zu rechnen ist, soweit als möglich zu reduzieren.

2.5.8 Übertragbarkeit von Literaturwerten auf großtechnische Anlagen

Membranfouling ist das zentrale Thema zahlreicher Forschungsaktivitäten der Membrantechnologie, dementsprechend viele Publikationen existieren dazu. Die verschiedenen Untersuchungen liefern allerdings unschlüssige Ergebnisse, teilweise sogar widersprüchliche Aussagen. Nach der Auswertung der Literaturstellen liegen folgende Gründe für die Ungereimtheiten nahe:

- unterschiedliche Versuchskonfiguration (z. B. synthetisches/reales Abwasser, Größenordnung, Membranmodule, Membranmaterial, etc.),
- vielfältige Einflussfaktoren (z. B. Belebtschlammbeschaffenheit, Flux, Betriebsbedingungen)

- unterschiedliche Untersuchungsmethoden (z. B. Bestimmung EPS, Beurteilung Fouling, Bestimmung der Schlammfiltrierbarkeit)
- unterschiedliche Art der Datenerhebung/-berechnung (z. B. Permeabilität, kritischer Fluss)
- Unklare Terminologie (z. B. EPS/SMP, reversibles/irreversibles Fouling)

Eine Vielzahl der Untersuchungen findet im Labor- und halbtechnischen Maßstab statt, häufig unter Verwendung von synthetischem Abwasser und unter Verwendung unterschiedlicher Membranen. Diese reichen von Testzellen im Dead-End-Betrieb über Pilotanlagen bis hin zu großtechnischen Anlagen, unter der Verwendung von unterschiedlichen Modulen (HF/FS) und Membranmaterialien. Die größte Divergenz lässt sich allerdings bei den Betriebsbedingungen feststellen, sowohl in Bezug auf die Membranfiltration (z. B. Flux zwischen 3–30 l/mh, SAD 100–10.000 l/m²/h, etc.) als auch auf die Belegung. Darüber hinaus werden keine einheitlichen Analyseverfahren angewandt. Bei den EPS-Analysen gibt es bspw. weder eine standardisierte Methode diese zu extrahieren noch zu analysieren. Zudem werden die leistungsbeurteilenden Daten unterschiedlich bestimmt, wie z. B. die Berechnung und Temperaturkorrektur der Permeabilität, Ermittlung kritischer Flussraten oder Beurteilung der Foulingrate. Zudem ist die Terminologie teilweise unklar. Es ist oft nicht genau genug differenziert, welche Foulingmechanismen und -komponenten betrachtet werden. Angesichts dessen ist eine direkte Vergleichbarkeit der Untersuchungsergebnisse aufgrund der unterschiedlichen Versuchsbedingungen, vielfältigen Einflussfaktoren und uneinheitlichen Untersuchungsmethoden oft nicht möglich.

Die Zahl der Untersuchungen an großtechnischen Anlagen ist sehr gering. Darüber hinaus erfolgt die Grundlagenforschung zum Thema Membranfouling meist unter idealisierten Bedingungen und ist darauf ausgerichtet, einzelne Aspekte und ihre Einflüsse und Wechselwirkungen möglichst isoliert zu betrachten. Dadurch sind die Untersuchungsergebnisse kaum auf die Komplexität großtechnischer Anlagen übertragbar und können nicht mit deren Langzeiterfahrungen verglichen werden [48]. Bei großtechnischen Anlagen wiederum ist es nahezu unmöglich, Effekte im Betriebsverhalten genauen Ursachen zuzuordnen, da eine Vielzahl sich ständig ändernder Randbedingungen in der Praxis unvermeidbar ist.

Die Analysemethoden der Grundlagenforschung sind für ein Langzeitmonitoring realer Anlagen oft zu aufwendig und zu kostenintensiv. Dies betrifft z. B. Analysen zur Bestimmung von EPS/SMP bzw. deren Zusammensetzung hinsichtlich foulingverursachender Fraktionen wie Proteine, Polysaccharide oder Huminsäuren. Für praxisnahe Untersuchungen des Foulingverhaltens großtechnischer Anlagen bedarf es einfachere Messmethoden. Deshalb werden für die Bestimmung organischer Foulants oft gängige

Summenparameter wie CSB, TOC, DOC etc. verwendet. Inwieweit diese mit EPS- bzw. SMP-Analysen korrelieren ist nachzuweisen.

Beim Membranfouling von MBR-Anlagen interagieren vielfältige Einflussfaktoren direkt und indirekt miteinander, so dass Membranfouling noch immer ein ungeklärtes, komplexes Phänomen ist. Auch heute – trotz intensiver Forschungsaktivitäten – ist der Wissensstand noch immer nicht ausreichend. Es gibt großen Bedarf, die Ursachen, Wechselwirkungen und Vermeidungsstrategien von Membranfouling sowohl in den Grundlagen als auch in Form anwendungsorientierter Untersuchungen – vor allem hinsichtlich Langzeituntersuchungen großtechnischer MBR-Anlagen – weiter zu erforschen.

3 Material und Methoden

3.1 Großtechnische MBR-Anlage Hutthurm

3.1.1 Entstehungsgeschichte und Rahmenbedingungen

Der in den letzten Jahrzehnten vorgenommene Ausbau der Abwasserbehandlungsanlagen sowie der hohe Anschlussgrad an die Kanalisation führten zu einer deutlichen Verbesserung der Gewässergüte. Die Belastung der oberirdischen Gewässer mit organischen, Sauerstoff zehrenden Stoffen ist stark zurückgegangen. Die hygienische Gewässerbelastung ist jedoch fast unverändert hoch geblieben. Dies ist unter anderem darauf zurückzuführen, dass mit der bisher üblichen Technik auf Kläranlagen eine deutliche Reduzierung der Belastung mit Krankheitserregern im Ablauf von Kläranlagen nicht möglich ist. Das Bayerische Landesamt für Umwelt hat verschiedene Projekte durchgeführt bzw. betreut, um die Einsatzmöglichkeiten neuer Technologien zur Abwasserdesinfektion bei erhöhten Anforderungen an die hygienische Qualität aufzuzeigen. Die Ergebnisse zeigten, „dass durch geeignete Maßnahmen zur Keimreduzierung an den Kläranlagen [...] die hygienische Wasserqualität wesentlich verbessert [...] werden kann. Grund dafür ist, dass die diffusen Belastungen vor allem aus der Landwirtschaft gegenüber den punktuellen Belastungen eher untergeordnet sind. In diesem Zusammenhang hat das Umweltministerium im Einzugsbereich der Ilz, die als Flusslandschaft des Jahres 2002/2003 gekürt worden ist, ein Sonderprogramm zur Nachrüstung von fünf Kläranlagen mit Hygienisierungsstufe aufgelegt.“ [Quelle: www.lfu.bayern.de, Stand 12/2018].

Eine dieser fünf Kläranlagen ist der zentrale Untersuchungsgegenstand dieser Arbeit. Es handelt sich um eine 2008 in Betrieb genommene großtechnische Membranbelebungsanlage, die mit einer Anschlussgröße von 21.000 EW die größte kommunale Membranbelebungsanlage Bayerns war und heute immer noch ist. Die alte Kläranlage in Hutthurm wies nach über 30 Jahren Betrieb erhebliche Defizite auf, so dass eine Sanierung und Ertüchtigung notwendig war. Der Markt Hutthurm ist der größte Einleiter an der unteren Ilz, so dass ihm eine besondere Bedeutung bei der Verbesserung der Gewässergüte zukommt. Dem Bau der Anlage ging ein detaillierter Wirtschaftlichkeitsvergleich voran. Die geforderte Hygienisierung des gereinigten Abwassers sollte entweder mit einer konventionellen Belebung (auch Kaskadendenitrifikation, SBR) mit nachgeschaltetem Sandfilter und UV-Desinfektion oder einer Membranbelebungsanlage erreicht werden. Diese beiden Varianten wurden anlässlich der Erweiterung der bestehenden Kläranlage von einem renommierten Ingenieurbüro gegenübergestellt und unter dem Aspekt der Wirtschaftlichkeit verglichen. Der Umstand eines hoch belasteten Abwassers durch Industrieinleiter bei gleichzeitig geringer hydraulischer

Durchsatzmenge eignet sich aufgrund verfahrenstechnischer Vorzüge besonders für die Reinigung mittels Membranbelebung. Auch die beengten Platzverhältnisse, auf einer Seite begrenzt durch die Ilz, auf der anderen Seite begrenzt durch eine Eisenbahnlinie, und der bautechnisch schwierige Untergrund mit sehr hohem Grundwasserstand auf der bestehenden Kläranlage trugen zu einer Entscheidung contra Sandfilter und pro Membranbelebung bei. Nach einer Wirtschaftlichkeitsbetrachtung nach LAWA auf 40 Jahre gesehen ergab sich eine wirtschaftliche Gleichheit beider Varianten. Die aufzubringenden Investitionskosten der Membranbelebungsanlage fielen deutlich geringer aus, auch der Platzbedarf für die Membranbelebungsanlage war deutlich weniger, so dass Reserveflächen für künftige Maßnahmen vorgehalten werden konnten. Nach dem Vergleich des Planungsbüros handelt es sich um eine der wenigen Membrananlagen in Deutschland, die sich nicht durch hohe Subventionen realisieren ließ, sondern bei der die Technologie der Membranfiltration tatsächlich unter ökonomischen Gesichtspunkten sinnvoller einzusetzen war.



Abb. 3-1: Luftaufnahme KA Hutthurm (Quelle: <https://geoportal.bayern.de>, Stand 16.11.2018)



Abb. 3-2: Kläranlage Hutthurm mit Blick auf die Filtrationskammern (links) und die Belebungsbecken (rechts)

Der Ablauf der Kläranlage wird in den ökologisch sensiblen und besonders schützenswerten Vorfluter Ilz eingeleitet. Gemäß gültigem Wasserrechtsbescheid sind folgende Grenzwerte bezüglich Abwassermenge, CSB, BSB₅, P_{ges} ganzjährig und N_{ges} und NH₄-N in der Zeit vom 1. Mai bis 31. Oktober einzuhalten (siehe Tab. 3-1).

Tab. 3-1: Überwachungswerte der Ablaufqualität der KA Hutthurm

Parameter	Einheit	Grenzwerte für KA Größenklasse 4	einzuhalten	Überwachungswert Hutthurm
CSB	[mg/l]	90	ganzjährig	50
BSB ₅	[mg/l]	20	ganzjährig	20
P _{ges}	[mg/l]	2	ganzjährig	1,2
N _{ges}	[mg/l]	18	1.5.–31.10.	15
NH ₄ -N	[mg/l]	10	1.5.–31.10.	10
<i>E. coli</i>	[cfu/100ml]	-	ganzjährig	25*
Intestinale Enterokokken	[cfu/100ml]	-	ganzjährig	10*

* kein Überwachungswert gemäß Wasserrechtsbescheid

Ein mikrobiologischer Grenzwert ist im Wasserrechtsbescheid nicht definiert, die Hygieneparameter sind lediglich als „Auflagewerte“ zu verstehen.

3.1.2 Bemessung und Anlagenschema der KA Hutthurm

Die untersuchte großtechnische Kläranlage entspricht insgesamt einer Ausbaugröße für ca. 21.000 EW₆₀. Neben kommunalem Abwasser der angeschlossenen Ortsteile wird das Abwasser zweier größerer gewerblicher Indirekteinleiter behandelt. Dabei handelt es sich um eine Brauerei und einen Getränkeabfüllbetrieb. Unter Berücksichtigung einer gewissen Leistungsreserve für die Entwicklung des Marktes Hutthurm hinsichtlich Einwohnerzahl und Gewerbe und unter Berücksichtigung des Zulaufszenarios für das Jahr 2020 liegen die Bemessungswerte der Kläranlage aus Tab. 3-2 zugrunde:

Tab. 3-2: Bemessungsgrundlage der Kläranlage Hutthurm (Jahr 2020)

Parameter	Einheit	Rohabwasser Arbeitstag	Rohabwasser Wochenende	Industrieinleiter Brauerei / Getränkeabfüllbetrieb
Q _{T,d}	[m ³ /d]	2.000	1.800	250/245
Q _{T,h}	[m ³ /h]	140	100	12,5/15
Q _{M,h}	[m ³ /h]	220	180	12,5/15
CSB	[kg/d]	2.500	1.380	600/520
BSB ₅	[kg/d]	1.260	670	300/286
AFS	[kg/d]	950	750	150/52
N _{ges}	[kg/d]	209	139	20/15
NH ₄ -N	[kg/d]	134	83	12/9
P _{ges}	[kg/d]	25,3	18,6	3,8/2,9
Min. Temperatur	[°C]	7 ± 0,5		-

Die Bemessung der biologischen Stufe wurde unter Berücksichtigung von mehreren Lastfällen vorgenommen, wobei die prognostizierte Belastung für das Jahr 2020 an Arbeitstage das maßgebliche Szenario darstellte. Dabei wurden kläranlageninterne Rückbelastungen durch Trübwasser aus der maschinellen Überschussschlammverdickung und Zentratwasser aus der maschinellen Schlammwässerung ebenso berücksichtigt wie die Sedimentationswirkung der Vorklärung. Als maßgebliche Bemessungstemperatur wurden 11°C angesetzt. Für die Abwassertemperaturen wurden als Sonderlastfall die niedrigste Abwassertemperatur im Winter bei 6°C und als höchste Abwassertemperatur 20°C zur Ermittlung des maximalen Sauerstoffbedarfs betrachtet. Die wichtigsten Belebtschlamm-Kenngrößen der Bemessung sind Tabelle 3-3 zu entnehmen:

Tab. 3-3: Dimensionierung der biologischen Abwasserreinigung (Jahr 2020)

Parameter	Abk.	Einheit	Wert	Bemerkungen
Belebungsvolumen	V_{BB}	[m ³]	1.330	einstufig, zweistraßig, intermittierende Denitrifikation
TS-Gehalt	TS_{BB}	[kg/m ³]	8	
Schlammalter	t_{TS}	[d]	15–18	
Schlammbelastung	$B_{TS,BSB}$	[kg/(kg*d)]	0,09	
Überschussschlamm	$ÜS_d$	[kg/d]	614–754	inkl. P-Fällung, Temp.-abhängig

Die Kläranlage wird als einstufige Belebungsanlage mit intermittierender Denitrifikation, einer Membranfiltration zur Feststoffabtrennung und einer anaeroben Schlammbehandlung betrieben. Das Belebungsbecken ist zweistraßig ausgeführt. Daran schließen drei Filtrationskammern an, die mit Propellerpumpen aus der Belebung beschickt und im freien Überlauf zum Zulauf der Belebungsbecken rezirkuliert werden.

Besondere Merkmale dieser MBR-Anlage, die sie schwer mit anderen kommunalen MBR-Anlagen vergleichbar machen, ist die Kombination folgender Faktoren:

- hoher Anteil industriellen Abwassers durch Indirekteinleiter
- Entwässerungssystem im Mischwasserverfahren
- MBR-Anlage mit Vorklärung und anaerober Schlammstabilisierung
- Einsatz rotierender VRM-Plattenmodule
- anlagenspezifische Betriebsparameter der Belebung und Membranfiltration

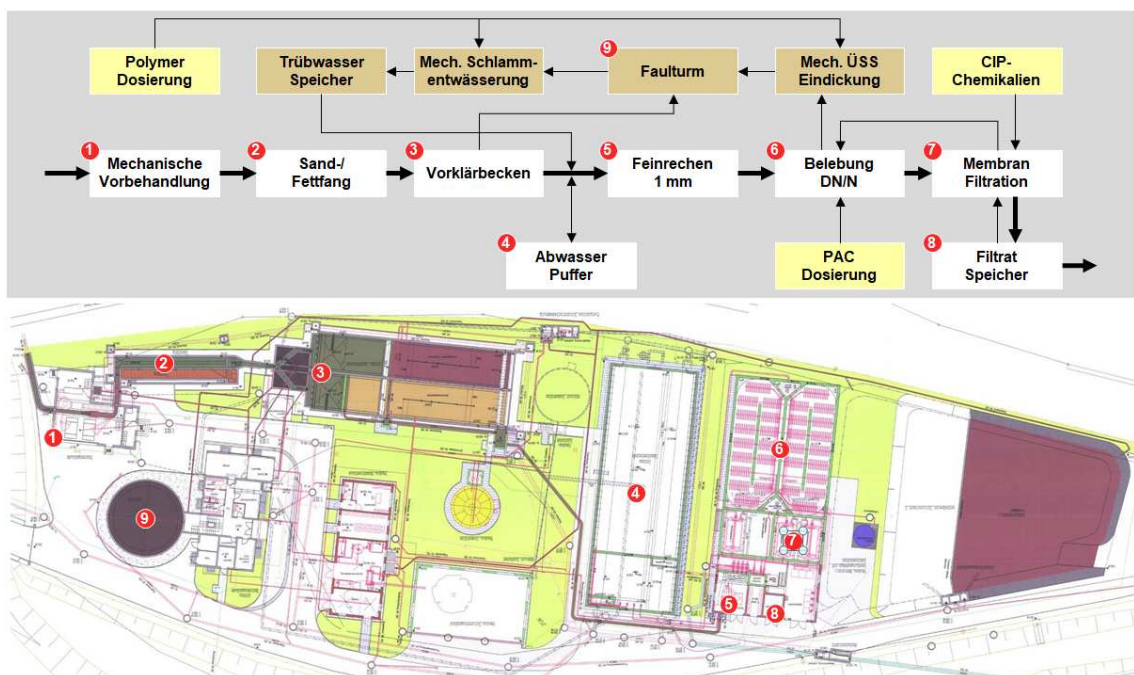


Abb. 3-3: Anlagenübersicht der großtechnischen MBR-Kläranlage

Abb. 3-3 zeigt eine Übersicht der gesamten Kläranlage. Die wesentlichen verfahrenstechnischen Behandlungsstufen lassen sich wie folgt genauer beschreiben:

3.1.2.1 Regenüberlaufbecken

Das Einzugsgebiet der Kläranlage wird im Mischsystem entwässert. Bei Niederschlägen oder Schmelzwasserereignissen wird das Mischwasser nach Befüllen des Stauraumkanals durch den Überlauf in ein Regenüberlaufbecken mit ca. 1.200 m³ Nutzvolumen entlastet (in Abb. 3-3 nicht dargestellt). Gering belastetes Niederschlagswasser wird abgeschlagen. Das gespeicherte Abwasser wird an zulaufschwächeren Tagen dem Zulauf wieder zugeführt. Der Zulauf zur Kläranlage ist auf einen hydraulischen Zulauf von 220 m³/h gedrosselt. Allerdings befindet sich nach dem Drosselorgan nochmals eine Einleitstelle des Ortsteils Kalteneck, so dass in den Zulaufdaten gelegentlich Werte höher als 220 m³/h registriert werden.

3.1.2.2 Mechanische Vorreinigung

Die mechanische Vorreinigung des Abwassers besteht aus einer Rechenanlage zur Abtrennung von Grobstoffen, einem belüfteten Sand- und Fettfang zur Abtrennung mineralischer Bestandteile, Öle und Fette sowie einer Vorklärung zur Sedimentation partikulärer Stoffe. Aus der Vorklärung gelangt das Abwasser über eine Feinsiebung und ein Zwischenhebewerk in die Biologie. Bei erhöhten Zulaufmengen steht ein Zwischenspeicherbecken zur Vergleichmäßigung der hydraulischen Fracht zur Verfügung. Die wesentlichen Elemente der mechanischen Vorreinigung sind:

- Siebanlage mit integrierter Siebgutauswaschung und Rechengutpresse, Spaltweite 5 mm
- Belüfteter Sand- und Fettfang mit Sandwaschklassierer, Langsandfang mit $V=103 \text{ m}^3$
- zweistraßiges Vorklärbecken, $V=165 \text{ m}^3$, Aufenthaltszeit zwischen 0,5 und 1,0 h
- Feinsiebanlage, Spaltweite 1 mm
- Zwischenspeicherbecken ($Q=20 \text{ l/s}$, $V=1.700 \text{ m}^3$)

3.1.2.3 Belebung

Die einstufige Belebung der Kläranlage wird mit intermittierender Denitrifikation betrieben, d. h. die belüfteten und unbelüfteten Phasen finden in einem Reaktionsraum nacheinander statt. Die Belebung ist aus Redundanzgründen zweistraßig ausgeführt. Das Rohabwasser wird in einem Zulaufschacht mittels Überlaufschwelle gleichmäßig auf beide Straßen des Belebungsbeckens verteilt. Die Abtrennung des Belebtschlammes erfolgt in einer nachgeschalteten Membranfiltrationsanlage. Der Rücklaufschlamm wird in den Zulaufschacht der Belebungsanlage zurückgeführt und mit dem Rohab-

wasser vermischt über die mechanischen Überlaufschwelle wieder auf die beiden Belebungsbecken verteilt. Im Regelbetrieb werden beide Belebungsbecken parallel betrieben und können nach Bedarf einzeln außer Betrieb genommen werden.

In der Belebungsphase erfolgt die biologische Abwasserreinigung. Dazu wird der Belebtschlamm zum Abbau organischer Verbindungen und zur Nitrifikation zeitweise belüftet. Während der unbelüfteten Phasen findet die Denitrifikation statt. Der intermittierende Prozess der Nitrifikation/Denitrifikation wird über die Prozessgrößen Sauerstoffgehalt, Nitratgehalt und Zeit geregelt. Die Sauerstoffversorgung erfolgt über eine feinblasige Druckluftbelüftung, die flächendeckend im Belebungsbecken montiert ist. Diese ist kontinuierlich während der belüftenden Nitrifikationsphase in Betrieb sowie intervallweise während der Denitrifikation zur Verhinderung der Sedimentation von Belebtschlamm. Zur Erhöhung der Pufferkapazität des Abwassers wurde von 2009 bis 2011 ein Teilstrom der Biologie im Bypass durch einen Dolomitreaktor geführt. Seit 2011 findet eine Dosierung von Kreide (CaCO_3) ins Belebungsbecken statt.

Zur Phosphorelimination dient eine chemische Fällung mit einer Fällmittelstation von ca. 30 m³ Fassungsvermögen. Eine Dosierstelle mittig des Belebungsbeckens wurde zugunsten des Scalingrisikos in den Zulaufschacht des Belebungsbeckens verlegt. Zur Phosphatfällung werden Fällmittel auf Aluminiumbasis eingesetzt.

3.1.2.4 Membranfiltration

Die Separation des Belebtschlammes vom gereinigten Abwasser wird durch eine Membranfiltration im Nachgang zur biologischen Abwasserreinigung übernommen. Dazu sind der Belebungsphase drei Filtrationskammern mit je einem Membranmodul nachgeschaltet. Eine vierte Kammer steht unbestückt als Reserve oder als Zwischenspeicher (z. B. für chemische Reinigungslösungen) zur Verfügung. Am Ende der beiden Belebungsbecken befindet sich ein Pumpenwerk, aus dem Propellerpumpen die drei Filtrationskammern beschicken. Um eine Aufkonzentrierung des TS-Gehalts in den Filtrationskammern zu begrenzen, wird die Membranfiltration mit ca. 300–400 % Rezirkulationsrate betrieben. Die Membranmodule ziehen Permeat ab, während der Rücklaufschlamm aus den Filtrationskammern im freien Gefälle in den Zulaufschacht zurückgeführt wird. Dort wird er mit dem Rohabwasser vermischt und durch Überlaufschwelle wieder gleichmäßig auf beide Belebungsbecken verteilt. Ein schematisches Fließschema der Membranbelebungsanlage ist in Abbildung 3-4 dargestellt:

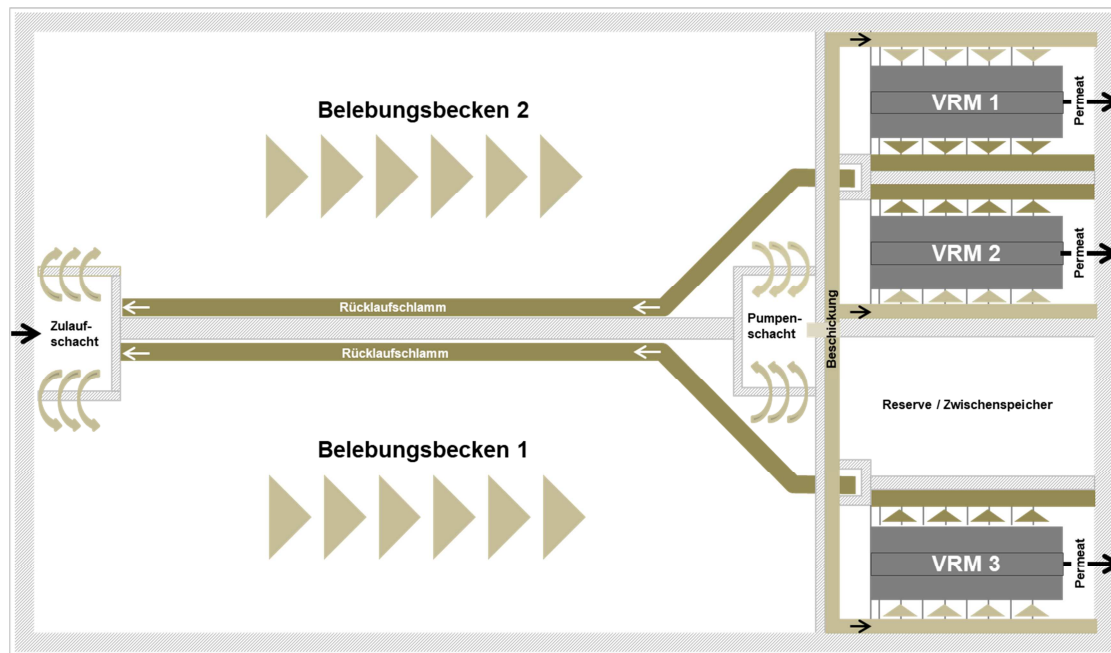


Abb. 3-4: Schematische Betriebsweise der Membranfiltrationskammern

Die Membranfiltration besteht aus drei parallel betriebenen Filtrationskammern mit je einem Membranmodul mit 3.264 m² Membranfläche. Somit ist eine Gesamtmembranfläche von 9.792 m² installiert (vor der Erweiterung im Jahr 2018). Der technische Aufbau und Funktionsweise der Membranmodule ist in Kap. 3.1.3 näher erläutert. Das Permeat wird in einem Permeatspeicher gesammelt und entweder für kläranlageninternes Prozesswasser verwendet oder von dort in den Vorfluter abgeleitet. Die Abwasser- bzw. Ablaufqualität der einzelnen Behandlungsstufen zeigt folgende Abbildung:



Abb. 3-5: Abwasser der einzelnen Behandlungsstufen der MBR-Anlage

3.1.2.5 Schlammbehandlung

Die Kläranlage wird mit einer anaeroben Schlammstabilisierung betrieben. An auszufaulenden Schlämmen fallen der Primärschlamm aus der Vorklärung und der Überschussschlamm (ÜS) aus dem MBR an. Der Primärschlamm wird aus beiden Vorklärbecken über den Schlammtrichter in den Schlammstammelschacht an der Vorklärung geleitet und anschließend gleichmäßig in den Faulbehälter gefördert. Der ÜS wird zur Reduzierung der Belastung des Faulbehälters und zur Einsparung von Heizenergie maschinell auf einen Feststoffgehalt von ca. 6 % eingedickt. Entnommen werden die ca. 60 m³/d ÜS direkt aus dem Pumpwerk zur Membranfiltration.

In einem Faulbehälter mit einem Volumen von ca. 1.100 m³ wird der Schlamm anaerob stabilisiert. Dies geschieht nach dem Verdrängerprinzip, d. h. der Rohschlammanfall entspricht dem Anfall an ausgefaultem Schlamm. Der anaerob stabilisierte Faulschlamm wird anschließend in einem Vorlagevolumen zwischengespeichert bevor er mittels Zentrifuge entwässert wird. Das stickstoffhaltige Zentratwasser wird zur Verringerung der Rückbelastung zwischengespeichert und dosiert dem Zulauf zur Biologie zugegeben (ca. 30 m³/d).

Die wesentlichen Elemente der Schlammbehandlung sind:

- Maschinelle Überschussschlammeindickung, TS ca. 6 %
- Faulbehälter, V=1.100 m³, Aufenthaltszeit ca. 36 d, Temperatur ca. 30°C
- Zentrifuge zur maschinellen Faulschlammentwässerung, TS ca. 26 %
- Schlammagerplatz, V=400 m³
- Gasbehälter, V=200 m³
- Gasverwertung (Behälter mit V=300 m³, Gasfackel und Brenner); ab 2017 Betrieb eines BHKW zur Klärgasverstromung

3.1.3 Aufbau und Funktionsweise der Membranmodule

In drei separaten Filtrationskammern am Ende des Belebungsbeckens befindet sich je ein Modul zur Membranfiltration. Dabei handelt es sich um Module des Typs VRM[®] 30/544 der Firma HUBER SE, Berching, mit einer Filtrationsfläche von je 3.264 m². Diese MBR-Module bestehen aus parallelen Membranplatten-Paketen, die in 8 Segmenten axial um eine drehende Hohlwelle angeordnet sind. Ein verfahrenstechnischer Unterschied im Vergleich zu weiteren Platten- und Hohlfasermodule besteht in seiner Rotation mit einer Umdrehungsgeschwindigkeit von ca. 1 rpm. In Abbildung 3-6 ist der prinzipielle Aufbau dieses Filtrationsmoduls dargestellt.

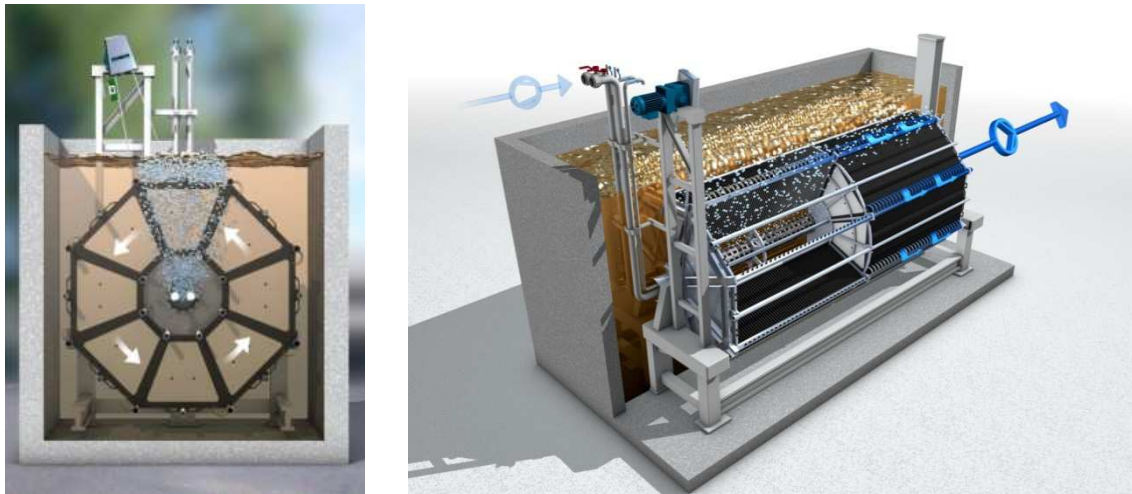


Abb. 3-6: Prinzipskizze der installierten Membranfiltration VRM® 30/544 [HUBER SE, 2014]

Das VRM-Prinzip arbeitet mit getauchten, rotierenden Membranen, die mittels eines Filterantriebs um eine Hohlwelle angetrieben werden. Um eine Deckschichtbildung auf den Membranoberflächen dauerhaft zu verhindern, wird durch Spülluftlanzen in der Hohlwelle Luft eingetragen, so dass das oberste Segment des Membranmoduls mit Spülluft überströmt wird. Die Spülluft wird so nur bei halber Beckentiefe eingetragen und die Spülluft bemisst sich nur auf einen Anteil der gesamten Membranfläche. Die segmentweise Überströmung sorgt dafür, dass die jeweiligen Membranen mit hoher Intensität bei gleichzeitig geringem Energieverbrauch gereinigt werden. Mittels Permeatpumpen wird die nötige Druckdifferenz für den Filtrationsprozess erzeugt. Eine Übersicht zu den Kenndaten der Membranfiltration der KA Hutthurm ist der Tabelle 3-4 zu entnehmen:

Tab. 3-4: Kenn- und Betriebsdaten der Membranmodule der KA Hutthurm

Parameter	Abkürzung	Einheit	Wert	Bemerkungen
Installierte Membranfläche	A_{Mem}	[m ²]	9.792	Gesamt-Membranfläche
Membranfläche je VRM	$A_{VRM30/544}$	[m ²]	3.264	Membranfläche je Modul
Anzahl Filtrationskammern	n	[-]	3 (+1)	Zusätzliche Kammer als Reserve oder Zwischenspeicher
Flux (brutto)	Imh	[l/m ² /h]	10-24	Flux variiert je nach Belastungssituation
Taktung	-	[min/min]	9:1	Taktung variiert je nach Belastungssituation
Spezifischer Spülluftbedarf	SAD	[Nm ³ /m ² /h]	0,250	
Rückspülung	-	-	keine	Modul ist nicht rückspülbar

Als Membranmaterial wird gemäß Information der Firma HUBER SE eine Ultrafiltrationsmembran aus Polyethersulfon (PES) eingesetzt mit einer nominellen Trenngrenze von 150 kDa bzw. 38 nm.

Tab. 3-5: Spezifikation des Membranmaterials

Parameter	Kenndaten
Membranpolymer	Polyethersulfon (PES)
Nominelle Porengröße	38 nm
Trenngrenze	150 kDa
Betriebsdruck	30-400 mbar
Max. Betriebstemperatur	55°C
pH Stabilität	2-11
Chlorstabilität	150.000 ppmh

Die drei ursprünglich installierten VRM-Module VRM 1–3 sind aufgrund der Art ihrer Fertigung, bei der die Membranfolie durch thermisches Verschweißen auf die Trägerplatten aufgebracht ist, nicht rückspülbar. Das später installierte Modul VRM 4 verfügt über ein rückspülbares Flachmembranlaminat.

3.1.4 Foulingproblematik

Nach erfolgreicher Inbetriebnahme im Jahr 2008 nahm die Leistung der Membranfiltrationsanlage zunehmend ab. Die Membranen waren von einem starken Fouling betroffen, was an einer intensiven Belagsbildung auf den Membranen und an hydraulischen Leistungseinbrüchen zu beobachten war. Der Belag war gelartig, schleimig, leicht entfernbar (siehe Abb. 3-7) und nicht nur auf den Membranen, sondern auch auf anderen Einbauten der Belebung und Filtrationskammer vorzufinden und beeinträchtigte unter anderem z. B. auch die messtechnische Einrichtung zur Nitrat-Messung in der Belebung. Seine Entstehungsursache war zunächst unklar.



Abb. 3-7: Gelartiger Belag auf Membran und Einbauten

Zeitweilig wurde – trotz Dauerbetrieb aller Module – nur noch ein maximaler Netto-Durchsatz von 100 m³/h erzielt. Aufgrund der sich verringernden Filtrationsleistung waren in sehr kurzen Abständen von Wochen wiederholt chemische Reinigungen vorzunehmen. Diese Standzeiten eines Membranmoduls erhöhten die hydraulische Belastung der im Betrieb verbleibenden anderen Module, was aufgrund einer noch stärkeren Deckschichtbildung zu einer noch stärker verringerten Filtrationsleistung führte.

Diese Foulingproblematik war vor allem in den Wintermonaten sehr ausgeprägt. Trat ein massives Fouling im Winter auf, so dauerte es Wochen bzw. Monate – meist bis ins Frühjahr hinein – bis die gesamte Anlage wieder stabil betreibbar war. Hintergrund dafür war, dass die Regeneration der Biozönose bei tiefen Temperaturen deutlich verlangsamt ist. Kam es zu Einbrüchen im Sommer, war zumindest die Folgeproblematik bis hin zur Stabilisierung des gesamten Systems deutlich weniger ausgeprägt.

Es gilt zwei verschiedene Arten von „Fouling“ bei dieser Anlage zu unterscheiden:

- „normales“ Fouling, das zu einer langsamen Minderung der Permeabilität und Durchsatzleistung über Wochen bzw. Monate führt. Dies ist auf die typische Deckschichtbildung im Laufe des Betriebs zurückzuführen, ist reversibel und wird in der Regel durch geplante chemische Reinigungen regeneriert,
- „massives“ Fouling, das ohne Vorzeichen plötzlich innerhalb kurzer Zeit von Tagen bzw. Stunden stattfindet und auf prozess- bzw. einleitungsbedingte Faktoren hinweist. Es führt zu einer ausgeprägten Folgeproblematik, einer erhöhten Reinigungshäufigkeit und einer verstärkten Belastung der Membranen.

Die Herausforderung der ersten Betriebsjahre war, Ursachen für die Leistungsabnahmen zu identifizieren, Wirkungszusammenhänge zu analysieren und geeignete Maßnahmen zur Verbesserung des Betriebsverhaltens der Anlage zu entwickeln.

3.2 Datensammlung, -aufbereitung und -auswertung

Zur Auswertung der systemrelevanten Daten fanden verschiedene Quellen Berücksichtigung. Neben selbst erhobener Daten wurden betriebsinterne Daten der Kläranlage Hutthurm sowie Untersuchungen externer Dienstleister verwendet. Im Rahmen dieser Arbeit stammen die ausgewerteten Daten im Wesentlichen aus folgenden Quellen:

- Monatsberichte (kurz: MB) der KA Hutthurm (2009–2019)
- Daten des Prozessleitsystems (PLS) der KA Hutthurm (2009–2019)
- Protokolle über chemische Reinigungen (2008–2019)
- Maschinenlisten mit protokollierten Laufzeiten der Aggregate (2009–2019)
- Daten (Q, TMP) der Membrananlagen (2008–2014 und 2017–2019)
- Belebtschlammgutachten (2008–2018)

- Befunde vom LfU zur mikrobiellen Ablaufqualität (2008–2019)
- Untersuchungsberichte externer Labore und Dienstleister für Sonderuntersuchungen (bei den jeweiligen Auswertungen angegeben)

Auf der KA Hutthurm ist das Prozessleitsystem der Fa. FlowChief GmbH, Fürth, im Einsatz. Betriebsdaten der EMSR-Technik werden als Rohwerte erfasst, archiviert und in Aggregationsstufen weiter verdichtet. Dadurch entstehen 30sec-, Minuten-, ¼-Stunden-, Stunden-, Tages-, Monats- und Jahreswerte, die mittels Datenexport ausgelesen werden können. Tabelle 3-6 gibt einen Überblick, in welcher Dichte die jeweiligen standardmäßig vorhandenen Daten erhoben wurden:

Tab. 3-6: Übersicht zur Datenerhebung im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019

Parameter	Erhebungsfrequenz	Anzahl Parameter	Datenerhebung	Datensätze, ca.
Kennwerte Membranfiltration	30 sec	26	Datenlogger HUBER	9.000.000
Daten Prozessleitsystem (FlowChief)	15 min	23	PLS*	110.000
Daten Monatsberichte	täglich / wöchentlich	82	BP** / PLS*	3.700
Daten Maschinenlisten	täglich / wöchentlich	67	BP** / PLS*	2.480
Daten Mischwassermanagement (RÜB)	stündlich	10	Datenlogger	615.000
Daten Fernwirktechnik Fa. Huber (HOC)	30 sec / 60 sec / täglich	42	Datenlogger HUBER	354.000
Chemische Reinigung	nach Bedarf	44	BP**/ HUBER	326
Ablaufqualität Hygiene	2-wöchentlich / 4-wöchentlich	2	LfU	326
Schlammfiltrationsindex	Täglich / nach Bedarf	-	BP** / HUBER	-
Standardanalytik	Täglich / wöchentlich / nach Bedarf	-	BP** / HUBER	-
Belebtschlammgutachten	nach Bedarf	-	Externe Fachfirma	-
Energieverbrauchsdaten	täglich	-	PLS*	-
Membranautopsien	nach Bedarf	-	Fa. Nadir	-
Sonderuntersuchungen	nach Bedarf	-	Externe Labore / HUBER	-

* PLS: Prozessleitsystem der KA Hutthurm

** BP: Betriebspersonal der KA Hutthurm

Die große Menge an Daten (v. a. die 30-Sekunden- und minutengenauen Daten aus dem Datenlogger der Membranfiltration und PLS FlowChief) machten es erforderlich, die Daten in einer Datenbank zu verarbeiten. Darin wurden

- Daten nach Plausibilität bereinigt (z. B. Filtrationspausen bei Permeabilitätsberechnung eliminiert),
- Daten miteinander verrechnet (z. B. Permeabilität aus Druck und Durchfluss berechnet) und

- Daten aus den verschiedenen Datenquellen über einen gemeinsamen Zeitstempel miteinander in Beziehung gebracht.

Abbildung 3-8 zeigt exemplarisch die Verbindung der einzelnen Datenquellen in der Access-Datenbank:

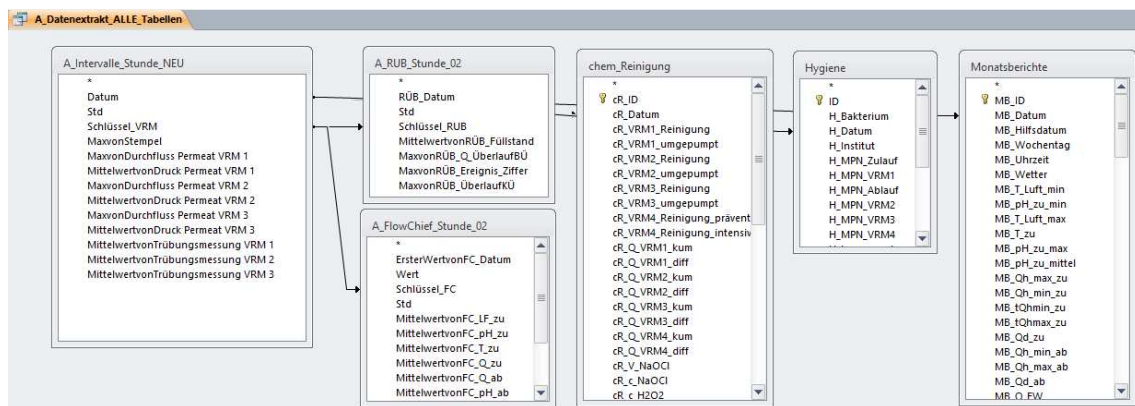


Abb. 3-8: Überblick über die Tabellen- und Beziehungsstruktur der Datenbank

Die grafische Auswertung der aufbereiteten Daten fand in vereinfachter Form entweder direkt über Berichte/Formulare in der Datenbank statt, oder wurde nach einem zeitlich gefilterten Datenexport in Excel erstellt.

3.3 Bestimmung der Permeabilität

Der maßgebliche Parameter zur Beurteilung der hydraulischen Leistungsfähigkeit einer Membranfiltration ist die Permeabilität. Es existiert keine allgemeingültige Vorgehensweise für die Bestimmung der Permeabilität. Die Ermittlung der Permeabilität einer großtechnischen Anlage kann für unterschiedliche Straßen von ein und derselben Anlage unterschiedliche Werte annehmen, da die Berechnung stark abhängig ist von den Installationsbedingungen (Rohrleitungslängen, Ort des Prozessdruckaufnehmers, etc.). In der Praxis finden verschiedene Arten der Permeabilitätsbestimmung Anwendung:

- Sie wird aus den Kennlinien für Druck und Durchfluss zu einem bestimmten, stabilen Betriebszeitpunkt ausgelesen und für diesen Zeitpunkt berechnet.
- Sie wird z. B. wöchentlich durch ein festgelegtes Permeabilitäts-Bestimmungs-Protokoll ermittelt, wozu der Anlagenbetrieb zur Erhebung kurzzeitig unterbrochen wird.
- Sie wird aus den Daten des laufenden Anlagenbetriebs berechnet.

Ziel in dieser Arbeit war, die Permeabilität jederzeit und im laufenden Betrieb berechnen zu können. Für Langzeitbetrachtungen sollten Tagesmittelwerte ermittelbar sein. Um spontane Ereignisse bestmöglich untersuchen zu können, sollten die Permeabilitäts-

ten bis zu einer Genauigkeit von 15-Minuten-Mittelwerten bestimmbar sein. Eine Berechnung der Permeabilität aus Daten des laufenden Anlagenbetriebs ist deshalb schwierig, da der Relaxationsbetrieb der Membranfiltration mit variablen Zykluszeiten und zudem die anforderungsbedingten, variablen Pausenzeiten pro Tag, Woche, Monat keinen einheitlichen Algorithmus zur automatischen Berechnung (z. B. Mittelwertbildung über einen Zyklus, Tag, Woche) möglich machen.

Gemäß Kap. 2.2.4 wird die Permeabilität berechnet aus:

$$L_P = \frac{Q_p}{A_{Mem} * TMP} \quad (\text{Gl. 3.1})$$

mit: L_P Permeabilität [$L/(m^2 \cdot h \cdot bar)$]
 Q_p Volumenstrom [L/h]
 A_{Mem} Membranfläche [m^2]
 TMP Transmembrandruck [bar]

Die installierte Membranfläche entspricht einem fixen Wert pro Membranmodul. Die beiden Parameter Volumenstrom Permeat Q_d und TMP werden von einem Datenlogger 30-sec-genau protokolliert. Der Volumenstrom der Permeatpumpe kann je nach hydraulischer Anforderung vom Betreiber individuell eingestellt werden. Es ist zu beachten, dass die Durchflussmessung beim Impuls-/Pause-Betrieb einer regelungstechnischen An- und Abfahrrampe folgt und für die Mittelwertbildung der Permeabilität nur Werte bei Erreichen des Sollwerts betrachtet werden sollen. Der TMP wird bestimmt als Druckdifferenz aus dem hydrostatischen Ruhedruck, dem dynamischen Druck während des Filtrationsbetriebes und unter Abzug des Rohrleitungsverlustes bei eingestelltem Volumenstrom (siehe Gleichung 2.4).

Die kontinuierlich aufgezeichneten Daten werden im Rahmen dieser Arbeit anhand folgender Vorgehensweise für die Permeabilitätsbestimmung ausgewertet:

- Es werden nur Werte für die Berechnung erfasst, die einer technischen Plausibilität entsprechen ($p_{hydrost} < 440$ mbar; $Q_p > 25$ m³/h; Betrieb Permeatpumpe: true).
- Der hydrostatische Druck wird durch den hydraulischen Füllstand im Ruhezustand der Filtrationskammer definiert.
- Der automatisch erfasste Volumenstrom der Permeatpumpe wird nur während des Filtrationszyklus zur Berechnung der Permeabilität herangezogen und nicht während der regelungstechnischen An- und Abfahrrampe der Permeatpumpe.
- Die Rohrleitungsverluste kommen abhängig vom eingestellten Durchfluss im Bereich von 5–9 mbar zum Abzug.

- Es wird eine erneute Plausibilitätsprüfung durchgeführt ($10 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}) < L_p < 2000 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$), um Messwerte, die z. B. bei Kammerentleerungen, Rückspülung, etc. auftreten, bei der Permeabilitätsbestimmung nicht zu berücksichtigen.
- Die automatisch erfassten 30-sec-Werte für TMP und Q_h werden abhängig vom zu betrachtenden Aspekt in unterschiedlichen Detaillierungsgraden aggregiert (15-min-Werte, Stundenwerte, Tageswerte).
- Zur Erfassung der eingestellten Durchsatzleistung werden für Q_h die $Q_{h,\text{max}}$ Werte berücksichtigt.
- TMP-Werte errechnen sich aus der Differenz des Betriebs- und Ruhedruckes mit ($p_{\text{hydrost}}=440 \text{ mbar}$, $p_{\text{dyn}}=7 \text{ mbar}$) und gehen als Mittelwerte des entsprechenden Zeitintervalls in die Berechnungen ein.
- Abschließend erfolgt je nach Auswertung ggf. die Temperaturkorrektur nach Kap. 2.2.5.

Für den Zeitraum 03/2014–09/2017 stehen keine Messwerte zur Bestimmung der Permeabilität zur Verfügung, wohl aber für die Jahre zuvor und danach. In Auswertungen zur Langzeitbetrachtung und in Gegenüberstellung von Einflussfaktoren zur Permeabilität ist der Zeitsprung von 03/2014 auf 09/2017 durch eine rote Linie gekennzeichnet.

3.4 Labormethoden und Analytik

3.4.1 Probenahme

Die Probenahme und Analytik erfolgte dem Untersuchungsgegenstand angemessen in unterschiedlichen zeitlichen Intervallen als qualifizierte Stich- bzw. Mischprobe.

Für die tägliche Probenahme der 24-h-Mischproben waren gekühlte automatisierte Probenehmer im Zu- und Ablauf der Kläranlage installiert. Im Zulauf der Kläranlage wurde mittels einer Flasche eine mengenproportionale 24h-Mischprobe gewonnen mit einer Entnahme eines entsprechenden Probenvolumens alle 10 m^3 im Zulauf. Im Ablauf der Kläranlage wurden mit insgesamt 12 Flaschen analog mengenproportionale 2-h-Mischproben genommen. Für die Untersuchung von Schlammparametern wurden qualifizierte Stichproben im Belebungsbecken sowie im Rücklaufschlamm der Filtrationsbecken entnommen.

3.4.2 Chemisch-physikalische Parameter

Die Analytik der Proben fand je nach Untersuchungsmerkmal im betriebseigenen Labor der Kläranlage, bei Spezialuntersuchungen in extern beauftragten Laboren bzw. in universitären Einrichtungen oder im firmeneigenen Labor der HUBER SE statt. Bei

Vergabe der Analytik an externe Stellen sind diese bei der Auswertung der jeweiligen Daten genannt.

Bei der Analyse der verschiedenen Abwasserparameter wurden die geltenden DIN- bzw. EN-Vorschriften beachtet. Die Bestimmung der chemischen Parameter (CSB, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{PO}_4\text{-P}$, etc.) im HUBER SE eigenen Labor erfolgte mit Küvettentests der Firmen Hach-Lange bzw. Macherey-Nagel. Die BSB_5 -Konzentrationen wurden respirometrisch mittels eines OxiTop-Messsystems der Fa. WTW ermittelt.

Zur Untersuchung der Abwasserinhaltsstoffe im Klarwasserüberstand (KWÜ) wurden Schlamm- und Wasserphase mittels Filtration über ein Filterpapier (SFI-Bestimmung: Fa. Macherey-Nagel, MN 85/70; ansonsten Macherey-Nagel 615) getrennt (Trenngrenze: 4–12 μm). Die Papierfiltration ist in kommunalen MBR-Anlagen die einfachste und aussagekräftigste Methode zur Separation, da bei der Zentrifugation des Belebtschlammes Ergebnisse durch eine Zerstörung der Zellen oder das Lösen von EPS aufgrund zu hoher Beschleunigungen verfälscht werden können [81]. Zur Bestimmung gelöster Substanzen wurden die Proben mittels eines 0,45 μm Membranfilters filtriert.

Die Polysaccharide wurden gemäß der Phenol-Schwefelsäure-Methode nach Dubois [28] bestimmt. Dabei reagieren Polysaccharide mit Phenol und konzentrierter Schwefelsäure zu einer farbigen Verbindung, deren Absorption bei 490 nm photometrisch detektiert wird. Die Auswertung erfolgt anhand einer Kalibrierung, die mit einer Verdünnungsreihe eines D-Glucose-Standards erstellt wird.

Die Bestimmung des Trockensubstanzgehaltes erfolgte durch Trocknung der Probe bei 105 °C bis zur Gewichtskonstanz. Für die Bestimmung der organischen Trockensubstanz wurde die getrocknete Probe der Trockensubstanzbestimmung bei 580°C bis zur Gewichtskonstanz geglüht.

Eine Übersicht der durchgeführten Analysen zeigt Tab. 3-7:

Tab. 3-7: Durchgeführte Analysemethoden

Parameter	Einheit	Verfahren
CSB	mg/l	DIN 38409H41/H45
BSB_5	mg/l	DIN 38409 H51
AFS	mg/l	EN 872 H33
TN	mg/l	ENV 12260 H34
$\text{NH}_4\text{-N}$	mg/l	DIN 38406 E5-1
$\text{NO}_3\text{-N}$	mg/l	EN 13395 D28
$\text{NO}_2\text{-N}$	mg/l	EN 13395 D28
$\text{o-PO}_4\text{-P}$	mg/l	EN 1189 D11
Ges-P	mg/l	EN 1189 D11

Parameter	Einheit	Verfahren
TS	%	DIN 38409 H1
TR _(Biomasse)	g/l	DIN 38414 2
oTR _(Biomasse)	%	DIN 38409 H2-3
pH	-	DIN 38404 C5
Leitfähigkeit (20°C)	µS/cm	DIN EN 27888 C8
O ₂	mg/l	EN 25814 G22
Ca	mg/l	DIN EN ISO 11885 E22
Mg	mg/l	DIN EN ISO 11885 E22
K	mg/l	DIN EN ISO 11885 E22
Cl	mg/l	DIN 38405-D1
Extrahierbare lipophile Stoffe	mg/l	DIN 38409 H17

3.4.3 Natrium-Messung mittels ionenselektiver Sonde

Na-Ionen können nicht photometrisch bestimmt werden. Daher ist das Standardequipment zum Überprüfen von Na-Ionen in einem Kläranlageneigenen bzw. einfachen Labor z. B. mittels Küvettentest nicht möglich. In externen Laboren wurde Natrium mittels instrumenteller Analytik (AAS oder ICP) ermittelt. Zur Durchführung eigener Messreihen und Analysen kam eine ionenselektive Sonde (Fa. HACH LANGE GmbH) zum Einsatz. Bei dieser Sonde handelt es sich um eine digitale selektive Kombinationssonde mit einer nachfüllbaren Doppeldiaphragma-Referenz und einem integrierten Temperatursensor. Die Sonde wurde vor jeder Messreihe mit entsprechend geeigneten Standardlösungen (10 mg/l, 100 mg/l, 1.000 mg/l) nach Herstellerangaben kalibriert. Sowohl die Standardlösungen als auch die zu messenden Proben wurden vor jeder Messung mit einem Ionenstärkeregulator versehen, um eine Mindestionenstärke der Probe zu gewährleisten und Störeinflüsse zu vermeiden. Erfahrungswerte von Bioserve GmbH zeigen, dass bei Messungen auf kommunalen und industriellen Kläranlagen im Messbereich zwischen 20 und 3.000 mg/l Na keine nachweisbaren Störeinflüsse bestanden. Falls es für notwendig erachtet worden ist, wurden zur Absicherung von Matrixeinflüssen Verdünnungsreihen der Proben angesetzt und analysiert.

3.4.4 Schlammfiltrationsindex SFI

Zur Beurteilung der Filtrierbarkeit des Belebtschlamm wurde der noch nicht standardmäßig etablierte Parameter SFI bestimmt (siehe Kap. 2.5.5.2). Wie der ISV bei konventionellen Belebungsanlagen eine Aussage über die Absetzbarkeit von Belebtschlamm zulässt, gibt der SFI bei Membranfiltrationsanlagen Rückschlüsse auf die Filtrierbarkeit des Belebtschlamm. Material und Aufbau der von ThiemiG 2011 [93] entwickelten Messmethode zeigt Abb. 3-9.

Das Analysenverfahren gliedert sich in zwei Schritte. 500 ml Belebtschlamm werden über eine Filternutsche (Durchmesser: 150 mm) mit Filterpapier (Fa. Macherey-Nagel, MN 85/70, Durchmesser 150 mm) in einen Messzylinder mit 250 ml Volumen filtriert. Während des Filtrationsprozesses wird der Belebtschlamm mit einem Flügelrührer mit einer Drehzahl von 40 rpm durchmischt. Es wird die Zeit gemessen, in der das Filtrat von 100 ml auf 150 ml ansteigt. Mit der restlichen Belebtschlammprobe wird der Trockenrückstand (TR) des Schlammes ermittelt. Der SFI errechnet sich wie folgt.

$$SFI = \frac{\Delta t [sec]}{TR [\%]} \quad (Gl. 3.2)$$



Abb. 3-9: Material und Aufbau zur Bestimmung des Schlammfiltrationsindex SFI (nach [93])

Die Temperatur der Probe wirkt sich signifikant auf das Messergebnis aus. Wenn eine Vergleichbarkeit von Messdaten z. B. zwischen verschiedenen Anlagen angestrebt wird, sollte die Schlammfiltrierbarkeit auf eine definierte Temperatur, im Normalfall 20°C, bezogen werden. Dies ist laut Thiernig entweder durch Temperierung der Schlammprobe oder durch mathematische Normierung zu erreichen, wobei die Temperierung der Probe vorzuziehen ist. Wird das Verfahren bei abweichenden Proben-temperaturen angewandt, ist eine Normierung gemäß nachfolgender Formel vorzunehmen [93]:

$$SFI(20^{\circ}C) = \frac{53 \times SFI(T)}{(80 - 1,37 \times T)} \quad (Gl. 3.3)$$

Nach Thiernig ist Belebtschlamm mit einem SFI < 50 s/%TR als gut filtrierbarer und mit einem SFI > 100 s/%TR als schlecht filtrierbarer Schlamm zu bewerten [93].

3.4.5 Deckschichtanalyse und Membranautopsie

3.4.5.1 Deckschichtanalyse

Die auf der Membran gebildeten Deckschichten wurden von verschiedenen Instituten auf ihre Zusammensetzung hin untersucht. Für alle Deckschichtuntersuchungen wurden die Membranen vorsichtig mit einem Wasserstrahl von Belebtschlammanteilen befreit. Dabei wurde besonders darauf geachtet, die eigentliche Deckschicht der Membran unverändert zu belassen. Um Zwischenreaktionen zu vermeiden, wurden die Membranproben mit Deckschicht nicht konserviert, sondern feucht verschickt und unmittelbar analysiert.

3.4.5.2 Membranautopsie

Um festzustellen, ob sich die Membranstruktur durch Betrieb bzw. chemische Reinigung verändert hat, wurden Membranproben im Labor des Membranherstellers (Fa. Microdyn-Nadir) hinsichtlich Wasserfluss und Rückhalteleistung untersucht. Dazu wurden mind. 5 Membranproben aus unterschiedlichen Membranplatten an unterschiedlichen Stellen der Anlage entnommen und ungereinigt, vor Austrocknen geschützt zum Hersteller eingeschickt und unmittelbar analysiert. Dazu wurden aus drei ausgewählten Membranmustern je ein geometrisch definiertes Segment ausgestanzt und gegebenenfalls partiell anhaftender Belag unter fließendem Wasser abgespült. Anschließend wurden von diesen Stanzlingen im Originalzustand in Rührzellen (bei 0,7 bar, 700 rpm, 20°C, ½ h Wasservorlauf) Wasserfluss und Rückhalt gemessen. Um auszuschließen, dass eventuell vorhandene Beläge einen Einfluss auf die Ergebnisse bewirken, wurden die Stanzlinge anschließend chemisch gereinigt (mind. 2 h, Raumtemperatur, 250 ppm Chlor) und nochmals vermessen. Da mechanische Beschädigungen der Membranproben bei Ausbau und Versand nicht auszuschließen sind, wurden lediglich die Ergebnisse der 3fach-Bestimmung gewertet, die eine mechanische Beschädigung (Ausreißer der Messwerte und/oder angefärbte Fehlstellen) ausschließen lassen.

Die Ergebnisse und die Veränderungen des Wasserflusses und der Rückhalteleistung im Vergleich zur Spezifikation des ursprünglichen, fabrikneuen Membranmaterials lassen Rückschlüsse zu, inwieweit sich die Membranstruktur durch Betrieb und chemische Reinigungen verändert hat.

4 Betriebserfahrungen der MBR-Anlage Hutthurm

4.1 Abwasseranfall und -zusammensetzung

Die Kläranlage Hutthurm wurde auf Basis der Bemessungswerte (Hydraulik, Frachten und Temperatur) gemäß Tab. 3-2, Kap. 3.1.2, dimensioniert. Als Bemessungsgrundlage dienten die maximalen Werte an Arbeitstagen im Jahr 2020.

4.1.1 Hydraulischer Zulauf und Temperatur

Für einen Vergleich der Bemessungsgrundlagen mit den Realwerten der Kläranlage wurden die Betriebsdaten für den Zeitraum 01/2009–03/2019 ausgewertet. Die Daten wurden täglich durch das Betriebspersonal erhoben oder vom Prozessleitsystem geloggt. Diagramm 4-1 zeigt den jahreszeitlichen Verlauf der täglichen Abwassermenge und der Temperaturen im Zulauf zur Kläranlage und im Belebungsbecken.

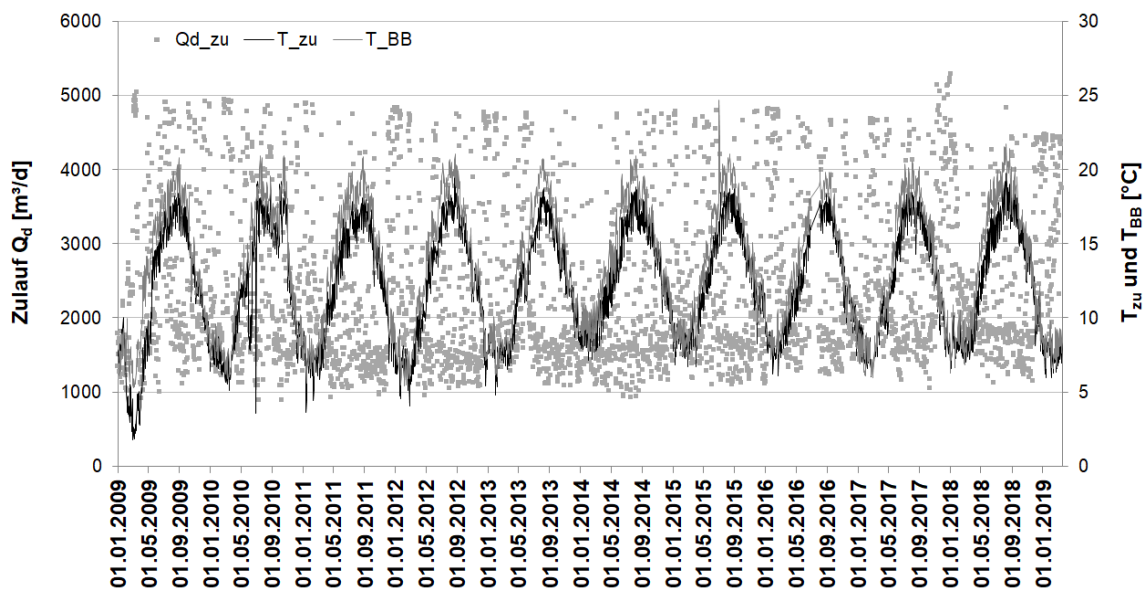


Abb. 4-1: Zeitliche Entwicklung der Tageszulaufmenge und Temperatur (Zeitraum 2009–2019)

Die Abwassermenge an Trockenwettertagen schwankte zwischen ca. 1.000 m³/d und maximal 2.786 m³/d, im Mittel betrug sie 1.520 m³/d.

Die Bemessungswerte sind für Wochentage und Wochenenden durch die gewerblichen Einleiter unterschiedlich. Vergleicht man die über die Woche berechneten Bemessungswerte von 1.428 m³/d (Jahr 2005) bzw. 1.942 m³/d (Jahr 2020) mit dem realen Trockenwetterzulauf, so deckt sich dieser gut mit den veranschlagten Bemessungswerten.

Bei der Bemessung der KA Hutthurm wurden bis 2020 ein Bevölkerungszuwachs von 0,8 % und eine Leistungsreserve für gewerbliche Einleiter veranschlagt. Die Reserve bis 2020 sieht eine Erhöhung im Wochenmittel bis 2.000 m³/d Trockenwetterzufluss vor. Wie die Zulaufwerte bei Trockenwetter (< 2.000 m³/d) in Abb. 4-1 zeigen, ist der tatsächliche Trockenwetterzulauf über die Jahre nur geringfügig angestiegen und bleibt hinter der prognostizierten Erhöhung zurück.

Einen zusammenfassenden Vergleich der Bemessungswerte mit den realen Werten im ausgewerteten Zeitraum zeigt Tabelle 4-1:

Tab. 4-1: Messwerte der hydraulische Belastung (Zeitraum 2009–2019)

	Ein- heit	Bemes- mes- sung	Anzahl Mess- werte	Min	Mittel	Max	85%- Perzentil	EW*	Anzahl Über- schreitungen
Trockenwetter- zufluss $Q_{T,d}$	[m ³ /d]	2.000	1.435	884	1.520	2.786	1.768	21.454	21
Max. TW- Zufluss $Q_{T,h}$	[m ³ /h]	140	1.405	30	96	289	111	-	103
Max. MW- Zufluss $Q_{M,h}$	[m ³ /h]	220	2.239	51	189	324	255	-	860

* gemäß ATV A 131: berechnet aus der Abwassermenge, die an 85 % der Tage unterschritten wird; Standardwert ATV für einwohnerspezifische Abwassermenge: 130 l/(EW*d)

Vergleicht man die in Tab. 4-1 ermittelten Werte mit den Bemessungswerten, dann liegt der mittlere TW-Zufluss mit 96 m³/h deutlich unter dem Bemessungswert von 140 m³/h. Teilweise kommt es zu Überschreitungen des zulässigen Bemessungswertes mit bis zu 289 m³/h. Dies kann unter anderem an der Datenerfassung an Tagen mit vorwiegend TW- aber zeitweisen MW-Zufluss liegen. In 85 % der Fälle liegt der maximale stündliche TW-Zufluss unter 111 m³/h und damit unter dem Bemessungswert.

Eine deutlichere Abweichung ist beim maximalen stündlichen MW-Zufluss zu erkennen. Dieser liegt im Durchschnitt mit 185 m³/h zwar unterhalb des Bemessungswertes von 220 m³/h, allerdings werden sehr häufig – an 860 von 2.239 Tagen (über 38 % der Fälle) – Überschreitungen festgestellt, teilweise bis zu 325 m³/h. Das 85%-Perzentil mit 255 m³/h liegt über dem zulässigen Bemessungswert. Die Zulaufsituation der Kläranlage zeigt beim Mischwasserzulauf damit eine deutlich höhere hydraulische Belastung, als bei der Planung der Kläranlage zugrunde gelegt. Die Bemessung der Membranfiltration erfolgte auf maximal 220 m³/h. Eine höhere hydraulische Zulaufmenge muss zwischengespeichert und, sobald es die hydraulische Belastung erlaubt, der Membranbelebung zugeführt werden. Dafür steht ein Zwischenspeicherbecken mit ca. 1.700 m³ zur Verfügung. Die Kapazitätsausnutzung des Speicherbeckens kann an dieser Stelle nicht bewertet werden, da der zwischengespeicherte Zulauf mengenmäßig nicht erfasst wird.

Die Durchsatzleistung der Membranfiltration der KA Hutthurm wurde für Abwassertemperaturen von $7^{\circ}\text{C} \pm 0,5^{\circ}\text{C}$ garantiert. Die Abwassertemperatur im Zulauf schwankte im Zeitraum 2009–2019 zwischen $1,8^{\circ}\text{C}$ und 20°C und lag im Mittel bei $12,2^{\circ}\text{C}$ (siehe Abb. 4-1). Die Zulaufemperatur von 7°C wurde in 6,5 % der Fälle (240 von 3.699 Messwerten) und $6,5^{\circ}\text{C}$ in 4,2 % der Fälle (157 von 3.699 Messwerten) unterschritten. Die sehr niedrigen Temperaturen des Jahres 2009 wurden in den Folgejahren nicht mehr erreicht, so dass die minimale Temperatur nach 2009 bei $3,6^{\circ}\text{C}$ im Zulauf lag. In der Belebung wurden minimale Temperaturen von $5,3^{\circ}\text{C}$ detektiert. Die maximale Temperatur im Belebungsbecken betrug $24,7^{\circ}\text{C}$. Wie Abb. 4-1 zeigt, weist die Temperatur einen typischen, periodischen, sehr gleichförmigen Verlauf auf. Es ist auffällig, dass die Temperaturen im Belebungsbecken im Winter über einen vergleichsweise langen Zeitraum von ca. 100 Tagen unter 8°C liegen. Die Kaltwetterperiode der KA Hutthurm erstreckt sich relativ lang von Mitte Dezember bis Ende März.

Im Zeitraum von 01/2009–04/2014 fand eine detaillierte Auswertung der Häufigkeitsverteilung der Zulaufmengen statt (siehe Abb. 4-2). An 40 % der Tage herrschte Trockenwetter, an denen die typische Zulaufmenge bei $1.500\text{--}1.600\text{ m}^3/\text{d}$ lag. An 60 % der Tage herrschte Mischwasserzulauf, wobei wiederum an ca. einem Viertel dieser Tage der Kläranlage mehr als $4.000\text{ m}^3/\text{d}$ zufließen.

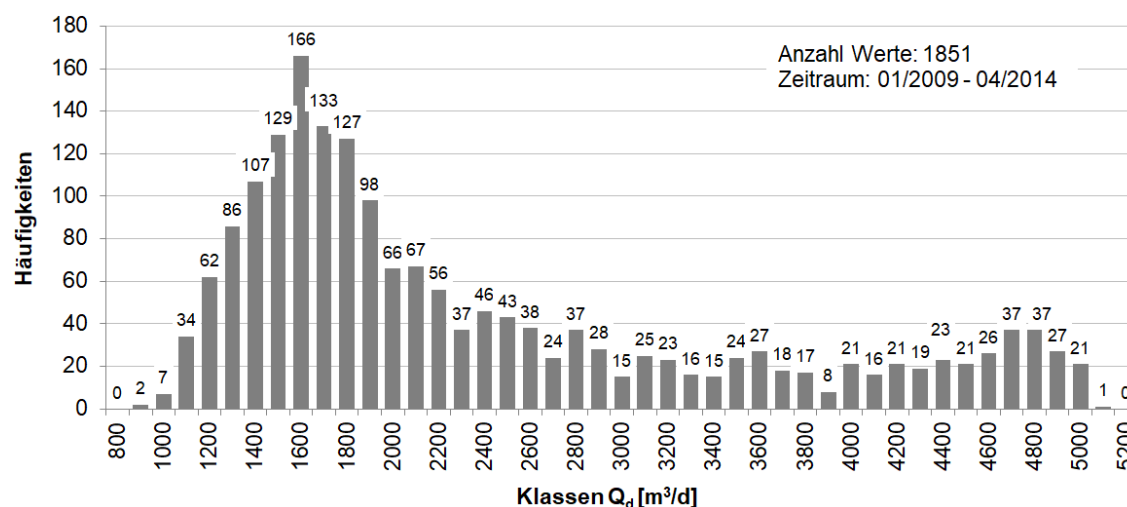


Abb. 4-2: Häufigkeitsverteilung der Zulaufmengen-Klassen Q_d

Für Membrananlagen ist es generell kritisch, wenn hohe hydraulische Belastungssituationen mit Zeiten niedriger Abwassertemperaturen zusammenfallen. In ca. 45 % der Tage mit einer Belastung von mehr als $4.000\text{ m}^3/\text{d}$ herrschten Temperaturen unter 8°C . Betrachtet man eine minimale Temperatur von 7°C gemäß Ausschreibungsunterlagen, so sind es noch immer mehr als 31 %. Die hohe hydraulische Belastung im Winter ist besonders kritisch, wenn sie über mehrere Tage (z. B. bei Schneeschmelze) anhält. Daher wurde zusätzlich zur hydraulischen Zulaufmenge die Dauer der jeweiligen

Zulaufsituation ausgewertet. Abb. 4-3 zeigt, wie häufig es vorkommt, dass eine gewisse Zulaufmenge über mehrere, zusammenhängende Tage anhält.

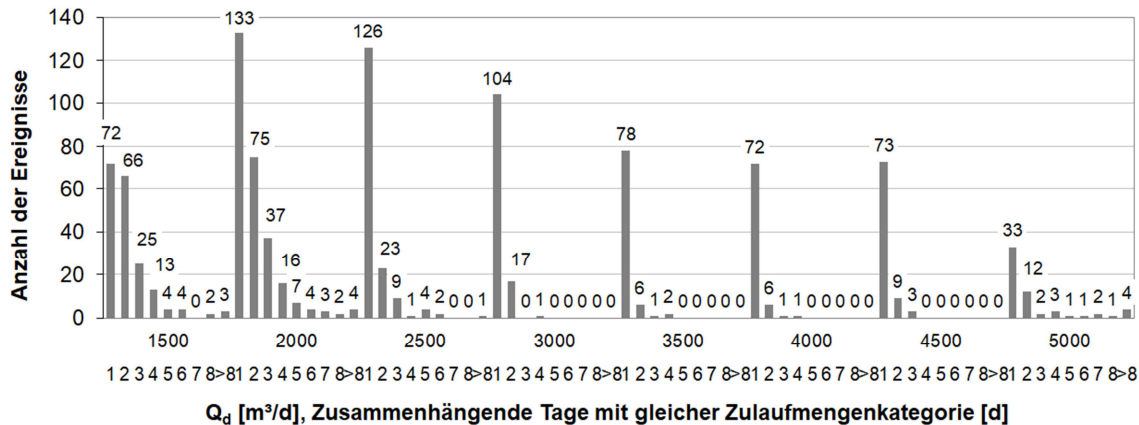


Abb. 4-3: Anzahl der Ereignisse in Abhängigkeit mehrerer, zusammenhängender Tage der gleichen Zulaufmenge

Besonders kritisch sind die mehrtägigen Ereignisse der Kategorie bis zu 5.000 m³/d zu bewerten. In Summe dauert in 26 Fällen diese maximale hydraulische Belastung länger als einen Tag an. In 4 Fällen hält sie sogar mehr als 8 Tage an. Der längste Zeitraum betrug 13 Tage. Diese langandauernde hydraulische Belastung tritt in den meisten Fällen in Zusammenhang mit Niederschlag und Schneeschmelze in den Wintermonaten auf.

Wie obige Auswertungen zeigen, ist die Zulaufsituation in Hutthurm hinsichtlich Höhe, Häufigkeit und Dauer der Zulaufmenge in Kombination mit niedrigen Temperaturen über einen langen Zeitraum von über 3 Monaten als kritisch zu bewerten. Nicht nur die Kombination aus minimaler Temperatur und maximaler Zulaufmenge stellt die maximale Belastung für die Membranfiltration dar. Auch die Häufigkeit, Dauer und die Schwankungsbreiten von Zulaufsituationen müssen bei der Wahl der Bemessungswerte berücksichtigt werden. Üblicherweise erfolgt die Ermittlung der Bemessungsgrundlagen auf Basis des ATV-DVWK-A 131 bzw. ATV-DVWK-A 198. Dies ist allerdings für MBR-Anlagen nur bedingt geeignet, denn neben periodischen Mittelwerten sind vor allem die Spitzenzuflüsse in Kombination mit der minimalen Temperatur von Bedeutung.

4.1.2 Schmutzfrachten im Zulauf

Für einen Vergleich der Bemessungsgrundlage mit den Realwerten wurden die Betriebsdaten im Rahmen der Eigenüberwachung für den Zeitraum 01/2009–03/2019 ausgewertet. AFS und NH₄-N wurden im Zulauf standardmäßig nicht erfasst. Die Daten wurden in der Regel einmal wöchentlich durch das Betriebspersonal erhoben. Die Wer-

te der Tages-Schmutzfrachten für BSB₅, CSB, N_{ges} und P_{ges} im Zulauf zur Kläranlage und deren Entwicklung im zeitlichen Verlauf über die Jahre zeigt Abb. 4-4.

Eine Zusammenfassung dieser Daten in Form der statistischen Messwerte für den gesamten Auswertungszeitraum ist in der darauffolgenden Tabelle (Tab. 4-2) gegeben. Auf der Grundlage dieser Betriebsdaten lassen sich zudem die frachtmäßigen Einwohnergleichwerte gemäß der ATV-Standardwerte und die Anzahl der Überschreitungen ermitteln, die ebenfalls in Tab. 4-2 aufgezeigt werden.

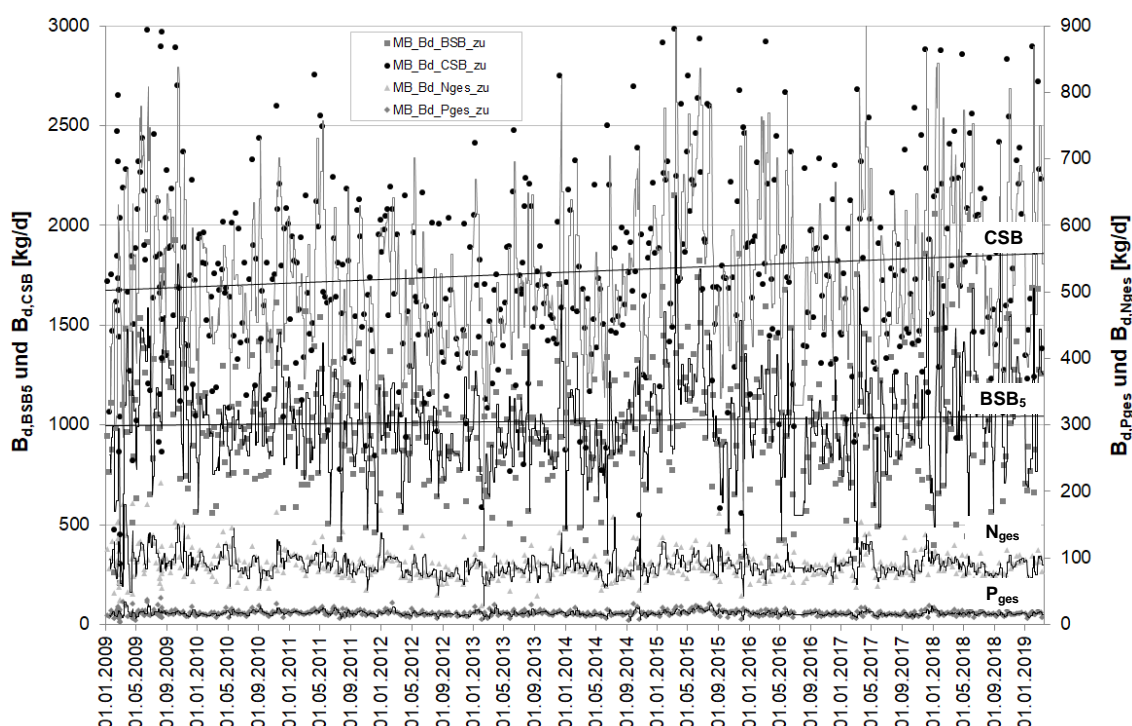


Abb. 4-4: Zeitliche Entwicklung der Schmutzfrachten BSB₅, CSB, N_{ges} und P_{ges} im Zulauf (Zeitraum 2009–2019)

Tab. 4-2: Messwerte der Zulauf-Frachten (Zeitraum 2009–2019)

Frachten	Einheit	Bemessung	Anzahl	MIN	MITTEL	MAX	85%-Perzentil	EW ₈₅ *	Anzahl Überschreitungen
BSB ₅	[kg/d]	1.260	514	206	1.022	2.147	1.325	22.083	101
CSB	[kg/d]	2.500	543	303	1.765	3.448	2.256	18.800	41
N _{ges}	[kg/d]	209	537	28	90	213	108	9.818	1
P _{ges}	[kg/d]	25,3	541	3,5	16,9	39,0	20,7	11.500	29

* gemäß ATV A 131: berechnet als einwohnerspezifische Frachten in g/(E*d), die an 85 % der Tage unterschritten werden; Standardwerte ATV: BSB5 60 g/(EW*d) und CSB 120 g/(EW*d), TKN 11 g/(EW*d), P 1,8 g/(EW*d)

Die gemittelten Frachten für BSB₅ und CSB lagen bei 1.022 kg/d BSB₅ und 1.765 kg/d CSB und damit im Rahmen der Bemessungswerte. Dies gilt ebenfalls für die mittleren Tagesfrachten von N_{ges} und P_{ges} mit 90 kg/d und 16,9 kg/d.

Die Betrachtung der Tagesmittel zeigt, dass die organischen Schmutzfrachten und die P_{ges}-Fracht in einigen Fällen die Bemessungswerte deutlich überschreiten. Die BSB₅-Fracht weist maximale Werte bis 2.147 kg/d auf und ihr 85%-Perzentil liegt mit 1.325 kg/d über dem Bemessungswert von 1.260 kg/d. Auch der CSB überschreitet den Bemessungswert mit Werten bis zu 3.448 kg/d deutlich, allerdings lag sein 85%-Perzentil bei 2.256 kg/d und damit unter dem Bemessungswert von 2.500 kg/d.

Für die organischen Zulauf-Frachten, v. a. beim CSB, ist ein steigender Trend über die Jahre zu erkennen (Abb. 4-4). Die Frachten für N_{ges} und P_{ges} bleiben konstant. Der Mittelwert der CSB-Fracht stieg von 1.803 kg/d (2009) auf 1.972 kg/d (2018). Die in der Planungsphase veranschlagten Steigerungsrate und Leistungsreserven für die CSB-Fracht von 2.100 kg/d (2005) auf 2.500 kg/d (Prognose 2020) wurden allerdings nicht erreicht.

Auffällig ist weiterhin die hohe organische Belastung im Verhältnis zu den N- und P-Werten. In Tab. 4-3 ist die Zusammensetzung des Abwassers der KA Hutthurm kommunalem Abwasser gem. ATV gegenübergestellt.

Tab. 4-3: Abwassercharakteristik der KA Hutthurm

Parameter	Rohabwasser gem. ATV	Rohabwasser KA Hutthurm (n=541)		
		min.	mittel	max.
CSB/BSB ₅	2,0	1,2	1,8	5,4
CSB/abf. Stoffe	2,67	-	-	-
CSB/N _{ges}	8	45,1	19,9	8,3
CSB/P _{ges}	50	335	105,4	49,6

Das CSB/N-Verhältnis und das CSB/P-Verhältnis sind mit 19,9 und 105,4 im Vergleich zu den Standardwerten gemäß ATV deutlich erhöht. Die erhöhte organische Belastung des Abwassers der KA Hutthurm hat ihre Ursache im Anteil industriellen Abwassers aus einer Brauerei und einem Getränkeabfüllbetrieb. Der Einfluss ist vor allem werktags zu beobachten, an den Wochenenden ist die organische Belastung geringer. Eine genauere Betrachtung der Abwassercharakteristik der Indirekteinleiter findet sich in Kap. 5.2.

4.1.3 Mechanische Vorreinigung

Die mechanische Vorreinigung der KA Hutthurm ist gemäß Kap. 3.1.2.2 ausgeführt. Es existiert kein Notumlauf und die Möglichkeit, dass Rohabwasser in die Belebung gelangt, ist ausgeschlossen. Der durchschnittliche Rechengut- und Sandanfall betrug:

- Rechengutanfall (5 mm Spaltsieb): 50 kg/d
- Sandanfall: 0,05 m³/d
- Rechengutanfall (1 mm Spaltsieb): nicht nennenswert

Die Betriebserfahrungen der KA Hutthurm zeigen, dass sich die mehrstufige Kombination der mechanischen Vorreinigung für die untersuchten Plattenmodule bewährt hat und es im gesamten Betriebszeitraum (2009–2019) zu keinem Betriebsproblem aufgrund einer ungenügenden mechanischen Vorreinigung gekommen ist.

4.2 Belebtschlammprozess

Die biologische Abwasserreinigung auf der Kläranlage Hutthurm erfolgt nach dem Verfahren einer einstufigen Belebungsanlage mit intermittierender Denitrifikation (zwei-straßig) und getrennter anaerober Schlammstabilisierung. Die Bemessungskenngrößen sind Tab. 3-3, Kap. 3.1.2, zu entnehmen.

Das dauerhaft belüftete Volumen der Filtrationskammern ($V_{FK} = 90 \text{ m}^3$) ist dem Belebtschlammvolumen ($V_{BB} = 1.400 \text{ m}^3$, bei $h_{WS} = 4,31 \text{ m}$) hinzuzurechnen. Somit ergibt sich ein von den Bemessungswerten abweichendes gesamtes aerobes Belebtschlammvolumen von $V = 1.670 \text{ m}^3$.

4.2.1 TS-Gehalt

Der Bemessung der biologischen Stufe der Kläranlage Hutthurm ist ein TS-Gehalt des Belebtschlammes (TS_{BB}) von 8 g/l zugrunde gelegt. Im Mittel lag der TS_{BB} im realen Betrieb bei 6,8 g/l (Min–Max: 3,5–10,8 g/l). Tendenziell ist der TS_{BB} niedriger als in der Bemessung vorgesehen, was im realen Betrieb dem größeren Belebungsbeckenvolumen und der Anpassung an das optimale Schlammalter geschuldet ist. Während in den ersten Jahren in den Wintermonaten tendenziell höhere TS-Gehalte eingestellt wurden, hat sich durch Optimierungsmaßnahmen im Lauf der Jahre die Beibehaltung eines gleichmäßigen TS-Gehalts über die gesamte Saison bewährt. Folgende Tabelle gibt einen Überblick über die Sommer- und Winter-Werte des TS_{BB} und des TS-Gehalts im Rücklaufschlamm der Filtrationskammern TS_{RS} (Mittelwert aus $TS_{VRM1-3,ab}$):

Tab. 4-4: TS-Gehalt in Belebung und Rücklaufschlamm in den Sommer- und Wintermonaten der Jahre 2008–2014

Parameter	Zeitraum	TS _{BB} Belebungsbecken [g/l]	TS _{RS} Rücklaufschlamm [g/l]	TS- Differenz [g/l]
Winter 2008/2009	Nov–Apr	8,2	8,4	0,2
Sommer 2009	Mai–Okt	5,8	8,8	3,0
Winter 2009/2010	Nov–Apr	7,3	9,9	2,6
Sommer 2010	Mai–Okt	7,1	11,0	3,9
Winter 2010/2011	Nov–Apr	7,2	9,6	2,5
Sommer 2011	Mai–Okt	8,6	10,0	1,4
Winter 2011/2012	Nov–Apr	6,2	7,1	0,9
Sommer 2012	Mai–Okt	6,3	7,2	0,9
Winter 2012/2013	Nov–Apr	6,2	8,0	1,7
Sommer 2013	Mai–Okt	5,9	9,0	3,1
Winter 2013/2014	Nov–Apr	6,6	10,3	3,7

Die saisonalen Schwankungen sind auch in folgender Abbildung (Abb. 4-5) ersichtlich. Im Dezember 2011 wurde das Schlammalter zur Optimierung der Biologie reduziert und dazu der TS-Gehalt in der Belebung auf ca. 6 g/l abgesenkt und anschließend bei ca. 6-7 g/l beibehalten.

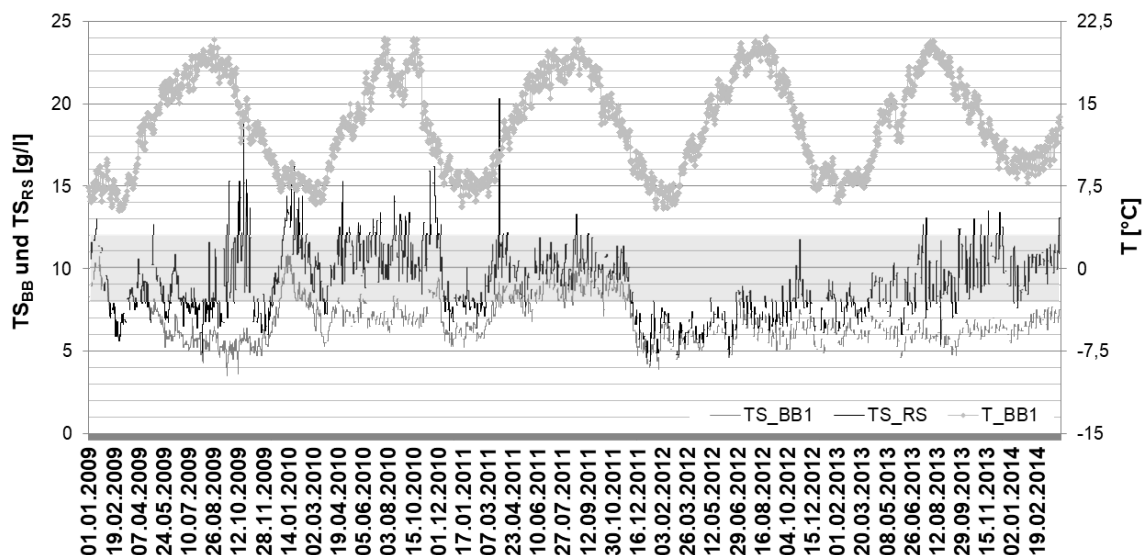


Abb. 4-5: Verlauf des TS-Gehalts im Belebungsbecken und Rücklaufschlamm 2009–2014

Im Rücklaufschlamm der Filtrationskammern lag der TS-Gehalt im Mittel bei 9 g/l (Min–Max: 4,4–20,3 g/l). Es ist zu beachten, dass der TS-Gehalt in den Filtrationskammern abhängig ist von der Rezirkulationsrate zwischen Belebungsbecken und Filtrationskammer. Durch Reduzierung des Rezirkulationsverhältnisses kam es im Laufe der Zeit zu einer größeren Differenz des TS_{BB} und TS_{RS} . Der TS_{BB} und TS_{RS} driftet um ca. 2–3 g/l auseinander, was sich aber als unproblematisch für den Betrieb der Membranfiltration herausstellte.

4.2.2 Schlammalter, Schlammbelastung, Überschussschlamm

Die Bemessung der biologischen Stufe der Kläranlage Hutthurm erfolgte mit einer Schlammbelastung $B_{TS,BSB}$ von 0,09 kgBSB/(kgTS*d) und abhängig von der zugrunde gelegten Temperatur mit einem erforderlichen Gesamtschlammalter t_{TS} von theoretischen 14,1 d (bei 6°C) bis 17,3 d (bei 20°C). Gemäß Bemessung ist von einem täglichen Überschussschlammfall \ddot{U}_d von ca. 700 kg/d auszugehen.

Im realen Betrieb ergibt sich ein mittleres **Schlammalter** von rund 29 Tagen, was einem größeren Belebungsbecken und einer geringeren \ddot{U} -Entnahme geschuldet ist. Zum einen wurde das Belebungsvolumen etwas größer ausgeführt als in der Planung vorgesehen, zum anderen sind in der Realität die nahezu dauerbelüfteten Filtrationskammern ebenfalls dem Belebungsvolumen hinzuzurechnen. Daher wird bei der Berechnung des Schlammalters und der Schlammbelastung ein Gesamtvolumen von 1.670 m³ anstatt der geplanten 1.330 m³ berücksichtigt.

Die **Schlammbelastung** variiert zwischen 0,01 kg/(kg*d) und 0,27 kg/(kg*d) und liegt im Mittel bei 0,09 kg/(kg*d). Im Mittel deckt sie sich ideal mit dem Bemessungswert, in ihrer minimalen und maximalen Ausprägung zeigt die Schlammbelastung allerdings eine große Schwankungsbreite und stellt eine teils deutlich höhere Belastung dar, als in der Bemessung zugrunde gelegt (siehe Abb. 4-6).

Bei der Berechnung der Schlammbelastung ist zu berücksichtigen, dass diese aufgrund der Position des Probennehmers aus den Zulauffrachten des Rohabwassers vor der Vorklärung berechnet ist. Des Weiteren muss die Zulaufwassermenge bedingt durch Zwischenspeicherung oder Abschlag nicht zwangsläufig der Ablaufwassermenge und damit der tatsächlich biologisch behandelten Abwassermenge entsprechen.

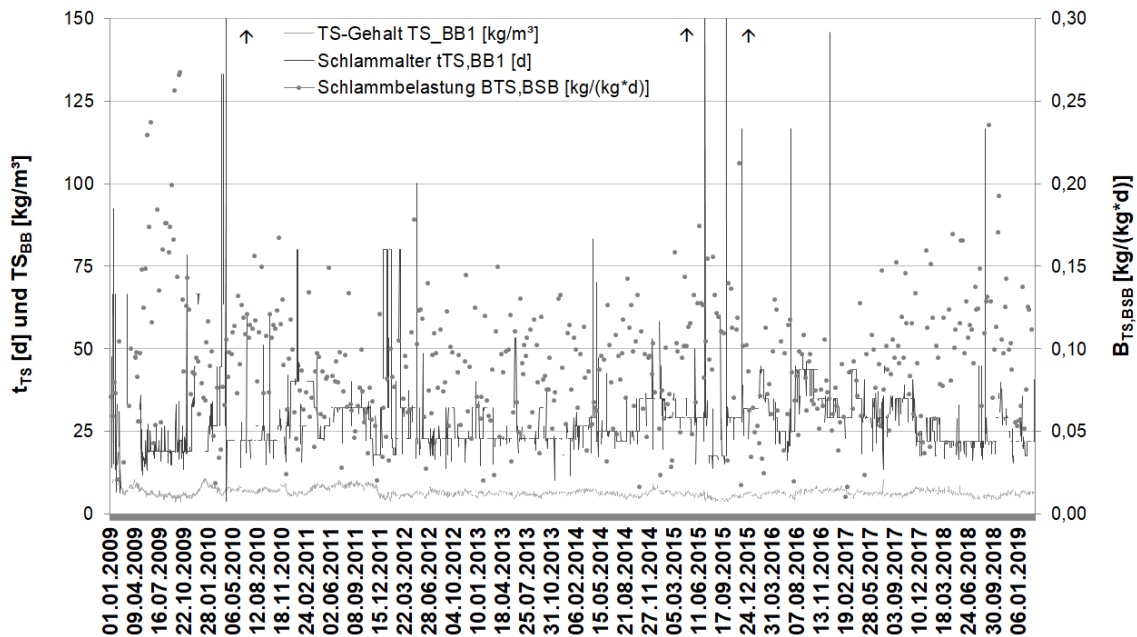


Abb. 4-6: Verlauf des Schlammalters und der Schlammbelastung (2009–2019)

Im Vergleich zu der bemessenen **Überschussschlammproduktion** von ca. 700 kg/d beträgt die tatsächlich entnommene Biomasse in Form von Überschussschlamm im Mittel lediglich 403 kg/d. Aus dem Belebungsbecken der KA Hutthurm werden täglich im Durchschnitt 60 m³/d Überschussschlamm abgezogen, mit einem durchschnittlichen TS-Gehalt TS_{ÜS} von 6,5 kg/m³. Den Verlauf der täglichen Überschussschlammmenge in seiner üblichen Schwankungsbreite zeigt Abbildung 4-7.

Mit der ÜS-Entnahme, üblicherweise in den Grenzen zwischen 50 und 100 m³/d, regelt das Betriebspersonal den TS-Gehalt und das Schlammalter der Biologie. Die entnommene ÜS-Menge schwankt in seiner minimalen und maximalen Ausprägung zwischen 12 und 2.000 kg/d, was allerdings atypische, kurzfristige Sonderfälle darstellt, die in der Regel auf Betriebsbedingungen der maschinellen Überschussschlammeindickung zurückzuführen sind. Generell ist eine möglichst kontinuierliche und gleichmäßige Entnahme und Betriebsweise angestrebt.

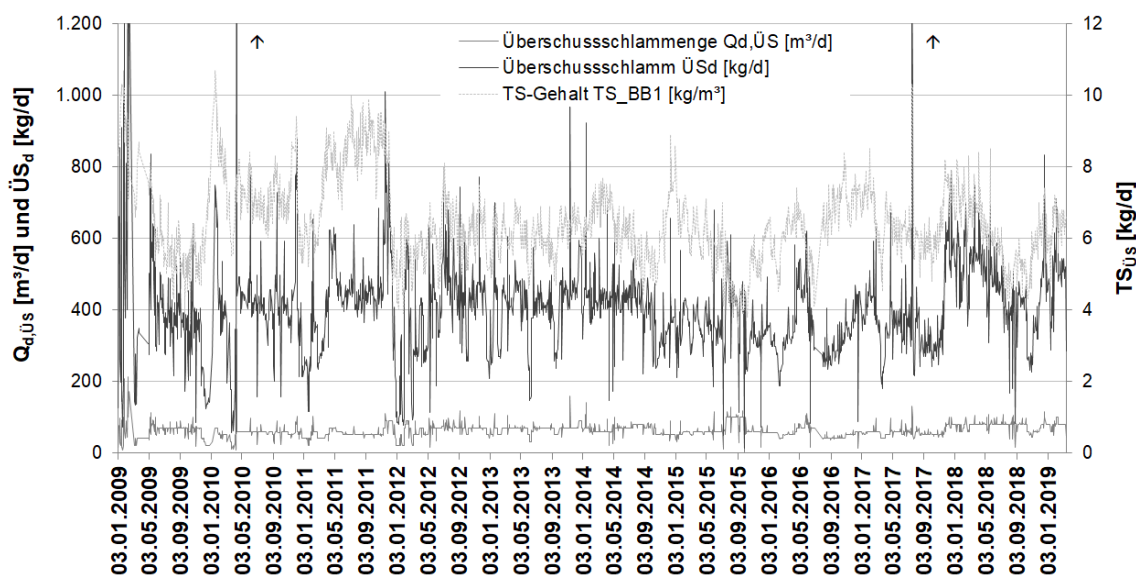


Abb. 4-7: Verlauf des Schlammalters und der Schlammbelastung (2009–2019)

4.2.3 Schlammfiltrationsindex SFI

Der SFI zeigt eine deutliche saisonale Schwankung, die in ihrer Ausprägung im Laufe der Betriebsjahre abnimmt (siehe Abb. 4-8).

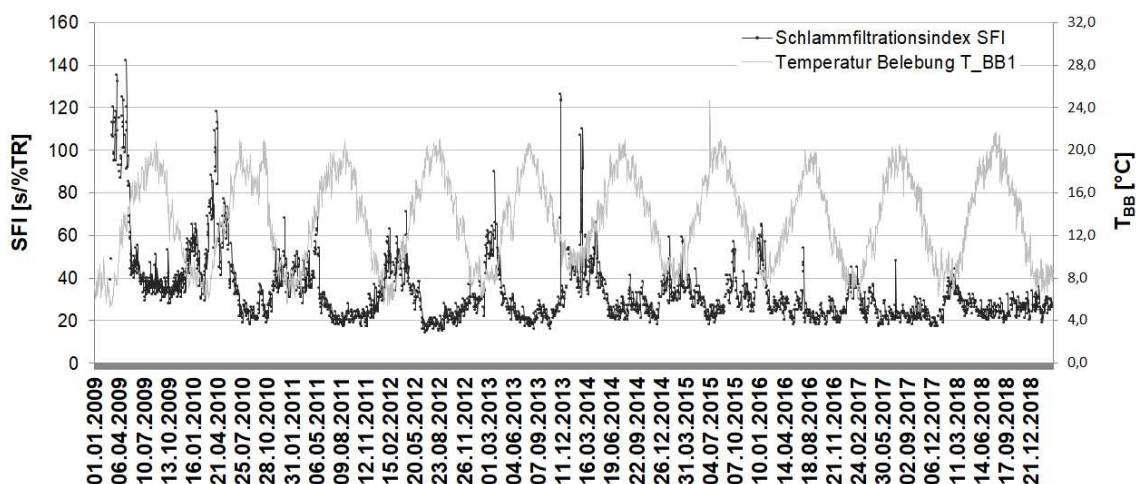


Abb. 4-8: Verlauf des Schlammfiltrationsindex und der Temperatur (2009–2019)

In den Sommermonaten lässt sich beim Belebtschlamm in Hutthurm eine deutlich bessere Schlammfiltrierbarkeit mit SFI-Werten um 20 s/%TR im Mittel feststellen. In den Wintermonaten bis 2016 verschlechterte sich bei niedrigeren Temperaturen die Schlammfiltrierbarkeit, was an SFI-Werten im Bereich von 40–70 s/%TR zu erkennen ist. Im Maximum erreichte die Schlammfiltrierbarkeit in Hutthurm Werte von 142 s/%TR, im besten Fall lag sie bei 14 s/%TR. Im Laufe der Betriebsjahre zeigt sich eine signifikante Verbesserung der Schlammfiltrierbarkeit. Die Verschlechterung der

Schlammfiltrierbarkeit in den Wintermonaten nimmt nach 2016 nur mehr Werte < 40–50 s/%TR an.

Die Größenordnungen der Werte in Hutthurm decken sich mit den Betriebserfahrungen von Thiemig an den MBR-Anlagen Xanten-Vynen und Eitdorf. Dort wurden vergleichbare saisonale Schwankungen der Schlammfiltrierbarkeit festgestellt. In Eitdorf lagen die Werte in der Größenordnung von 20 s/%TR im Sommer bis zu 60 s/%TR im Winter [93], allerdings erstreckte sich der Untersuchungszeitraum nur über eine Saison. Am MBR Xanten-Vynen hat Thiemig saisonale Schwankungen über 2 Jahre von 20–120 s/%TR gemessen [93].

Da es sich beim Schlammfiltrationsindex um einen noch nicht standardmäßigen, etablierten Kennwert handelt, sind Vergleichswerte und vor allem Erfahrungen zur Langzeitentwicklung dieses Kennwerts anderer MBR-Anlagen noch sehr rar. Eigene Vergleichswerte mit MBR-Anlagen unterschiedlicher Anwendungen (Industrielle/kommunale Anlagen, dezentrale Anwendungen, etc.) haben eine Bandbreite von Werten zwischen ca. 20–220 s/%TR aufgezeigt.

4.3 Reinigungsleistung und Ablaufqualität

In Kapitel 3.1.1, Tab. 3-1, sind die Anforderungen an die Ablaufqualität der KA Hutthurm zusammengestellt. In folgenden Kapiteln ist die Reinigungsleistung der KA Hutthurm für den Zeitraum 01/2009–03/2019 ausgewertet. Die Daten wurden im Rahmen der Eigenüberwachung einmal wöchentlich durch das Betriebspersonal erhoben.

4.3.1 Kohlenstoffelimination

Die organischen Schmutzfrachten haben sich zwar hinsichtlich ihrer Tagesfrachten erhöht, ihre Konzentration im Zulauf der Kläranlage hat sich über die letzten Jahre allerdings nicht verändert. Die BSB₅-Zulaufkonzentration lag im Mittel bei 472 mg/l mit einer Schwankungsbreite von minimal 60 mg/l bis maximal 1.040 mg/l (siehe Abb. 4-9). Für CSB lag die durchschnittliche Zulaufkonzentration bei 806 mg/l, mit Streuung von 117 mg/l bis 1.707 mg/l (siehe Abb. 4-10).

Die BSB₅-Konzentration im Ablauf lag im Auswertungszeitraum im Mittel bei 2,6 mg/l mit Minimalwerten von 1 mg/l und Maximalwerten von 13 mg/l. In 85 % der Messungen lag die BSB₅-Ablaufkonzentration unter 4 mg/l. Für die CSB-Konzentration im Ablauf sind im Mittel 16,2 mg/l zu verzeichnen, mit minimalen 7 mg/l und maximalen 40 mg/l. Das 85%-Perzentil für die CSB-Ablaufkonzentration liegt bei 20 mg/l.

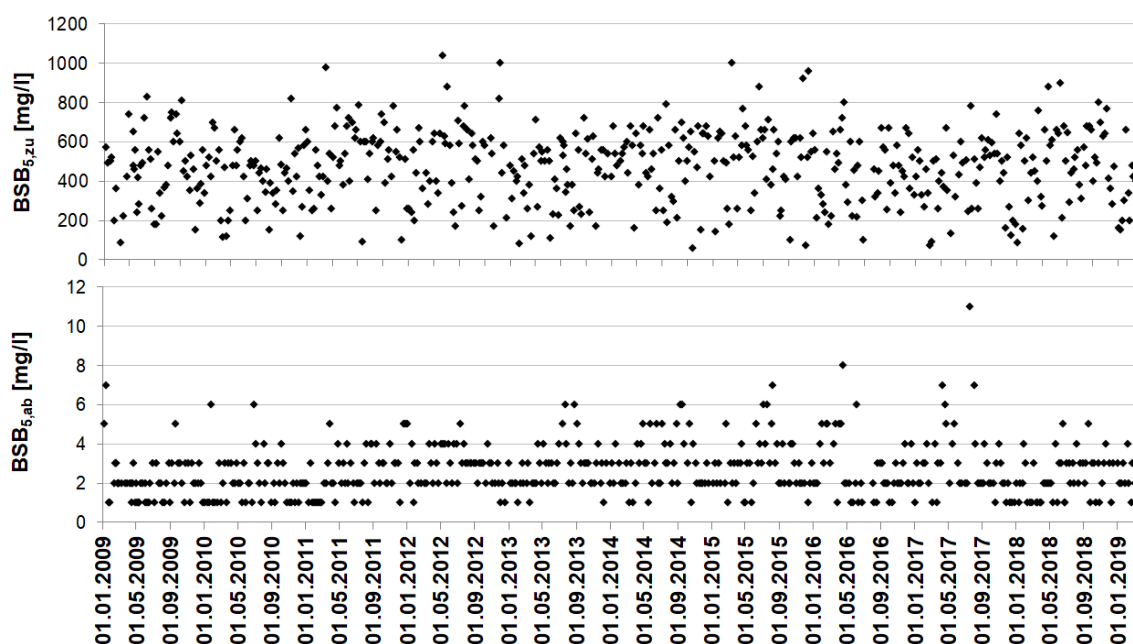


Abb. 4-9: BSB₅ Zu- und Ablaufkonzentrationen im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019

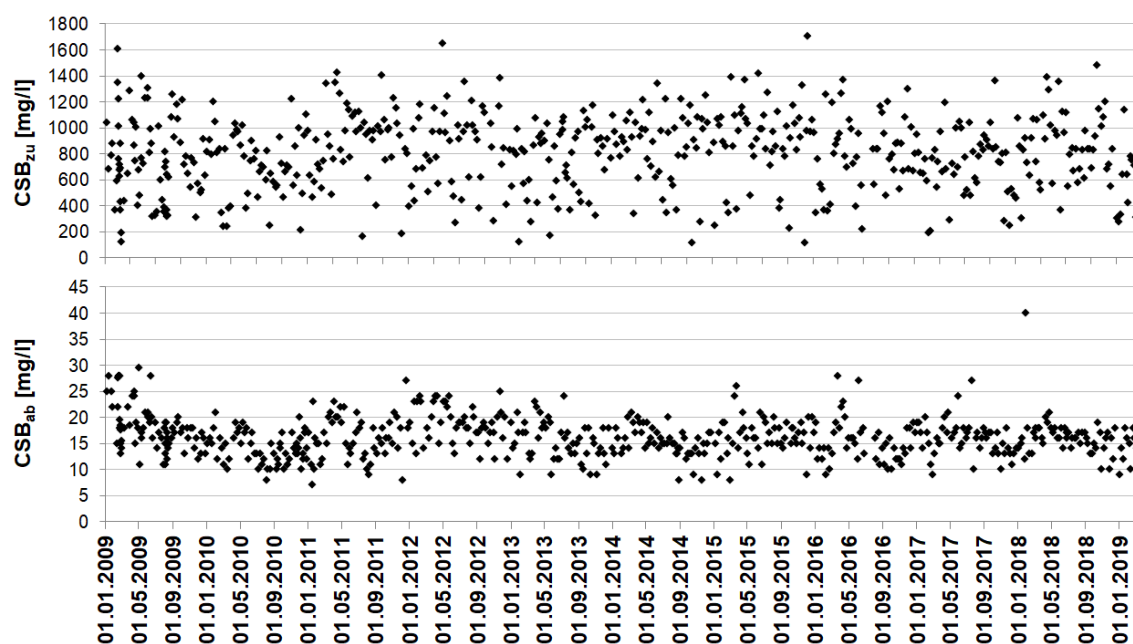


Abb. 4-10: CSB Zu- und Ablaufkonzentrationen im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019

Die Grenzwerte von 50 mg/l für CSB und 20 mg/l für BSB₅ hielt die Anlage zu jederzeit sicher ein. Im Vergleich zur konventionellen Altanlage in Hutthurm konnte durch die Installation der Membrananlage die organische Belastung des gereinigten Abwassers deutlich reduziert werden.

Die Barriere-Wirkung der Membran und deren vollständiger Rückhalt von Feststoffen gewährleistet eine zuverlässig niedrige Belastung an organischen Schmutzfrachten im Ablauf, unabhängig von Zulaufschwankungen, Änderungen an der Betriebsweise oder der Belebtschlammbeschaffenheit. Zudem zeigte die CSB-/BSB-Reduktion keine eindeutige Abhängigkeit von der Temperatur (5,2°C–24,7°C) oder dem TS-Gehalt (3,5 g/l–10,8 g/l) in der Belebung. Die Reduktion beläuft sich im Durchschnitt über den gesamten Betriebszeitraum auf 99,4 % BSB-Elimination und 97,7 % CSB-Elimination.

4.3.2 Stickstoffelimination

Die N_{ges} -Zulaufkonzentration variierte im Auswertungszeitraum relativ stark zwischen 6 mg/l und 91 mg/l und lag im Mittel bei 41 mg/l. Es ist tendenziell eine leichte Abnahme der N_{ges} -Konzentration im Zulauf über die Jahre festzustellen (siehe Abb. 4-11).

Die Ablaufwerte liegen über den gesamten Auswertungszeitraum im Mittel bei 0,8 mg/l für NH_4 -N, bei 5 mg/l für NO_3 -N und bei 6,7 mg/l für N_{ges} . In den Wintermonaten traten sporadische Spitzen der NH_4 -N- bzw. N_{ges} -Ablaufkonzentrationen auf. Diese waren allerdings nicht relevant hinsichtlich der einzuhaltenden Grenzwerte. Die Membranfiltration hat darauf keinen Einfluss. Die N_{ges} -Elimination beläuft sich im Durchschnitt auf 82,9 %.

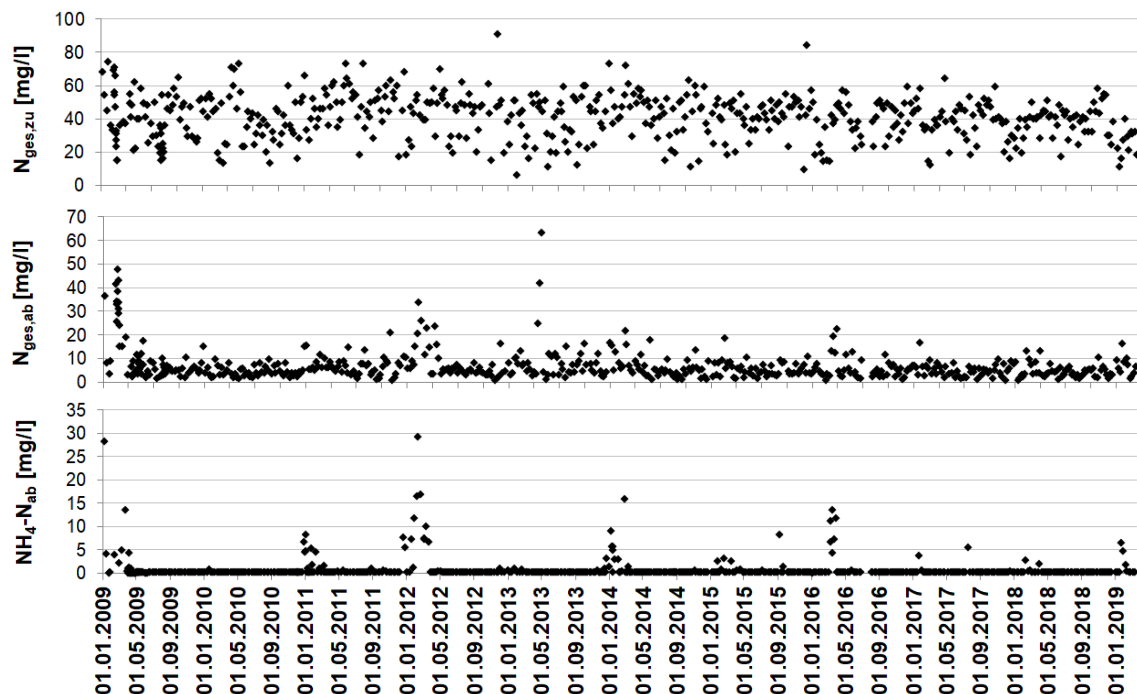


Abb. 4-11: N_{ges} Zu- und Ablaufkonzentrationen und NH_4 -N Ablaufkonzentrationen im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019

Aus der obigen Darstellung der Zu- und Ablaufwerte geht nicht hervor, dass es aufgrund der gewerblichen Einleiter zu einer unterschiedlichen Denitrifikationsleistung im Laufe einer Woche kommt. An Wochentagen ist die organische Fracht durch das Abwasser der Brauerei und des Getränkeabfüllbetriebs höher als an den Wochenenden. Dies führt zu einem Mangel an C-Quelle und eines erhöhten Nitratgehalts an den Wochenenden, wie eine typische Ganglinie in Abb. 4-12 zeigt.

Generell sind wechselnde Belastungen der Biologie einer MBR-Anlage zu vermeiden. Die Wechselbelastung aufgrund der produktionsbedingten Zulaufänderung durch die Industrieeinleiter scheint allerdings keinen nennenswerten Einfluss auf die Biologie und die Leistung der Membranfiltration zu haben.

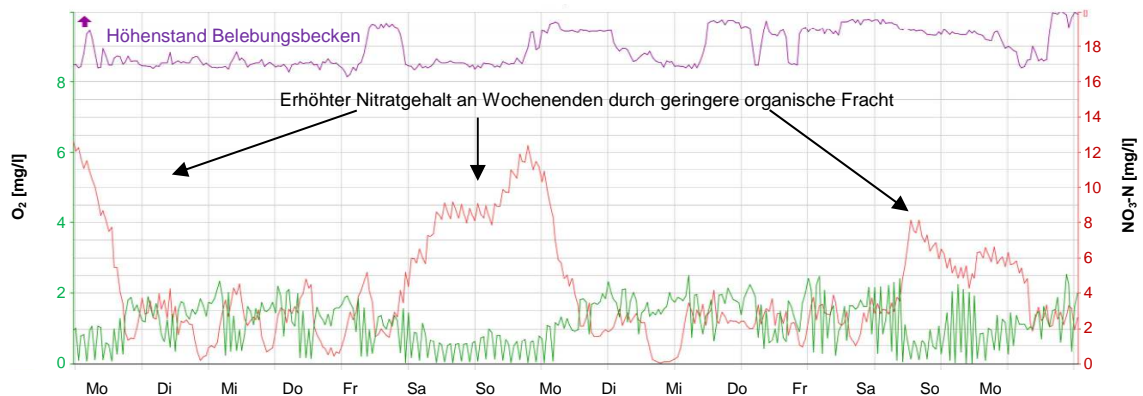


Abb. 4-12: Typische Ganglinie der $\text{NO}_3\text{-N}$ -Ablaufwerte (rot) über den Zeitraum von zwei Wochen

Wie in Kap. 2.2.3.3 beschrieben werden MBR-Anlagen als empfindlicher gegenüber Stoßbelastungen angesehen, was auf verkürzte hydraulische Aufenthaltszeiten zurückgeführt wird. Für die Kläranlage Hutthurm ergab sich eine minimale HRT von 5,77 h (siehe Abb. 4-8). Die durchschnittliche HRT lag bei 14,7 h. Es waren keine Auffälligkeiten hinsichtlich $\text{NH}_4\text{-N}$ -Spitzen zu verzeichnen. Die Erfahrungen von Thiemig et al. [92], dass bei einer HRT zwischen 6 und 10 Stunden die Wahrscheinlichkeit für das Auftreten von $\text{NH}_4\text{-N}$ -Spitzen im Ablauf signifikant erhöht ist, kann nicht bestätigt werden.

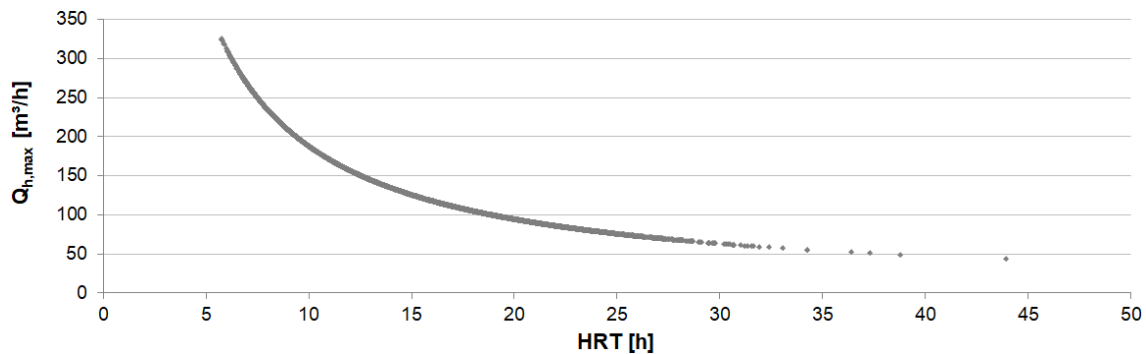


Abb. 4-13: HRT in Abhängigkeit der maximalen stündlichen Zulaufmenge

4.3.3 Phosphorelimination

Die P-Elimination erfolgt in Hutthurm aus der Inkorporation von P in den Überschussschlamm und einer chemischen P-Fällung. MBR-Verfahren können niedrigere P-Ablaufkonzentrationen im Vergleich zu konventionellen Verfahren erreichen (siehe Kap. 2.2.6). Die chemische P-Fällung in Hutthurm orientiert sich allerdings lediglich an der erforderlichen und nicht an der maximal möglichen P-Elimination.

Die mittlere Zulaufkonzentration für P_{ges} lag über den gesamten Auswertungszeitraum bei 7,8 mg/l, mit minimal 1,2 mg/l und maximal 18,4 mg/l. Die Ablaufkonzentration für P_{ges} lag im Mittel bei 0,5 mg/l. Das 85%-Perzentil errechnete sich zu 0,9 mg/l. Die durchschnittliche P-Elimination beträgt 93 %.

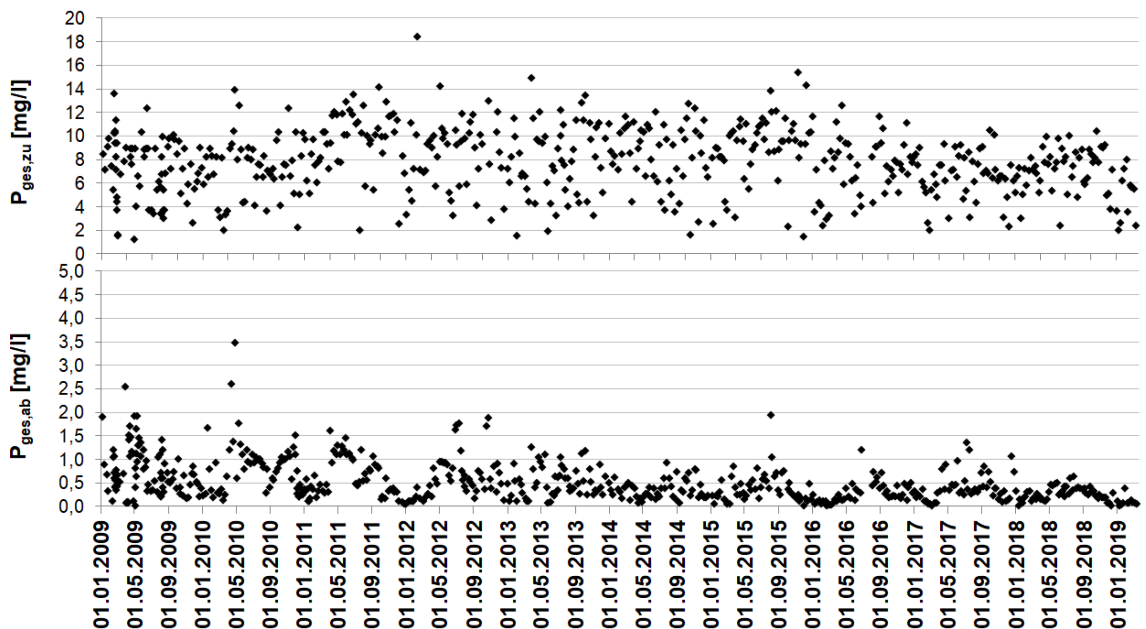


Abb. 4-14: P_{ges} Zu- und Ablaufkonzentrationen im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019

Sporadisch kam es zu einzelnen Überschreitungen des erklärten Ablaufwerts von 1,2 mg/l (siehe Abb. 4-14), was in der Regel auf eine Umstellung (z. B. aufgrund von gewünschten Nebeneffekten für die Belebtschlammbeschaffenheit) bzw. ungenügende Dosierung des chemischen Fällmittels zurückzuführen war.

Die Dosierung der Fällmittel fand anfangs im mittleren Bereich der Belebung statt, wurde allerdings sicherheitshalber Richtung Zulaufbereich des Belebungsbeckens verlegt, um Kurzschlussströmungen in die Filtrationskammer sicher zu vermeiden. Probleme aufgrund von eisenhaltigen Membranbelägen (Scaling) sind aus eigenen Erfahrungen anderer MBR-Anlagen bekannt, sind bei der KA Hutthurm allerdings im gesamten Betriebszeitraum nicht aufgetreten.

4.4 Hydraulische Leistung der Membranfiltration

4.4.1 Hydraulischer Leistungsanspruch

Für die Bemessung der Membranfiltration wurde 2006 angesichts der maximalen hydraulischen Zulaufsituation und der minimal zu erwartenden Temperaturen folgende hydraulische Leistungsdaten im Leistungsverzeichnis festgelegt (siehe Tab. 4-5):

Tab. 4-5: Hydraulische Leistungsdaten gemäß Leistungsverzeichnis

Parameter	Abwassertemperatur [°C]	TS-Gehalt Belebung [kg/m ³]	Wert gemäß LV	Bemerkung
Filtrationsleistung	7 ± 0,5	6–10	220 m³/h	Garantiewert
Nettoflux	7	10	24,7 l/(m²*h)	Garantiewert
Nettoflux	10	10	26,1 l/(m²*h)	Garantiewert
Nettoflux	15	10	30 l/(m²*h)	Garantiewert
Max. Durchsatz pro Straße			73,3 m³/h	Bieterangabe
Mittlerer Durchsatz pro Straße			46,6 m³/h	Bieterangabe
Max. Flussbelastung mittlerer Durchsatz			15,7 l/(m²*h)	Bieterangabe
Max. Flussbelastung max. Durchsatz			24,7 l/(m²*h)	Bieterangabe
Verhältnis brutto/netto-Fluss			1,1	Bieterangabe
Feststoffgehalt zum optimalen Betrieb			6–10 kg/m³	Bieterangabe

Die zu garantierende kontinuierliche Filtrationsleistung der Gesamtanlage beträgt 220 m³/h, was dem max. Mischwasserzulauf entspricht und im Regelbetrieb aller drei Straßen einen maximalen Durchsatz von 73,3 m³/h pro Modul bedeutet. Für den Trockenwetterzulauf von 140 m³/h bedeutet dies einen mittleren Durchsatz von 46,6 m³/h pro Modul.

Für den Netto-Flux wurde temperaturabhängig vom Hersteller der Membranmodule ein Spektrum von 15,7 bis 30 l/(m²*h) angegeben. Der hydraulische Durchsatz von 46,6 bzw. 73,3 m³/h entspricht einem Netto-Flux von 14,3 bzw. 22,5 l/(m²*h). Bei einer Standard-Taktung von 9/1 bedeutet dies einen Brutto-Flux von 15,7 bzw. 24,7 l/(m²*h).

Für den Stand der Technik zur Zeit der Angebotserstellung im Jahr 2006 lagen diese Auslegungswerte durchaus im vergleichbaren Rahmen der damaligen Werte anderer großtechnischer MBR-Anlagen, wie Tab. 4-6 zeigt:

Tab. 4-6: Vergleichsdaten anderer MBR-Anlagen zur Zeit der Angebotsstellung

Anlage	IBN	Größe [EW]	Membranfläche [m ²]	Modulart [-]	max. Zulauf [m ³ /h]	max. Flux (netto) [l/m ² /h]	Permeabilität [l/(m ² *h)]
KA Rödigen	1999	3.000	4.846	HF	135	30	-
KA Markranstädt	2000	12.000	8.800	HF	180	20,5	150–200
KA Knautnaundorf	2002	900	756	FS	18,4	24,4	-
KA Schwägalp	2002	780	270	FS	6,75	24	200–300
KA Monheim	2003	9.700	12.320	HF	288	23,4	75–175
KA Schilde (NL)	2003	10.000	10.560	HF	355	25	100–50
KA Nordkanal	2004	80.000	84.480	HF	1.881	23,4	80–250
KA Seelscheid	2004	11.500	12.480	FS	356	29	100–300
KA Varsseveld (NL)	2004	23.150	20.160	HF	755	45	-
KA Hutthurm	2008	21.000	9.792	FS	220	24,7	100–500

In Veröffentlichungen zum Betrieb von großtechnischen Anlagen sind teilweise Fluxraten bis zu 40 l/(m²*h) zu finden, manchmal sogar darüber. Dem Leser wird suggeriert, dass es sich bei diesem Kennwert um eine dauerhafte Durchsatzleistung handelt. Dies ist in der Regel nicht der Fall. In vielen Fällen handelt es sich um einen theoretischen Wert für kurzzeitige Spitzenbelastungen, die Netto-Fluxraten sind deutlich geringer. Eine neuere Studie zum aktuellen Status Quo von 19 großtechnischen Membrananlagen in China zeigt, dass der angepasste, reale Betriebs-Flux bei den meisten Anlagen im Bereich 19–25 l/(m²*h) liegt, mit einem Mittelwert bei 19,6 l/(m²*h) [109].

4.4.2 Regelung der Durchsatzleistung

In der Praxis ist die Durchsatzleistung der KA Hutthurm ein variabler Wert, der vom Betriebspersonal je nach hydraulischer Anforderung, Bedarf oder Leistungsfähigkeit des Membranmoduls frei eingestellt wird. Die Durchsatzleistung in nachfolgenden Auswertungen spiegeln nicht zwangsläufig die maximale Filtrationsleistung der Membranfiltration wider, sondern stellt nach Ermessen des Betriebspersonals den aktuell

angemessenen Durchsatz der Anlage dar. In der Regel wird ein möglichst „schonen-der“ Betrieb der Membranen angestrebt.

Im praktischen Anlagenbetrieb orientiert sich das Betriebspersonal an der Druckentwicklung der Anlagen (p_{VRM}) und regelt dementsprechend den Durchsatz ($Q_{h,VRM}$). Steigt der TMP an (entspricht Abfall von p), wird der Durchsatz reduziert. Steigt er weiter an, wird der Durchsatz ggf. weiter reduziert. Wird die Durchsatzleistung bei dieser iterativen Vorgehensweise zu gering, um die zulaufbedingte Abwassermenge zu bewältigen, ist eine chemische Reinigung durchzuführen. Erlaubt es die hydraulische Leistungsfähigkeit der Anlage, wird eine konstante Durchsatzleistung kontinuierlich beibehalten. Durch einen konstanten Einstellwert kommt es bei unterschiedlichem Abwasseranfall zu unterschiedlich langen Betriebs- und Stillstandszeiten der Membranen pro Tag. Bei Trockenwetterzulauf sind die Pausenzeiten pro Tag entsprechend lang, bei Mischwasserzulauf sind die Membranen kontinuierlich in Betrieb. Für einen „membranschonenden“ Betrieb ist aus eigenen Erfahrungen eine reduzierte Flussrate den längeren Relaxationszeiten vorzuziehen.

Folgende Grafik veranschaulicht dieses Regelungsverhalten der Durchsatzleistung:

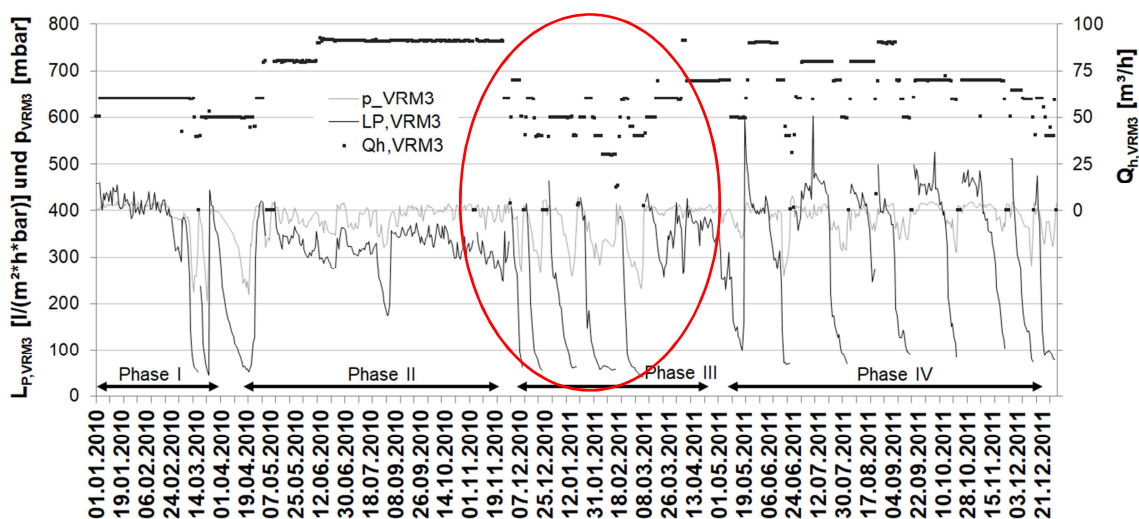


Abb. 4-15: Einstellung der Durchsatzleistung in Abhängigkeit der Anlagen-Performance (Beispiel VRM 3, Zeitraum: 01/2010–12/2011)

Im Winter oder während Zeiten mit Foulingproblematik (**Phase I**) wird der Durchsatz auf einem moderaten Niveau wie in obigem Beispiel bei 30–60 m³/h eingestellt. Erlauben es die Randbedingungen, z. B. im Sommer, wird der Durchsatz auf bis zu ca. 90 m³/h erhöht und kontinuierlich beibehalten (**Phase II**). Sobald ein Leistungseinbruch bzw. äußere Betriebsbedingungen zu einem instabilen Betrieb führen (**Phase III**), muss der Durchfluss stark reduziert werden. Diese Phase ist zudem von einer instabilen Permeabilität und häufigen chemischen Reinigungen gekennzeichnet. Auch im Som-

mer kann ein instabiles Verhalten der Filtrationsleistung (**Phase IV**) zu einer häufigen Anpassung der Durchsatzleistung und wiederholten chemischen Reinigungen führen.

4.4.3 Leistungstest

Im Zeitraum von 16.06.2010 bis 30.06.2010 wurden die Membranen einem Leistungstest unterzogen, um die hydraulische Leistungsfähigkeit der Anlage und den erforderlichen Netto-Durchsatz von 220 m³/h zu überprüfen.

Als Randbedingungen sind folgende Gegebenheiten festzuhalten: der TS-Gehalt der Biologie lag im Versuchszeitraum zwischen 6,5 und 7,5 g/l, der TS-Gehalt des Rücklaufschlammes zwischen 10,5 und 13 g/l. Der SFI war während der Versuchsphase konstant bei ca. 40 sec/%TR, was auf einen gut filtrierbaren Schlamm schließen lässt. Es herrschten vorrangig Trockenwetterbedingungen, versetzt mit einzelnen Regenwetterereignissen. Der Leistungstest wurde nicht mit frisch gereinigten Membranen, sondern mit seit längerer Zeit im Betrieb befindlichen Membranen durchgeführt. Die letzten nennenswerten Intensivreinigungen fanden im März/April 2010 statt.

Für den Leistungstest wurden die VRM-Module mit einem Durchsatz von 91 m³/h bei einer Taktung von 8/2 (Filtration/Pause) betrieben. Dies bedeutet einen Brutto-Flux von 27,9 l/(m²*h) und einen Netto-Flux von 22,3 l/(m²*h) und entsprach dem geforderten maximalen Netto-Durchsatz von rund 73 m³/h pro Straße. Wie Abb. 4-16 detailliert (Datenintervall: 15 min) zeigt, wurde die Membranfiltration kontinuierlich über einen Zeitraum von mehreren Tagen mit einer Durchsatzleistung von 90 m³/h betrieben und damit die erforderliche hydraulische Leistungsfähigkeit nachgewiesen. Die entscheidenden Betriebsphasen der VRM 2 und VRM 3 sind in Abb. 4-16 entsprechend gekennzeichnet. Es ist ebenfalls ersichtlich, dass der TMP während des Leistungstest unverändert stabil bleibt. Über den gesamten Zeitraum zeigten sich keine Leistungseinbrüche, die Permeabilität blieb analog zum Druckverlauf konstant auf hohem Niveau. Für VRM 1 wird diese Leistungsfähigkeit ebenfalls unterstellt, auch wenn die Durchsatzleistung – limitiert durch die verfügbare Abwassermenge – nur kurzzeitig erhöht werden konnte.

Der Leistungstest der Membranmodule fand bei Temperaturen von 13,2°C bis 18,6°C statt und weicht damit von den Temperaturen im Leistungsverzeichnis ab, bei denen die Durchsatzleistungen für 7°C garantiert wurden. In den Wintermonaten führten allerdings regelmäßig jedes Jahr prozess- oder einleitungsbedingte Randbedingungen zu instabilen Betriebsverhältnissen, die eine bemessungskonforme Durchsatzleistung verhinderten.

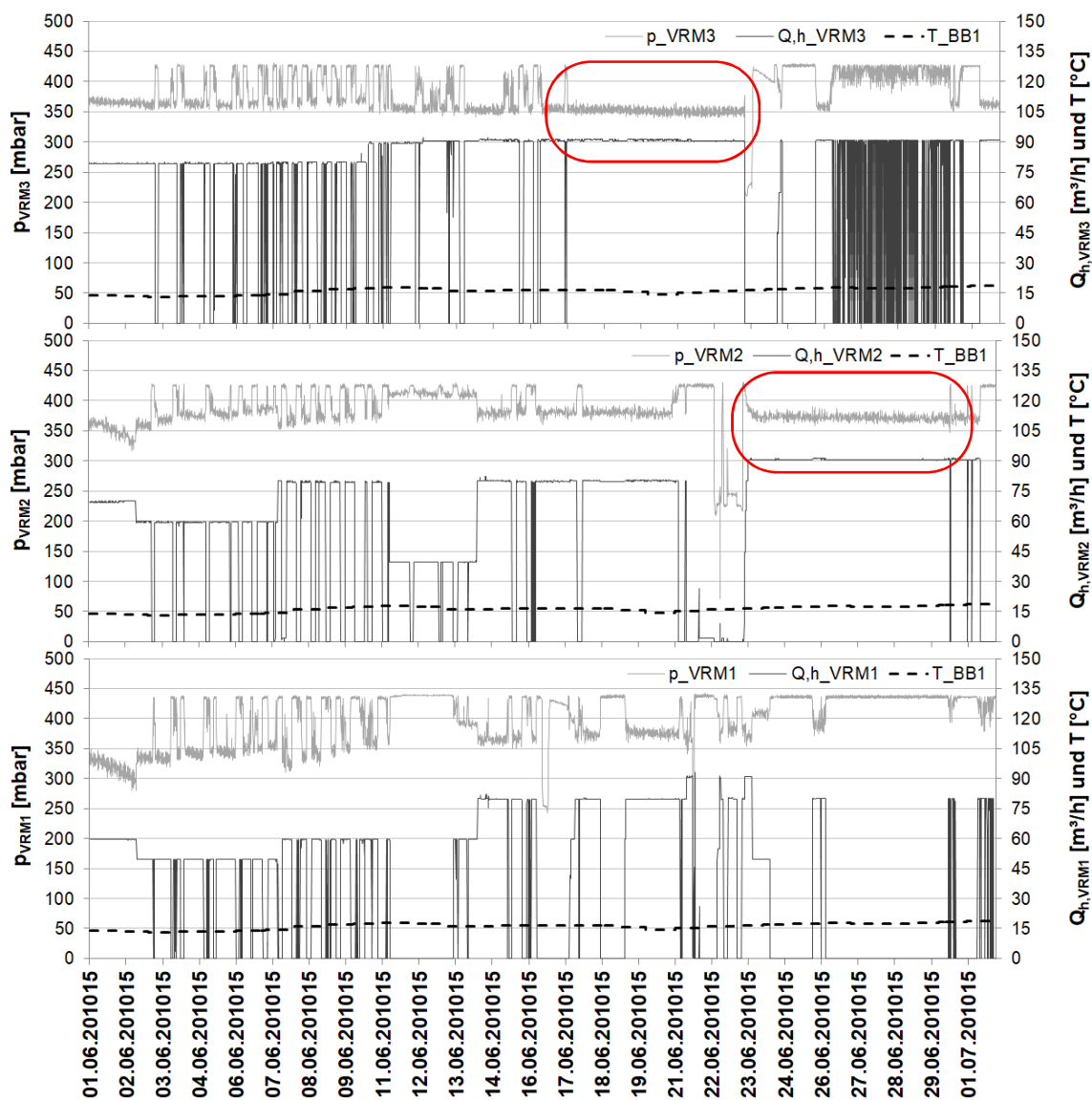


Abb. 4-16: Leistungstest der Durchsatzleistung im Juni 2010

Dass bei sonst guten Randbedingungen die hydraulische Durchsatzleistung der Gesamtanlage auch bei niedrigen Temperaturen in den Wintermonaten entsprechend hoch sein kann, zeigt folgende Betrachtung (siehe Abb. 4-18) der Wintermonate 2010 und 2013. Trotz Abwassertemperaturen unter 8°C wurden im Winter 2010 Flussleistungen von $83\text{ m}^3/\text{h}$ und $60\text{ m}^3/\text{h}$ kontinuierlich über mehrere Tage gefahren, was einem Brutto-Flux von $25,4\text{ l}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ bzw. $18,4\text{ l}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ (Netto-Flux: $20,3$ bzw. $14,7\text{ l}/\text{m}^2\cdot\text{h}$) entspricht. Im Winter 2013 waren sogar Durchsätze von 70 bis $90\text{ m}^3/\text{h}$ möglich, was einem Brutto-Flux von $27,6\text{ l}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ (Netto-Flux: $22,1\text{ l}/\text{m}^2\cdot\text{h}$) gleichkommt.

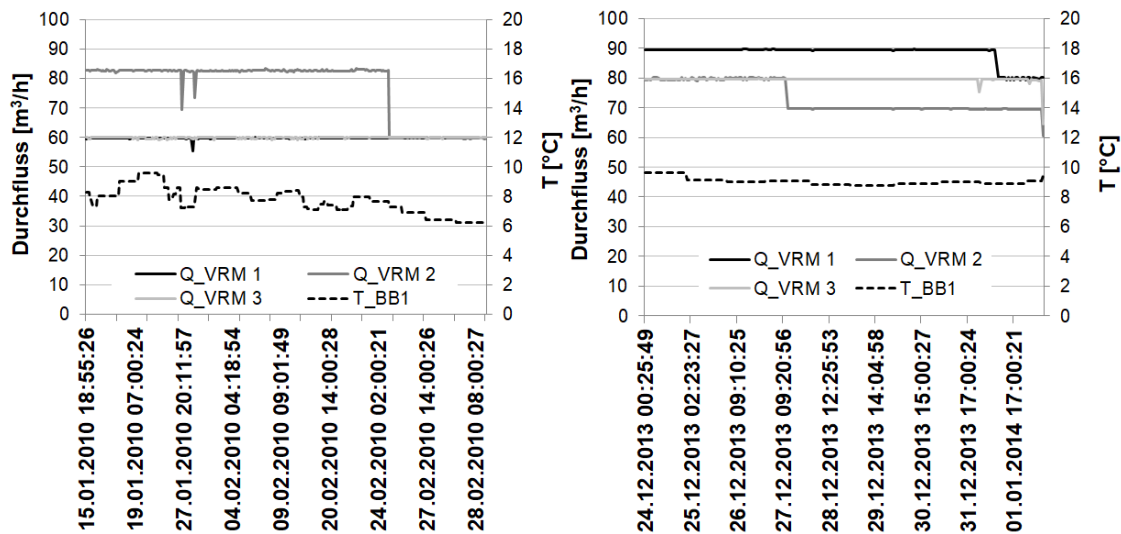


Abb. 4-17: Hohe Durchsatzleistung der Membranfiltration im Winter 2010 (links) und Winter 2013 (rechts)

Diese Betriebsdaten zeigen, dass die gemäß Leistungsverzeichnis geforderte hydraulische Durchsatzleistung der Membrananlage nachgewiesen werden konnte und bei entsprechenden prozesstechnischen Randbedingungen auch bei niedrigen Temperaturen zu erwarten ist.

4.4.4 Fluxraten

Entsprechend den eingestellten Durchflussraten von ca. 30 m³/h bis 90 m³/h variieren in Hutthurm die Fluxraten zwischen 9,2 l/(m²*h) und 27,6 l/(m²*h) (brutto).

Die empirischen Langzeiterfahrungen der KA Hutthurm zeigen, dass sich bei einer niedrigen eingestellten Durchsatzleistung von < 35 m³/h pro VRM (entspricht Brutto-Flux 10,7 l/(m²*h)) widrige Betriebsumstände weniger stark auf das Filtrationsverhalten auswirken als bei höheren Durchsatzleistungen. Bei ca. 70 m³/h (entspricht Brutto-Flux 21,5 l/(m²*h)) liegt eine empirische Grenze, ab der sich die Filtrationsleistung sehr sensibel und anfällig für Fouling und einen dadurch bedingten instabilen Betrieb zeigt. Dies deckt sich in etwa mit den Erfahrungen von Drensla beim GW Nordkanal. Infolge werden bei niedrigen Netto-Fluxraten um ca. 10 l/(m²*h) die Foulingprozesse verlangsamt, bei durchschnittlichen Netto-Fluxraten größer 20 l/(m²*h) und dynamischer hydraulischer Belastung ist die Notwendigkeit der chemischen Reinigung wesentlich höher [21].

Drensla empfiehlt, die stündliche hydraulische Leistung der Membranen im Kontext mit dem Jahres-Flux zu betrachten. Liegt der Jahresflux (brutto) im Bereich von 2–6 l/(m²*h), dann ist von langen Relaxationszeiten auszugehen, „die positiv die Selbstreinigung der Membranen beeinflussen“ [21]. Dieser Wert erscheint angesichts der expli-

zeit erwähnten Brutto-Flux-Betrachtung äußerst niedrig. Die Vorgehensweise zur Bestimmung wurde nicht dargelegt.

Für die Betrachtung der Jahres-Fluxraten für die KA Hutthurm (2009–2018) wurden sowohl die Brutto- als auch Netto-Fluxraten ausgewertet (siehe Tab. 4-7). Der Jahres-Netto-Flux wurde über die im Ablauf der Kläranlage protokollierte Abwassermenge (entspricht dem Jahres-Netto-Durchsatz) berechnet. Der Jahres-Brutto-Flux ließ sich anhand der protokollierten Laufzeiten der Permeatpumpen berechnen, wodurch der Brutto-Flux automatisch um alle Stillstandszeiten bereinigt ist.

Tab. 4-7: Jahres-Fluxraten der KA Hutthurm für 2009–2019

Jahr	Jahresabwasser- menge [m ³ /a]	Installierte Membranfläche	Jahres-Flux (brutto) [l/(m ² *h)]	Jahres-Flux (netto) [l/(m ² *h)]
2009	766.232	9.792	15,3	8,9
2010	837.366	9.792	21,1	9,8
2011	636.507	9.792	17,1	7,4
2012	616.315	9.792	16,9	7,2
2013	683.192	9.792	19,8	8,0
2014	640.645	9.792	14,0	7,5
2015	647.840	9.792	16,1	7,6
2016	680.788	9.792	16,9	7,9
2017	840.919	9.792 / 19.008*	18 21,5*	8,4 6,5*
2018	861.884	19.008	17,6	5,2
2019 (bis 18.3.2019)	230.587	19.008	15,0	6,5

* Membranerweiterung ab 27.9.2017 (siehe Kapitel 6)

Die rechnerische Brutto-Fluxrate liegt mit Werten zwischen 14 l/(m²*h) und 21,5 l/(m²*h) deutlich über dem von Drensla definierten „schonenden Betrieb“. Selbst die rechnerische Netto-Fluxrate zwischen 5,2 l/(m²*h) und 9,8 l/(m²*h) überschreitet die 2–6 l/(m²*h) von Drensla deutlich. Damit ist in Hutthurm von einer vergleichsweise hohen hydraulischen Belastung der Membranen im Jahresdurchschnitt auszugehen.

In der Regel werden für die Auslegung bzw. für die Bewertung der hydraulischen Belastung von Membranen Fluxraten auf Basis von Stunden- bzw. Tageswerten ermittelt. Anhand der obigen Betrachtungsweise kann es sinnvoll sein, die hydraulische Belastung auch anhand von rechnerischen Jahres-Fluxraten zu bewerten. Dafür sind Vergleichswerte weiterer großtechnischer Anlagen notwendig.

4.4.5 Entwicklung der Permeabilität

Abb. 4-18 gibt einen generellen Überblick über die Permeabilitätsentwicklung aller drei VRM-Module von 01/2009 bis 03/2019. Die rote Linie kennzeichnet einen Zeitsprung von fehlenden Daten für den Zeitraum 03/2014–09/2017.

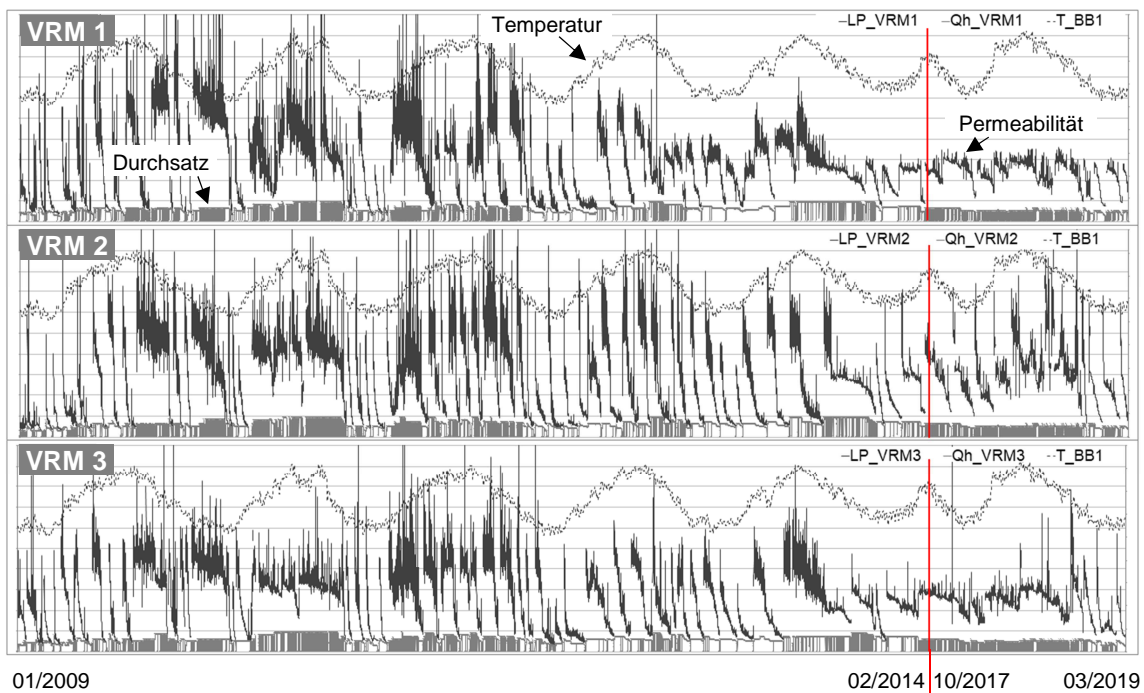


Abb. 4-18: Verlauf der Permeabilität der 3 VRM-Module im Betriebszeitraum 2009–2019

Die Entwicklung der Permeabilität in Hutthurm zeigt einen sehr untypischen Verlauf und ist gekennzeichnet von einer starken Foulingproblematik. Dementsprechend ist der Betrieb der MBR-Anlage als sehr instabil zu bezeichnen. Chemische Reinigungen führen zu einem kurzfristigen Anstieg der Permeabilität teilweise auf Werte bis zu $600 l/(m^2 \cdot h \cdot bar)$. Während Phasen ungünstiger Betriebszustände fällt diese aber auch relativ schnell wieder auf Werte von $60 l/(m^2 \cdot h \cdot bar)$ ab. Bedingt durch diesen instabilen Betrieb sind im Winter häufige chemische Reinigungen in einem Intervall von ca. 2–3 Wochen, im Sommer von ca. 3–6 Monaten, nötig.

Für nachfolgende Auswertungen ist anzumerken, dass das generelle Filtrationsverhalten aller drei VRM-Module in der Regel identisch ist. Auswertungen oder Trends werden exemplarisch oft nur für eine VRM-Anlage dargestellt, diese gelten für die anderen Straßen gleichermaßen.

Die typische „Winterproblematik“ der Anlagen ist anhand der VRM 1 und einem Ausschnitt aus obiger Grafik (Abb. 4-18) für die Saison 06/2010 bis 05/2011 beispielhaft

näher dargestellt (siehe Abb. 4-19), mit dem Verlauf der Permeabilität, der Abwassertemperatur, der eingestellten Durchsatzleistung und dem Druckverlauf.

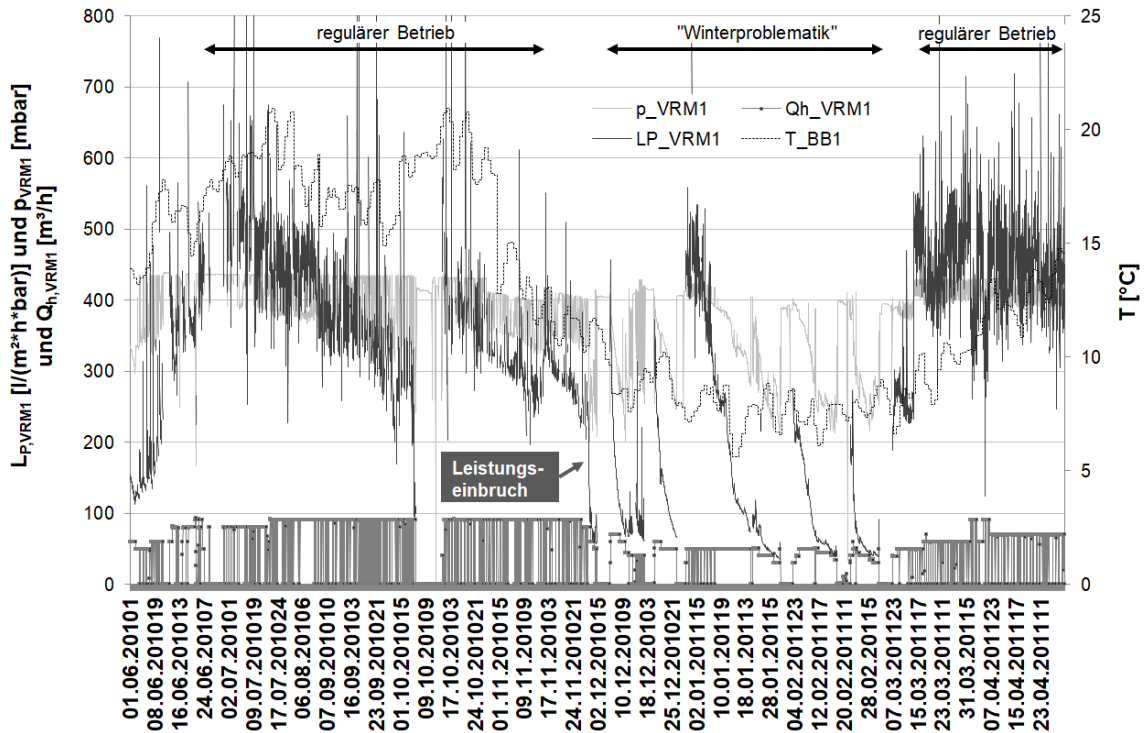


Abb. 4-19: Saisonaler Verlauf der Permeabilität von 06/2010 bis 04/2011

Die Sommermonate zeigen einen regulären Betrieb einer MBR-Anlage mit einem typischen Verlauf der Permeabilität (L_P) respektive des Transmembrandrucks (p_{VRM}). Es ist eine schleichende Abnahme der Permeabilität im Laufe der Zeit zu erkennen, die auf eine typische Deckschichtbildung zurückzuführen ist. Die Durchsatzleistung (Q_h) ist konstant auf einem hohen Niveau. Mit einer chemischen Reinigung (im Zeitraum 01.10.-09.10) wird die Permeabilität bei Bedarf regeneriert, was an einer Erhöhung der Permeabilität nach der chemischen Reinigung deutlich wird. In der Übergangsphase zum Winter treten plötzliche, massive Leistungseinbrüche auf (Leistungseinbruch gekennzeichnet, 26.11.), denen eine ernsthafte Foulingproblematik und ein instabiler Betrieb der Anlage den gesamten Winter hindurch folgt. Der hydraulische Durchsatz ist deutlich reduziert. Es dauert meist bis ins Frühjahr hinein, bis sich die Anlage stabilisiert und sich wieder ein regulärer Betrieb einstellt.

Diesen generellen Trend, dass sich die Permeabilitäten im Sommer besser darstellen als im Winter zeigt Abb. 4-20. Es wurden die mittleren Permeabilitäten der VRM-Module für typische Sommermonate (Jun–Sep) und typische Wintermonate (Dez–Mar) eines jeden Jahres ausgewertet.

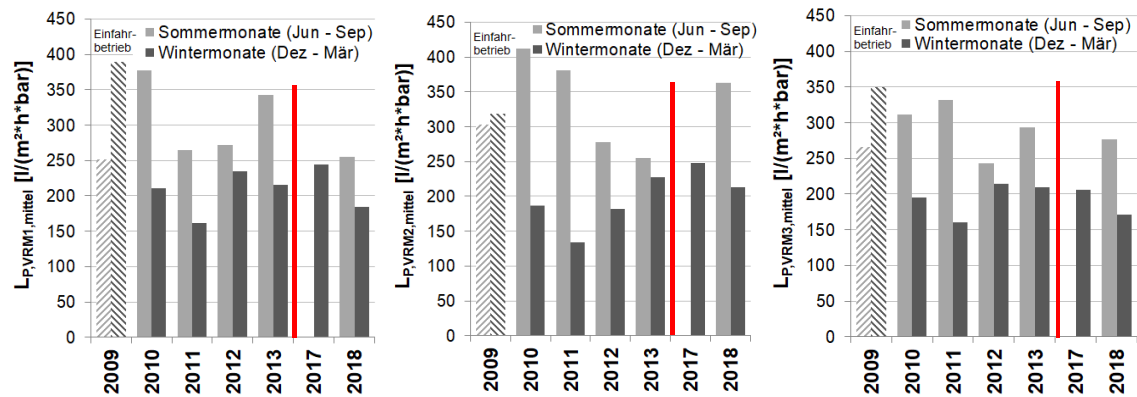


Abb. 4-20: Permeabilitäten der 3 VRM-Module im Sommer/Winter-Vergleich (von links: VRM 1, VRM 2, VRM 3)

Die Werte zeigen eine mittlere Permeabilität von ca. 300 $\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ im Sommer und 200 $\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ im Winter und pendeln in ihrer minimalen und maximalen Ausprägung zwischen 50 und 800 $\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$. Das Jahr 2009 stellt eine Ausnahme bei der Permeabilitätsbetrachtung dar, da umfangreiche Maßnahmen im Rahmen eines Einfahr- und Optimierungsbetriebes unternommen wurden, daher ist es nicht direkt mit den Folgejahren vergleichbar.

Bei der MBR-Anlage Monheim (Hohlfasermodule, Fabrikat Puron) beträgt die Permeabilität im Sommer ca. 125–175 $\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ und im Winter ca. 75–100 $\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ [103]. Beim GWK Nordkanal (Hohlfasermodule, Fabrikat Zenon) werden im Sommer Permeabilitäten von 150–250 $\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ erreicht, im Winter von 80–150 $\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ [31]. Während in Monheim eine deutliche Abnahme der Permeabilität über den Betrieb der ersten 4 Jahre festzustellen war [103], konnte auf dem GWK Nordkanal die Permeabilität in den ersten Jahren durch Prozessoptimierungen gesteigert werden [31]. Die Absolutwerte der Permeabilitäten sind aufgrund deren unterschiedlichen Ermittlungsweise, Anlagenkonfiguration, Membranmodule etc. nicht direkt miteinander vergleichbar, die relativen Unterschiede der Sommer- und Winterwerte zeigen allerdings mit einer Reduzierung auf jeweils ca. 60 % ähnliche Größenordnungen. Die winterlichen Leistungseinbußen scheinen in gewissem Maße unabhängig vom eingesetzten Membranmodulsystem und generell auf prozesstechnische Ursachen zurückzuführen zu sein. Die ausgeprägten Leistungseinbrüche wie in Hutthurm treten bei den beiden anderen Anlagen allerdings nicht auf.

Die Foulingproblematik in Hutthurm beschränkt sich aber nicht nur auf die Wintermonate, auch im Sommer treten sporadisch instabile Betriebsverhältnisse auf. Allerdings ist die Folgeproblematik bis zur Wiedererlangung eines stabilen Betriebs in den Sommermonaten verkürzt. Sowohl im Sommer wie im Winter stellen sich die Ursachen der Leistungseinbrüche und der Foulingproblematik und deren Auswirkungen sehr unter-

schiedlich dar. Während es sich in manchen Situationen sehr offensichtlich um Biofouling handelt, das sich in Form von gelartigen, schleimigen, leicht klebrigen Belägen auf den Membranen und anderen Einbauten der Filtrationskammern und Belebungsbecken zeigt (siehe Abb. 3-7), ist in anderen Situationen bei gleich starken Permeabilitätseinbußen kein offensichtlicher Belag vorzufinden.

Mögliche Einflussfaktoren für dieses untypische Filtrationsverhalten und die Permeabilitätseinbußen werden in Kapitel 5 näher untersucht.

4.5 Chemische Reinigung

Die Auswertungen zur chemischen Reinigung in diesem Kapitel beziehen sich auf die 3 ursprünglich installierten Membranmodule (VRM 1, VRM 2, VRM 3). Weitere Informationen zur chemischen Reinigung nach der Installation eines vierten Membranmoduls sind zudem in Kapitel 6 zu finden.

4.5.1 Reinigungsstrategie der nicht rückspülbaren Module

Neben der mechanischen Reinigungsstrategie aus Relaxation (i. d. R. $t_F=10$ min, $t_R=1-2$ min) und Crossflow-Spülung ($SAD= 0,250 \text{ Nm}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$) beschränkt sich die chemische Reinigungsstrategie auf die Durchführung von Hauptreinigungen nach Bedarf. Die Hauptreinigungen erfolgen in-situ in den Filtrationskammern (siehe Abb. 4-21). Die Vorgehensweise ist dabei wie folgt:

- Entleerung der Filtrationskammern
- Säuberung der Kammern und aller Einbauten mit Permeat
- Öffnen der Entlüftungs-Kugelhähne aller Modulsegmente
- Füllen der Filtrationskammer mit der entsprechenden Reinigungslösung
- Reinigung der Membranen gemäß empirischer Erfahrungswerte des Betriebspersonals (Chemikalie, Konzentration, Einwirkzeit, etc.)
- Sporadische, kontrollierte Durchmischung mittels Crossflow-Spülung
- Entleerung der Filtrationskammer nach erfolgter chemischer Reinigung, Spülen mit Permeat, Umpumpen der Reinigungslösung ins Zwischenspeicherbecken
- Am Ende des letzten Reinigungsschrittes: Schließen der Modulentlüftungshähne und Wiederbefüllen der Filtrationskammer mit Belebtschlamm



Abb. 4-21: In-situ Hauptreinigung der VRM 3 mit H_2O_2 am 30.07.2009

Die Erfahrungen in Hutthurm zeigten, dass zwingend auf eine Entlüftung der Membranmodule zu achten ist, da während der chemischen Reinigung Gase im Inneren des Membranmoduls entstehen können. Dies bestätigt die Erfahrungen von Drensla [21] bei der chemischen Reinigung von Hohlfasermodulen. Zudem ist bei der Planung von Neuanlagen die Behandlung bzw. Verbringung von gebrauchten Reinigungslösungen im Vorfeld in das Gesamtkonzept der Kläranlage einzubinden. Bei einer Rückführung in die Biologie ist darauf zu achten, dass die Reinigungslösungen verdünnt, neutralisiert und gering dosiert der Belebung zugegeben werden.

Generell wurden auf der Kläranlage Hutthurm nur die in Tab. 4-8 aufgelisteten Reinigungschemikalien verwendet. Sonderreinigungsmittel wurden sporadisch im Labormaßstab getestet, aufgrund des Kosten-Nutzenaufwands allerdings nicht großtechnisch eingesetzt. Die Membranbeläge in Hutthurm waren zu jeder Zeit – unter Anpassung der Konzentration und Einwirkzeit – mit den standardmäßig verwendeten Reinigungschemikalien entfernbar. Der Reinigungserfolg wird vom Betriebspersonal optisch kontrolliert. Bei Bedarf kann es auch nötig sein, eine zweite Reinigung durchzuführen. Die Erfahrungen zur Durchführung der chemischen Reinigung für VRM 1–3 erstrecken sich auf die Bandbreite folgender Parameter:

Tab. 4-8: Technische Daten zur Durchführung der in-situ Intensivreinigung für VRM 1–3 im Zeitraum 01/2009–03/2019

	Einheit	Oxidative Reinigung		Saure Reinigung
Reinigungschemikalie	-	NaOCl	H ₂ O ₂	Zitronensäure
Anzahl (2009–2019)	-	250	35	121
Konzentrationen Chemikalie	[%]	12,9	30 / 49,5	50
Konzentration Reinigungslösung	[mg/l]	77–1.129	619–12.075	625–2.188
pH-Wert	[-]	10–12,8	10–12,5	3–3,8
Temperatur	[°C]	4–20	6–20	6–21
Einwirkzeit	[h]	2–115	3–120	2–60

4.5.2 Reinigungshäufigkeit

Die Reinigungshäufigkeit der Membranmodule weicht stark von den ursprünglichen Erwartungen ab. Die bereits erläuterte Foulingproblematik machte sehr viel mehr chemische Reinigungen notwendig, als mit ca. 2 Reinigungen pro Jahr während der Planungsphase angenommen. Tab. 4-9 zeigt eine Übersicht zu den durchgeführten Reinigungen der VRMs 1–3 pro Jahr.

Tab. 4-9: Reinigungshäufigkeit der Filtrationseinheiten VRM 1–3 im Zeitraum 01/2009–03/2019

Jahr	Anzahl Intensivreinigungen			Behandelte Abwassermenge pro Jahr [m ³ /a]	Temperatur im Zulauf im Jahresdurchschnitt [°C]
	VRM 1	VRM 2	VRM 3		
2009	12	12	13	766.232	11,3
2010	8	7	8	837.366	12,0
2011	14	15	14	636.507	12,2
2012	10	11	10	616.315	12,2
2013	5	7	6	683.192	12,2
2014	7	7	9	640.645	13,1
2015	12	11	7	647.840	12,8
2016	9	9	9	685.937	12,2
2017	8	8	5	840.919	12,4
2018	8	7	7	861.884	12,9
2019 (bis März)	2	1	2	(230.587)	(7,7)

Die Anzahl der chemischen Reinigungen pro Jahr bewegten sich zwischen 5 und 15 pro Membranmodul. Im Durchschnitt wurden 9,5 Reinigungen pro Modul und Jahr

(2009–2016) durchgeführt. Die Anzahl der Reinigungen war in den Monaten Dezember bis März am höchsten, wie Abb. 4-22 anhand der monatlichen Verteilung über den gesamten Auswertungszeitraum zeigt.

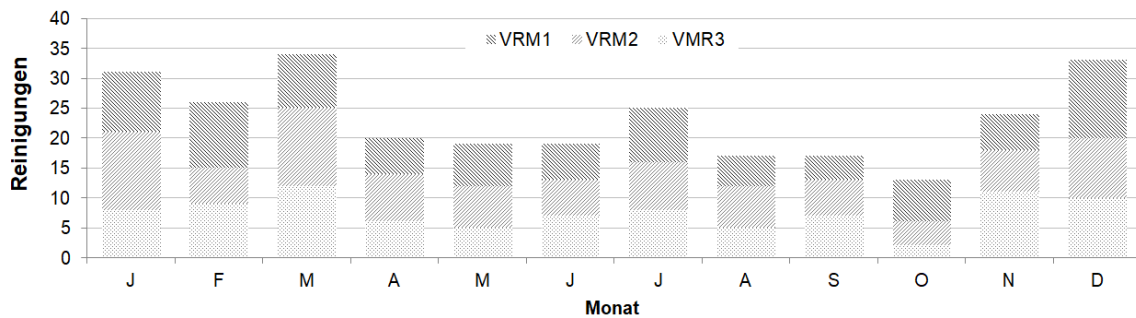


Abb. 4-22: Monatliche Verteilung der chemischen Reinigungen 2009–2019

Die Reinigungshäufigkeit ging mit den niederschlagsreichsten Monaten und gleichzeitig der Kaltwetterperiode einher. Die Reinigungshäufigkeit (siehe Tab. 4-9) zeigte allerdings keine Auffälligkeit zur Abwassermenge oder -temperaturen. Das besonders reinigungsintensive Jahr 2011 bspw. hatte auffällig viele Reinigungen nicht in den Wintermonaten sondern in den Sommermonaten (Juni–August: 6 Stück pro Modul).

4.5.3 Wiederverwendung der Reinigungslösung

Kontrollmessungen der Konzentration an freiem Chlor ergaben, dass während einer chemischen Reinigung im Schnitt ca. 60 % der aktiven Wirksubstanz verbraucht werden. Bei typischen Reinigungskonzentrationen von 650–700 mg/l verbleiben ca. 250–300 mg/l in der gebrauchten Reinigungslösung. Durch ein Nachschärfen um die fehlende Wirksubstanz, statt eines Verwerfens und Neuansetzens der Reinigungslösung, lassen sich erhebliche Mengen an Reinigungschemikalien einsparen. Außerdem ist bei Rückführung der Reinigungschemikalien in die Biologie deren Belastung wesentlich geringer. In Hutthurm konnte auf diese Weise ein Ansatz für eine Reinigungslösung bis zu 16-mal für die chemische Reinigungen durch Nachschärfen und Umpumpen zwischen den einzelnen Filtrationskammern wiederverwendet werden. Wie sich das Betriebspersonal an die Steigerung der Wiederverwendungshäufigkeit von anfänglich sehr vielen Neuansätzen bis zur sehr häufigen Wiederverwendung in den letzten Jahren herangetastet hat, zeigt folgende Abbildung:

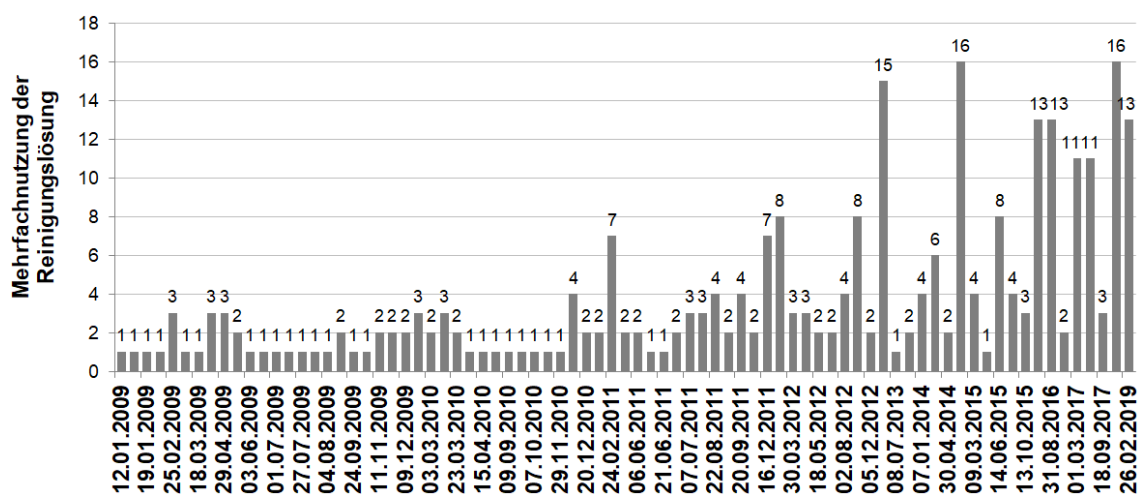


Abb. 4-23: Wiederverwendung der Reinigungslösung

Es empfiehlt sich eine gute Säuberung der Filtrationskammer und der Einbauten, bevor die Filtrationskammern mit der Reinigungslösung befüllt werden. Dies erhält eine hohe aktive Wirksubstanz und ermöglicht eine häufige Wiederverwendung der Reinigungslösung, ohne dass diese durch Verunreinigungen und Schlamm stark verschmutzt wird. Bei Neuplanungen von MBR-Anlagen sind für in-situ-Reinigungen die Filtrationskammern mit minimalem Volumen zu planen und Zonen mit möglichen Schlammablagerungen konstruktiv zu vermeiden. Dies reduziert die Chemikalienmenge sowie den Aufwand für die mechanische Reinigung der Filtrationskammern. In Hutthurm stand eine Reserve-Filtrationskammer zur Verfügung, die als Speicherbecken für die Reinigungslösung zweckentfremdet wurde. Bei der Planung einer neuen MBR-Anlage mit einem in-situ Reinigungskonzept empfiehlt sich, für die Wiederverwendung von Reinigungslösungen bereits im Vorfeld ein entsprechendes Speichervolumen und eine rohrleitungs- und regelungstechnische Einbindung vorzusehen.

4.5.4 Reinigungseffektivität

4.5.4.1 Reinigungserfolg über die gesamte Laufzeit

Der Reinigungserfolg ist über die Wiederherstellung der Permeabilität zu bewerten. Eine Bewertung über einen prozentualen Grad der Wiederherstellungsleistung ist für Langzeitbeobachtungen nicht zweckmäßig. Daher wird die tatsächliche Verbesserung der Permeabilität als Absolutwert in $l/(m^2 \cdot h \cdot \text{bar})$ betrachtet:

$$\Delta L_{p,20^\circ C} = L_{p,20^\circ C, \text{nach_Reinigung}} - L_{p,20^\circ C, \text{vor_Reinigung}} \quad (\text{Gl. 4.1})$$

Folgende Grafik (Abb. 4-24) zeigt die chemischen Reinigungen der VRMs 1–3 im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019. Der Zeitpunkt der chemischen Reinigung ist durch senkrechte Linien markiert, zu jeder Reinigung sind eine Vor- und Nachbetrachtungszeit

von je 5 Tagen mit dargestellt. Dadurch wird die Permeabilität vor und nach der jeweiligen Reinigung – der Reinigungserfolg – ersichtlich. Die Aneinanderreihung der chemischen Reinigungen (keine zeitproportionale Skalierung!) ermöglicht die Darstellung der Langzeitentwicklung. Die Membranen wurden je Maschine einmalig aufgrund eines mechanischen Verschleißes an Abstandshaltern und Spannröhren getauscht. Die roten Linien kennzeichnen die erste Auswertung der chemischen Reinigung nach dem jeweiligen Membrantausch.

Die Basislinie kennzeichnet die kritische Permeabilität, bei der das Betriebspersonal die Reinigung einleitete, die Spitzenwerte machen die erzielte Permeabilität nach der chemischen Reinigung deutlich. Die Abnahme der maximal erzielbaren Permeabilität nach der Reinigung im Laufe der Jahre charakterisiert die Alterung der Membran.

Aufgrund der hohen Reinigungshäufigkeit fanden sehr selten präventive Reinigungen der VRM 1–3 statt. Aus obigem Diagramm wird deutlich, dass im Durchschnitt relativ konstant bei Erreichen einer Permeabilität von ca. 100 l/(m²*h*bar) eine chemische Reinigung durchgeführt wurde. Nach dem Membrantausch agierte das Betriebspersonal öfter präventiv und veranlasste bereits ab ca. 160 l/(m²*h*bar) eine chemische Reinigung.

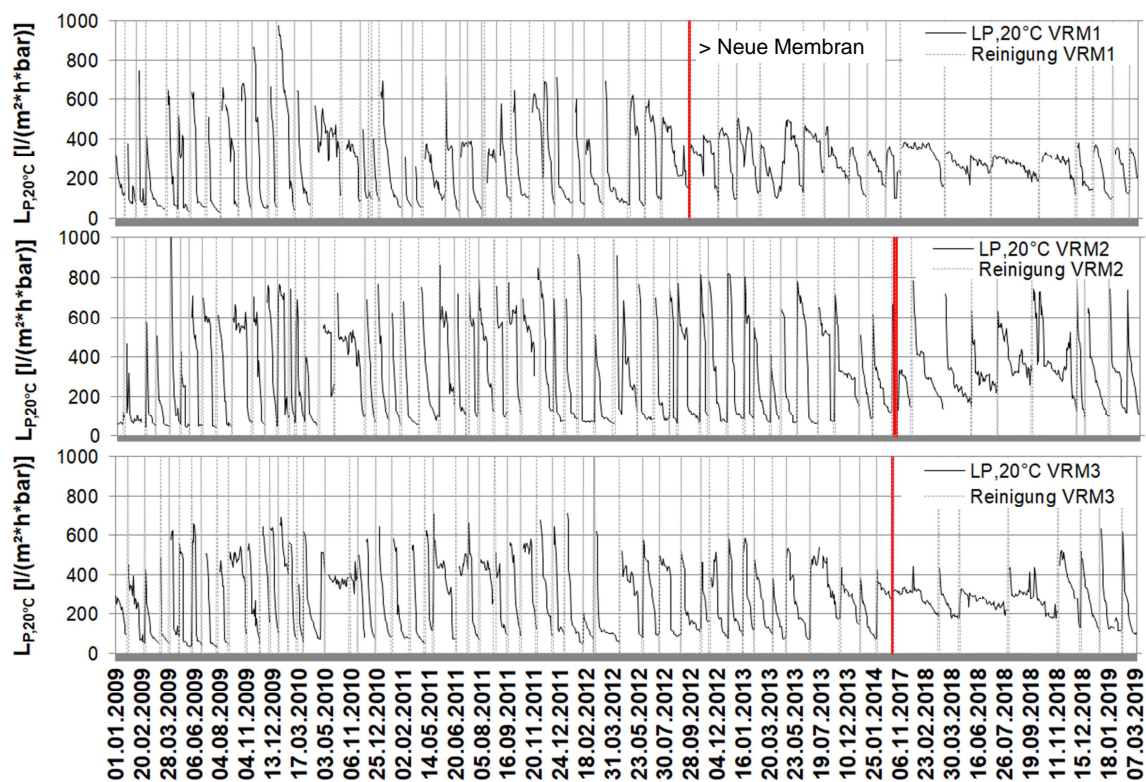


Abb. 4-24: Langzeitbetrachtung des Reinigungserfolgs für den Zeitraum 01/2009–03/2019 (von oben: VRM 1, VRM 2, VRM 3)

Die erzielbaren Permeabilitäten vor dem Membrantausch lagen abhängig von der jeweiligen Membranstraße zwischen 500 und 700 l/(m²*h*bar). Auffällig ist das niedrige Niveau der max. Permeabilität nach dem Membrantausch der VRM 1. Eine technische Erklärung hierzu gibt es nicht.

Der Reinigungserfolg stellt sich im Durchschnitt bei ca. 450 l/(m²*h*bar) ein und ist in seiner minimalen und maximalen Ausprägung abhängig von den gewählten Reinigungsbedingungen. Er reicht von einer vollkommen uneffektiven Reinigung z. B. bei einer Reinigung mit H₂O₂ (c_{H₂O₂}=619 mg/l, t=48 h, pH=10, T=13°C) bis hin zu einem sehr hohen Reinigungserfolg > 700 l/(m²*h*bar) z. B. bei einer Reinigung mit NaOCl (c_{NaOCl}=500 mg/l, t=24 h, pH=10,5, T=16°C).

Bei der VRM 3 lag bis zum Membrantausch die längste Betriebszeit zur Beurteilung der Alterung vor. Während die Ausgangspermeabilität bei ca. 600 l/(m²*h*bar) lag, war kurz vor dem Membrantausch noch eine Permeabilität von ca. 400 l/(m²*h*bar) erzielbar. Demzufolge hat die Membran in 7,5 Betriebsjahren mit äußerst hoher Reinigungsbeanspruchung (ca. 1,22 Mio. ppmh Cl/H₂O₂-Äquivalent-Exposition, siehe Kap. 4.5.5) ca. 30 % ihrer Permeabilitätsleistung verloren.

Zum Vergleich nahmen die maximalen Permeabilitäten bei der MBR-Anlage in Monheim im Laufe eines vierjährigen Betriebs von ursprünglich 200–225 l/(m²*h*bar) auf 135 l/(m²*h*bar) – um ca. 40 % – ab [103]. Die Reinigung in Monheim erfolgt nahezu ausschließlich mit H₂O₂. Tatsächliche Expositionswerte, welcher Intensität an Reinigungschemikalien die Membranen ausgesetzt waren, sind nicht bekannt.

Zusammenfassend war die Reinigungseffektivität mit der über die Jahre entwickelten Reinigungsmethode der KA Hutthurm zufriedenstellend hoch. Die Membranen sind mit dem entwickelten Reinigungsregime unter den dargestellten Reinigungsbedingungen ausreichend gut reinigbar. Nicht die Reinigungseffektivität, sondern die foulingbedingte Reinigungshäufigkeit der MBR-Anlage Hutthurm stellt die Herausforderung dar.

4.5.4.2 Abhängigkeit von Art der Chemikalie, Konzentration, Einwirkzeit und Temperatur

Da bei MBR-Anwendungen vor allem organisches Fouling relevant ist, bewirkt die oxidative Reinigung den größten Anteil der Wiederherstellung der Filtrationsleistung. In der Praxis lässt sich der Reinigungserfolg der oxidativen Reinigung beeinflussen durch

- die Wahl der Reinigungschemikalie,
- die Konzentration der Reinigungslösung,
- den pH-Wert,
- die Temperatur und
- die Einwirkzeit.

Wie die Diagramme in Abb. 4-25 zeigen, lassen sich statistisch keine konkreten Abhängigkeiten zwischen dem Reinigungserfolg ($\Delta L_{p,20^\circ\text{C}}$) und den Parametern Konzentration (c_{NaOCl} , $c_{\text{H}_2\text{O}_2}$), Einwirkzeit (t), Temperatur (T) und pH-Wert nachweisen.

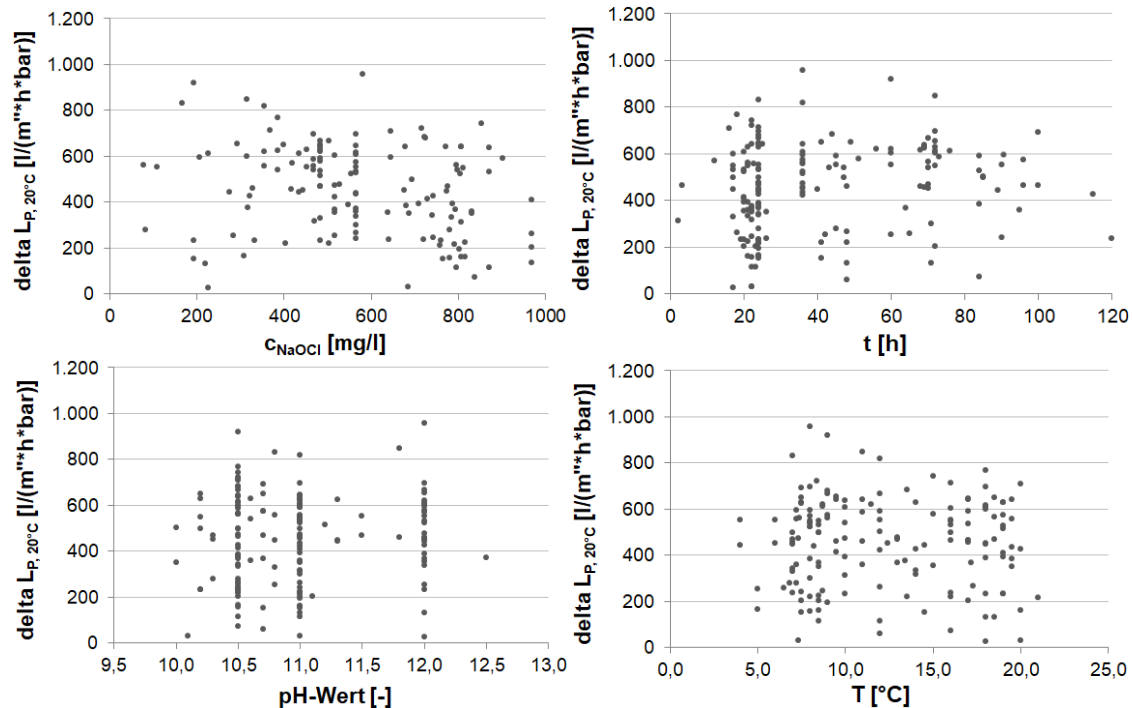


Abb. 4-25: Zusammenhang von Reinigungserfolg und Konzentration, Einwirkzeit, pH-Wert und Temperatur der NaOCl-Reinigungen

Dies mag unter anderem an der unterschiedlichen Art und Ausprägung der Membranbeläge und der Wirksamkeit der Chemikalien liegen. Restliche organische Verschmutzungen in der Kammer oder zwischen den Membranplatten reduzieren z. B. die für die Membranreinigung zur Verfügung stehende aktive Wirksubstanz. Beläge aus Fällungsmitteln können zu einem katalytischen Abbau von H_2O_2 führen. Die Dauer der Lagerung vermindert im Laufe der Zeit die aktive Wirksubstanz der Chemikalien, vor allem bei Speicherung der Reinigungslösung in einem Speicherbecken unter UV-Einfluss. Derartige Einflüsse sind bei obiger Auswertung nicht erfasst, ebenso wenig wie die individuellen Bemühungen des Betriebspersonals – durch chemische Vorreinigungen mit alten Reinigungslösungen, unterschiedliche Durchmischungsintensitäten oder mechanischen Schlammabreinigungen – den Reinigungserfolg zu erhöhen.

Im Folgenden sollen daher die allgemeinen und vor allem die empirischen Erfahrungen bei der Durchführung der chemischen Reinigungen hinsichtlich der wesentlichen Einflussfaktoren dargestellt werden.

4.5.4.2.1 Konzentration und Wahl der Reinigungschemikalie

Wie die Praxis auf der KA Hutthurm zeigt, erzielt NaOCl weit bessere Reinigungsergebnisse als H₂O₂, was die mittlerweile existierenden allgemeinen Empfehlungen (z. B. DWA M 227 [30]) zur chemischen Reinigung von Membrananlagen bestätigt. Auch wenn angesichts der AOX-Problematik H₂O₂ jeder chlorhaltigen Reinigungschemikalie vorzuziehen ist, zeigen die Praxiserfahrungen eine ungenügende Wirksamkeit von H₂O₂, auch bei hohen Konzentrationen.

Für die NaOCl-Reinigung wurden zwei verschiedene Strategien gefahren. Anfänglich waren die Reinigungskonzentrationen niedriger mit < 500 mg/l, dafür waren für eine ausreichende Reinigung längere Einwirkzeiten von mehreren Tagen notwendig. Mehrere Tage Ausfallzeit konnten aber vor allem in zulaufstarken Zeiten nicht geduldet werden. Ab dem Frühjahr 2012 wurden daher kürzere Einwirkzeiten in der Regel von ca. einem Tag, dafür höhere Konzentrationen von 700–800 mg/l gewählt. Beide Strategien weisen für Hauptreinigungen äußerst geringe Konzentrationen auf. In der Regel werden Zwischenreinigungen mit NaOCl bei ca. 150 mg/l und Hauptreinigungen bei bis zu 5.000 mg/l durchgeführt [30].

Für eine theoretische Vergleichbarkeit der Kombination aus Einwirkzeit und Konzentration wird die Exposition als Produkt dieser beiden Faktoren in ppmh betrachtet (Tab. 4-10). Da die Wirksubstanz im Laufe der Reinigung auf ca. 40 % reduziert wird (siehe Kap. 4.5.3), sind bei Mehrfachnutzung von Reinigungslösungen bei deren Konzentrationsberechnung die Nachschärfung und die 60%ige Reduktion der gebrauchten Lösung berücksichtigt. Die Exposition wird mit einer idealisierten, gemittelten Konzentration der Wirksubstanz von 70 % zum ursprünglichen Ansatz der Reinigungslösung berechnet, um der Abnahme der Wirksubstanz im Laufe der Reinigung Rechnung zu tragen.

Tab. 4-10: Reinigungseffektivität von NaOCl und H₂O₂ in Abhängigkeit der Exposition

Chemikalie	Einheit	NaOCl	NaOCl	H ₂ O ₂
Zeitraum	[-]	vor 05/2012	nach 05/2012	gesamt
Mittlere Konzentration	[mg/l]	431	769	6.471
Mittlere Einwirkzeit	[h]	47	24	57
Mittlere Exposition	[ppmh]	14.075	12.883	281.518
Mittlere Permeabilität vor Reinigung	[l/(m ² *h*bar)]	101	124	112
Mittlere Permeabilität nach Reinigung	[l/(m ² *h*bar)]	600	516	527
Mittlerer Reinigungserfolg delta L _{p,20°C}	[l/(m ² *h*bar)]	499	399	415

Diese Gegenüberstellung zeigt, dass die Wirkung von H_2O_2 selbst durch deutlich höhere Konzentrationen und längere Einwirkzeiten mit einer Exposition von rund 280.000 ppmh, hinter der von NaOCl mit knapp 13.000–14.000 ppmh zurück bleibt. Dies ist ersichtlich am Reinigungserfolg von im Mittel 415 $[\text{l}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar})]$ bei H_2O_2 im Vergleich zu 399 bzw. 499 $[\text{l}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar})]$ bei NaOCl.

Vergleicht man die beiden Reinigungsstrategien von NaOCl miteinander, so zeigt sich ein höherer Reinigungserfolg bei der Kombination niedrigerer Konzentrationen und längerer Einwirkzeiten. Wann immer es die Zulaufsituation erlaubt, ist diese Reinigungsstrategie aus Gründen der Effektivität und auch aufgrund des geringeren Chemikalienverbrauchs vorzuziehen. Ist eine Ausfallzeit von länger als einem Tag nicht möglich, kann die verkürzte Einwirkzeit (24 h, statt 47 h) durch Steigerung der Konzentration (430 mg/l auf 770 mg/l) gut kompensiert werden ($\Delta L_{p20^\circ\text{C}} = 399 \text{ l}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar})$ statt $\Delta L_{p20^\circ\text{C}} = 499 \text{ l}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar})$).

4.5.4.2.2 Einwirkzeit

Untersuchungen der MBR-Anlagen Rödigen, Nordkanal und Glessen zeigen, dass sich die Reinigungszeiten dort zwischen 6–9 h bzw. 20–21 h für die oxidative Reinigung bewegen [21]. Bei der MBR-Anlage in Eitdorf liegt die optimale Einwirkzeit der Chemikalien bei 0,5–2 h. Dort habe eine längere Einwirkzeit bei gleichzeitig nachlassender Wirkung zu keinem verbesserten Reinigungsergebnis geführt. Die Erfahrungen der KA Hutthurm können die Erfahrungen von Eitdorf nicht bestätigen, liegen aber in der

Größenordnung der Kläranlage Glessen. Aus dem praktischen Anlagenbetrieb und den üblichen Arbeitsabläufen einer Reinigung hat sich eine optimale Reinigungszeit von ca. 24 h etabliert. Bei hartnäckigen Belägen, kalten Temperaturen oder in Kombination mit weiteren Reinigungsschritten kann die Reinigung auch mehrere Tage betragen.

4.5.4.2.3 pH-Wert

Den allgemeinen Handlungsempfehlungen gemäß wurde die chemische Reinigung seit Beginn unter pH-Wert-Anhebung durch Zugabe von NaOH durchgeführt, anfänglich unter Anhebung auf einen pH-Wert von ca. 12. Über die Jahre hat es sich allerdings als ausreichend erwiesen, den pH-Wert auf $\geq 10,5$ zu erhöhen. Die oxidativen Reinigungen mit NaOCl im alkalischen Bereich ($\text{pH} \geq 10,5$) unter Zugabe von NaOH zeigten die beste Reinigungswirkung.

4.5.4.2.4 Temperatur

Eine Temperaturerhöhung der Reinigungschemikalien auf 30°C , wie es beispielsweise bei der MBR-Anlage GW Nordkanal praktiziert wird [21], ist für die in-situ-Reinigungen der VRM-Module nicht wirtschaftlich. Zu Beginn der Reinigungsproblema-

tik im Jahr 2009 wurde dies mit einem externen Dieselaggregat durchgeführt, allerdings steht der Aufwand in keinem wirtschaftlichen Verhältnis zum Nutzen. Aufgrund der verstärkten Foulingproblematik in den Wintermonaten finden nahezu 25 % der Reinigungen bei $\leq 8^\circ\text{C}$ statt. Tiefe Temperaturen im Winter sind problematisch hinsichtlich der Wirksamkeit der Chemikalien. Daher muss die schlechtere Reinigungseffektivität bei niedrigen Temperaturen durch höhere Konzentrationen oder längere Einwirkzeiten ausgeglichen werden.

4.5.4.2.5 Saure Reinigung

Bei der sauren Reinigung mit Zitronensäure erwiesen sich pH-Werte zwischen 3–3,8 in der Regel als ausreichend. Anorganische Beläge z. B. durch Fällmittel oder Wasserhärte spielen in Hutthurm eine untergeordnete Rolle. Eine pH-Reduzierung durch weitere anorganische Säuren auf $\text{pH}=2$, wie z. B. bei den MBR-Anlagen in Rödingen, Nordkanal oder Glessen üblich [21], waren auf der KA Hutthurm nicht notwendig. Eine saure Reinigung alleine erbrachte keine nennenswerte Reinigungsleistung, hat sich aber in Kombination mit der oxidativen Reinigung bewährt. Zu den wesentlichen Erkenntnissen von Drensla [21] gehört die ermittelte Reihenfolge der Reinigungen. Gemäß ihren Erkenntnissen ist die saure Reinigung vor der oxidativen Reinigung durchzuführen. Dies kann durch die Erfahrungen auf der Kläranlage in Hutthurm nicht bestätigt werden. Hier zeigte die Reihenfolge, zuerst eine oxidative und anschließend eine saure Reinigung durchzuführen, eine deutlich bessere Wirkung als in umgekehrter Reihenfolge.

4.5.5 Membranalterung durch Chlor/ H_2O_2 -Exposition und deren Auswirkung

Ursprünglich wurden Membrananlagen mit einer Membranstandzeit von ca. 10 Jahren geplant, da entsprechende Betriebserfahrungen zur Alterung der Membran fehlten. Von industriellen Anwendungen abgesehen, stellen bei kommunalen Membrananlagen die chemischen Reinigungen den stärksten Einflussfaktor auf die Membranalterung dar, da sie bei Polymermembranen eine schädigende Wirkung auf die Polymermatrix haben können. Genaue Auswirkungen sind bisher kaum dokumentiert. Langzeiterfahrungen großtechnischer MBR-Anlagen, die Informationen zur chemischen Exposition der Membranen und die Auswirkungen auf die Membranalterung geben, fehlen nahezu gänzlich. Wang [102] berichtet in seinem Review von einer geschätzten Lebensdauer von 6,4 Jahren bei einem Modul mit $0,8 \text{ m}^2$ Membranfläche und dem Einsatz von $1,3 \text{ kg NaOCl}$ bzw. bei großtechnischen Anwendungen referenziert er lediglich die gängigen 10 Jahre geschätzte Lebensdauer ohne weitere Angaben.

Auf der Kläranlage in Hutthurm wurden die Reinigungen der Membranen inkl. der Reinigungskonzentrationen und Einwirkzeiten für jede durchgeführte Reinigung dokumentiert. Bei der Berechnung der Cl-Exposition wurde von folgenden Annahmen ausgegangen:

- Die Wirksubstanz der Reinigungschemikalie bei neu angesetzten Reinigungslösungen bzw. Nachschärfungen entspricht der spezifizierten Wirksubstanz. Lagerungsbedingtes, instabiles Verhalten der Chemikalien wurde nicht berücksichtigt.
- Während der Reinigung reduziert sich die aktive Wirksubstanz um ca. 60 % (durch Kontrollmessungen von aktivem Chlor bestätigt). Bei Nachschärfungen von gebrauchten Reinigungslösungen wurde somit von einer verbleibenden Wirksubstanz von 40 % der ursprünglichen Reinigungslösung ausgegangen.
- Die Abnahme der Wirksubstanz während einer Reinigung erfolgt idealisiert linear. Somit wurde für die Exposition eine durchschnittliche, um den Faktor 0,7 korrigierte Konzentration herangezogen.

H₂O₂ besitzt ein geringeres „Schädigungspotential“ für die verwendeten PES-Membranen als NaOCl. Daher wurde auf Empfehlung vom Membranhersteller H₂O₂ mit lediglich einer 20%igen Cl-Äquivalentkonzentration gegenüber NaOCl betrachtet.

Folgende Diagramme (Abb. 4-26) zeigen die kumulierte Cl/H₂O₂-Äquivalent-Exposition aller Reinigungen der Membranmodule VRM 1–3 im Zeitraum 01/2009 bis 03/2019.

Die entsprechenden Membranwechsel aus rein mechanischen Verschleißgründen sind rot gekennzeichnet und an der Rücksetzung der Exposition ersichtlich. Die Membranmodule haben bis zu ihrem Tausch folgende Cl/H₂O₂-Äquivalent-Exposition erfahren:

- VRM 1: 1.055.477 ppmh
- VRM 2 : 1.226.727 ppmh
- VRM 3: 1.225.092 ppmh

Die Chlorexpositions-Grenzwerte des Herstellers für das PES-Membranmaterial wurden vor 10 Jahren mangels Langzeiterfahrung noch mit großen Sicherheitsfaktoren belegt. Obwohl die zulässige Exposition zwischenzeitlich von 150.000 ppmh auf 500.000 ppmh erhöht wurde, haben die Werte in Hutthurm diese Grenze mit mehr als 1.000.000 ppmh bei weitem überschritten.

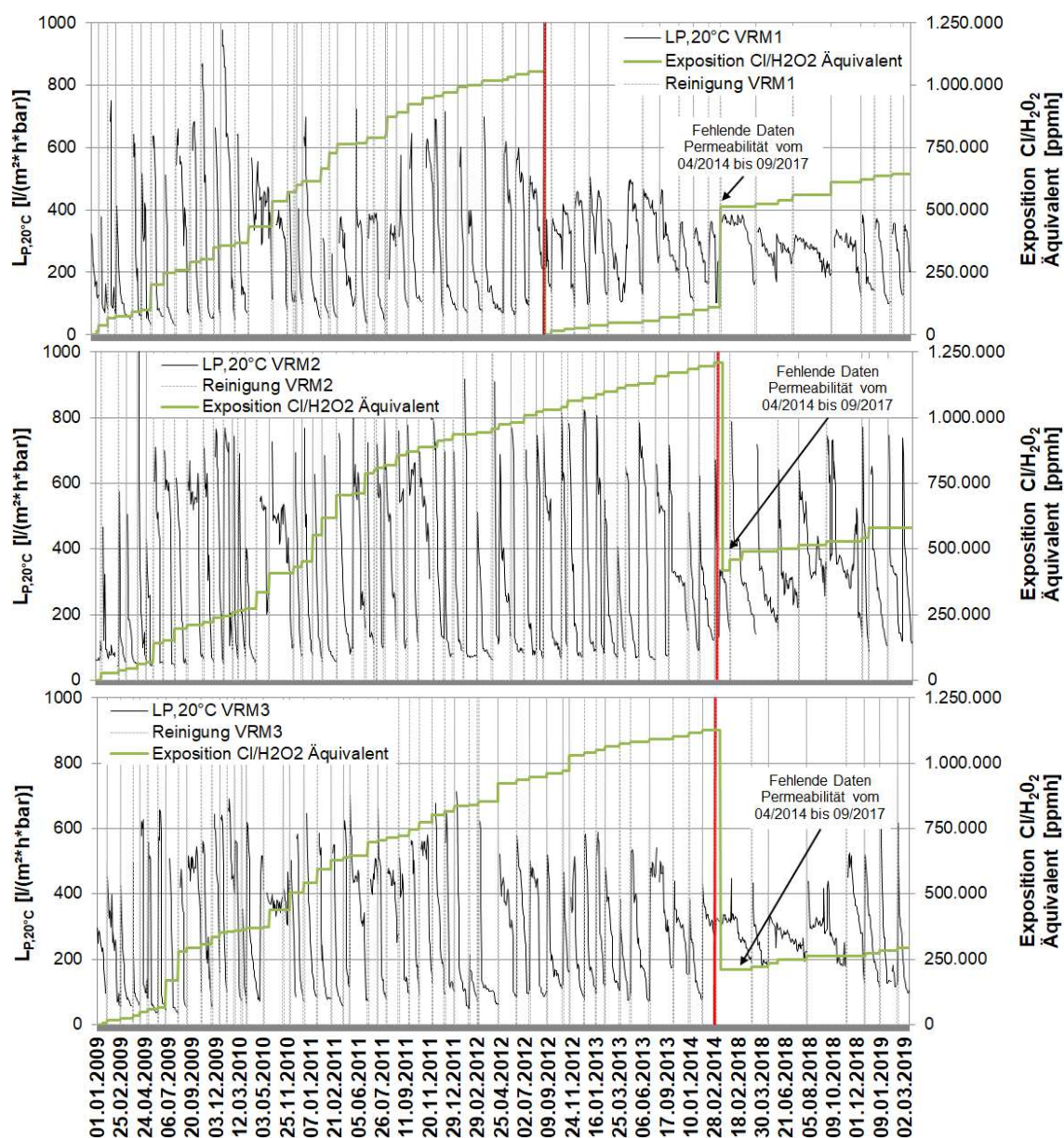


Abb. 4-26: Cl/H₂O₂-Exposition der Membranmodule VRM 1–3 durch chemische Reinigungen in der Langzeitbetrachtung von 01/2009 bis 03/2019

Zur Beurteilung von Veränderungen an der Membran im Vergleich zur ursprünglichen Spezifikation wurden 3 Membranproben nach unterschiedlichen Expositionen aus der VRM 1 entnommen und hinsichtlich ihres Wasserflusses und ihrer Rückhalteleistung untersucht. Aus Tabelle 4-11 sind die Zeitpunkte der Probeentnahmen und die Untersuchungsergebnisse ersichtlich.

Die Ergebnisse zeigen, dass die Alterung der Membran sich durch eine „offenere“ Struktur äußert, was sich sowohl am höheren Wasserfluss als auch an der geringeren Rückhalteleistung einer Testsubstanz (Dextran 2000, 1 %) deutlich macht.

Tab. 4-11: Untersuchungsergebnisse der Membranautopsie hinsichtlich Wasserfluss und Rückhalteleistung

Nr. Probe	Cl/H ₂ O ₂ Äquivalent-Exposition [ppmh]	Wasserfluss [l/m ² h]	Rückhalt (Dextran 2000, 1 %) [%]
0 Spezifikation, neue Membran	0	> 200	90-96
1 Probe, 24.03.2009	ca. 50.000	772 ± 12	90,8 ± 1,9
2 Probe, 18.02.2010	ca. 300.000	885 ± 169 712 ± 24	87,0 ± 4,6
3 Probe, 27.08.2012	ca. 1.000.000	1.069,56 ± 126,6	45,2 ± 25,2

Mit steigender Betriebszeit und Cl-Exposition zeigt die Membran einen zunehmenden Wasserfluss und eine von der Spezifikation immer stärker abweichende Rückhalteleistung. Im Vergleich und zur Relation dieser Werte hat eine MF-Membran mit 0,2 µm nomineller Porengröße laut Hersteller ca. 2.000 l/m²h Wasserfluss. Für die eingesetzte UF-Membran ist ein Wasserfluss > 1.000 l/m²h bei der Beprobung 3 zwar untypisch hoch, doch bedeuten die Werte noch keine bedenkliche „Schädigung“ der Membran. Trotz der Beeinträchtigung der Porenstruktur ist ein Einsatz der Membran bei einer MBR-Anwendung nach wie vor bedenkenlos möglich.

Obwohl der Wasserfluss durch die Alterung der Membran höher wird und damit der Membran eine höhere Permeabilität unterstellt werden könnte, zeigte sich am Langzeitverhalten der MBR-Linien in Hutthurm jedoch, dass mit fortschreitendem Alter der Membranen die erzielbaren Permeabilitäten um 30 % abgenommen haben. Dies ist unter anderem auf den von MF-Membranen bekannten Effekt der initialen Porenverblockung und inneren Adsorption zurückzuführen. Die offeneren Poren sind leichter zugänglich für diese Art des Foulings und haben dadurch einen stärkeren Permeabilitätsabfall im Vergleich zu UF-Membranen mit einer kleineren und homogenen Porenstruktur.

4.6 Zusammenfassung

Die Erkenntnisse zu den **Bemessungs-, Betriebs- und Leistungsdaten** der MBR-Anlage Hutthurm lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Die Abwassermenge entsprach mit einem mittleren Trockenwetterzulauf von 1.520 m³/d und maximal ca. 5.000 m³/d Mischwasser weitestgehend den Bemessungsgrundlagen. Beim täglichen maximalen stündlichen Mischwasser-Zufluss wurden aber deutliche Überschreitungen festgestellt. Durch den Betrieb eines Zwischenspeichers entsprach der Betrieb der Membranfiltration den ursprünglich zugrunde gelegten, konventionell ermittelten Bemessungswerten.

- Die Zulaufsituation wies häufige und lange Mischwasserereignisse bis zu 13 Tagen (Schneesmelze) und eine lange Kaltwetterperiode mit Temperaturen $<8^{\circ}\text{C}$ bis zu einer Dauer von ca. 3 Monaten auf.
- Bei den Zulauffrachten kam es zu sporadisch hohen organischen Belastungen, die mittleren Frachten lagen allerdings im Bemessungsrahmen. Es zeichnete sich der starke Einfluss des industriellen Abwasseranteils mit einer hohen organischen Belastung an Arbeitstagen und dementsprechend ungünstigen Nährstoffverhältnissen (CSB/N=20:1; CSB/P=105:1) ab.
- Es kam während des Betriebszeitraums weder zu Verzopfungen, Verblockungen oder einem erhöhten mechanischen Reinigungsaufwand der Membranmodule.
- Die Biologie wurde im Mittel bei einem TS-Gehalt von 6,8 g/l, einem Schlammalter von 29 Tagen und einer BSB-Schlammbelastung von 0,09 kg/(kg*d) betrieben und weist eine durchschnittliche Überschussschlammproduktion von 409 kg/d auf.
- Die Schlammfiltrierbarkeit zeigte eine Schwankungsbreite von 14-142 s/%TR mit einem deutlichen jahreszeitlichen Verlauf. Im Laufe der Jahre verbesserte sich die Schlammfiltrierbarkeit, was auf umfangreiche Optimierungsmaßnahmen der Belegung zurückzuführen war.
- Die Anlage wies eine zu erwartende gute Reinigungsleistung mit durchschnittlichen Wirkungsgraden von 99,4 % BSB-Elimination, 97,7 % CSB-Elimination, 82,9 % N-Elimination und 93 % P-Elimination auf. Die geforderten Grenzwerte wurden – bis auf wenige betriebsbedingte Ausnahmen bei der P-Elimination – sicher eingehalten.
- Die hydraulische Durchsatzleistung der MBR-Anlage variierte zwischen 30-90 m³/h pro Membranstraße. Dies entsprach Fluxraten (brutto) von 9,2–27,6 l/(m²*h). Eine Durchsatzleistung von 90 m³/h konnte prinzipiell bei sonst guten Randbedingungen auch im Winter bei $< 8^{\circ}\text{C}$ nachgewiesen werden.
- Die theoretische Betrachtung der Jahres-Fluxraten (brutto) ergab Werte zwischen 14–21,5 l/(m²*h), was auf eine hohe hydraulische Belastung der Membranen im Jahresdurchschnitt hinwies. Selbst die Jahres-Fluxraten (netto) überschreiten mit 5,2–9,8 l/(m²*h) die empfohlenen 2–6 l/(m²*h) deutlich.
- Es zeigte sich eine ganzjährig, aber vor allem in den Wintermonaten stark ausgeprägte, Foulingproblematik. Es traten massive Permeabilitätseinbrüche auf, denen sich im Winter eine Folgeproblematik mit äußerst instabilem Betrieb – meist bis ins Frühjahr hinein – anschloss. Die Permeabilität schwankte dementsprechend zwischen 50–800 l/(m²*h*bar) und lag im Sommer im Mittel bei ca. 300 l/(m²*h*bar) und im Winter bei ca. 200 l/(m²*h*bar).
- Die empirischen Langzeiterfahrungen zeigten, dass sich bei einer niedrigen Durchsatzleistung von <35 m³/h (entspricht Brutto-Flux 10,7 l/(m²*h)) widrige Betriebsumstände weniger stark auf das Filtrationsverhalten auswirkten als bei höheren Durch-

satzleistungen. Bei ca. 70 m³/h (entspricht Brutto-Flux 21,5 l/(m²*h)) lag eine empirische Grenze, ab der sich die Filtrationsleistung sehr sensibel und anfällig für Fouling und einen dadurch bedingten instabilen Betrieb zeigte.

Die Erfahrungen und Erkenntnisse der **chemischen Reinigungen** der MBR-Anlage Hutthurm lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Die Reinigungshäufigkeit war anlagenspezifisch sehr hoch und betrug zwischen 5–15 Reinigungen pro Jahr und Membranmodul. Entsprechend der Ausprägung des Foulings war der Reinigungsbedarf in den Monaten Dezember bis März erhöht.
- Bei der oxidativen Reinigung erzielte NaOCl weit bessere Reinigungsergebnisse als H₂O₂, was die mittlerweile existierenden allgemeinen Empfehlungen (z. B. DWA M 227 [30]) zur chemischen Reinigung von Membrananlagen bestätigt.
- Die oxidative Reinigung mit NaOCl im alkalischen Bereich (pH ≥ 10,5) mit einer Cl-Konzentration von ca. 500 mg/l und 2 Tagen Einwirkzeit zeigte die beste Reinigungswirkung. Alternativ kann die Einwirkzeit auf einen Tag verkürzt werden, bei gleichzeitiger Erhöhung der Reinigungskonzentration auf 700-800 mg/l.
- Die Reihenfolge der Reinigungsschritte zeigte bei zuerst oxidativer und anschließend saurer Reinigung eine bessere Wirkung als in umgekehrter Reihenfolge.
- Der Reinigungserfolg stellte sich im Durchschnitt bei einer Permeabilitätsverbesserung von ca. 450 l/(m²*h*bar) ein.
- Die Mehrfachnutzung der Reinigungslösung hat sich bewährt. In Hutthurm wurden ca. 60 % der Wirksubstanz an aktivem Chlor während einer Reinigung verbraucht. Durch Zwischenspeichern und Nachschärfen konnte der Ansatz einer Reinigungslösung bis zu 16 mal wiederverwendet werden.
- Bei der Planung einer MBR-Anlage mit einem in-situ Reinigungskonzept ist die Mehrfachnutzung der Reinigungschemikalien ebenso wie die Entsorgung bzw. Behandlung der verbrauchten Reinigungschemikalien unbedingt im Vorfeld bei der Planung zu berücksichtigen.
- Die Membran war in 7,5 Betriebsjahren einer äußerst hohen Reinigungsbeanspruchung ausgesetzt und erreichte 1,22 Mio. ppmh an Cl/H₂O₂-Äquivalent-Exposition. Im praktischen Anlagenbetrieb hat sie währenddessen 30 % ihrer Permeabilitätsleistung verloren.
- Die Alterung der Membran äußert sich durch eine „offenere“ Struktur, was sich an einem höheren Reinwasserfluss sowie einer geringeren Rückhalteleistung deutlich machte

5 Untersuchung von Einflussfaktoren auf die Filtrationsleistung der Membran

Das untypische Foulingverhalten ist spezifisch für die Betriebs- und Randbedingungen der KA Hutthurm. Von anderen kommunalen und industriellen Projekten mit ähnlichen Teilaspekten (niedrige Temperaturen, Mischwasser, Getränkeindustrie, etc.) waren diese Effekte nicht bekannt. Mangels vergleichbarer Erfahrungswerte wurden systematisch verschiedene Einflussfaktoren untersucht, die einen Einfluss auf das untypische Foulingverhalten, die ungenügende Filtrationsleistung und die dadurch bedingte häufige Reinigungsbedürftigkeit haben können.

5.1 Membran- und Moduleigenschaften

Ziel der folgenden Untersuchungen ist es, zu überprüfen, ob das ungünstige Filtrationsverhalten von den eingesetzten Membran- oder Moduleigenschaften abhängt, oder ob es auf Schlamm- bzw. Abwassereigenschaften zurückzuführen ist. Im Speziellen wird untersucht, ob die eingesetzte, gebrauchte und durch die chemischen Reinigungen bereits gealterte Membran in der Praxis ein stärkeres Foulingverhalten zeigt als eine im Gegensatz dazu neuwertige oder andersartige Membran.

Zu diesem Zweck wurden drei unterschiedliche Membranmaterialien und -module miteinander verglichen. Tabelle 5-1 stellt die System- und Betriebsdaten gegenüber:

Tab. 5-1: Unterschiedliche Membranmodule im Vergleich

Test-Nr.	Einheit	Nr. 1	Nr. 2	Nr. 3
System		VRM	Testmodul 1	Testmodul 2
Material		PES	PES	PVDF
Zustand		gebraucht	neu	neu
Filtrationsklasse		UF	UF	MF
Modultyp		Rotierendes Plattenmodul	Membran- laminat	Statisches Plattenmodul
Porengröße	[nm]	38	38	100
Membranfläche	[m ²]	3.264	3,5	6,7
Flux_{brutto}	[l/m ² *h]	25 / 18	16	15
Flux_{netto}	[l/m ² *h]	20 / 14,5	14,4	13,5
SAD	[l/m ² *h]	250	750	500

Zusätzlich zu den im Betrieb befindlichen VRM-Anlagen (Nr. 1) wurden zwei Testmodule im Belebungsbecken installiert. Ein Testmodul (Nr. 2) war mit einer gleichen, aber

neuwertigen PES-Membran, das andere (Nr. 3) mit einer ebenfalls bei MBR-Anwendungen gängigen PVDF-Membran in neuem Zustand aus dem Bereich der Mikrofiltration ausgestattet. Die Versuchsdauer erstreckte sich über einen Zeitraum von ca. 3 Wochen. Die Betriebsbedingungen der Testmodule waren mit denen der großtechnischen Anlage vergleichbar (z. B. Einfluss Belebtschlammeigenschaften) oder wurden modulspezifisch so gewählt, dass sie keinen beeinträchtigenden Faktor darstellten (z. B. Spülluftbedarf).

Abbildung 5-1 zeigt den Verlauf der TMPs der drei verschiedenen Membranmodule im genannten Testzeitraum. Exemplarisch für das Verhalten der großtechnischen Anlage ist der Verlauf der VRM 1 dargestellt, das Verhalten der drei VRM-Anlagen war vergleichbar.

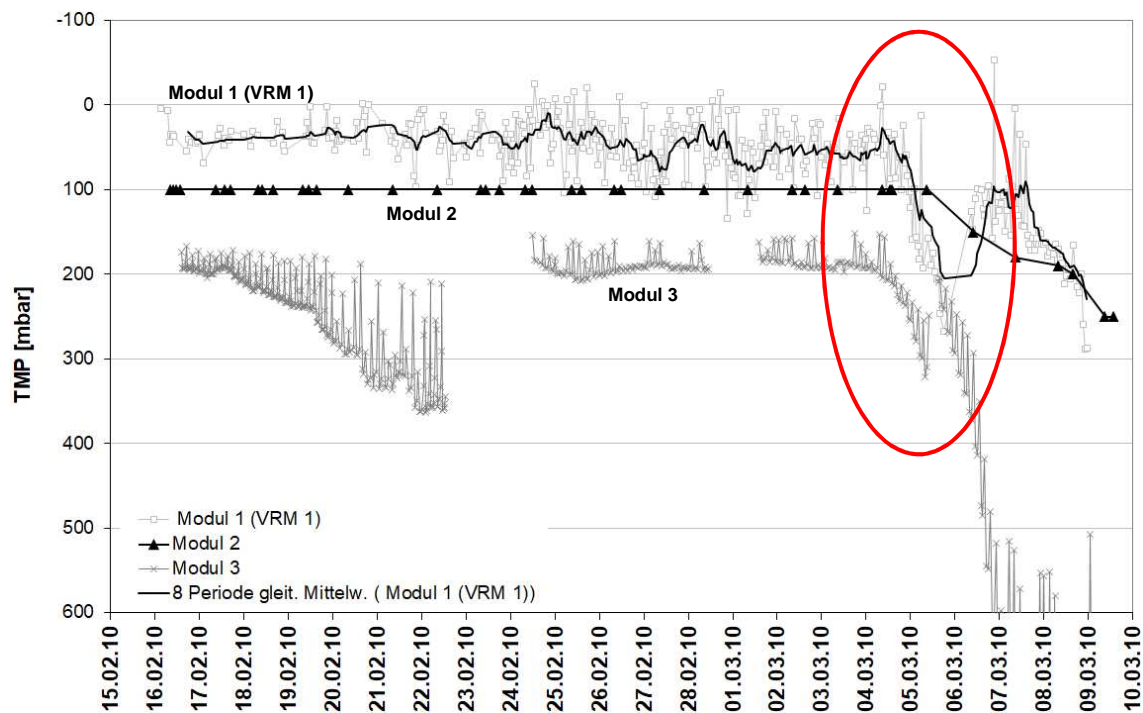


Abb. 5-1: TMP-Verlauf verschiedener Membranmodule mit unterschiedlichen Membranmaterialien

Alle drei Membrananlagen zeigten im Vorfeld des signifikanten Ereignisses einen stabilen Betrieb, bis ab dem 04.03.2010 die Filtrationsleistung bei allen drei Modulen unmittelbar, stark und nahezu parallel abfiel. Der Anstieg des TMPs innerhalb weniger Stunden war zu Beginn des Einbruchs am deutlichsten ausgeprägt bei den VRM-Anlagen (Nr. 1) und dem Testmodul (Nr. 3), geringfügig zeitverzögert und nicht so rapide gefolgt von Testmodul (Nr. 2). Dies ist durch automatisierte Gegenmaßnahmen der Steuerung (Sonderspülungen) bei Modul (Nr. 2) zu erklären, die den Abfall der Filtrationsleistung minimal abmildern, aber nicht verhindern konnten. Der starke Einbruch der Filtrations-

leistung war ein deutliches Zeichen für eine rapide Deckschichtbildung, die alle drei Membranmodule gleichermaßen beeinträchtigte. Eine rein optische Betrachtung der Membranplatten zeigte starke, gelartige Beläge. Sehr auffällig bei diesem Vergleichstest war die äußerst kurze Zeitspanne von wenigen Stunden, in der die Filtrationsleistungen einbrachen. Das zu filtrierende Medium (Belebtschlamm) hat eine Beeinträchtigung erfahren, die sich auf alle Membranmodule gleichermaßen ausgewirkt hat. Die Ursache war zunächst unklar. Im Nachgang stellte sich heraus, dass die Entleerung eines lang eingestauten RÜBs eine Stoßbelastung für die Biologie darstellte (siehe Kapitel 5.4.4).

Zusammenfassend zeigte dieser Vergleich, dass alle drei Membransysteme gleichermaßen betroffen und die Leistungseinbußen der KA Hutthurm unabhängig waren von

- Werkstoff der Membran (PES/PVDF),
- Zustand der Membran (neu/gebraucht),
- Art der Membran (UF/MF) und
- modultechnische Unterschiede (rotierendes Plattenmodul/feststehendes Plattenmodul, Spülluftbeaufschlagung, Permeationszyklus, Membran auf Trägerplatten vs. Membranlaminat).

5.2 Abwassercharakteristik der Industrieeinleiter

Mit ca. 50 % der Zulauffrachten produzieren eine Brauerei und ein Getränkeabfüllbetrieb einen wesentlichen Anteil des Kläranlagenzulaufs. Aufgrund der hohen Frachten und der komplexen Zusammensetzung deren Abwässer – vor allem in Hinblick auf chemische Reinigungsmittel, Bandschmierstoffe, Etikettierleim usw. – ist ein Einfluss dieser Abwässer auf den Prozess und die Filtrationsleistung der Membranbelebungsanlage grundsätzlich möglich. Daher wurden zunächst die festgesetzten Überwachungswerte und Einleitbedingungen (Kap. 5.2.1) und die tatsächliche Abwassercharakteristik anhand von Abwassermengen und -frachten (Kap. 5.2.2) eruiert. Anschließend wurden weitere Parameter wie Tenside, Toxizität und biologische Abbaubarkeit, sowie die generelle Behandelbarkeit dieser Abwässer mit Membranbelebungsanlagen im Pilotmaßstab näher untersucht. Ohne die Untersuchungsergebnisse im Detail darzustellen, sind diese in Kap. 5.2.3 zusammengefasst und bewertet.

5.2.1 Überwachungswerte und Einleitbedingungen

Die Bemessungsgrundlagen der Kläranlage, die Satzung der Kommune für Abwasser aus Industrie und Gewerbe sowie zusätzliche Sondervereinbarungen mit den beiden größten Industrieeinleitern definieren folgende Randbedingungen für die Einleitung der betrachteten industriellen Abwässer:

Tab. 5-2: Abwassermengen und -frachten der Industrieeinleiter (Brauerei/Getränkeabfüllbetrieb) im Zulauf der Kläranlage Hutthurm 2020*

Parameter	Einheit	Brauerei	Getränkeabfüllbetrieb
$Q_{T,d}$	[m ³ /d]	250	245
$Q_{T,h}$	[m ³ /h]	12,5	15
pH-Wert	[-]	6,5–9,5 ^{***}	6,5–9,5 ^{***}
Temperatur	[°C]	< 35 ^{***}	< 35 ^{***}
CSB	[kg/d]	600	520*/515 ^{**}
BSB ₅	[kg/d]	300	286
AFS	[kg/d]	150	52
N _{ges}	[kg/d]	20	15*/14,3 ^{**}
NH ₄ -N	[kg/d]	12	9
P _{ges}	[kg/d]	3,8	2,9

* Tektur zum Bauentwurf zur Erweiterung der KA Hutthurm vom 15.12.2006, Bemessungsfall im Zulauf zur Kläranlage Hutthurm an Arbeitstagen 2020

** Sondervereinbarung zwischen Markt Hutthurm und Indirekteinleiter

*** Entwässerungssatzung des Marktes Hutthurm vom 20.07.2007

In den Bemessungsgrundlagen der Kläranlage wurde von einer täglichen Abwassermenge von 250 m³/d (Brauerei) bzw. 245 m³/d (Getränkeabfüllbetrieb) ausgegangen. Die vom Markt Hutthurm festgelegte stündliche Abwassermenge lässt 300 m³/d (Brauerei) bzw. 360 m³/d (Getränkeabfüllbetrieb) zu.

Beide Industrieeinleiter verfügen über lokale Misch- und Ausgleichsbecken (MAB), die zur Neutralisation und vergleichmäßigten Ableitung deren Abwässer bestimmt sind. Das MAB der Brauerei verfügt über 500 m³ Speicherkapazität, das des Getränkeabfüllbetriebs über 60 m³. Die Abwässer werden über 24 h mengenproportional in das Kanalsystem abgegeben.

Zur Bewertung des Einflusses der Industrieabwässer wurde die Fremdüberwachung aus den Jahren 2007–2013 (Analyse durch LAFUWA GmbH, Fürstenstein) zusammen mit den erhobenen Daten des Kläranlagenpersonals ausgewertet. Nachfolgend werden die maßgeblichen Einflussparameter Hydraulik, CSB-Fracht, P_{ges}-Fracht und N_{ges}-Fracht dargestellt. Für die weiteren Auflagewerte wurden keine Auffälligkeiten festgestellt bzw. deren Relevanz als gering eingestuft.

5.2.2 Abwassermengen und -frachten der Industrieeinleiter

5.2.2.1 Abwassermengen und -frachten der Brauerei

Die täglich eingeleitete Abwassermenge der Brauerei betrug im Untersuchungszeitraum an den Arbeitstagen im Mittel 192 m³/d. Maximal wurde eine Abwassermenge

von 451 m³/d verzeichnet. Überschreitungen sowohl der in den Bemessungsgrundlagen zugrunde gelegten Abwassermenge von 250 m³/d, als auch der vom Markt Hutthurm zugelassenen Abwassermenge von 300 m³/d wurden in früheren Jahren seltener, in späteren Jahren deutlich öfter festgestellt (siehe Abb. 5-2). Die eingeleitete CSB-Fracht lag im Mittel bei 375 kg/d mit Maximalwerten bis zu 820 kg/d. Das CSB/BSB-Verhältnis beträgt im Mittel 2:1 und ist diesbezüglich der biologischen Abbaubarkeit von kommunalem Abwasser sehr ähnlich.

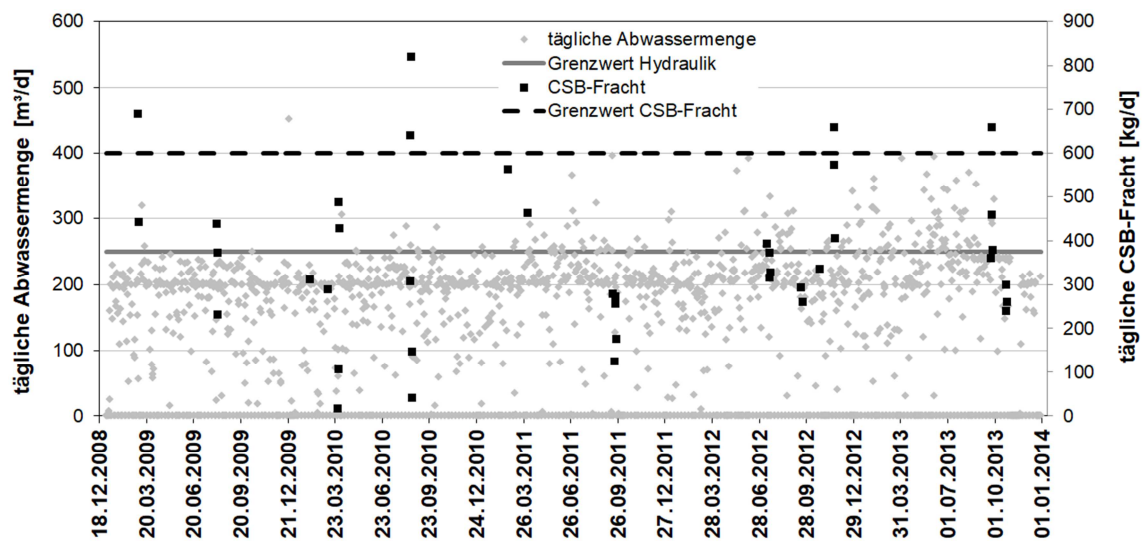


Abb. 5-2: Abwassercharakteristik Brauerei: Hydraulik und CSB-Fracht

Die Überschreitungen der geplanten Hydraulik sind tendenziell vor allem in den Sommermonaten festzustellen. Dies bestätigt sich bei der Betrachtung der monatlich eingeleiteten Abwassermenge (Abb. 5-3). Dies ist auf produktionsbedingte Schwankungen der Sommer- und Wintermonate zurückzuführen. Außerdem ist eine deutliche lineare Steigerung der monatlich eingeleiteten Abwassermenge von 8,9 % pro Jahr zu verzeichnen. In den Bemessungsgrundlagen der Kläranlage Hutthurm wurde für die unterschiedlichen Lastfälle im Jahr 2005 bis 2020 keine Steigerung der Abwassermenge vorgesehen.

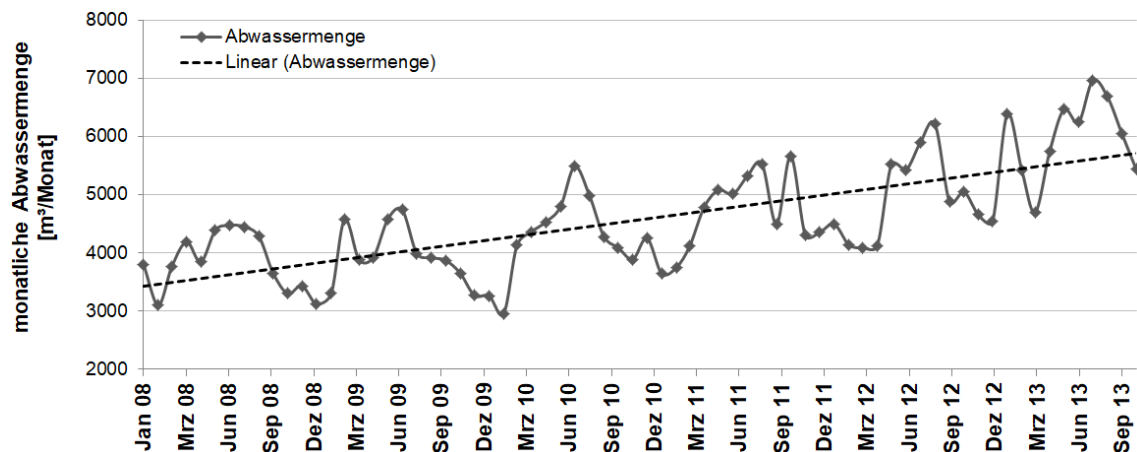


Abb. 5-3: Zunahme der monatlichen Abwassermenge der Brauerei im Zeitraum 2008 bis 2013

Die eingeleiteten Frachten für P_{ges} und N_{ges} liegen bei der Brauerei im Mittel bei 4,7 kg/d P_{ges} (Grenzwert 3,8 kg/d) und 10,2 kg/d N_{ges} (Grenzwert 20 kg/d). Die zulässige P_{ges} -Fracht wird sporadisch mit einer maximalen Fracht von 21 kg/d deutlich überschritten (siehe Abb. 5-4). Die N_{ges} -Fracht liegt in der Regel im zulässigen Rahmen mit einem einmaligen Überschreiten des Grenzwertes mit einem Maximalwert von 26 kg/d.

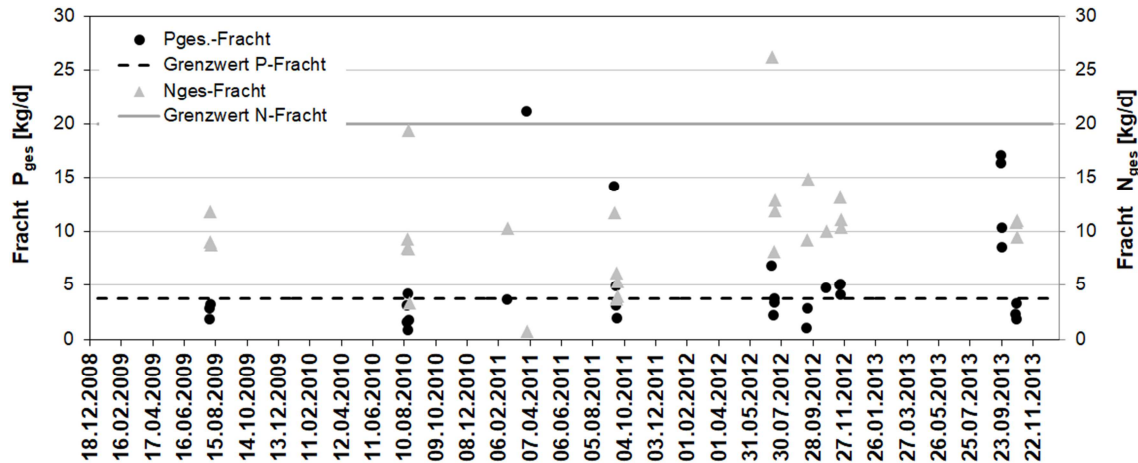


Abb. 5-4: Abwassercharakteristik Brauerei: N_{ges} -Fracht und P_{ges} -Fracht im Zeitraum 2008 bis 2013

5.2.2.2 Abwassermengen und -frachten des Getränkeabfüllbetriebs

Die täglich eingeleitete Abwassermenge des Getränkeabfüllbetriebs betrug im Untersuchungszeitraum an den Arbeitstagen im Mittel 160 m³/d, maximal wurde eine Abwassermenge von 392 m³/d verzeichnet. Ähnlich wie bei der Brauerei sind produktions-technische Schwankungen bei den Sommer- und Wintermonaten zu erkennen (siehe Abb. 5-10). Im Gegensatz zur Brauerei fielen die hydraulischen Überschreitungen des

Bemessungswerts (245 m³/d) sehr moderat aus, der vom Markt Hutthurm festgesetzte Grenzwert (360 m³/d) wurde kaum überschritten. Die eingeleitete CSB-Fracht lag im Mittel bei 511 kg/d mit einem Maximalwert von 1.227 kg/d. Der Grenzwert für die tägliche CSB-Fracht von 520 kg/d wird sehr häufig und deutlich überschritten. Das CSB/BSB-Verhältnis beträgt im Mittel 1,65:1 und deutet auf eine gute biologische Abbaubarkeit hin.

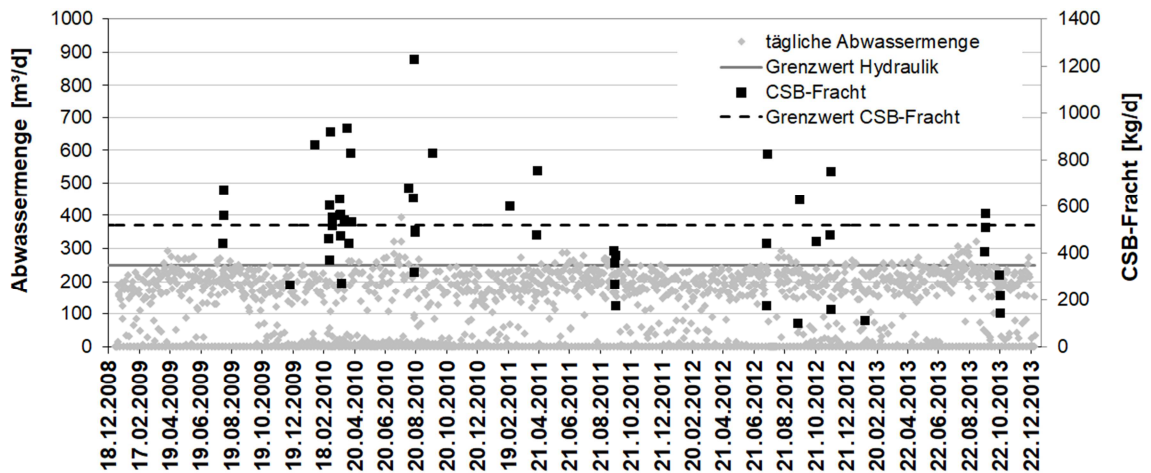


Abb. 5-5: Abwassercharakteristik Getränkeabfüllbetrieb: Hydraulik und CSB-Fracht im Zeitraum 2008 bis 2014

Wie Abb. 5-6 zeigt, liegen die eingeleiteten Frachten für P_{ges} und N_{ges} beim Getränkeabfüllbetrieb im Mittel bei 1,6 kg/d P_{ges} (Grenzwert 2,9 kg/d) und 10 kg/d N_{ges} (Grenzwert 14,3 kg/d). Während die P_{ges}-Frachten mit einer deutlichen Überschreitung (P_{ges} max. 6,5 kg/d) annähernd im zulässigen Bereich liegen, werden für die N_{ges}-Frachten häufiger Überschreitungen verzeichnet, teilweise bis zu 27,2 kg/d.

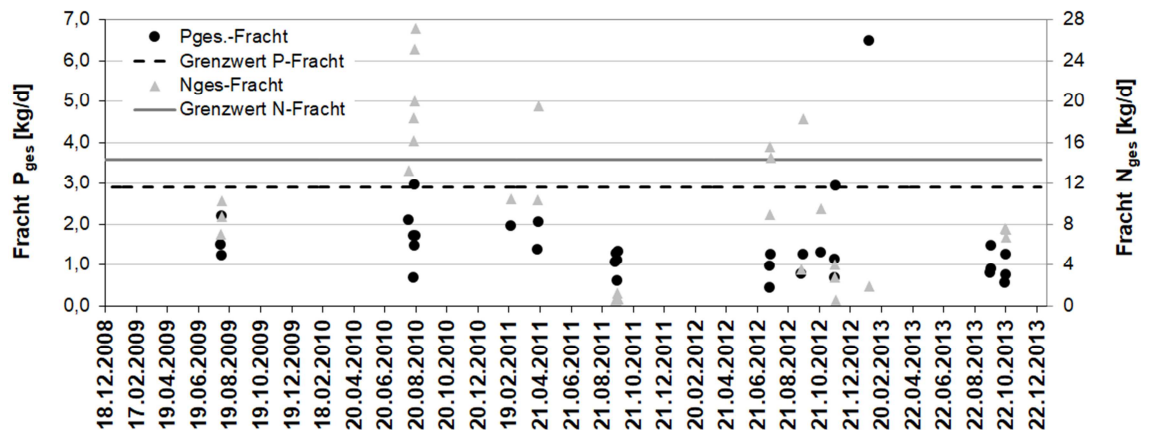


Abb. 5-6: Abwassercharakteristik Getränkeabfüllbetrieb: N_{ges}-Fracht und P_{ges}-Fracht im Zeitraum 2008 bis 2014

5.2.2.3 Zusammenfassung

Die auferlegten Überwachungswerte der Indirekteinleiter werden von beiden Industriebetrieben nicht kontinuierlich eingehalten. Sowohl bei der hydraulischen Fracht, als auch bei CSB-, N_{ges} - und P_{ges} -Frachten kommt es teils zu erheblichen Überschreitungen der Bemessungswerte sowie der durch den Markt Hutthurm festgelegten zulässigen Grenzwerte. Bei der Brauerei sind im Laufe der Jahre zunehmend Überschreitungen der zulässigen hydraulischen Fracht auffällig, ebenso ein deutlicher Trend bei der monatlichen Abwasserproduktion mit einer Steigerungsrate von 8,9 % pro Jahr. Der Getränkeabfüllbetrieb hält die täglich zulässige hydraulische Fracht deutlich konstanter ein, mit lediglich moderaten Überschreitungen der Bemessungswerte in den Sommermonaten.

5.2.3 Weitere Untersuchungen und Bewertung der Industrieabwässer

Da der Einfluss kritischer Abwasserinhaltsstoffe der Industrieeinleiter durch Sichtung der Datenblätter der allgemeinen Betriebs- und Verbrauchsstoffe nicht eingeschätzt werden konnte, wurden Tenside, die generelle Toxizität und die biologische Abbaubarkeit der Abwässer untersucht.

- Die kationischen Tenside (0,52 mg/l bis 1,04 mg/l) waren gering, die anionischen Tenside (4,68 mg/l bis 5,44 mg/l) normal einzustufen im Vergleich zu kommunalem Abwasser. Allerdings wiesen die Abwässer eine erhöhte nichtionische Tensid-Konzentration auf (3,61 mg/l bis 13,2 mg/l).
- Zur generellen Toxizitätsabschätzung der beiden Industrieabwässer wurden stichprobenartig Biolumineszenztests (LUMIStox, Hach Lange, LCK482, nach EN ISO 11348 Teil 2) durchgeführt. Mit GL-Werten zwischen 37–128 mg/l wiesen die Abwässer der Industrieeinleiter geringe sowie hohe Toxizitätswerte auf.
- Die Untersuchung der Industrieabwässer hinsichtlich ihrer aeroben biologischen Abbaubarkeit (nach DIN EN ISO 9888:1999) zeigten einen hohen Anteil an langsam abbaubaren Abwasserinhaltsstoffen.

Diese Ergebnisse ließen keine generellen Schlussfolgerungen zu, ob sich die Abwässer problematisch auf den Betrieb einer MBR-Anlage auswirkten oder ein erhöhtes Foulingpotenzial aufwiesen. Daher wurden mit halbtechnischen Pilotanlagen (siehe Fließbild in Abb. 5-7) die Behandelbarkeit der Abwässer mittels einer Membranbelegung und deren Foulingpotenzial unmittelbar untersucht.

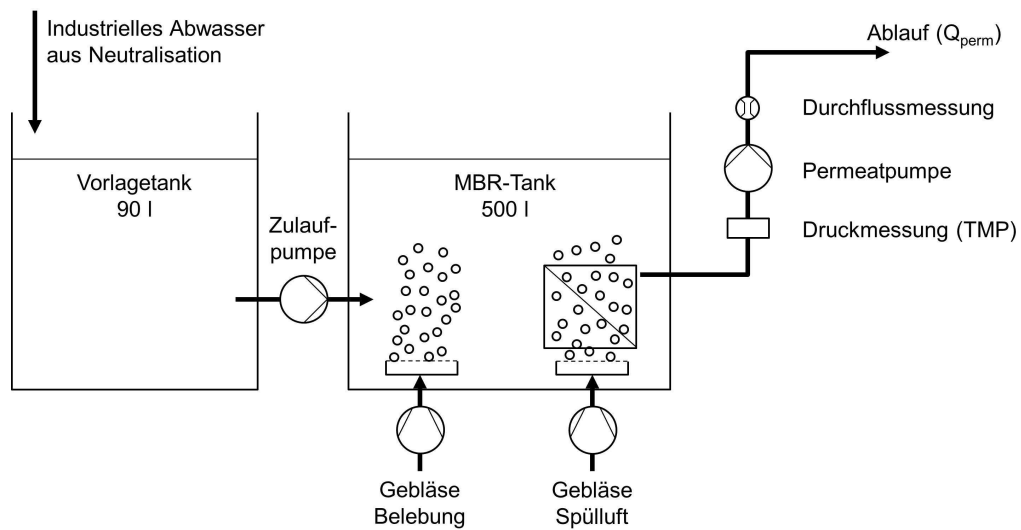


Abb. 5-7: Fließbild der halbtechnischen MBR-Pilotanlagen

Der mehrwöchige Betrieb der MBR-Pilotanlagen mit dem Abwasser der Industriebetriebe zeigte, dass eine stabile Abwasserreinigung mittels Membranfiltration grundsätzlich möglich war. In den Abwässern befanden sich keine toxischen, kritischen oder schwer abbaubaren Abwasserinhaltsstoffe, die während des Untersuchungszeitraums zu einer Beeinträchtigung der Abbauleistung oder Membranfiltration geführt hätten. Die Abwässer waren mit einer CSB-Elimination von 97,6–98,7 % gut abbaubar. Ein verstärktes Fouling auf den Membranen war nicht aufgetreten.

Die beiden MBR-Pilotanlagen wurden in einem Zeitraum betrieben, in dem es auf der Kläranlage Hutthurm zu einem massiven Leistungseinbruch der Anlage gekommen ist (03/2010). Die Betriebsergebnisse der MBR-Pilotanlagen und die Abwasseranalysen der Industrieabwässer waren unauffällig. Ein direkter Zusammenhang des Leistungseinbruchs auf der Kläranlage zur Abwassercharakteristik der Indirekteinleiter konnte zu diesem Ereignis ausgeschlossen werden. Angesichts

- des stabilen Betriebs der Pilotanlagen,
- des Leistungseinbruchs der großtechnischen Anlage, bei dem ein Einfluss durch die Industrieabwässer ausgeschlossen werden konnte, und
- der zusätzlichen Verdünnung der Industrieabwässer mit kommunalem Abwasser bis zur Einleitung an der Kläranlage

ist eine Beeinträchtigung der großtechnischen MBR-Anlage auf der KA Hutthurm durch „normales“ Abwasser der Industrieeinleiter unwahrscheinlich.

Bei weiteren Untersuchungen zeigten sich auf die Indirekteinleiter zurückführbare Einflüsse wie bspw. Glaspartikel im Membranbelag (siehe Kap. 5.3.3), zulaufbedingte Unregelmäßigkeiten durch die Entleerung von Tanks (siehe Kap. 5.4.7), und die Einlei-

tung erhöhter Na-Frachten (siehe Kap. 5.7.2), die im Rahmen des Pilotanlagen-Betriebs nicht erfasst wurden. Eine Fouling begünstigende Wirkung der Industrieabwässer kann daher nicht vollends ausgeschlossen werden.

5.3 Untersuchungen des Membranbelags

5.3.1 Elementaranalysen (Polymere, Etikettierleim, PFT)

Der ausgeprägte Membranbelag wurde mittels aufwendiger instrumenteller Analytik auf seine Zusammensetzung hin untersucht, um Informationen über foulingrelevante Abwasserinhaltsstoffe zu erhalten. Aufgrund der rein haptischen Eindrücke des gelartigen, durchsichtigen, leicht klebrigen Belags auf den Membranen wurden Analysen hinsichtlich eingesetzter Hilfsstoffe auf der Kläranlage (Polymere) und in einleitenden Industriebetrieben (Etikettierleim, PFT) angestellt. Die Analysen wurden unter anderem durchgeführt vom Lehrstuhl Siedlungswasserwirtschaft der TU München (IR-Spektroskopie), durch die OTH Amberg-Weiden (REM/EDX- und SIMS-Analysen), die Fakultät für angewandte Chemie der Georg-Simon-Ohm Hochschule Nürnberg (IR-Spektroskopie, REM/EDX, mikrobiologische Untersuchungen) und durch das Chemische Laboratorium Dr. R. Fülling (IR-Spektroskopie, GC/MS). Es wurden sowohl der isolierte Membranbelag als auch ungereinigte, mechanisch gereinigte und chemisch gereinigte Membranen für vergleichende Differenzmessungen untersucht.

Zusammenfassend kann festgehalten werden, dass kein direkter Zusammenhang von den auf der Kläranlage Hutthurm eingesetzten Polymeren (Praestol K225L, Reiflock M332) und dem Membranbelag besteht. Ebenso erscheint ein direkter Einfluss der von den Industriebetrieben verwendeten Klebstoffe Bostik ATO Bond 1030 und die Türmerleime PLT-N und KE 60 auf der Membran als unwahrscheinlich. Fluorierte Komponenten (PFT) aus einem angeschlossenen Galvanikbetrieb sind ebenfalls nicht im Membranbelag enthalten. Es konnten keine nennenswerten anorganischen Beläge festgestellt werden. Weitergehende Analysen zur Identifikation des Membranbelags deckten sich dahingehend, dass es sich um höhermolekulare Stoffe und deren Abbauprodukte und sehr wahrscheinlich um Verunreinigungen biologischer Herkunft handelt.

Diese umfangreichen und aufwendigen Untersuchungen zeigten, dass anhand instrumenteller Analysen konkrete Verdachtssubstanzen als Ursache des Membranbelags ausgeschlossen werden können, in einer komplexen Abwasser/Belebtschlamm-Matrix der Ursprung eines unbekanntem Membranbelags allerdings nicht eindeutig zu identifizieren ist. Die Belagsbildung ist auf organisches Fouling zurückzuführen, relevantes Scaling war nicht nachweisbar.

5.3.2 CLSM-Mikroskopie

Mit speziellen mikroskopischen Untersuchungen der Membranen mittels Konfokaler Laser-Raster-Mikroskopie (CLSM, engl. confocal laser scanning microscope) sollte der nicht identifizierbare Membranbelag näher untersucht werden. Zu allen Probenahmen wurden zur Bewertung der Rand- bzw. Betriebsbedingungen neben der CLSM auch chemische Analysen der Schlämme und des Schlammüberstands vorgenommen. Diese Spezialuntersuchungen wurden als Auftragsanalysen vom Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft am Institut für Wasser und Umwelt der TU München durchgeführt. Im Rahmen dieser Untersuchungen erfolgten drei Beprobungen, deren Übersicht und Randparameter in folgender Tabelle dargestellt sind:

Tab. 5-3: Proben zur chemischen Analyse des Belebtschlammes und des Schlammüberstands in Zusammenhang mit CLSM-Analysen der TU München

	Probenahme 1 27.01.2010	Probenahme 2 24.02.2010	Probenahme 3 07.04.2010
Membranentnahme	VRM 2	VRM 2	VRM 1
Proben	Belebung Filtrationskammer Permeat	Belebung Filtrationskammer Permeat	Belebung Filtrationskammer Permeat Membranbelag
Letzte chem. Reinigung	17.12.2009	17.12.2009	11.03.2010
Vorbelastung seit letzter chemischer Reinigung	[m ³] 29.964	52.422	17.506
Zulaufsituation	[m ³ /d] 1700 (TW)	4755 (MW)	1380 (TW)
Betriebszustand	Störungsfreier Zustand	Beginnender Einbruch der VRM 2	Instabiler Betrieb mit reduzierter Permeabilität
Belag/Biofilm	Membran zeigt keinen Biofilm	Membran zeigt gleichmäßigen Belag/Biofilm	Membran zeigt gleichmäßigen Belag/Biofilm
Abreinigung Belag	-	Ablösen des Membranbelags mit Wasser leicht möglich	Ablösen des Membranbelags mit Wasser leicht möglich

Die Schlammparameter TS, oTS, TR und oTR wurden aus der Originalprobe bestimmt. Für die Analysen der wässrigen Phase hinsichtlich der Parameter CSB, BSB₅, TOC der Proben aus den Belebungsbecken und Filtrationskammern wurden die Proben vor Ort über Faltenfilter filtriert. Für den Parameter DOC wurde die Probe vor der Analyse zusätzlich über einen 0,45 µm Spritzenvorsatzfilter filtriert. Die TOC- und DOC-Analysen in den Schlammüberständen und im Permeat wurden mit einem TOCII-Analysator (Fa. Elementar) durchgeführt.

Die Untersuchungsergebnisse der chemischen Analysen der Schlamm- und Überstandsproben sind in folgenden Tabellen zusammengefasst:

Tab. 5-4: Untersuchungsergebnisse der Belebtschlamm- und Schlammübersandsanalysen vom 27.01.2010

	Einheit	Belebung	Filtrationskam- mer VRM 1	Filtrationskam- mer VRM 2	Permeat
CSB	[mg/l]	93,8	119	124	21,0
BSB₅	[mg/l]	12	15	16	< 3
TOC	[mg/l]	35,1	41,6	43,7	9,11
TC	[mg/l]	101	105	107	72,1
TIC	[mg/l]	63	63	63,3	63
DOC	[mg/l]	21,4	25,7	23,1	5,94
DC	[mg/l]	84,5	84,1	81,7	68,9
DIC	[mg/l]	63,1	58,3	58,6	62,9
TS	[g/l]	7,95	11,1	11,0	-
oTS	[%]	73,2	73,6	73,3	-
TR	[g/kg]	9,77	12,8	11,9	-
oTR	[%]	70,9	71,8	71,3	-
pH-Wert	[-]	7,6	7,3	7,3	7,5
LF	[μS/cm]	1.340	1.330	1.320	1.270
O₂	[mg/l]	0,5	3,9	3,9	4,5

Tab. 5-5: Untersuchungsergebnisse der Belebtschlamm- und Schlammübersandsanalysen vom 24.02.2010

	Einheit	Belebung	Filtrationskam- mer VRM 1	Filtrationskam- mer VRM 2	Permeat
CSB	[mg/l]	66,5	82,9	91,0	13,8
BSB₅	[mg/l]	15	18	20	< 3
TOC	[mg/l]	31,5	37,4	40,8	9,30
TC	[mg/l]	66,3	70,2	74,3	41,7
TIC	[mg/l]	34,8	32,8	33,5	32,4
DOC	[mg/l]	22,4	27,0	28,7	7,81
DC	[mg/l]	55,9	58,4	61,1	36,9
DIC	[mg/l]	33,5	31,4	32,4	29,1
TS	[g/l]	7,8	10,4	11,5	-
oTS	[%]	75,6	76,3	76,6	-
TR	[g/kg]	8,81	11,5	12,8	-
oTR	[%]	75,0	76,2	76,5	-
pH-Wert	[-]	7,4	7,4	7,2	7,2
LF	[μS/cm]	910	900	900	920
O₂	[mg/l]	0,25	0,25	0,25	6,30

Tab. 5-6: Untersuchungsergebnisse der Belebtschlamm- und Schlammüberstandsanalysen vom 07.04.2010

	Einheit	Belebung	Filtrationskammer VRM 1	Permeat	Membranbelag
CSB	[mg/l]	80,1	95,6	16,3	
BSB₅	[mg/l]	7	9	< 3	
TOC	[mg/l]	34,7	39,7	10,8	
TC	[mg/l]	80,4	82,2	55,6	
TIC	[mg/l]	45,6	42,5	44,9	
DOC	[mg/l]	29,7	34,5	9,4	
DC	[mg/l]	74,7	77,7	54,4	
DIC	[mg/l]	45,0	43,2	45,0	
TS	[g/l]	7,23	8,67	-	
oTS	[%]	73,9	74,0	-	
TR	[g/kg]	7,94	9,79	-	ca. 9
oTR	[%]	71,4	72,4	-	42,0
pH-Wert	[-]	6,9	7,1	7,4	
LF	[μ S/cm]	765	756	762	
O₂	[mg/l]	0,3	4,6	7,5	

Auffällig bei allen drei Stichproben sind die erhöhten Gehalte an gelöstem organischen Kohlenstoff in Form von CSB, BSB₅, TOC und DOC in den Filtrationskammern und deren geringe Gehalte im Permeat nach der Membranfiltration. Vor allem die Gehalte an gelöstem organischem Kohlenstoff DOC im Permeat sind stark reduziert. Obwohl für die Messung des DOC im Überstand die Probe bereits mit 0,45 μ m filtriert wurde, werden im Mittel über 73 % davon durch die Membranfiltration weiter zurückgehalten. Dies deutet darauf hin, dass die Membran einen erheblichen Anteil gelöster Stoffe in der Größenordnung zwischen 0,45 μ m und 0,04 μ m zurückhält. In Kapitel 5.6 wird diese Auffälligkeit weitergehend untersucht. Bei der Probenahme am 7.4.2010 war es aufgrund einer stärkeren Belagsbildung möglich, eine Probe dieses Membranbelags zu entnehmen. Der oTS dieser Probe wies mit nur 42 % im Vergleich zum Belebtschlamm mit rund 72 % einen deutlich höheren anorganischen Anteil auf. Hier zeigt sich ein hoher mineralischer Anteil des Belages während dieser Situation. Hinweise auf anorganische Ausfällungen (Ergebnisse nicht dargestellt), die auf Scaling hinweisen würden, wurden wiederum nicht gefunden.

Neben den chemischen Analysen waren vor allem die CLSM-Untersuchungen von besonderer Bedeutung, um weitergehende Informationen zur Ausbildung des Membranbelags zu erhalten. Die drei folgenden Abbildungen zeigen die CLSM-Aufnahmen der drei Proben jeweils vom Schlamm im Belebungsbecken, Schlamm in der Filtrati-

onskammer und dem Membranbelag. Erläuternd zur Farbgebung der Aufnahmen sei erwähnt, dass Nukleinsäuren rot und EPS-Glycokonjugate grün angefärbt sind und weiße Stellen Reflektion bedeuten.

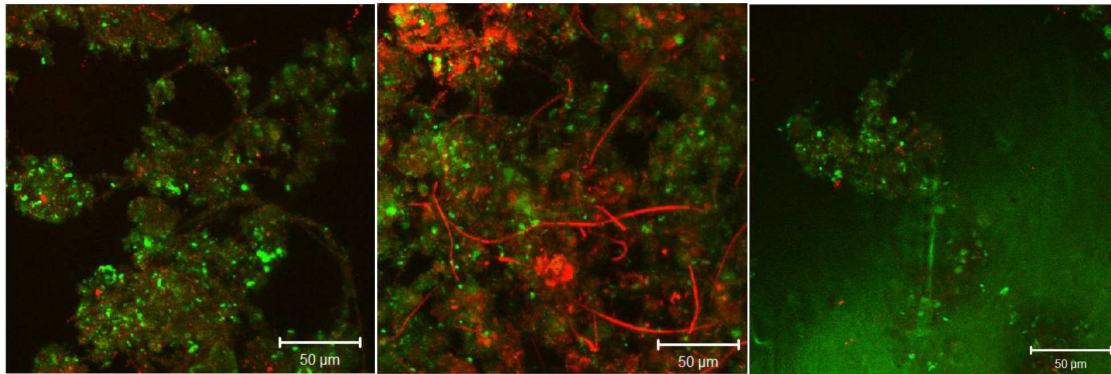


Abb. 5-8: CLSM-Aufnahmen vom 27.01.2010: Schlamm Belebungsbecken (links), Schlamm Filtrationskammer (Mitte), Membranbelag (rechts)

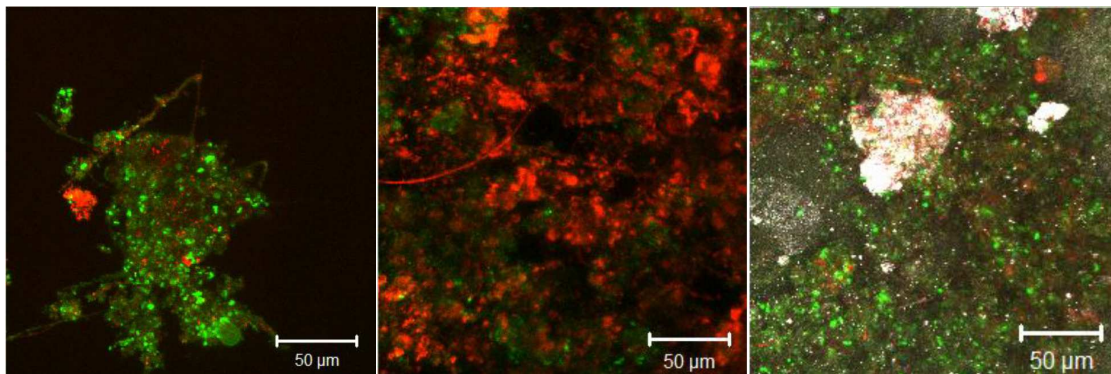


Abb. 5-9: CLSM-Aufnahmen vom 24.02.2010: Schlamm Belebungsbecken (links), Schlamm Filtrationskammer (Mitte), Membranbelag (rechts)

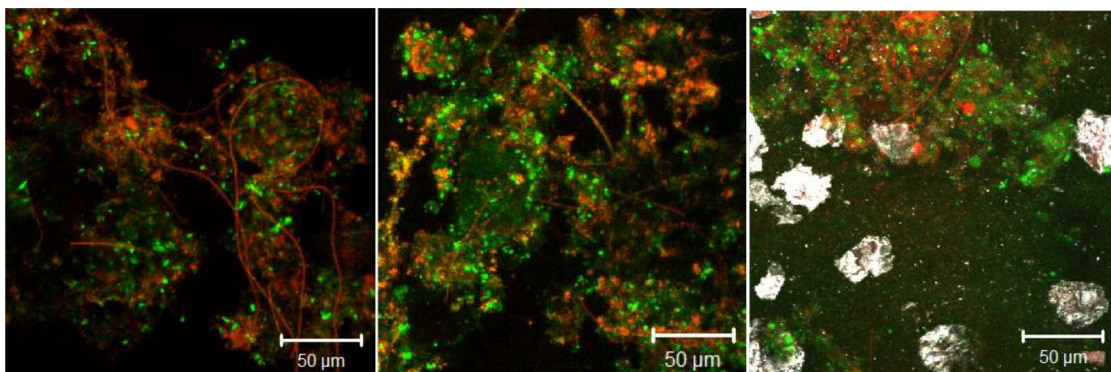


Abb. 5-10: CLSM-Aufnahmen vom 07.04.2010: Schlamm Belebungsbecken (links), Schlamm Filtrationskammer (Mitte), Membranbelag (rechts)

Die untersuchten Belebtschlammproben wiesen keine signifikanten Unterschiede, weder zwischen Belebungsbecken und Filtrationskammer, noch zwischen den einzelnen Probenahmetagen auf. Bei der Probenahme am 27.01.2010 (Abb. 5-8), bei der die Membranfiltration mit hoher Permeabilität störungsfrei lief, zeigen die CLSM-Aufnahmen, dass die Membran erwartungsgemäß fast vollständig frei von jeglichem Bewuchs (Belag) ist. Bei der Probenahme am 24.02.2010 (Abb. 5-9), bei der die Membranfiltration bereits eine Leistungsminderung zeigte, war ein mikrobiologischer Belag auf der Membran zu erkennen, zusätzlich waren jedoch Reflexionssignale zu sehen, die auf mineralische Bestandteile hindeuten. Die gleiche Auffälligkeit zeigte sich bei der Probenahme am 07.04.2010 (Abb. 5-10). Lichtmikroskopische Vermessungen gaben einen Hinweis auf die Größenordnung dieser Partikel mit einer Größe von $<100 \mu\text{m}$. Die mikroskopischen Aufnahmen von originalen und mit Wasser gespülten Membranen belegten, dass die Partikel mit Wasser gut von der Membran abgespült werden konnten. Die CLSM-Analysen ergaben, dass während eines optimalen Betriebsverhaltens der Membranfiltration keinerlei Belag auf der Membran zu detektieren ist. In Zusammenhang mit einem suboptimalen Betriebsverhalten der Membran und Permeabilitätseinbußen konnte ein Biofilm-Belag auf den Membranen nachgewiesen werden. Im Biofilm auf den Membranen war zudem ein erhebliches Vorkommen von anorganischen Partikeln auffällig. Signifikante Änderungen im Belebtschlamm, weder im Belebungsbecken noch in der Filtrationskammer, konnten nicht festgestellt werden.

5.3.3 Untersuchung mineralischer Partikel im Membranbelag

5.3.3.1 Vorkommen mineralischer Partikel im Membranbelag

In mikroskopischen Untersuchungen des Belebtschlammes oder des Membranbelags traten wiederholt Auffälligkeiten in Zusammenhang mit anorganischen bzw. mineralischen Partikel in Erscheinung. Sie wurden in den CLSM-Untersuchungen der TU München detektiert. Das Analytische Labor Uphoff hatte sie 2008 als „transluzente Plaqueanlagerung auf der Membranoberfläche“ in seinen mikroskopischen Untersuchungen umschrieben. Und auch in den regelmäßigen mikroskopischen Belebtschlammuntersuchungen der Fa. Bioserve fällt sporadisch auf, dass sehr viele „Glassplitter“ in hoher Anzahl im Schlamm und im Membranbelag zu finden sind.

Die Größenordnung der Partikel liegt im Bereich $< 100 \mu\text{m}$, und ihr Ursprung wird bei den Indirekteinleitern vermutet. Sie haben keine kristalline, sondern eindeutig amorphe Struktur. Die lichtmikroskopische Untersuchung der Partikel lässt rein optisch Glassplitter vermuten, wie das mikroskopische Bild des Membranbelags in Abb. 5-11 zeigt:

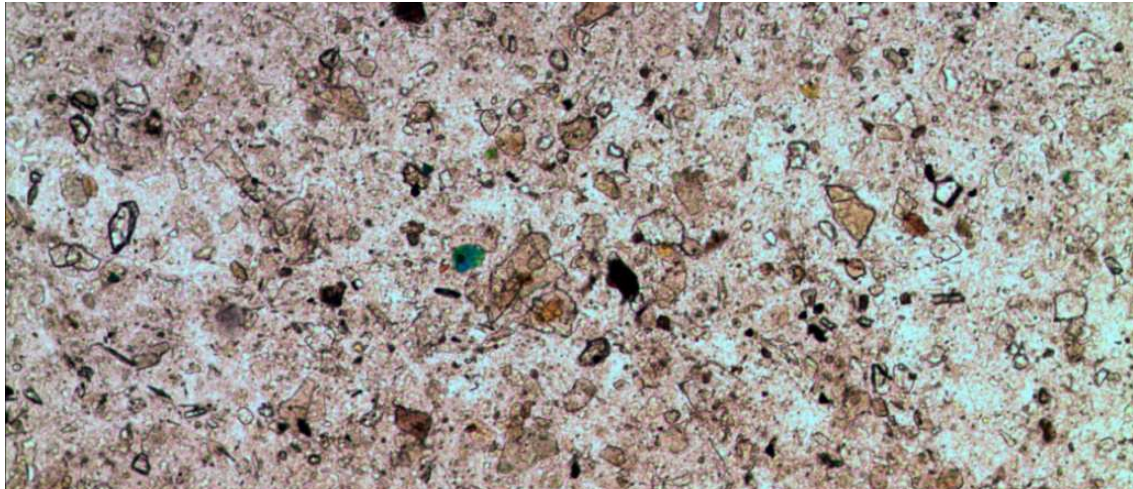


Abb. 5-11: Glaspartikel in der Deckschicht auf der Membran (Aufnahme vom 13.12.2011)

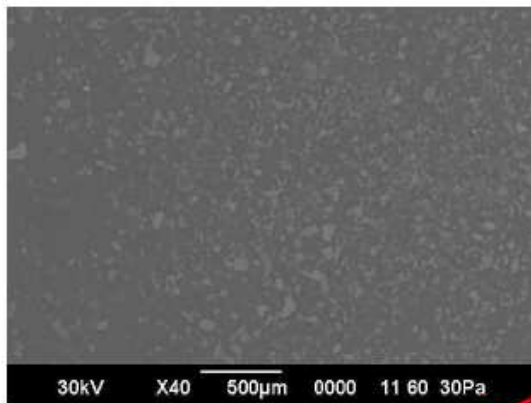
Die Belegungsdichte der Membran kann teilweise auf 25 % der Fläche geschätzt werden, was die Bedeutung einer leistungsmindernden Wirkung für die Membranfiltration unterstreicht. Eine Erschwernis bei der Analyse dieser Partikel ist, dass diese nicht andauernd im Belebtschlamm oder im Membranbelag vorzufinden sind, sondern nur sporadisch auftauchen. Sie treten vor allem bei Mischwasserereignissen in Erscheinung. Dies deutet darauf hin, dass sie durch z. B. Regenereignisse aus dem Kanalsystem in die Kläranlage gespült werden und aufgrund ihrer kleinen Größe und der höheren Durchflüsse bei Mischwasserereignissen nicht mehr im Sandfang und der Vorklärung zurück gehalten werden können. Allerdings treten sie nicht immer bei Mischwasserereignissen auf. So müssen für den Eintrag sowie für die Anreicherung im Membranbelag besondere Umstände gegeben sein. Es ist vorstellbar, dass es genügend lange Zeit braucht, dass sich die Partikel im Kanalsystem anreichern können und ein entsprechender Spülstoß notwendig ist, um sie in großer Anzahl in die Kläranlage zu spülen. Wie die CLSM-Analysen gezeigt haben, treten die Partikel im Membranbelag zusammen mit einem Biofilm in Erscheinung. Es ist folglich denkbar, dass eine massenhafte Ansammlung im Membranbelag nur in Kombination mit einer gelartigen, leicht klebrigen Biofilmbildung auf der Membran passiert, die die Anhaftung der sonst leicht entfernbaren Splitter auf der Membran begünstigt.

5.3.3.2 Identifikation der mineralischen Partikel im Membranbelag

Um die Zusammensetzung der mineralischen Partikel zu identifizieren wurde die Analytik Aurachtal GmbH mit REM/EDX-Analysen beauftragt. Abbildung 5-12 zeigt exemplarisch die Analyse der Membran mit Belag. Die Quantifizierung der EDX-Spektren (semiquantitative Auswertung) deuten auf Glas hin (Si, O), fallen aber nicht so deutlich aus wie zunächst erwartet. Trotzdem werden an einigen Stellen des nicht gemörserten

Glührückstands hohe Konzentrationen an Silicium gefunden. Neben Glaspartikeln handelt es sich bei dem Begleitmaterial größtenteils um geogenes Material, anorganische Partikel wie z. B. Sand in verschiedenen Zusammensetzungen.

Bild 3.1: Membran (Übersicht)



EDX-Spektrum 3.1: Membran (Grundmaterial ohne Belag)
Nachgewiesen: Kohlenstoff, Sauerstoff, Magnesium, Aluminium, Silicium, Phosphor, Schwefel, Kalium, Calcium, Eisen

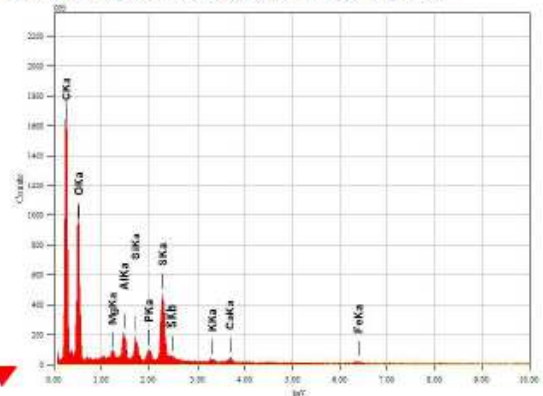
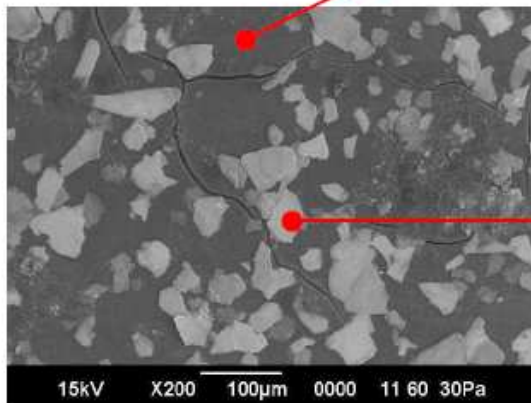


Bild 3.2: Membran (Details)



EDX-Spektrum 3.2: organischer Belag
Nachgewiesen: Kohlenstoff, Sauerstoff, Stickstoff, Eisen, Natrium, Magnesium, Aluminium, Silicium, Phosphor, Schwefel, Kalium, Calcium

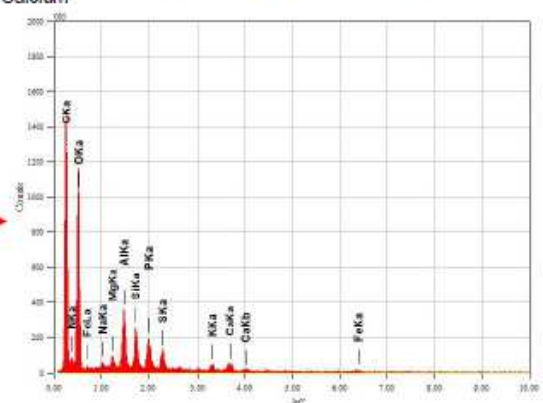
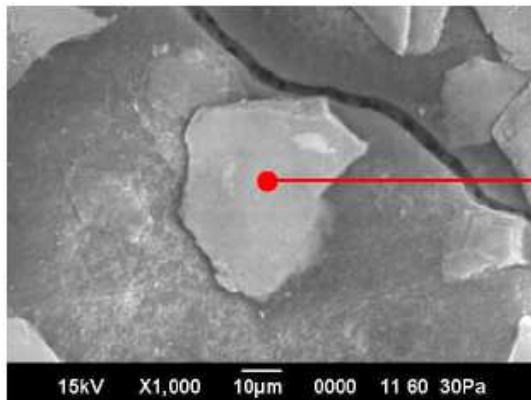


Bild 3.3: Schuppe auf Membran (Details)



EDX-Spektrum 3.3: Schuppe auf Membran
Nachgewiesen: Kohlenstoff, Sauerstoff, Stickstoff, Eisen, Magnesium, Aluminium, Silicium, Phosphor, Schwefel, Kalium

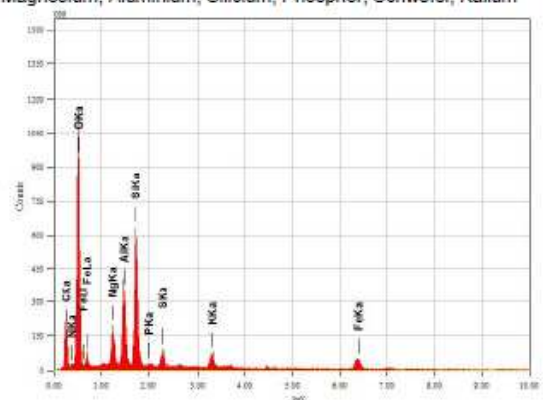


Abb. 5-12: REM/EDX-Analysen zur Identifikation der mineralischen Partikel im Membranbelag

5.3.3.3 Quelle der mineralischen Partikel im Membranbelag

Ziel der folgenden Untersuchungen war es, mögliche Quellen des mineralischen Membranbelags zu ermitteln. Der Ursprung der Glassplitter wird in der Flaschenwaschanlage der Brauerei und des Getränkeabfüllbetriebs vermutet. Daher wurden 24h-Mischproben der Abläufe aus der Brauerei und dem Getränkeabfüllbetrieb, sowie Vorklär- und Belebtschlammproben untersucht.

Tab. 5-7: TR und oTR im Ablauf der Brauerei und des Getränkeabfüllbetriebs im Vergleich zur Vorklärung und Belebung

	TR* [g/kg]	oTR* [%]	TS** [g/l]*	pH** [-]*
08.06.10 Getränkeabfüllbetrieb 1	2,87	40,9		
08.06.10 Brauerei 1	1,94	50,2		
08.06.10 Belebtschlamm 1	8,12	65,1	7,9	6,9
08.06.10 Primärschlamm VK 1	29,5	58,9	45,3	5,9
09.06.10 Getränkeabfüllbetrieb 2	2,23	39,5		
09.06.10 Brauerei 2	2,24	54,1		
09.06.10 Belebtschlamm 2	8,21	64,8	8	7,1
09.06.10 Primärschlamm VK 2	30,1	62,1	40,8	5,8

* Probenahme durch Betriebsleiter KA Hutthurm, Analyse TU München

** Probenahme und Analyse durch Betriebsleiter KA Hutthurm

Der mittlere oTR im Ablauf des Getränkeabfüllbetriebs mit nur 40 % und im Brauereiabwasser mit 52 % weist auf einen hohen anorganischen Anteil der Industrieabwässer hin. Es besteht die Möglichkeit, dass es sich um die anorganischen Bestandteile handelt, die bei Mischwasseranfall auf der Membran angereichert werden. Daher wurde ihre Zusammensetzung analog zu den REM/EDX-Analysen des Membranbelags untersucht. Gemäß dem Befund der Aurachtal Analytik GmbH „deuten bei einigen Partikeln Form und EDX-Spektrum stark darauf hin, dass es sich um Glas/Glassplitter oder chemisch analoges Material handelt“.

Sowohl im Ablauf der Brauerei, als auch im Primärschlamm der Vorklärung und im Belebtschlamm der Kläranlage wurden mineralische Partikel mit einem Siliciumoxid-Gehalt nachgewiesen, der auf das Vorhandensein von Glaspartikeln hindeutet. Im Ablauf des Getränkeabfüllbetriebs waren die Analysen nicht so eindeutig. Dort wurden Partikel mit einem untypisch hohen Verhältnis von O₂:Si größer 7 detektiert, wogegen bei Glas das Verhältnis der Massenanteile O₂ zu Si ca. 1,14 beträgt. Ein für Glasrückstände signifikanter Si-Gehalt konnte nicht nachgewiesen, allerdings auch nicht ausgeschlossen werden.

Parallel zu den oben dargestellten Analysen wurden mikroskopische Untersuchungen der Ablaufprobe des Getränkeabfüllbetriebs und der Brauerei durchgeführt. Diese zeigten deutlich das Vorhandensein der Glaspartikel auf. Form und Aussehen der in den mikroskopischen Aufnahmen gefundenen Partikel aus beiden Abwässern sind identisch zu den auf der Membran gefundenen Partikeln. Die Glaspartikel stammen demnach aus den Flaschenwäschen der beiden Indirekteinleitern.

5.4 Abwassercharakteristik der KA Hutthurm

5.4.1 Temperatur

Die Betriebsproblematik der Kläranlage Hutthurm zeigt sich verstärkt in den Wintermonaten, was einen Einfluss der Temperatur nahe legt. Wie Kap. 4.1 zeigt, bewegt sich diese im Winter über einen ungewöhnlich langen Zeitraum (Dezember–März) auf einem niedrigen Niveau ($T_{BB} < 8^{\circ}\text{C}$), was sich aus der geographischen Lage der Kläranlage Hutthurm, der Entwässerung im Mischwassersystem (Schmelzwassereinfluss), und den baulichen Gegebenheiten (langes Kanalnetz, oberirdisch errichtetes, wenig wärmeisolierendes Belebungsbecken, etc.) ergibt. Es wurden minimale Temperaturen im Zulauf der Kläranlage von $1,8^{\circ}\text{C}$ und im Belebungsbecken von $5,3^{\circ}\text{C}$ erfasst.

Für eine generelle Betrachtung des Temperatureinflusses auf der Kläranlage in Hutthurm wurde der zeitliche Verlauf der Permeabilität dem der Temperatur gegenübergestellt (Abb. 5-13), sowie die Permeabilität direkt über die Temperatur aufgetragen um durch lineare Regression eine eventuelle Korrelation zu überprüfen (Abb. 5-14). Für die direkte Gegenüberstellung wurden beispielhaft die Jahre 2011–2013 ausgewählt.

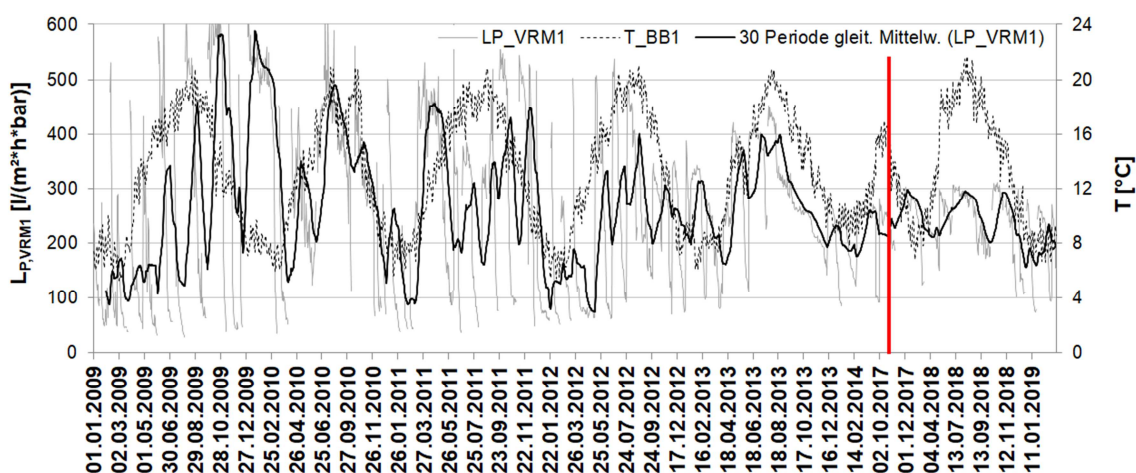


Abb. 5-13: Temperatur- und Permeabilitätsverlauf 01/2009–03/2019

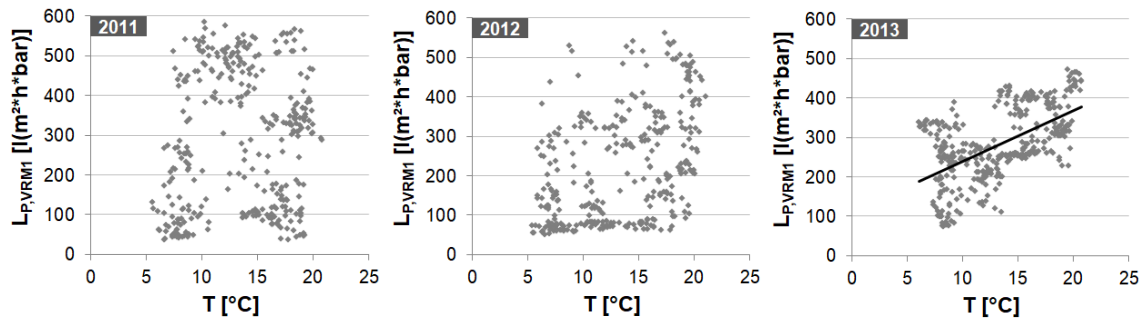


Abb. 5-14: Korrelation der Temperatur und der Permeabilität der beispielhaften Jahre 2011–2013

Wie Abb. 5-13 zeigt wird der jahreszeitliche Verlauf der Permeabilität in den Winter- wie Sommermonaten überlagert von Leistungseinbußen, die unabhängig von der Temperatur durch andere Einflussfaktoren ausgelöst werden. Am jahreszeitlichen Verlauf des Jahres 2013 zeigt sich, dass dies ein relativ stabiles Jahr mit wenigen Permeabilitätseinbrüchen war. Dies lässt sich auch an einer stärkeren Abhängigkeit von Temperatur und Permeabilität in Abb. 5-14 erkennen. Im Gegensatz dazu ist z. B. für das Jahr 2011 die Instabilität ebenfalls in beiden Diagrammen ersichtlich. Im jahreszeitlichen Verlauf zeigen dies die häufigen Permeabilitätseinbrüche – auch im Sommer – und in der linearen Regression weist die Permeabilität dementsprechend eine geringere Abhängigkeit von der Temperatur auf.

Von anderen großtechnischen MBR-Anlagen ist eine eindeutige Temperaturabhängigkeit bzw. parallel zur Temperatur verlaufende Permeabilitätsentwicklung mit einer erhöhten Permeabilität im Sommer und geringerer Permeabilität im Winter bekannt. Sowohl auf der KA Monheim als auch auf dem GWK Nordkanal ist eine deutliche Korrelation der Permeabilität mit der Temperatur nachweisbar (vgl. z. B. [11], [31], [103]). Zwar ist in Hutthurm die Tendenz einer geringeren Permeabilität bei niedrigen Temperaturen und einer höheren Permeabilität bei höheren Temperaturen ebenfalls gegeben, dieser Zusammenhang fällt allerdings weit weniger deutlich aus, als dies bei anderen MBR-Anlagen der Fall ist. Durch die Überlagerung der offensichtlich, weiteren Störeinflüsse kann eine isolierte Bewertung des Temperatureinflusses nicht weiter differenziert werden.

Das Betriebsverhalten der MBR-Anlage legt nahe, dass niedrige Temperaturen das biologische System sensibel für weitere Störeinflüsse machen und es auf lange Zeit schwächen. Wird während der kalten Jahreszeit ein massiver Einbruch der Filtrationsleistung ausgelöst, so schließt sich in der Regel eine lang anhaltende Folgeproblematik bestehend aus vielen chemischen Reinigungen und immer wieder abfallender Filtrationsleistung an. Oft wird eine Stabilisierung des Gesamtsystems und des Filtrationsbetriebs erst im Frühjahr mit steigenden Temperaturen wieder erreicht. Folgende Abbil-

dung (Abb. 5-15) macht diesen Umstand deutlich und zeigt, dass die Temperatur nicht als alleinige Ursache für die Leistungseinbrüche in Frage kommt:

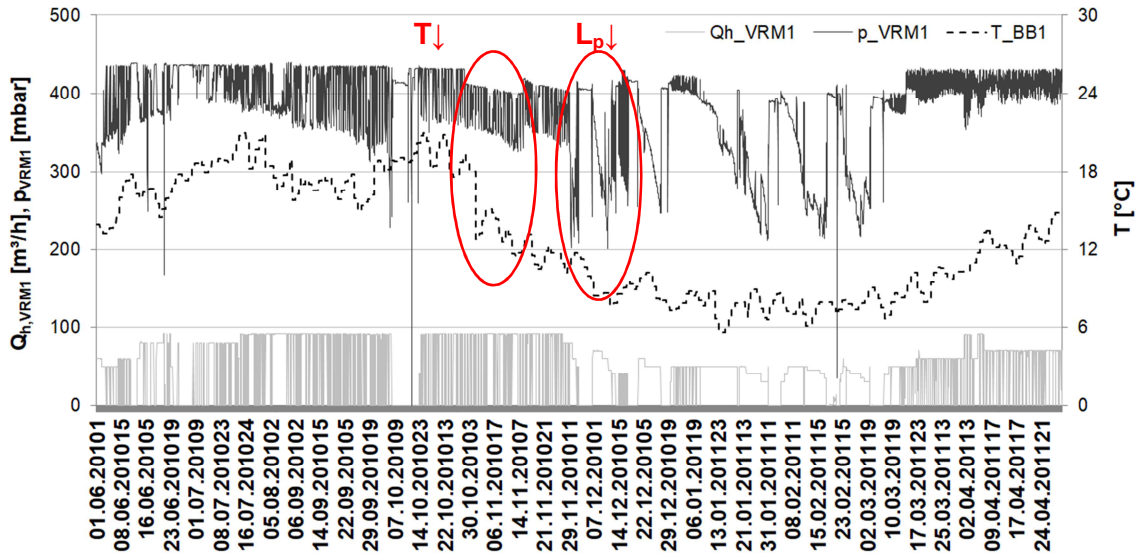


Abb. 5-15: Einbruch der Filtrationsleistung mit anschließender Folgeproblematik unabhängig von der Temperatur im Winter

Der Druck (p_{VRM}) zeigt bei konstantem Durchfluss von $90 \text{ m}^3/\text{h}$ einen über Wochen hinweg stabilen Verlauf zwischen $350\text{--}400 \text{ mbar}$. Während ein starker Temperaturabfall (gekennzeichnet als $T\downarrow$) lediglich eine geringe Beeinflussung der Filtrationsleistung verursacht, findet am 29.11.2010 ein massiver Einbruch der Filtrationsleistung statt (gekennzeichnet als $L_p\downarrow$). Der TMP zeigt dabei innerhalb weniger Stunden einen Einbruch um mehr als 200 mbar . Dieses Ereignis erfolgt zwar bei bereits kalten Temperaturen, allerdings ist am Verlauf der beiden Parameter ersichtlich, dass nicht die Temperatur ursächlich sein kann für diese drastische Änderung der Filtrationsleistung. Anschließend zeigt sich die bereits beschriebene, typische winterliche Folgeproblematik (siehe Kap. 4.4.5). Der Winter ist gekennzeichnet durch einen stark instabilen Betrieb mit häufigen Reinigungszyklen und immer wiederkehrender Leistungsabnahme. Erst ab dem Frühjahr bessert und stabilisiert sich die Lage wieder, so dass ab Mitte März wieder ein stabiler Betrieb gewährleistet ist. Ein weiteres Indiz, dass nicht die temperaturabhängige Viskosität allein ursächlich für die Leistungsminderung der MBR-Anlage sein kann, ist die Tatsache, dass auch bei niedrigen Temperaturen hohe Durchsatzleistungen nachgewiesen werden konnten (siehe Kap. 4.4.3) und auch im Sommer bei vergleichsweise hohen Temperaturen ähnlich massive Leistungseinbrüche zu verzeichnen sind.

Gemäß dem Arbeitsbericht „Membranbelebungsverfahren“ des ATV-DVWK Fachausschusses KA-7 aus dem Jahr 2006 [29] nehmen die Betriebsflüsse bei abnehmender

Temperatur von 10°C auf 5°C um ca. 15 % ab, gemittelt um etwa 3 % pro Kelvin. In Hutthurm sind die Auswirkungen deutlich stärker ausgeprägt, was ein Indiz dafür ist, dass es sich nicht nur um einen „normalen“ Einfluss der Temperaturen (z. B. durch Viskositätsänderung) handeln kann.

Mittelt man die Permeabilitätswerte, die bei $10 \pm 0,5$ °C und bei $5 \pm 0,5$ °C durchschnittlich erreicht werden, und betrachtet deren Differenz, dann ergibt sich eine Leistungsreduktion der drei VRMs zwischen 19–30 %. Durch die zusätzlichen Einflussfaktoren bei niedrigen Temperaturen ist somit für den Fall Hutthurm eine Abnahme der Betriebsflüsse von bis zu 6 % pro Kelvin gegeben.

Die temperaturbedingte Leistungsreduzierung kommt maßgeblich durch zwei Effekte der Temperatur zustande. Einerseits beeinflusst die Temperatur unmittelbar die Viskosität des zu filtrierenden Mediums und das Membranpolymer. Andererseits wirkt sie sich indirekt und mit teilweise zeitverzögerter Wirkung auf die Belebtschlammbeschaffenheit (z. B. SFI, Zusammensetzung der Biozönose etc.) und die Aktivität der Biomasse aus. Üblicherweise wird der Einfluss der Temperatur auf die Viskosität und die Membranperformance (siehe Kap. 2.2.5) berücksichtigt, nicht aber deren individueller, anlagenspezifischer Einfluss auf die Biologie und dessen Langzeitwirkung. Der zweite Aspekt scheint allerdings der relevantere zu sein. Bei niedrigen Temperaturen ist der Belebtschlamm unabhängig von seiner Viskosität in seiner Filtrierbarkeit beeinträchtigt und seine Regenerationsfähigkeit stark verzögert. Unter anderem ist dies am SFI ersichtlich, der eine starke Temperaturabhängigkeit zeigt (siehe Kap. 5.5.3).

Bisher wird bei der Bemessung von MBR-Anlagen und der Festlegung des kritischen Brutto-Flux die Temperatur hinsichtlich ihres direkten Einflusses auf die Membranfiltration meist in der Größenordnung der Viskositätsänderung berücksichtigt. Für Anwendungen, die einen stärkeren Einfluss der Temperatur auf das biologische System erwarten lassen (wie z. B. die geographische Lage, strenge oder lange Winter, Mischwassersysteme mit Schmelzwassereintrag, etc.), ist es empfehlenswert, darüber hinaus einen Sicherheitsfaktor für die temperaturabhängigen Bemessungs-Fluxraten vorzusehen.

5.4.2 Zulauffrachten

Die Auswertung der Zulauffrachten, die im Rahmen der Eigenüberwachung durch den Betreiber durchgeführt werden, ergeben keine Auffälligkeiten, die auf einen leistungsmindernden Einfluss der Frachten auf die Membranfiltration schließen lassen. Wie in Kap. 4.1 gezeigt wurde, bewegen sich die Zulaufkonzentrationen und -frachten im Bereich der zulässigen Einleitbedingungen. Es muss allerdings beachtet werden, dass eine Probenahme in der Frequenz von einer Probe in der Woche, wie es im Rahmen

der Eigenüberwachung durchgeführt wird, keinen ausreichenden Einblick gewährt, um den Einfluss der Zulauffrachten auf die Biologie und die Membranfiltration hinreichend zu bewerten.

Durch die Frequenz der Eigenüberwachungs-Beprobung werden Schwankungen der Zulauffrachten über mehrere Tage (z. B. zwischen Wochenende und Wochentage) nicht erkannt. Mögliche Stoßbelastungen z. B. in Folge von Regenereignissen, Tankentleerungen der Industrieeinleiter, etc. lassen sich angesichts der Proben-Frequenz ebenfalls nicht ausreichend erfassen. Die Art der Probenahme als 24h-Mischprobe lässt selbst Stoßbelastungen, die innerhalb eines Tages auftreten, ebenfalls nicht erkennen. Diese Detailliertheit wäre aber nötig, da zulauffrachtbedingte Änderungen sich innerhalb weniger Stunden auf die Leistungsfähigkeit der MBR-Anlage auswirken können. Dies zeigte eine detaillierte Untersuchung im Zuge einer RÜB-Entleerung (siehe Kap. 5.4.4). Eine Stoßbelastung, die innerhalb weniger Stunden aufgetreten ist, hatte einen drastischen Einbruch der Membranfiltration zur Folge. Im Rahmen einer 24h-Mischprobe wäre der Zusammenhang des zeitgleichen Einbruchs der Filtrationsleistung nicht deutlich genug in Erscheinung getreten.

Für eine sichere Erfassung und Vermeidung dieser Art des Einflusses ist die Installation einer online-Überwachung der Zulauffrachten (z. B. SAK-Sonde) empfehlenswert. Diese ermöglicht, unter Umständen erhöhte Frachten zu detektieren, den Zulauf frachtabhängig zwischenzuspeichern und damit die Stoßbelastung für die Biologie zu vermeiden. In Hutthurm hätte eine derartige Anpassung im Nachhinein große Eingriffe in das etablierte Betriebsmanagement bedeutet, weshalb eine Umsetzung dieser Betriebsweise nicht möglich war.

5.4.3 Wetterlage und Regenereignisse

Den stärksten und deutlichsten Einfluss auf die Filtrationsleistung der MBR-Anlage in Hutthurm zeigten Mischwasser-Ereignisse, die sich aus Regenereignissen bzw. der allgemeinen Wetterlage (Regen, Gewitter, Schneefall, Regennachlauf, Schneeschmelze) heraus ergaben. Abbildung 5-16 zeigt beispielhaft den Einfluss der Regenereignisse im Sommer 2010, an denen der signifikante Einfluss von Mischwasserereignissen auf die Permeabilität offensichtlich wird:

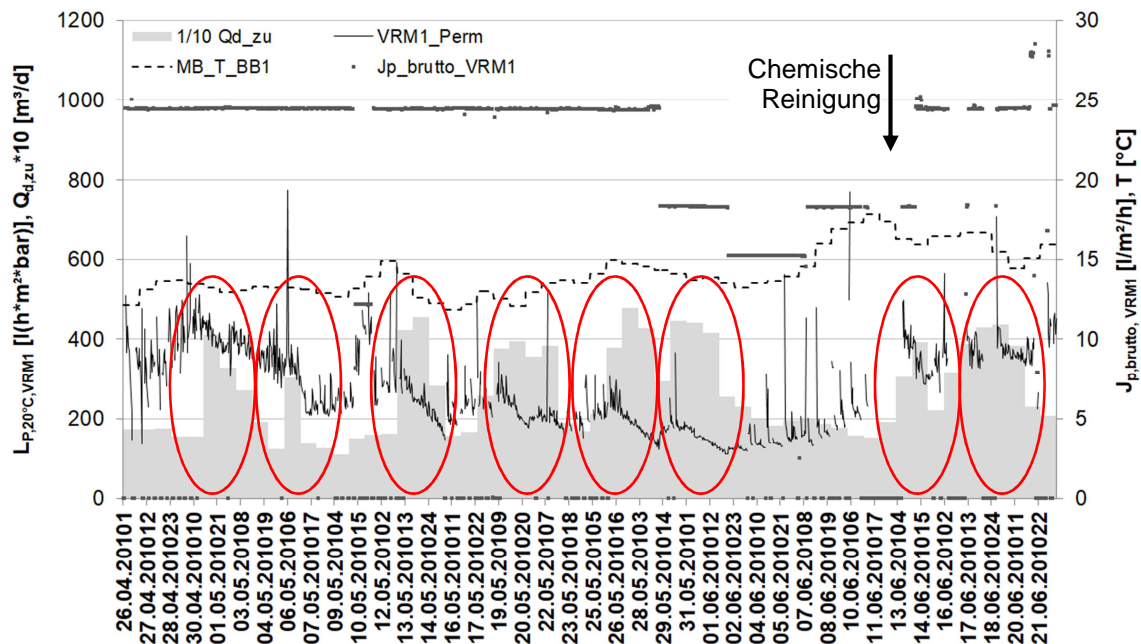


Abb. 5-16: Auswirkung von Regenereignissen auf die Permeabilität (Sommer 2010)

Bei nahezu allen Regenereignissen, die an einer Zulaufmenge $Q_{d, zu}$ von $> 2.000 \text{ m}^3/\text{d}$ zu erkennen sind (siehe Markierungen), ist ein Rückgang der Permeabilität zu beobachten. Erläuternd sei erwähnt, dass mit dem Eintreten eines Regenereignisses keine Erhöhung der Durchsatzleistung in Form von $J_{p, brutto}$ einhergeht. Wie im Diagramm ersichtlich, bleibt der Betriebs-Flux vorläufig konstant bei $24 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$. Die hydraulische Belastung äußert sich lediglich in einer verlängerten Laufzeit der VRM-Anlagen über den Tag betrachtet. Fällt die Permeabilität auf einen Wert von ca. $100 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ ab, wird der Flux reduzierend nachgeregelt und eine Erholung der Permeabilität stellt sich ein. Die Permeabilität erreicht durch eine chemische Reinigung wieder einen Ausgangswert von ca. $500 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$. Die nächsten Regenereignisse bewirken allerdings wieder eine erneute Abnahme.

Noch stärker wirkt sich der Einfluss der Mischwasser-Ereignisse im Winter bei niedrigen Temperaturen aus. Wie Abb. 5-17 zeigt, finden die Permeabilitätseinbrüche plötzlich, sehr massiv und innerhalb kurzer Zeit – teilweise innerhalb weniger Stunden – statt. Auch eine Reduktion des $J_{p, brutto}$ unter $15 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ kann die Permeabilität unter diesen Umständen nicht aufrecht erhalten. Die Filtrationsleistung lässt sich nur durch wiederholte chemische Reinigungen und einer ausreichenden Regenerationszeit (Wochen bis Monate) wiederherstellen.

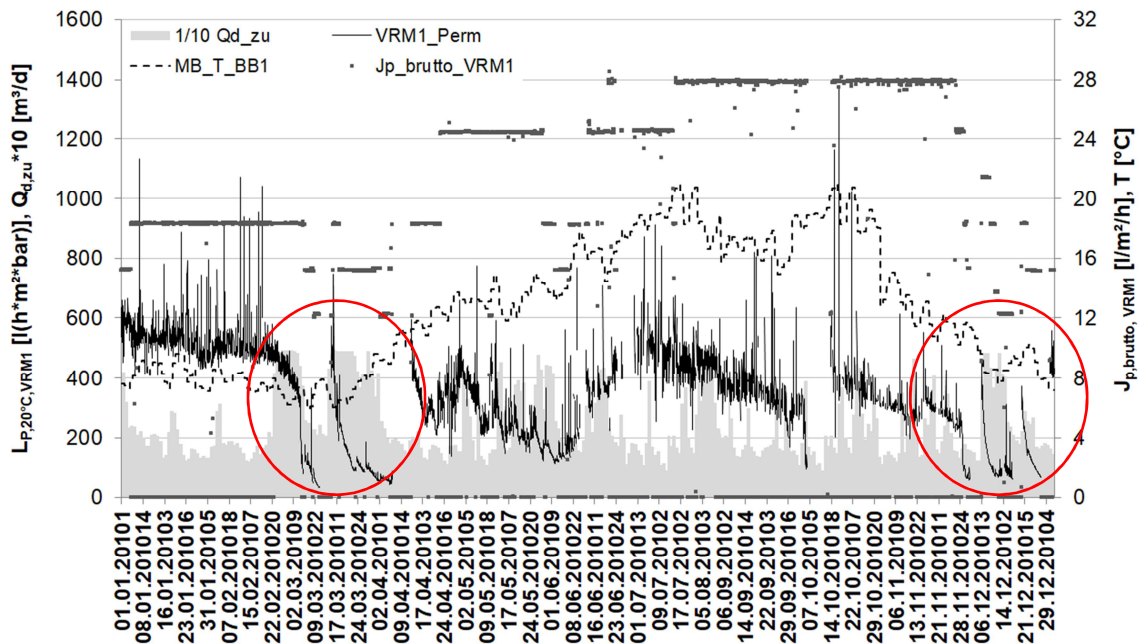
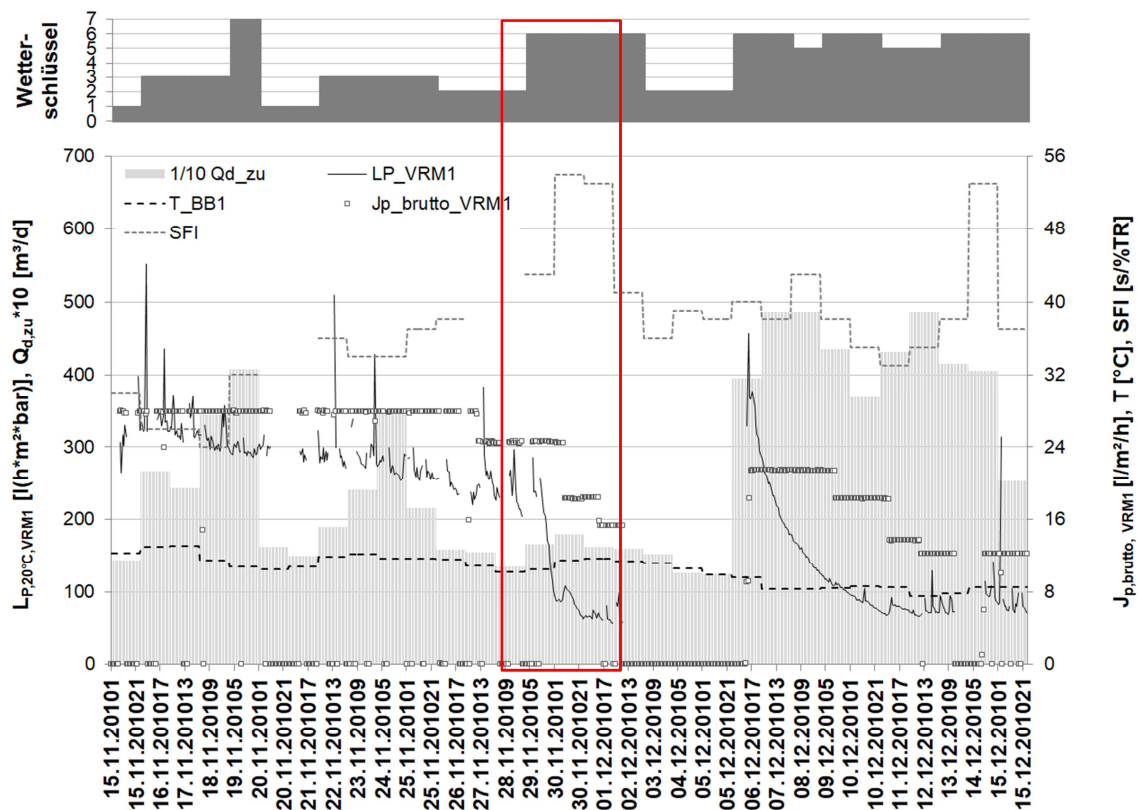


Abb. 5-17: Auswirkung von MW-Ereignissen auf die Permeabilität (Frühjahr/Winter 2010)

Dabei wirkt sich eine höhere hydraulische Zulaufsituation nicht nur in Form von längeren Laufzeiten der VRM-Anlagen aus, sondern rufen weitere Veränderungen hervor, die einen Einfluss auf Betriebsparameter der Belebungsanlage haben.

Wie Abb. 5-18 exemplarisch zeigt, ist es auffällig, dass vor allem in den Wintermonaten und insbesondere in Kombination mit Schneeschmelze oder Schneefall oftmals eine Verschlechterung des SFI-Werts einhergeht. Am Wetterschlüssel des Diagramms ist zu erkennen, dass im November 2010 einer Wetterlage aus Regenwetter, Trockenwetter und Frost ein Schneefall folgte. Während die Regenereignisse zuvor trotz einer höheren Niederschlagsmenge keine markanten Auswirkungen auf die Permeabilitäten zeigten, führt der Schneefall Ende November trotz geringer Niederschlagsmenge und Reduzierung der Durchsatzleistung $J_{p,\text{brutto}}$ zu einem umgehenden, rapiden Einbruch der Permeabilität und einem signifikanten Anstieg des SFI.



Wetterschlüssel: 1 = Trocken, 2 = Frost, 3 = Regen, 4 = Gewitter, 5 = Schneeschmelze, 6 = Schneefall, 7 = Regennachlauf

Abb. 5-18: Zusammenhang von Schneefall und SFI

Auffällig oft kommt es auch nach Schneeschmelze zu einem Anstieg des SFI und damit zu einer Verschlechterung der Schlammfiltrierbarkeit. Bei dem Schneefall Ende November und auch bei Schneeschmelze wird Streusalz in die Kläranlage eingeleitet was eine entsprechende Beeinträchtigung der Belebtschlammbeschaffenheit anhand einer schlechteren Filtrierbarkeit zeigt (siehe Kap. 5.7).

Regenereignisse bewirken zudem eine Verringerung der Temperatur im Belebungsbecken und eine TS-Veränderung im System. Sie reduzieren sowohl den TS im Belebungsbecken (TS_{BB}) als auch den TS des Rücklaufschlammes aus den Filtrationskammern (TS_{RS}). Dieser Zusammenhang ist sowohl im zeitlichen Verlauf (Abb. 5-19) als auch in der direkten Gegenüberstellung (Abb. 5-20) ersichtlich. Die über nahezu zwei Wochen andauernde Mischwassersituation im Mai 2013 (siehe Markierung) bringt neben dem Rückgang der Permeabilität auch eine Temperaturreduktion um nahezu 4°C und eine TS-Reduktion um 3,7 g/l über mehrere Tage mit sich.

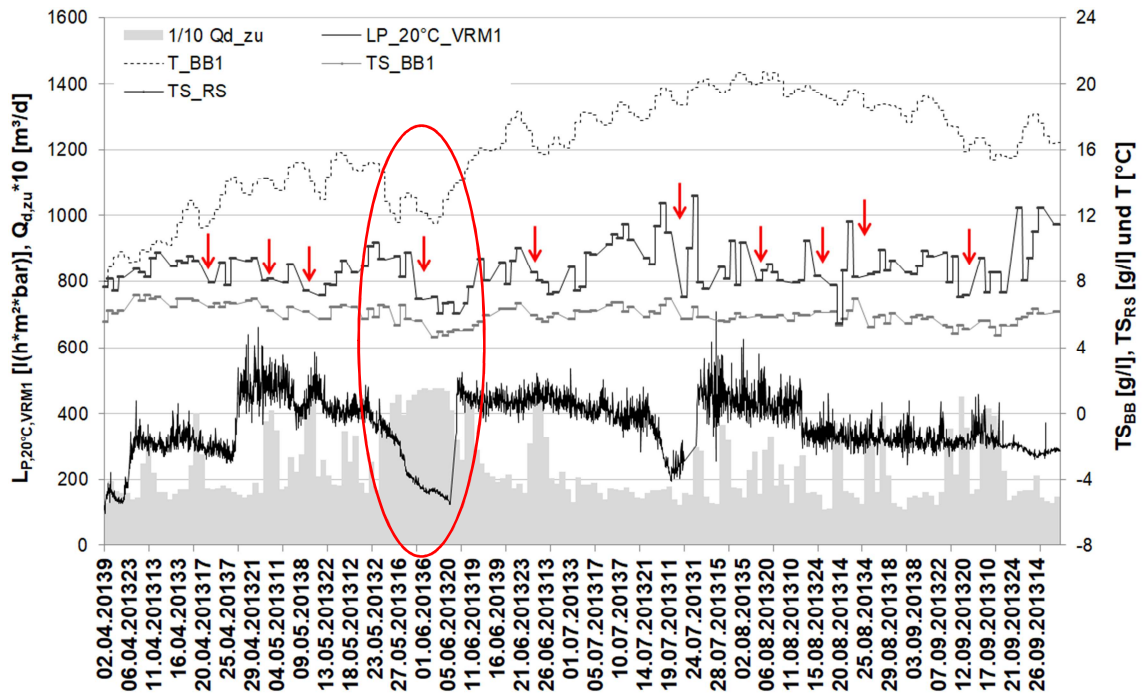


Abb. 5-19: Zusammenhang von Regenerereignissen und dem TS-Gehalt der Belegung

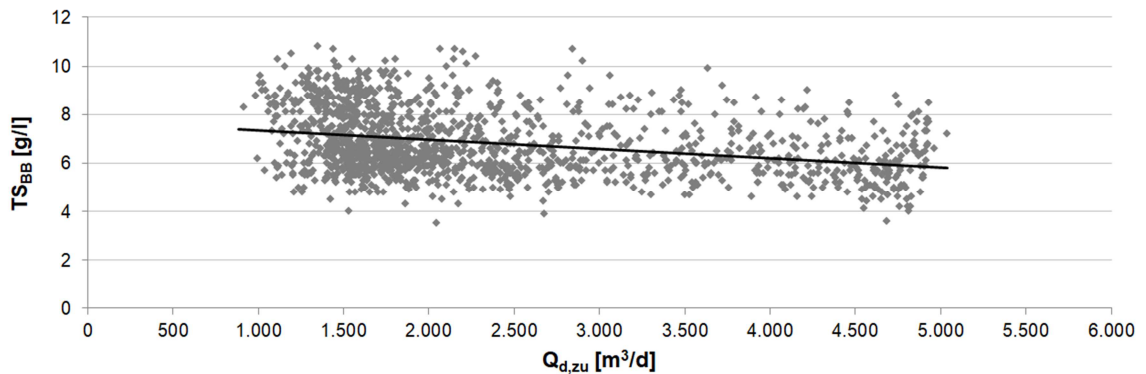
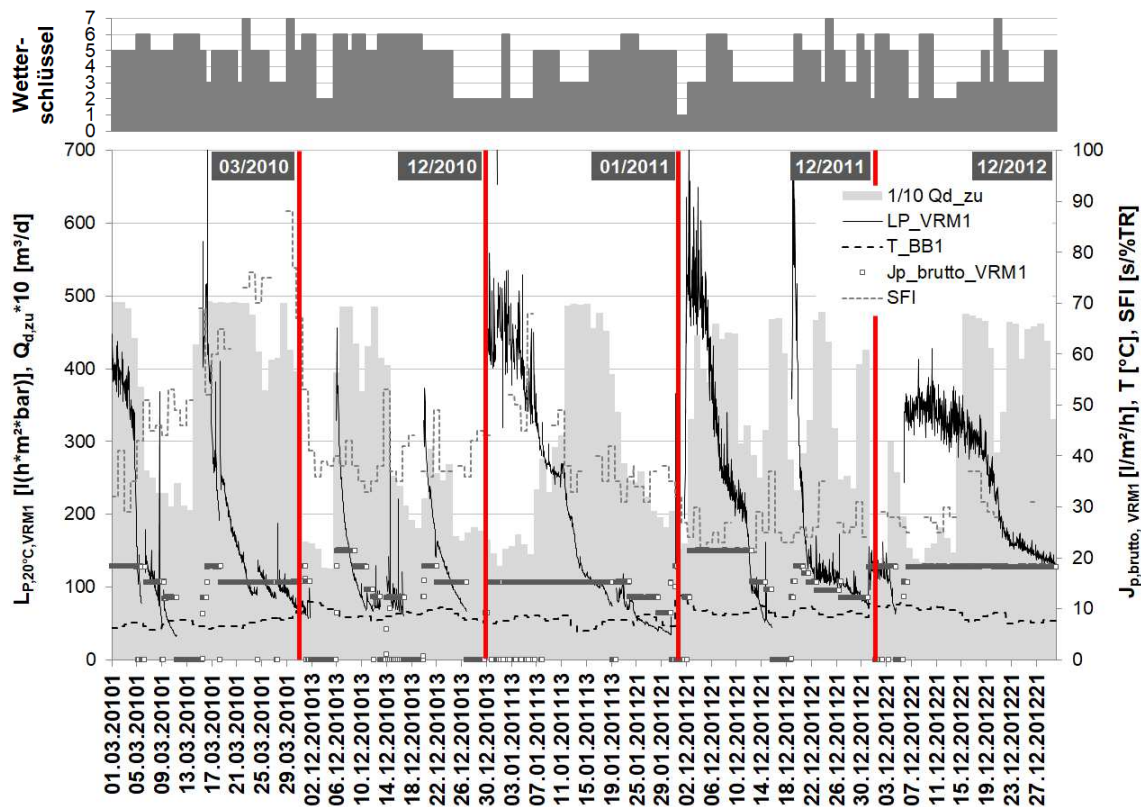


Abb. 5-20: Zusammenhang hydraulische Zulaufmenge Q_d und TS_{BB}

Dadurch, dass sich der Füllstand des Belebungsbeckens erhöht, wird der TS-Gehalt sozusagen „verdünnt“. Diese TS-Änderungen werden in Kap. 5.5.1 näher betrachtet.

Die besonders markanten Einbrüche während der Schneeschmelze ließen sich durch angepasste Betriebsweisen (Abschlag in Zwischenspeicher, reduzierter Durchsatz, etc.) und durch die Zugabe von Kreide ($CaCO_3$) abmildern. Folgende beiden Grafiken zeigen die besonders rapiden Einbrüche der Permeabilität in früheren Jahren ohne angepasste Betriebsweise und ohne Kreidedosierung (Abb. 5-21) und nach der Kreidedosierung (Abb. 5-22).

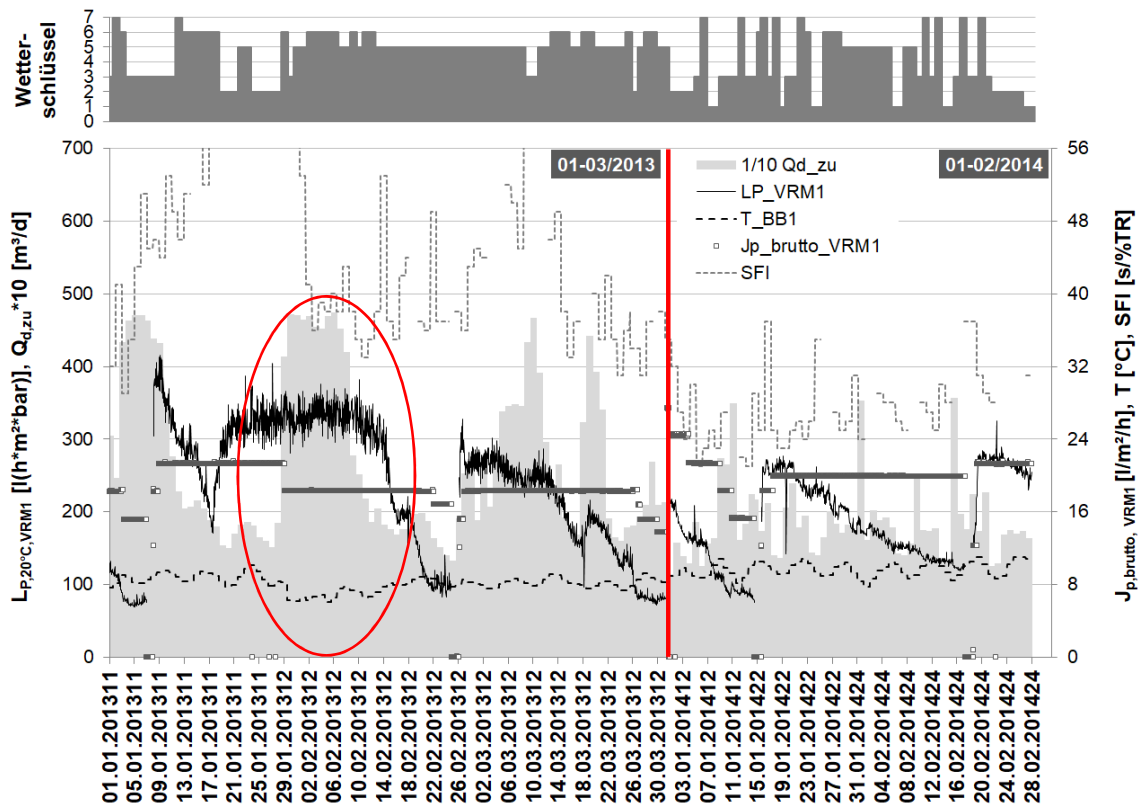


Wetterschlüssel: 1 = Trocken, 2 = Frost, 3 = Regen, 4 = Gewitter, 5 = Schneeschmelze, 6 = Schneefall, 7 = Regennachlauf

Abb. 5-21: Zusammenhang von Schneeschmelze und Permeabilität ohne Ca-Konditionierung des Belebtschlammes

Ab 2011 wurde Kreide zur Stabilisierung der Belebtschlammformorphologie in die Belebungs dosiert (siehe Kap. 5.7.7). Dadurch erwiesen sich die Einbrüche der Jahre 2013–2014 weniger stark ausgeprägt. Im Jahr 2013 war ein Schneeschmelze-Ereignis sogar ohne jegliche Konsequenz für die Permeabilität wie Abbildung 5-22 zeigt.

Da sich manche Regenereignisse stark und manche kaum auf die Belebtschlamm-eigenschaften und die Permeabilität auswirken, ist es fraglich, ob neben den offensichtlichen Begleiterscheinungen von Regenereignissen auch andere, nicht so offensichtliche Einflussmöglichkeiten eine Rolle spielen. Die massiven Auswirkungen speziell von Schmelzwasserereignissen und Mischwassersituationen im Winter können mit dem Eintrag von Streusalz in Verbindung stehen und dadurch die Beeinträchtigung der Permeabilität und des SFI bewirken. Da sich Regenereignisse auch im Sommer – allerdings nicht bei jedem MW-Ereignis – auf die Permeabilität auswirken, ist es unter anderem denkbar, dass feinste Ablagerungen im Kanalsystem – nach entsprechend langer Anreicherungszeit – durch Spülstöße von Regenereignissen in die Kläranlage eingetragen werden. Dies erklärt, warum mineralische Partikel vor allem in Kombination mit Mischwasserereignissen im Membranbelag zu finden sind (vgl. Kap. 5.3.3).



Wetterschlüssel: 1 = Trocken, 2 = Frost, 3 = Regen, 4 = Gewitter, 5 = Schneeschmelze, 6 = Schneefall, 7 = Regennachlauf

Abb. 5-22: Zusammenhang von Schneeschmelze und Permeabilität mit Ca-Konditionierung des Belebtschlammes

Zusammenfassend ist festzuhalten, dass sich Mischwasserereignisse in signifikanter Weise auf die Filtrationsleistung der Membrananlage auswirkten. Dies zeigte sich ganzjährig, besonders markant aber in den Wintermonaten, insbesondere in Kombination mit niedrigen Temperaturen und Schneeschmelze. Die Mischwasserereignisse bringen dabei meist

- eine Abnahme der Permeabilität,
- eine höhere hydraulische Durchsatzleistung in Form von $J_{p,netto}$ aber nicht $J_{p,brutto}$ (Betriebs-Flux bleibt gleich, Laufzeiten werden erhöht),
- eine Reduzierung der Temperatur,
- eine Reduzierung des TS-Gehalts,
- eine Verschlechterung der Schlammfiltrierbarkeit und
- ggf. den Eintrag von Streusalz und Ablagerungen aus dem Kanalsystem

mit sich. Welche Begleiterscheinung von Regen- bzw. Mischwasserereignissen welchen Anteil der Permeabilitäts-Reduktion bewirkt, lässt sich mit der vorhandenen Datenbasis nicht quantifizieren.

5.4.4 Betriebsregime des RÜB

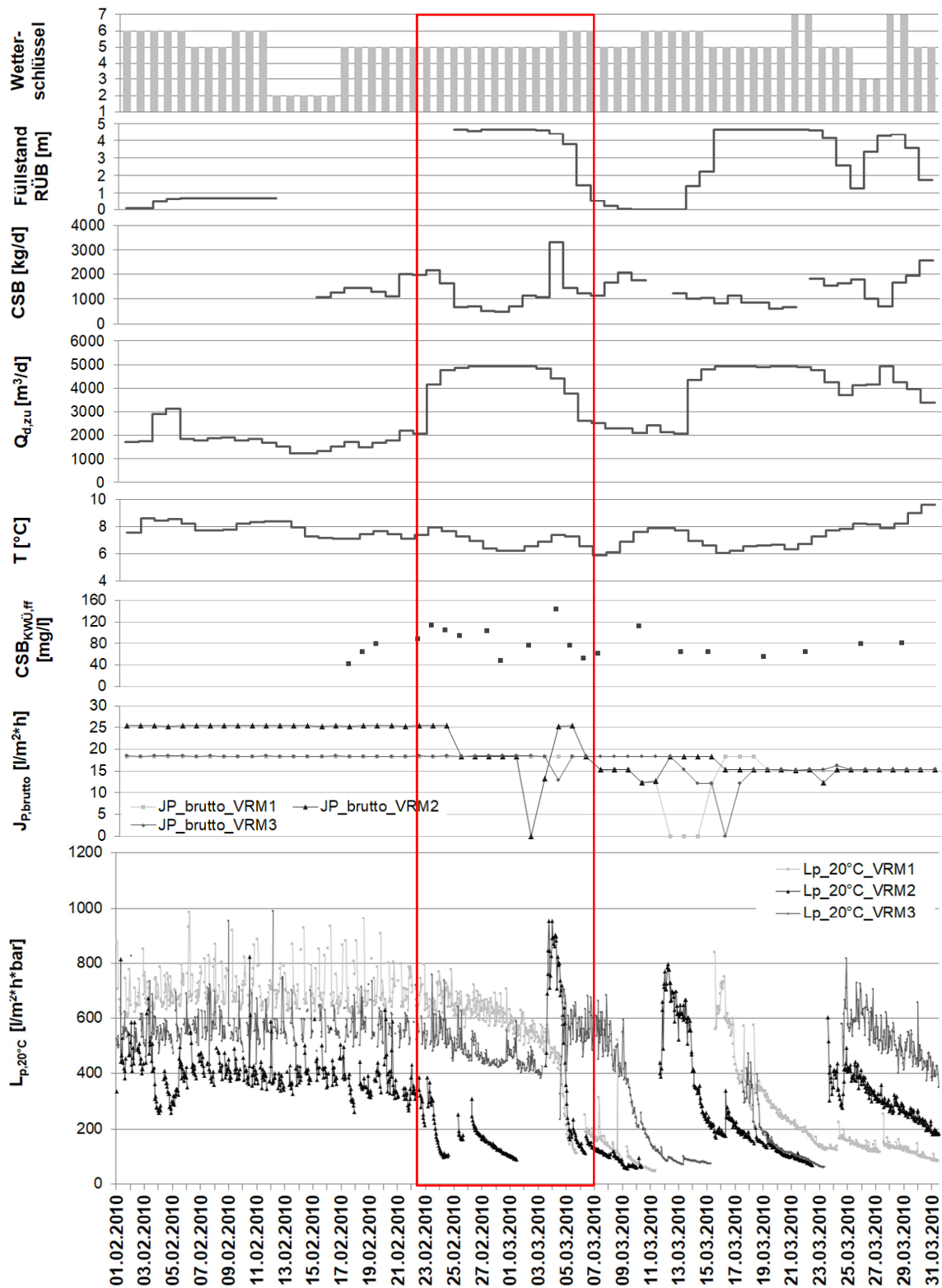
Wie das vorangegangene Kapitel verdeutlicht hat, haben Regenwetterereignisse einen signifikanten Einfluss auf die Leistungsfähigkeit der Membranfiltration, sowohl in den Sommer- als auch in den Wintermonaten. Doch nicht nur das Regenwetter per se, sondern auch das hydraulische Betriebsregime nach einem Regenwetterereignis ist von Bedeutung. Im Hauptkanal vor der KA kommt bei MW-Ereignissen ein Regenüberlaufbecken (RÜB) als Entlastungsbauwerk zum Einsatz (siehe Abb. 5-23). Es verfügt über ein Nutzvolumen von ca. 1.200 m³, das während des Mischwasserereignisses eingestaut und, sobald es die Zulaufsituation im Hauptkanal erlaubt, wieder in die Kläranlage entleert wird. Für eine vollständige Entleerung wird das RÜB volldurchmischt, damit auch abgesetzte Substanzen in den Hauptstrom zur Kläranlage geleitet werden.



Abb. 5-23: RÜB im Hauptkanal zur Kläranlage (Aufnahme vom 05.05.2011)

Im Folgenden werden anhand eines detailliert erfassten Ereignisses die Zusammenhänge und Folgen im Zuge einer MW-Situation mit Entlastung über das RÜB betrachtet. Das Ereignis fiel in den Zeitraum einer 8-wöchigen Messkampagne, in der die Zulaufsituation anhand von 12h-Mischproben beobachtet wurde. Im Zuge dieses Ereignisses wurden die wesentlichen Merkmale wie Wettersituation, Betriebsregime des RÜB, CSB-Fracht im Zulauf, Abwassermenge im Zulauf, Temperaturänderungen im Belebungsbecken, Auftreten organischer Substanzen im Klarwasserüberstand der Belebungsbecken, die Betriebsweise der Membranen und die Auswirkung auf die Permeabilität aller drei Membrananlagen miteinander in Beziehung gebracht. Welche Auswirkung die Entleerung des RÜB in die Kläranlage haben kann, zeigt folgende Zusammenstellung der einzelnen Parameter (siehe Abb. 5-24) mit den darauffolgenden Erläuterungen:

Untersuchung von Einflussfaktoren auf die Filtrationsleistung der Membran



Wetterschlüssel: 1 = Trocken, 2 = Frost, 3 = Regen, 4 = Gewitter, 5 = Schneeschmelze, 6 = Schneefall, 7 = Regennachlauf

Abb. 5-24: Auswirkungen des Betriebsregimes eines Regenüberlaufbeckens auf die Permeabilität

In den Wochen vor dem maßgeblichen Ereignis war das RÜB aufgrund von Schneefall und Schneeschmelze ca. 2 Wochen lang eingestaut. Am 04.03.2010 erlaubte die abnehmende Zulaufmenge zur Kläranlage eine Entleerung des eingestauten RÜBs in den Zulauf zur Kläranlage, was durch die Abnahme des Füllstands im RÜB zu erkennen ist. Bereits mit Einsetzen der Schneeschmelze (siehe Wetterschlüssel 5 und Anstieg der Zulaufmenge $Q_{d,zu}$) ist die zuvor stabile Filtrationsleistung bei der VRM-Anlage mit dem höchsten Betriebsflux (VRM₂, $J_{p,brutto}=25 \text{ l/(m}^2\cdot\text{h)}$) als erstes eingebrochen. Die Schmelzwassersituation brachte eine Temperatur-Reduktion von 8°C auf 6°C im Belebungsbecken mit sich und einen Anstieg der CSB-Werte im Klarwasserüberstand, was auf die Produktion und Freisetzung von SMP durch die Biozönose hindeutet. Mit der Entleerung des RÜB ging gleichzeitig eine hohe CSB-Zulaufkraft einher mit einem Spitzenwert von 3.336 kg/d. Dies stellte eine hohe Schlammbelastung und starke Wechselbelastung zur Unterlast der vorangegangenen Wochen dar. Die Permeabilität aller 3 Membran-Anlagen brach am 04.03.2010 unmittelbar innerhalb von wenigen Stunden massiv ein! Infolge dieses gesamten Ereignisses aus Schneeschmelze und Entleerung des RÜB stieg der SFI von 29 auf 88 s/%TR an (nicht dargestellt). An diese Betriebssituation schloss sich die typische winterliche Folgeproblematik mit einer sehr langen Erholungsphase des Gesamtsystems an. Zahlreiche chemische Reinigungen konnten vorerst keinen stabilen Filtrationsprozess wiederherstellen. Erst im Frühjahr erholte sich die Anlage von diesem Ereignis und ließ wieder einen stabilen Betrieb zu.

Infolge dieses Ereignisses wurde das Betriebsregime zum Entleeren des RÜBs vom Betriebspersonal umgestellt und eine langsamere und schonendere Entleerung durchgeführt.

5.4.5 Sonstige Auffälligkeiten der Abwassercharakteristik

5.4.5.1 Ca/Na-Verhältnis

In der Literatur zum Einfluss von Ionen auf die Belebtschlammstruktur geht man davon aus, dass zweiwertige Kationen in der Regel einen positiven und einwertige Kationen einen negativen Einfluss auf die Schlammstruktur haben (siehe Kap. 2.4.5). Daher kann ein ungünstiges Ca/Na-Verhältnis, bzw. M/D-Verhältnis zu einem höheren Foulingpotenzial und Beeinträchtigung der Permeabilität von Membranbelebungsanlagen führen. Laut Sölter [87] ist das Ca/Na-Verhältnis ab einem Wert von 0,6 als kritisch zu bewerten. Gemäß ihren Erfahrungen aus der Praxis ist bei niedrigeren Werten mit schlechteren Schlammeigenschaften bis hin zum Zerfall der Flocken zu rechnen.

Das Ca/Na-Verhältnis in Hutthurm wurde anhand einer Messkampagne von 04.04.2011 bis 28.01.2014 anhand von Messungen ($n=378$) der Na⁺- und Ca⁺-Konzentrationen untersucht. Die Messungen wurden von verschiedenen Stellen durchgeführt, die Übereinstimmung und Vergleichbarkeit der Messwerte wurde mehrfach

kontrolliert und bestätigt. Die Messwerte zeigten, dass das Ca/Na-Verhältnis auf der KA Hutthurm von 0,14 bis 0,82 schwankte und im Mittel bei 0,34 lag. Demnach sind nach Sölter [87] die Bedingungen für die Flockenbildung des Belebtschlammes als äußerst ungünstig zu bezeichnen.

Die Regression der ermittelten Ca/Na-Verhältnisse mit den Tagesmittelwerten der temperaturkorrigierten Permeabilität bzw. mit dem SFI ergab keinerlei Korrelation. Das Ca/Na-Verhältnis ist abhängig von Langzeiteffekten in der Biologie. Die Anreicherung und Auswaschung von Ca^{2+} in den Flocken, ebenso wie die Pufferung von eintragsbedingten Stoßbelastungen etc. machen die Auswertung eines direkten Zusammenhangs zum Einfluss auf die Belebtschlammbeschaffenheit bzw. auf die Permeabilität schwierig. Ebenso ist zu berücksichtigen, dass sich Ca im Prozess anreichern kann, Na hingegen nicht.

Da sich das Ca/Na-Verhältnis als sehr ungünstig erwiesen hat, und empirisch die Problematik im Winter bei Schmelzwasser und evtl. damit verbundenem Salzeintrag verstärkt auftritt, kommt dem Ca/Na-Verhältnis über diese Betrachtung hinaus eine besondere Beachtung in Kap. 5.7 zu. Neben Quelle, Größenordnung und Korrelationen wird vor allem der Einfluss von Salz (Na^+) auf die Belebtschlammigenschaften im Rahmen dreier Messreihen im Labormaßstab grundlegend untersucht.

5.4.5.2 Extrahierbare lipophile Stoffe

Für MBR-Anlagen kritisch zu sehen sind Abwässer mit schwer abbaubaren, foulingverursachenden oder potenziell membranschädigenden Inhaltsstoffen. Aufgrund der hydrophilen Eigenschaften der Membran hat diese unter anderem einen eingeschränkten Toleranzbereich für Öle und Fette. Generell gelten Werte für lipophile Stoffe von $< 150 \text{ mg/l}$ im Zulauf zum MBR als unkritisch, vorausgesetzt es findet kein direkter Kontakt mit der Membran statt und die Biologie ist in der Lage, diese vorher abzubauen. Fette in direktem Kontakt mit der Membran führen zu einem unmittelbaren Fouling.

In eigenen mikroskopischen Analysen waren Fette/Öle sowohl im Belebtschlamm als auch im Membranbelag auffällig. Aufgrund ihrer kritischen Wechselwirkung mit Membranen wurden Öle/Fette auf der KA Hutthurm näher untersucht.

Analysenwerte für extrahierbare lipophile Stoffe erwiesen sich als unauffällig und unterschreiten weit die zulässigen Konzentrationen gemäß einschlägiger DWA-Merkblätter für konventionelle kommunale Kläranlagen (250 mg/l) sowie die Empfehlungen für Membrananlagen, wie folgende Tabelle zeigt:

Tab. 5-8: Extrahierbare lipophile Stoffe im Zulauf und der Belebung

Datum	Extrahierbare lipophile Stoffe im Zulauf [mg/l]	Extrahierbare lipophile Stoffe in der Belebung [mg/l]	Analyse
16.02.2012	40	23	LAFUWA GmbH nach DIN 38409 (H17)
20.02.2012	20	7	LAFUWA GmbH nach DIN 38409 (H17)
23.02.2012	25	< 1	LAFUWA GmbH nach DIN 38409 (H17)
29.02.2012		5	LAFUWA GmbH nach DIN 38409 (H17)
16.04.2012		9	LAFUWA GmbH nach DIN 38409 (H17)
28.06.2012		15	LAFUWA GmbH nach DIN 38409 (H17)
08.10.2013	16*	7 / 4**	LAFUWA GmbH nach DIN 38409 (H17)
22.10.2013	16*	6 / 2**	LAFUWA GmbH nach DIN 38409 (H17)

* aus Messprogramm von [85], gemessen im Ablauf VK

** aus Messprogramm von [85], gemessen im Ablauf der Deni/Nitri

Im Zulauf handelte es sich um 24h-Mischproben, die Probenahme in der Belebung erfolgte als qualifizierte Stichprobe. Eine Überprüfung zur Art der extrahierbaren lipophilen Stoffe ergab einen Kohlenwasserstoff-Index <2 mg/l. Es handelt sich nicht um mineralölbasierte Inhaltsstoffe wie z. B. Bandschmiermittel, sondern um normale Fette pflanzlichen bzw. tierischen Ursprungs. Trotz dieser unkritischen Analysewerte war es auffällig, dass durch Eigenkontrollen sowie externe Analysen immer wieder Öl-/Fetttröpfchen in der Belebung und Fette auf der Membran detektiert wurden, die generell als problematisch zu betrachten sind.

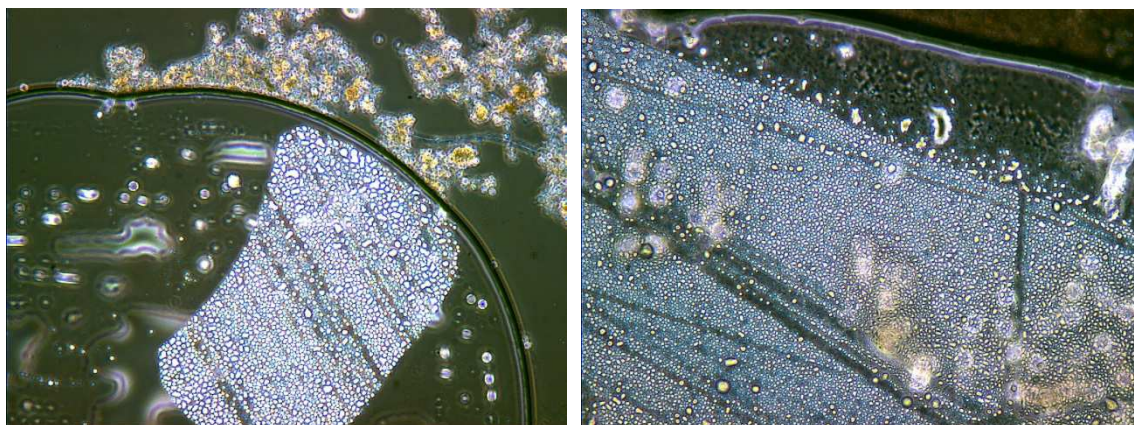


Abb. 5-25: Fett in der Belebung (links) und im Membranbelag (rechts) im Mikroskopischen Bild (vom 12.03.2012)

In der Historie der mikroskopischen Belebtschlammgutachten der KA Hutthurm sind deutliche Hinweise auf eine oft vorhandene Öl-/Fettproblematik in der Belebung vorzufinden, wie die Auszüge in folgender Tabelle zeigen:

Tab. 5-9: Auszug aus mikroskopischen Belebtschlammgutachten mit Hinweis auf Öl-/Fettproblematik

Auffälligkeit	Befund von
Viele emulgierte Fett-/Öltröpfchen im Belebtschlamm; stellenweise war ein sehr hoher Fettgehalt [in der Belebung] zu beobachten, was auf einen hohen Fettgehalt im Zulauf bzw. auf keinen effizienten Fettfang schließen lässt	VTA Austria GmbH, vom 23.02.2012
Viele emulgierte Fett-/Öltröpfchen im Belebtschlamm; hoher Fettgehalt im Abwasser; fördert Wachstum von Microthrix und Actinomyceten	VTA Austria GmbH, vom 21.09.2011
Emulgierte Fett-/Öltröpfchen im Belebtschlamm; Anzeiger für mäßigen Fettgehalt im Abwasser; Stellenweise lösten sich emulgierte Fett-/Öltröpfchen aus den Flocken, lassen auf erhöhten Fettgehalt im Abwasser schließen. Neben Fadenbakterien viele emulgierte Fetttröpfchen im Schwimmschlamm	VTA Austria GmbH, vom 30.06.2011
Die Substratansprüche von [massiv angereicherten] Actinomyceten, die hydrophobe und/oder oberflächenaktive Abwasserinhaltsstoffe bevorzugen, sprechen für Eintrag derartiger Abwasserinhaltsstoffe (z. B. Tenside, Fette, Öle)	IMA – Institut für mikroskopische Analytik, München, vom 15.12.2010
Schwimmschlamm durch Nocardia und mit sehr hohem Fettgehalt im Schwimmschlamm	VTA Austria GmbH, vom 30.06.2010
Der Rückgang von hydrophoben, schaubildenden Fadenmikroorganismen spricht für eine veränderte Abwasserzusammensetzung hinsichtlich hydrophober und/oder oberflächenaktiver Abwasserinhaltsstoffe	IMA – Institut für mikroskopische Analytik, München, vom 23.06.2010
Kontrolle bzw. Vermeidung von erhöhten Frachten hydrophober und/oder oberflächenaktiver Abwasserinhaltsstoffe wie Fette, Tenside oder Öle. Das Wachstum von Microthrix und Actinomyceten wird insbesondere durch diese Stoffe gefördert.	IMA – Institut für mikroskopische Analytik, München, vom 01.04.2010
Die Substratansprüche von Actinomyceten sprechen für einen Eintrag von hydrophoben und/oder oberflächenaktiven Abwasserinhaltsstoffen (z. B. Tenside, Fette, Öle).	IMA – Institut für mikroskopische Analytik, München, vom 07.04.2009

Außerdem fiel optisch auf, dass sich immer wieder „Schlieren“ oder helle Schwimmschlammsschichten auf der Biologie zeigten (siehe Abb. 5-26), die auf ölige bzw. fettige Wasserinhaltsstoffe hindeuten und sich im mikroskopischen Bild bestätigen ließen.



Abb. 5-26: Schlieren auf der Belebung deuten auf unabgebaute lipophile Stoffe hin (links, Foto vom 12.03.2012), Schwimmschlamm mit hohem Fettgehalt (rechts, Foto vom 13.07.2010)

Zudem lagerten sich in der Vorklärung, trotz Vorreinigung in einem längsbelüfteten Sand- und Fettfang, im Laufe der Zeit Fette an, was zu einer Bildung gelegentlicher „Fettschürzen“ führte.

Auch wenn die Analysewerte keine kritischen Werte für extrahierbare lipophile Stoffe zeigen, so ist in den verschiedenen Stufen der Kläranlage (Vorklärbecken, Belebung, Membranfiltration) ein deutliches Vorhandensein von Fett offensichtlich und ein Beitrag zur Foulingproblematik der Membran erkennbar.

5.4.5.3 Auffällige Zulaufsituationen

Selbst im Rahmen intensiver Untersuchungszeiten ist keine vollständige Erfassung zulaufbedingter Einflussfaktoren gewährleistet. Dies zeigt unter anderem eine Situation, bei der ein Zulauf mit starker Grünfärbung und schäumenden Eigenschaften für eine massive Verfärbung der gesamten Beckeninhalte auf der Kläranlage sorgte (siehe Abb. 5-27). Im Nachhinein stellte sich heraus, dass der Laugentank der Flaschenwäsche des Getränkeabfüllbetriebs entleert wurde und die Farbstoffe von Etiketten sowie im Waschwasser vorhandene Tenside Ursache für die Grünfärbung und schäumenden Eigenschaften waren. Der Inhalt des Laugentanks wird mittlerweile nicht mehr in die Kläranlage Huthurm eingeleitet, sondern vom Industriebetrieb separat entsorgt.



Abb. 5-27: undefinierbare, grün gefärbte Zulaufsituation (18.03.2011)

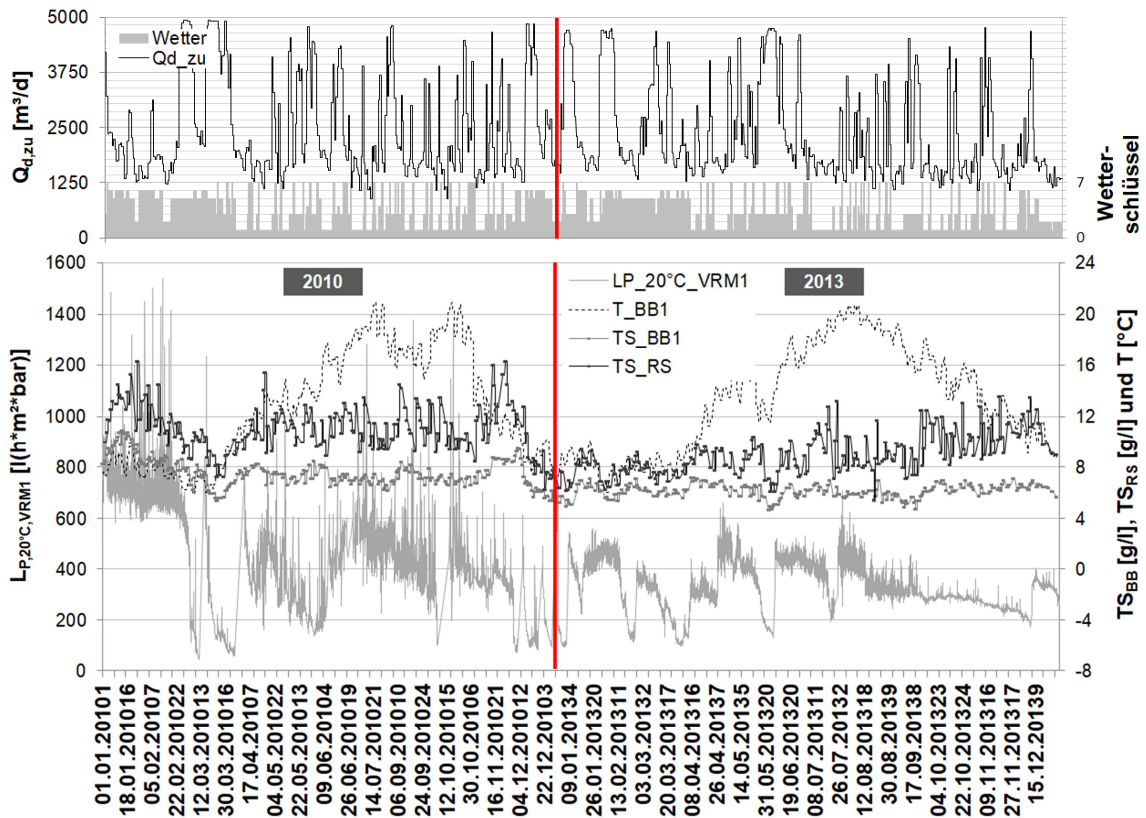
Inwieweit undefinierte Inhaltstoffe eine beeinträchtigende oder schädliche Wirkung auf den Prozess der Membranbelebung bzw. -filtration haben, lässt sich – wie ihr Ursprung – nur schwer nachweisen. Diese überraschende Zulaufsituation macht aufgrund ihrer Grünfärbung und schäumenden Eigenschaften in diesem Fall augenscheinlich sichtbar, wie es sich auch mit anderen, nicht sichtbaren Abwasserinhaltsstoffen verhalten kann: Trotz umfangreicher Messkampagnen lassen die komplexe Abwassermatrix und die vielfältigen Eintragsmöglichkeiten keine vollumfängliche Erfassung aller auftretenden Störstoffe bzw. -ereignisse zu.

5.5 Betriebsbedingungen und Charakteristik der Belebung

5.5.1 TS-Gehalt

Der TS-Gehalt ist ein zentraler Regelparameter des biologischen Prozesses einer jeden Kläranlage mit biologischer Abwasserreinigung nach dem Belebtschlammverfahren. Er wird durch vielfältige Weise beeinflusst (Betriebsweise, Frachten, Regenwetter, etc.) und hat selbst Einfluss auf weitere Belebtschlammigenschaften wie Filtrierbarkeit, Entwässerbarkeit, etc.

Um die Rolle des TS-Gehalts auf die Filtrationsleistung der Membran in Hutthurm zu bewerten, wurden der TS-Gehalt des Belebungsbeckens (TS_{BB}) und des Rücklaufschlammes (TS_{RS}) sowohl in ihrem zeitlichen Verlauf (Abb. 5-28) als auch durch lineare Regression mit der Permeabilität verglichen (Abb. 5-29).



Wetterschlüssel: 1 = Trocken, 2 = Frost, 3 = Regen, 4 = Gewitter, 5 = Schneeschmelze, 6 = Schneefall, 7 = Regennachlauf

Abb. 5-28: Entwicklung des TS-Gehalts in der Belebung und Filtrationskammer im Vergleich zur Permeabilitätsentwicklung (Beispiel: Jahr 2010 und 2013)

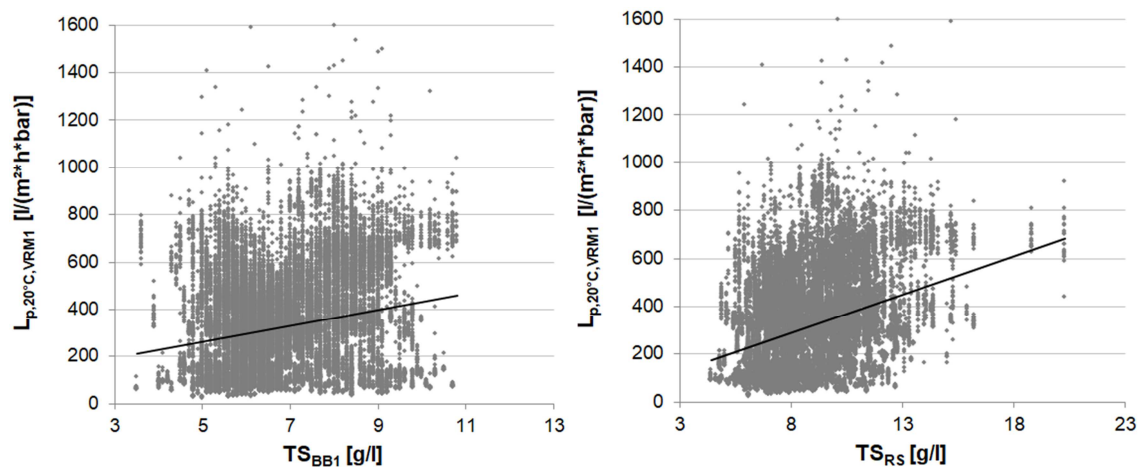


Abb. 5-29: Zusammenhang des TS-Gehalts in Belebung und Rücklaufschlamm mit der Permeabilität

Insgesamt betrachtet bewegt sich der TS_{BB} zwischen 3,5 g/l und 10,8 g/l, der TS_{RS} zwischen 4,4 g/l und 20,3 g/l. Der Maximalwert von 20,3 g/l stellt eine einmalige Ausnahme dar und wird weiter unten gesondert betrachtet. Im regulären Betrieb steigt der TS_{RS} bis 16,2 g/l. Auswertungen zum Einfluss des TS-Gehalts auf die Permeabilität ergaben keine Auffälligkeiten und keinen generellen Zusammenhang. Die Leistungseinbrüche treten unabhängig vom TS-Gehalt auf, und betriebsbedingte Variationen des TS-Gehalts zeigten keinen unmittelbaren Einfluss auf das Filtrationsverhalten der Membranen. Die lineare Regression zeigt die Tendenz, dass niedrigere TS-Gehalte mit niedrigerer Permeabilität einhergehen. Daraus ist allerdings kein kausaler Zusammenhang abzuleiten. Dies bildet lediglich die Situation ab, dass generell im Winter der TS-Gehalt schlammalterbedingt reduziert wurde. Außerdem wird z. B. bei Regenwetter der TS-Gehalt geringfügig „verdünnt“, und nicht der niedrigere TS-Gehalt, sondern das Regenwetter bewirkt eine Beeinträchtigung der Permeabilitäten (siehe Kap. 5.4.3).

Der optimale TS-Gehalt mit geringstem Foulingpotenzial für Membrananlagen liegt laut Rosenberger in einem Bereich von 8–12 g/l [82]. Bei der MBR-Anlage des GWK Nordkanal wurden TS-Gehalte über 12 g/l als problematisch eingestuft [21]. In Hutthurm ist sowohl der TS_{BB} als auch der TS_{RS} mit durchschnittlichen 6,8 g/l bzw. 9 g/l vergleichsweise niedrig, was wie bereits erwähnt der Reduzierung des TS-Gehalts zur Optimierung des Schlammalters geschuldet ist. Die negativen Erfahrungen bei Hohlfasermodule bei höheren TS-Gehalten stehen oftmals in Verbindung mit einem Verblocken der Membranzwischenräume und einem Verschlammen ganzer Module. Hier erwiesen sich die verwendeten Plattenmodule mit einem Plattenabstand von 6 mm als sehr unanfällig – aus eigenen Erfahrungen auch bei anderen MBR-Anlagen mit deutlich höheren TS-Gehalten.

Nicht nur die generelle Größenordnung des TS-Gehalts, sondern auch dessen kurzfristige Schwankungen sind kritisch zu betrachten. Drensla berichtet von temporären TS-Gehaltsanstiegen von bis zu 5 g/l in Folge von Regenereignissen [21]. Um die Schwankungen auf der Kläranlage in Hutthurm zu beurteilen, wurden zum einen dem TS_{BB} die Zulaufmenge Q_d gegenübergestellt und zum anderen die kurzfristigen TS-Gehalts-Änderungen innerhalb eines Tages ausgewertet.

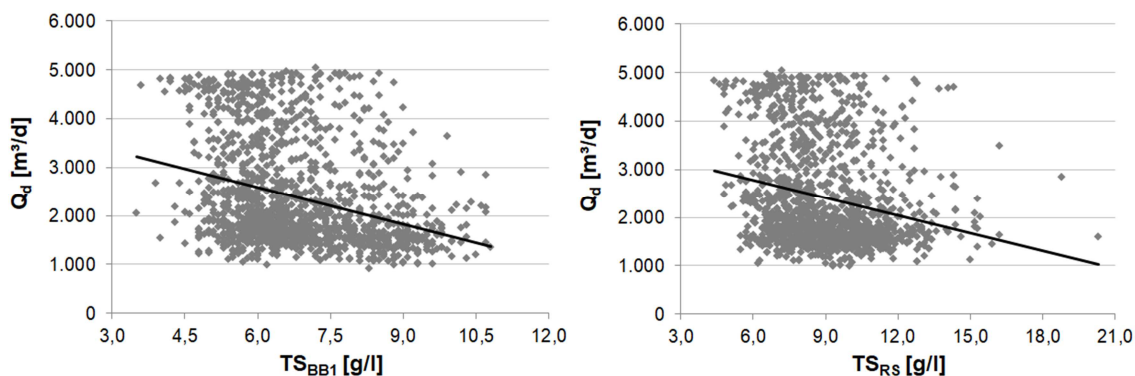


Abb. 5-30: Abhängigkeit des TS-Gehalts (TS_{BB} und TS_{RS}) von der Zulaufmenge

Wie Abb. 5-30 zeigt, ist in Hutthurm tendenziell ein höherer TS-Gehalt bei Trockenwetterzuläufen und ein niedrigerer TS-Gehalt bei höheren Zulaufmengen festzustellen. Regenwetter bewirkt keine Zunahme, sondern Abnahme des TS-Gehalts. Der TS_{BB} ändert sich lediglich um maximal -2 g/(l*d) bis $+1,7 \text{ g/(l*d)}$. Das heißt, der TS_{BB} hat innerhalb eines Tages um maximal 2 g/l abgenommen bzw. um maximal 1,7 g/l zugenommen. Der kurzfristige, temporäre Einfluss von Regenwetter auf den TS_{BB} fällt damit im Vergleich zur MBR-Anlage Nordkanal geringer aus. Beim GKW Nordkanal handelt es sich um ein integriertes MBR-System, in Hutthurm um separate Filtrationskammern. Die niedrigen TS_{BB} -Änderungen liegen an den baulichen Gegebenheiten und am hydraulischen Betriebsregime der Kläranlage Hutthurm. Das Abwasser gelangt nicht im hydraulischen Gefälle in das Belebungsbecken, sondern wird mittels Beschickungspumpen in das oberirdisch gebaute Belebungsbecken gehoben. Mit steigendem Wasserspiegel findet eine „Verdünnung“ der Biologie statt, wobei das variable Volumen durch eine max. Wasserstandsänderung von 20–30 cm begrenzt ist. Bei Regenwetter findet zwar eine etwas höhere hydraulische Beschickung der Biologie statt (durch Dauerbetrieb der Membranfiltration), allerdings ist diese durch die Abflussleistung der Membrananlagen gedrosselt. Die hydraulischen Zulaufspitzen werden in einem Zwischenspeicherbecken auf der Kläranlage gepuffert. Im Vergleich zu frei durchflossenen Anlagen ist die Steigerung der hydraulischen Beschickung der Biologie dadurch deutlich geringer und gleichmäßiger und damit auch weniger einflusssträchtig hinsichtlich des TS-Gehalts.

Der TS_{RS} unterliegt dagegen im regulären Betrieb mit $- 6,3 \text{ g/(l*d)}$ und $+ 7,5 \text{ g/(l*d)}$ deutlich stärkeren kurzfristigen Änderungen. Durch Veränderungen in der Rezirkulationsrate (u. a. abhängig von hydraulischem Füllstand in den Becken) kommt es sowohl zu einer Verdünnung als auch Aufkonzentrierung, was sich in einer Reduktion als auch Erhöhung des TS_{RS} äußert. Die starken Schwankungen um mehr als $\pm 5 \text{ g/(l*d)}$ waren vor allem 2009 festzustellen und wurden durch Optimierungsmaßnahmen des Beschickungs- und Rezirkulationsregimes in den darauffolgenden Jahren deutlich reduziert. Diese starke TS_{RS} -Variation in den separaten Filtrationskammern liegt ebenfalls am hydraulischen Betriebsregime. Zum einen wird durch die höhere hydraulische Anforderung z. B. bei Regenwetter und durch dadurch kürzere Pausenzeiten der Membranfiltration mehr Permeat abgezogen und der TS_{RS} stärker aufkonzentriert. Zum anderen ist die Rücklaufschlammmenge nicht exakt regelbar, da es sich bei den Rezirkulationspumpen um Propellerpumpen im Zulauf zu den Filtrationskammern handelt, deren Förderleistung bauartbedingt stark abhängig vom Niveau-Unterschied von Belebungsbecken und Filtrationskammern ist. Somit kommt es bei höherer hydraulischer Belastung der Belebung zu einem höheren Rezirkulationsverhältnis, was sich wiederum reduzierend auf den TS_{RS} auswirkt. Eine erwähnenswerte Ausnahme zu diesen regulären TS_{RS} -Schwankungen bildet eine TS_{RS} -Erhöhung um $10,3 \text{ g/l*d}$ durch einen technischen Defekt der Rezirkulationspumpe und mangelnde Rezirkulation der VRM 2 (29.03.2011). Diese Aufkonzentrierung wurde innerhalb von 2 Tagen wieder auf den ursprünglichen Wert ausgeglichen. Eine Beeinträchtigung der Permeabilität wurde nicht festgestellt, allerdings wurde diese VRM während dieses Ereignisses hydraulisch geringer belastet.

Eine Auswertung des Zusammenhangs von TS-Gehalts und SFI ergab keine direkte Abhängigkeit (siehe Abb.5-31). Die Schlammfiltrierbarkeit ist demnach in Huthurm unabhängig vom TS_{BB} . Dies bestätigt die Untersuchungen von Rosenberger und Kraume [83], die zeigten, dass der TS-Gehalt im Bereich von $2\text{--}24 \text{ g/l}$ nur minimalen Einfluss auf die Schlammfiltrierbarkeit hat.

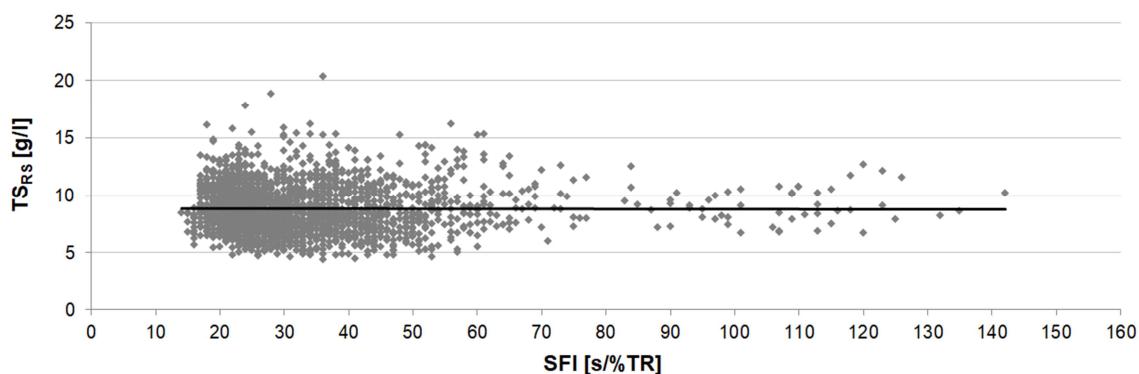


Abb. 5-31: Zusammenhang des TS-Gehaltes mit Schlammfiltrationsindex SFI

Zusammenfassend ist festzuhalten, dass der TS-Gehalt auf der Kläranlage Hutthurm im Bereich von ca. $TS_{BB}=4-11$ g/l und $TS_{RS}= 4,5-20$ g/l keinen direkten Einfluss auf die Permeabilität der Membranen bzw. auf die Schlammfiltrierbarkeit zeigt. Der TS-Gehalt wird seit einem anfänglichen Einfahr- und Optimierungsbetrieb konstant und gleichmäßig über die ÜS-Entnahme gesteuert. Regenereignisse verursachen eine TS-Reduzierung des TS_{BB} und des TS_{RS} . Die maximale kurzfristige TS_{BB} -Änderung betrug -2 g/l bzw. + 1,7 g/l pro Tag. Selbst TS_{RS} -Änderungen im Bereich -6,3 g/l bis 7,5 g/l pro Tag wirkten sich nicht negativ auf den Betrieb und die Permeabilität der Membranfiltration aus. Generell ist es empfehlenswert, kurzfristige TS-Schwankungen so gering wie möglich zu halten und konstante TS-Gehalte anzustreben. Bei der Ausführung einer MBR-Anlage mit separierten Filtrationskammern ist eine regelbare Rezirkulation zur Vermeidung unerwünschter TS-Schwankungen zu empfehlen.

5.5.2 Schlammbelastung, Schlammalter, Überschussschlamm

Eine zu hohe **Schlammbelastung** bzw. im Wechsel stattfindende Über-/Unterlastung der Biologie stellt eine Stresssituation für Mikroorganismen dar und führt zu erhöhter EPS/SMP-Produktion (siehe Kap. 2.5.6.2). Anhand der im Rahmen der Eigenüberwachung erhobenen Daten variiert die Schlammbelastung $B_{TS,BSB}$ in Hutthurm zwischen 0,01 kg/(kg*d) und 0,27 kg/(kg*d) und liegt im Mittel bei 0,09 kg/(kg*d) (siehe Kap. 4.2.2). Die Schwankungsbreite ist groß, ein konkreter statistischer Zusammenhang zur Permeabilität ließ sich durch Korrelation der Daten nicht darstellen. Es ist anzumerken, dass die Datenlage mit einer Messung pro Woche im Rahmen der Eigenüberwachung, wie in Kap. 5.4.2 erläutert, keine hinreichende Beurteilung erlaubt. Empirische Erfahrungswerte zeigen, dass vor allem starke Wechselbelastungen und lange „Hungerphasen“ durch lange Mischwasserereignisse (siehe Kap. 4.1.1 und 5.4.3) problematisch sind, insbesondere wenn hohe Schlammbelastungen folgen.

Wie das Betriebsregime des RÜBs am 04.03.2010 gezeigt hat (Kap. 5.4.5), kam es infolge dessen Entleerung zu einem massiven Einbruch der Filtrationsleistung innerhalb weniger Stunden. Unter anderem ging diese Entleerung mit einer Frachtspitze von 3.336 kg/d CSB einher (zulässige Tagesfracht: 2.500 kg/d CSB), was im Zuge der hohen Zulauffracht auch eine hohe Schlammbelastung ($B_{TS,CSB}=0,28$ kg/(kg*d)) darstellte. Diese Frachtspitze bedeutete nicht nur eine plötzlich hohe Schlammbelastung, sondern zudem auch eine starke Wechselbelastung. Vor diesem Ereignis herrschte ca. 2 Wochen lang Mischwasserzulauf aufgrund von Schneefall und Schneeschmelze. Dementsprechend gering waren die Zulauffrachten. Über einen Zeitraum von 2 Wochen vor dem Ereignis betrug die Zulauffracht gemittelt 1.220 kg/d CSB, über einen Zeitraum von 1 Woche vor dem Ereignis sogar nur 755 kg/d CSB (entspricht $B_{TS,CSB}=0,06$ kg/(kg*d)). Somit trat von einem Tag auf den anderen eine nahezu 4,5-fache Belas-

tungssituation für die Biologie auf. Da sich bei dieser Zulaufsituation verschiedene Effekte überlagern (z. B. hydraulische Zulaufsituation, Fluxänderung, Stoßbelastung mit Streusalz, Eintrag von durch Faulungsprozesse entstandener Substanzen, abgelagerte mineralische Feinstpartikel, etc.), ist der Leistungseinbruch nicht beweisschlüssig auf die erhöhte Schlammbelastung bzw. Wechselbelastung zurückzuführen. Allerdings zeigen Regenerereignisse generell einen signifikanten Einfluss auf die Filtrationsleistung der Membrananlage (siehe Kap. 5.4.3). Mit ihnen gehen immer auch Unterlastphasen und Wechselbelastungen der Zulauffrachten und damit wechselnde Schlammbelastungen einher.

Das **Schlammalter** in der Belegung der KA Hutthurm ist mit durchschnittlich 29 Tagen höher als in der Auslegung vorgesehen und entspricht damit sowohl den allgemeinen Bemessungsempfehlungen für MBR-Anlagen als auch den anerkannten Regeln der biologischen Auslegung von konventionellen Belegungsanlagen (z. B. ATV-DVWK-A 131). Die wenigen Ausnahmen, an denen sich das Schlammalter aufgrund einer untypischen ÜS-Entnahmen auf Werte unter 15 Tage bzw. über 100 Tage berechnen ließ, haben keine direkte Auswirkung auf die Membranfiltration gezeigt. Das ansonsten dauerhaft konstant hohe Schlammalter von 20–30 Tagen liegt in einem unkritischen Bereich und zeigte keinen Zusammenhang mit der Filtrationsleistung der Membranen. Aus energetischen und betriebsbedingten Gründen ist es ratsam, das Schlammalter auf ca. 20 Tage zu senken, eine Beeinträchtigung der Membranfiltration dadurch ist nicht zu erwarten.

Ziel der **ÜS-Entnahme** ist es, den TS-Gehalt in der Belegung möglichst konstant zu halten, wie Abb. 5-32 exemplarisch zeigt. Ein geringer ÜS-Abzug lässt den TS-Gehalt im biologischen System ansteigen. Eine Entnahme von 60–70 m³/d gewährleistet in der Regel einen konstanten TS-Gehalt in der Belegung. Ein erhöhter ÜS-Abzug, sowohl kurzfristig wie auch über mehrere Tage, reduziert den TS-Gehalt entsprechend, und eine niedrigere ÜS-Entnahme erhöht ihn. Starke kurzfristige TS-Gehalt-Änderungen sind zu vermeiden.

Während Zeiten mit problematischer Durchsatzleistung und instabilem Betrieb wird die ÜS-Entnahme reduziert, während stabiler Betriebszeiten ist eine konstante ÜS-Entnahme die Regel (siehe Kap. 4.2.2). Selbst kurzfristige höhere Entnahmen haben keinen signifikanten Einfluss auf die Permeabilität gezeigt. Die ÜS-Entnahme hat vor allem Einfluss auf das Schlammalter und den TS-Gehalt der Anlage. Beide Parameter haben sich in ihrer Auswertung unkritisch gezeigt in Zusammenhang mit der Permeabilitätsentwicklung der Membranen. Es ist davon auszugehen, dass das ÜS-Management in Hutthurm keinen signifikanten Einflussfaktor auf die Filtrationsleistung der Membrananlage darstellt.

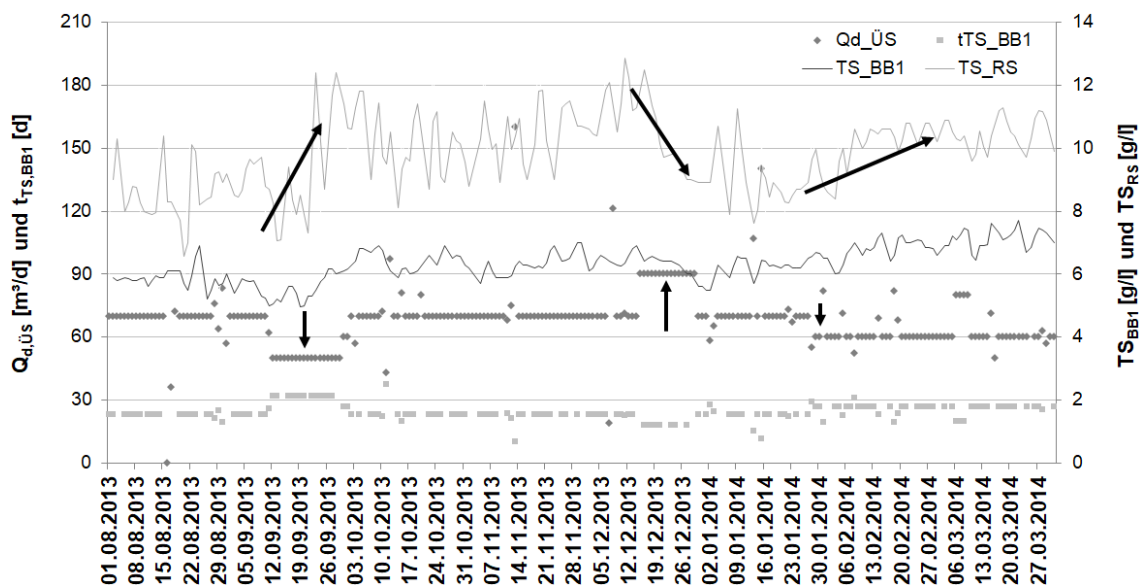


Abb. 5-32: Zusammenhang des TS-Gehaltes und der ÜS-Entnahme

5.5.3 Schlammfiltrationsindex

Wie die Randbedingungen gezeigt haben (Kap. 4.2.3), unterliegt der Schlammfiltrationsindex SFI einer Schwankungsbreite von 14 bis 142 s/%TR und zeigt eine signifikante saisonale Abhängigkeit mit guten Werten im Sommer und schlechteren Werten im Winter.

Um die Rolle des SFI auf die Filtrationsleistung der Membran in Hutthurm zu bewerten, wurde dieser sowohl in seinem zeitlichen Verlauf im Vergleich zur Permeabilität betrachtet (Abb. 5-33), als auch eine mögliche Korrelation per Regression der beiden Parameter ausgewertet (Abb. 5-34). Für den saisonalen Verlauf wurden die Jahre 2010 und 2013 ausgewählt, da sie aufgrund der stabilsten Betriebsbedingungen den Zusammenhang zwischen SFI und Permeabilität am besten widerspiegeln.

Aus Abb. 5-33 ist ersichtlich, dass zwischen SFI und Permeabilität insofern ein Zusammenhang besteht, als dass beide sich in der Kaltwetterperiode eines jeden Jahres deutlich verschlechtern. Zum Einbruch der Permeabilität und dem darauffolgenden instabilen Betrieb sind ein Anstieg des SFI und damit eine Verschlechterung der Schlammfiltrierbarkeit zu verzeichnen. Grundsätzlich scheint die Membran etwas sensibler und früher auf eine Veränderung des Belebtschlammes zu reagieren, die Verschlechterung des SFI folgt etwas zeitverzögert. Die Ursache für diese zeitliche Verzögerung kann in der unterschiedlichen Trenngrenze der beiden Filtrationsverfahren liegen. Führen andere Einflussfaktoren zu einer SMP-Ausschüttung der Biologie, werden diese von der Membran aufgrund ihrer kleineren Porengröße (38 nm) verstärkt zurückgehalten und machen sich bei der Analysenmethode des SFI mit einer Trenngrenze

des Filterpapiers von 4–12 µm kaum bemerkbar. Die Größenordnung dieser kolloidalen oder gelösten foulingrelevanten Substanzen (wie z. B. SMP) liegt bei 0,45–0,04 µm (siehe Kap. 5.3.2 und 5.6.1). Dies erklärt, warum die Membran somit früher als auch sensibler auf das Auftreten von Foulants in der Belebtschlamm suspension reagiert. Dies erklärt ebenfalls, dass der SFI kein alleiniges Maß für die Vorhersage des Foulingpotenzials einer Belebtschlamm suspension darstellt.

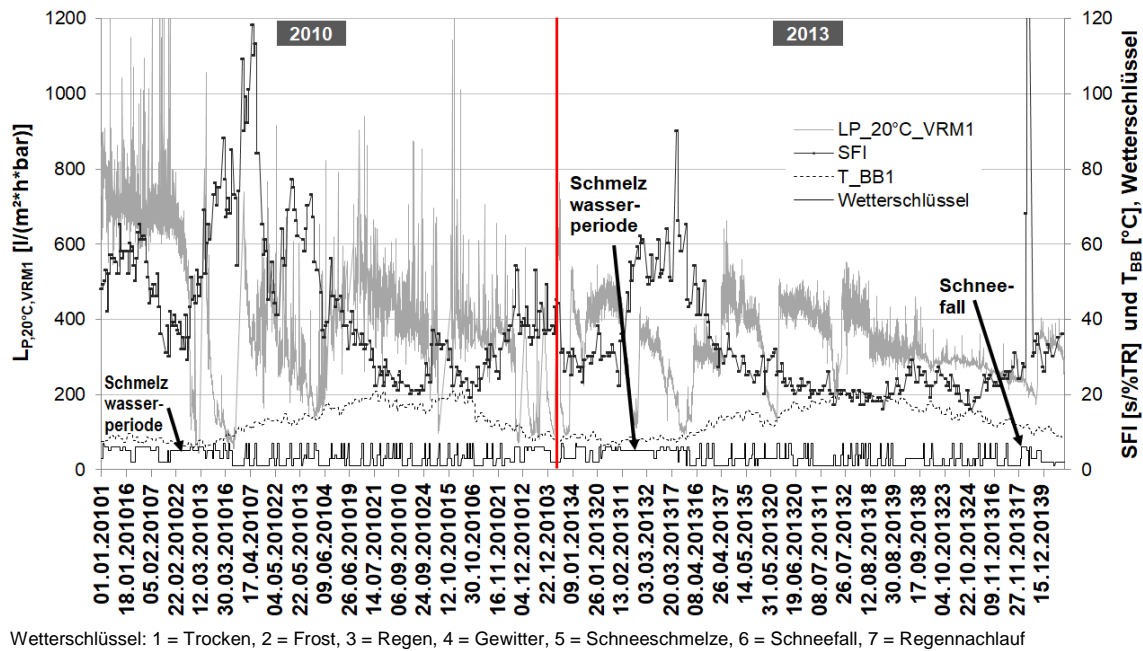


Abb. 5-33: Entwicklung des SFI und der Permeabilität im jahreszeitlichen Verlauf (Beispiel: Jahr 2010 und 2013)

Die Beeinträchtigung der Schlammfiltrierbarkeit und der Permeabilität dauert weit bis ins Frühjahr hinein an. Eine Verbesserung tritt erst mit steigenden Temperaturen ein, was mit der bekannten Umstellung der Biozönose im Frühjahr einhergeht. Das Verhalten ist systematisch und wiederholt sich in jeder Saison.

Während die saisonale Entwicklung einen eindeutigen Zusammenhang zeigt, ist eine Korrelation durch direkte Auftragung der Permeabilität über den SFI (Abb. 5-34) nicht so eindeutig. Hier lässt sich lediglich der generelle Trend ablesen, dass bei einer guten Filtrierbarkeit mit SFI-Werten < 50 s/%TR kein Einfluss auf die Permeabilität gegeben ist, bei sich verschlechternden SFI-Werten > 50 s/%TR aber ein Zusammenhang von schlechter Schlammfiltrierbarkeit und geringen Permeabilitäten gegeben ist.

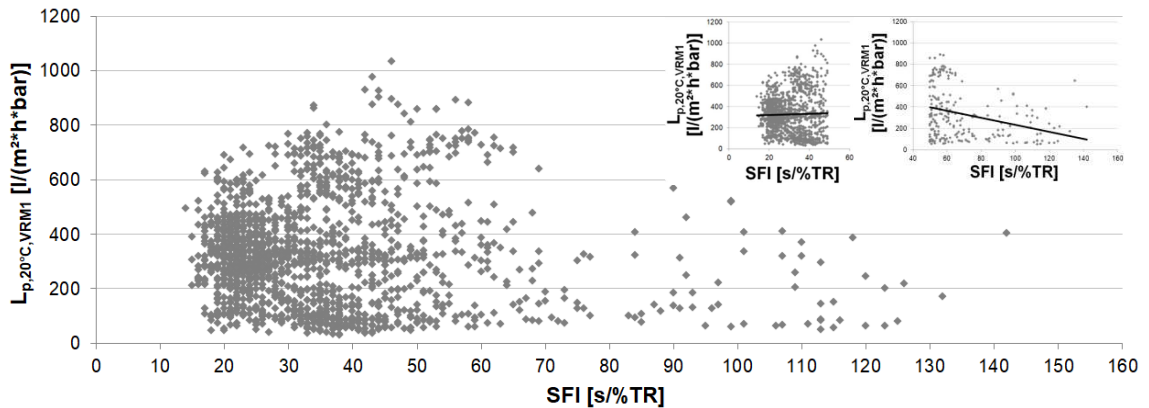


Abb. 5-34: Abhängigkeit der Permeabilität vom SFI (kleines Bild links: SFI < 50s/%TR; kleines Bild rechts: SFI > 50s/%TR)

Bei der Betrachtung der Temperaturabhängigkeit (Abb. 5-35) fällt auf, dass eine gute Schlammfiltrierbarkeit mit Werten um 20–30 s/%TR prinzipiell über das gesamte Temperaturspektrum möglich ist, dass eine verschlechterte Schlammfiltrierbarkeit von >50 s/%TR aber nahezu nur für Temperaturen <15°C zu verzeichnen ist.

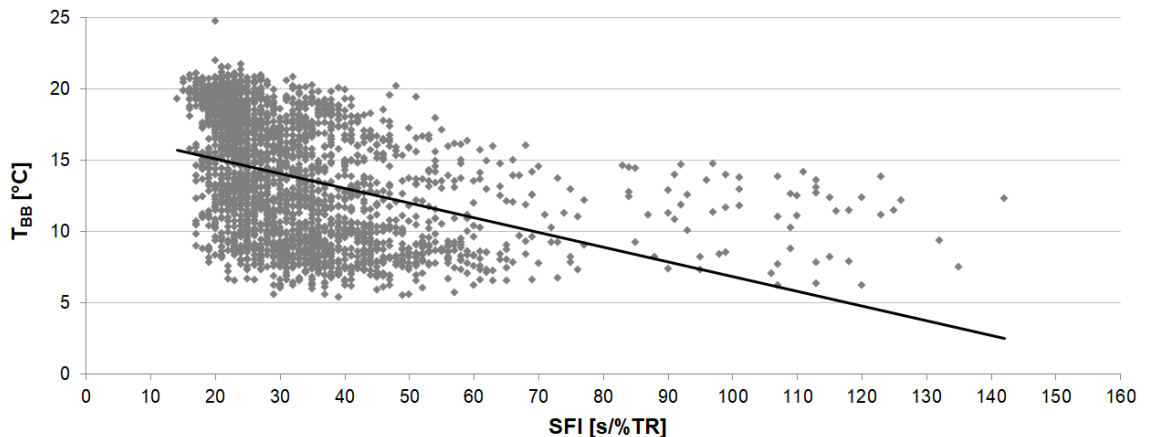


Abb. 5-35: Abhängigkeit des SFI und der Temperatur

Dies zeigt einerseits, dass sich hohe Temperaturen begünstigend auf die Schlammfiltrierbarkeit von Belebtschlamm auswirken. Andererseits zeigt dies, dass niedrige Temperaturen nicht ausschließlich die Ursache für eine schlechtere Schlammfiltrierbarkeit sind, sondern weitere Einflussfaktoren, die mit der kalten Jahreszeit einhergehen, eine verstärkte Rolle in Hutthurm spielen.

Betrachtet man in Abb. 5-33 den Einbruch der Permeabilität und das Ansteigen des SFI genauer hinsichtlich der wetterbedingten Umstände, so fällt auf, dass beides in diesen zwei Jahren durch eine längere Schmelzwasser-Periode ausgelöst wurde. Ende 2013 fällt zudem ein sehr massiver und kurzfristiger SFI-Anstieg auf. Dieser tritt zu-

sammen mit dem ersten Schneefall dieses Jahres auf. Da keine starke Temperaturänderung mit diesen Zulaufsituationen verbunden war und der Einfluss eine sehr lange Auswirkung zeigt, liegt die Vermutung nahe, dass in allen drei Fällen die Belebtschlammbeschaffenheit z. B. durch Streusalz Schaden genommen hat.

Die Untersuchungen von Thiemig ergaben, dass ein hoher SFI mit einem größeren Permeabilitätsverlust bei hohen spezifischen Flüssen einherging. Zudem zeigte der SFI eine starke Korrelation mit den gelösten EPS und bildete sehr gut die saisonalen Schwankungen der Schlammfiltrierbarkeit ab. Laut Thiemig „sind weitere Messreihen notwendig, da diese Zusammenhänge von einer Reihe weiterer Betriebsparameter beeinflusst werden und die Datenbasis der durchgeführten Messungen für eine mathematische Korrelation nicht ausreichend war“ [93]. Das Langzeitverhalten der MBR-Anlage Hutthurm bestätigt die Beobachtungen von Thiemig. Die saisonalen Schwankungen lassen sich gut durch den SFI abbilden, eine schlechte Schlammfiltrierbarkeit wirkt sich deutlich negativer bei hohen Fluxraten als bei niedrigeren aus, und eine schwache Korrelation mit dem Gehalt an organischen Substanzen (z. B. EPS, SMP) ist zu erkennen (siehe auch Kap. 5.6.4). Dies zeigt sich an der Korrelation mit organischen Substanzen im Klarwasserüberstand, die in Form vom faltenfiltrierten CSB ($CSB_{KWÜ,ff}$) gemessen wurden (Abb. 5-36, links).

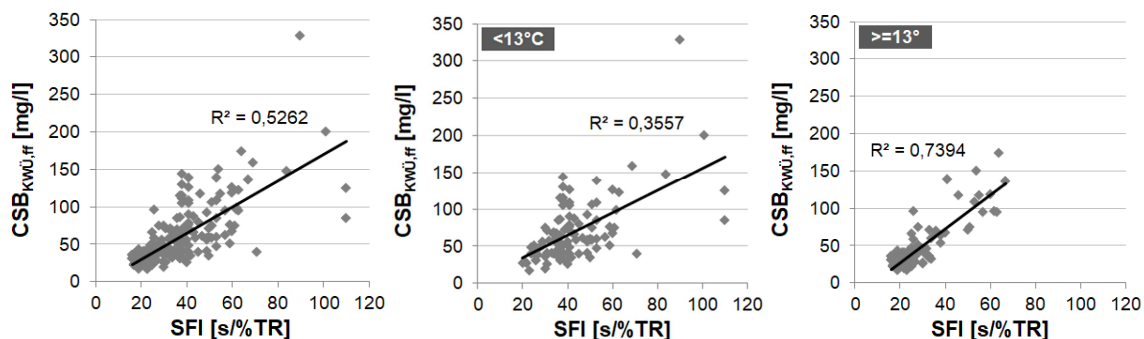


Abb. 5-36: Abhängigkeit des SFI von organischen Substanzen im Klarwasserüberstand

Differenziert man den Zusammenhang zwischen dem SFI und dem Auftreten organischer Substanzen im Klarwasserüberstand hinsichtlich der Temperatur, so fällt auf, dass sich ein deutlicherer Zusammenhang bei Temperaturen $>13^\circ\text{C}$ als bei Temperaturen $<13^\circ\text{C}$ abzeichnet. Das lässt rückschließen, dass bei niedrigeren Temperaturen die Filtrierbarkeit des Belebtschlammes durch andere, dominantere Faktoren als die organischen Foulants im KWÜ (z. B. SMP) beeinträchtigt wird. Thiemig bewertet Werte ab $100 \text{ s}/\%TR$ als schlecht filtrierbar. Eigene Erfahrungen haben gezeigt, dass bei der Kläranlage Hutthurm bereits Werte ab $> 50 \text{ s}/\%TR$ als kritische Grenze hin zu einer schlechteren Filtrierbarkeit und Beeinträchtigung der Permeabilität zu werten sind.

5.6 Organische Substanzen in der Klarwasserphase des Belebtschlammes

5.6.1 Vorkommen, Größenordnung und Rückhalt

Auf der Kläranlage Hutthurm sind vereinzelt auffällig hohe Werte an organischen Substanzen im Klarwasserüberstand aufgetreten (siehe Kap. 5.3.2), was zu einer genaueren Untersuchung dieser organischen Substanzen hinsichtlich Vorkommen und Größenordnung Anlass gab.

Dazu wurden über einen Zeitraum von 4 Jahren, wie in Abb. 5-37 schematisch dargestellt, das Belebungsbecken (1), die Filtrationskammer (2) und das Permeat (3) hinsichtlich CSB beprobt. Zur genaueren Untersuchung der Größenordnung der Foulants wurde bei den Proben des Belebtschlammes und der Filtrationskammer eine Fraktionierung der Proben mittels Faltenfilter (ff, Partikelretention 4–12 μm) und Membranfilter (<0,45 μm) vorgenommen. Beim Permeat (Porengröße nominell 0,04 μm) erübrigt sich jede weitere Unterscheidung. Durch die drei verschiedenen Trenngrenzen lassen sich die CSB-verursachenden Substanzen in die Größenordnungen < 4 μm , <0,45 μm und < 0,04 μm unterscheiden.

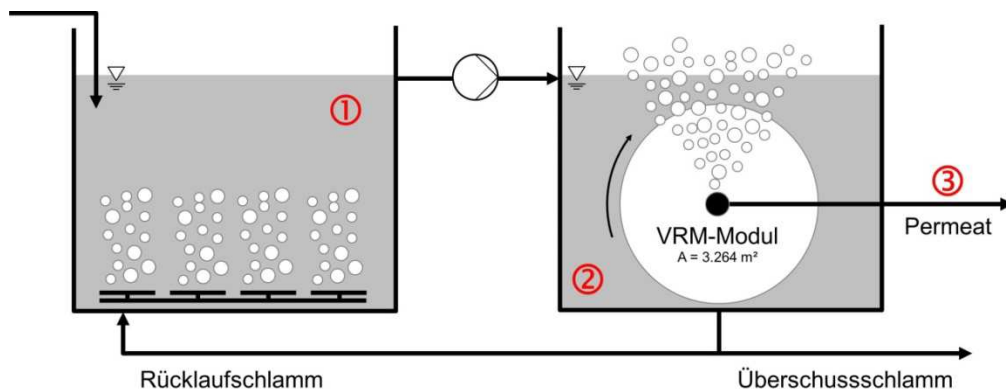


Abb. 5-37: Messstellen zur Untersuchung organischer Substanzen in der Klarwasserphase

Abbildung 5-37 zeigt die Ergebnisse dieser Untersuchungen für die Belebungs-, die Filtrationskammer und das Permeat über den Untersuchungszeitraum von 02/2010 bis 03/2014.

In der Klarwasserphase des Belebungsbeckens wurden im untersuchten Zeitraum Werte für den $\text{CSB}_{\text{BB,ff}}$ von 14 bis zu 197 mg/l mit einem mittleren Wert von 53 mg/l detektiert. In der Filtrationskammer findet durch den Permeatabzug nochmals eine geringfügige Aufkonzentrierung dieser organischen Substanzen statt, so dass im Rücklaufschlamm der Filtrationskammer ein $\text{CSB}_{\text{FK,ff}}$ von 16 bis zu 200 mg/l gemessen wur-

de. Im Permeat nach der Membranfiltration lag der CSB_{Permeat} relativ konstant auf einem niedrigen Niveau bei Werten zwischen 10 und 17 mg/l und zeigte sich unabhängig von Schwankungen des CSB in der Filtrationskammer.

Diese Werte wiesen eine äußerst große Schwankungsbreite und ungewöhnlich hohe CSB-Werte für eine Belebung auf, vor allem angesichts dessen, dass die Beprobung am Ende der Belebung erfolgte. Eine ungenügende Betriebsweise der biologischen Abwasserreinigung kann angesichts der Betriebsparameter wie B_{TS} , t_{TS} , SRT, HRT, usw. ausgeschlossen werden. Alle gängigen Betriebsparameter liegen beim Auftreten der ungewöhnlich hohen $CSB_{\text{KWÜ}}$ -Werte innerhalb der Richtwerte einschlägiger Regelwerke (z. B. ATV-DVWK-A 131).

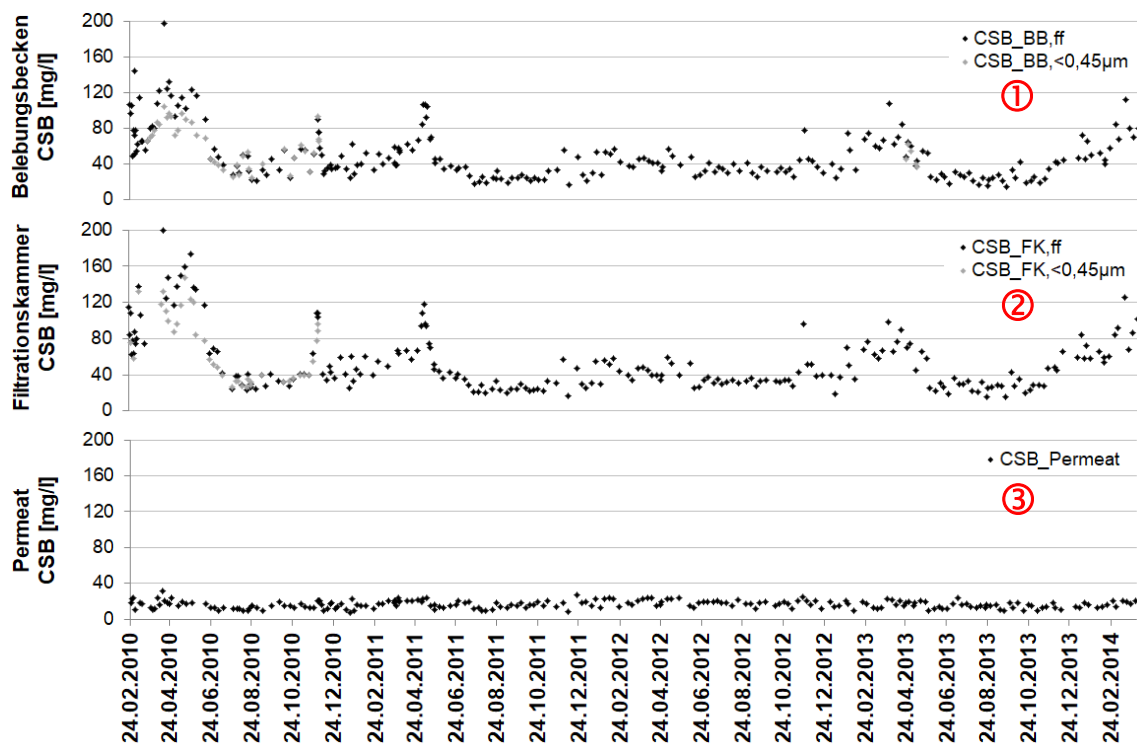


Abb. 5-38: CSB-Werte im Belebungsbecken, der Filtrationskammer und im Permeat

Ausnahme zu diesen Analysen stellte eine Messung vom 13.04.2010 dar, bei der sehr hohe CSB-Werte ($336 \text{ mg/l } CSB_{\text{BB,ff}}$, $328 \text{ mg/l } CSB_{\text{FK,ff}}$, $31 \text{ mg/l } CSB_{\text{Permeat}}$) detektiert wurden (dieser Sonderfall ist in obiger Auswertung nicht enthalten). Die Werte wurden durch mehrfache Wiederholungsmessungen bestätigt. Die Ursache für diese hohen Werte ist unklar. Sie zeigt allerdings, dass der stichprobenartige Charakter der Messreihe keinen absoluten Wertebereich darstellt und höhere Spitzenbelastungen als die oben dargestellten möglich sind.

Um zu überprüfen, in welcher Größenordnung sich die Foulants befinden, wurde der CSB sporadisch fraktioniert und der CSB_{fr} (Trenngrenze 4–12 μm) und $CSB_{<0,45\mu\text{m}}$ miteinander verglichen. Mit einem Anteil von mehr als 86 % im Mittel liegt der im KWÜ vorhandene CSB in kolloidal gelöster Form $< 0,45 \mu\text{m}$ vor. Beachtet man die Rückhalteleistung der VRM-Membranfiltration mit einer nominellen Porengröße von 0,04 μm , so wird deutlich, dass den Foulants eine Größenordnung zwischen 0,04 μm und 0,45 μm zuzuschreiben ist.

Ein externer Gutachter kommt angesichts der Abnahme des gelösten CSB im Ablauf der Membranfiltration im Vergleich zum Ablauf der Belebung zu der Schlussfolgerung, dass „diese Beobachtung beweist, dass in der Deckschicht der Membran noch biologische Abbauprozesse stattfinden“ [85]. Dies mag in geringem Maß stattfinden. Allerdings machen die ausreichende Kontaktzeiten, die konstanten Rückhalteleistungen – unabhängig von der Konzentration der organischen Substanzen in der Filtrationskammer – und die Untersuchungsergebnisse zur weiteren Abbaubarkeit deutlich, dass der $CSB_{<0,45 \mu\text{m}}$ nicht weiter biologisch abgebaut, sondern aufgrund seiner Größenordnung „mechanisch“ von der Membranfiltration (Trenngrenze 0,04 μm) zurückgehalten wird. Dies bedeutet eine verstärkte organische Deckschichtbildung (Fouling) und damit eine erhöhte Belastung für die Membran.

Um eine mangelnde hydraulische Aufenthaltszeit, Durchmischung und Kurzschlussströmungen als Ursache auszuschließen, wurden Konzentrations-Profile hinsichtlich TS-Gehalt, O_2 -Verteilung und CSB in den beiden Straßen der Belebung an mehreren Tagen während unterschiedlicher Zulaufsituationen untersucht. Die Ergebnisse zeigten, dass die Belebungsbecken verfahrenstechnisch als vordurchmischte Reaktoren betrachtet werden können. Eine ungenügende Durchmischung, Aufenthaltszeit bzw. Kurzschlussströme, die einen Kontakt von Rohabwasser direkt mit der Membran ermöglichen, konnten ausgeschlossen werden.

Anhand von drei Versuchsreaktoren (25 Liter, dauerbelüftet) wurde zudem die weitere Abbaubarkeit dieser organischen Substanzen untersucht. Unabhängig vom TS-Gehalt (4 g/l, 7 g/l, 10 g/l) und der Zugabe von Abwasser als Substrat konnte weder für die faltenfiltrierten noch für die $<0,45\mu\text{m}$ -Fraktion der CSB-Werte sowie PS-Werte eine signifikante Änderung der Konzentrationen bzw. ein weiterer Abbau festgestellt werden.

5.6.2 Parameter CSB als Maß für EPS/SMP

Die $CSB_{KWÜ}$ -Werte deuten auf die Produktion von SMP durch die Biozönose hin, die als Hauptverursacher des Membranfoulings gelten. Zur Bestimmung von EPS bzw. SMP werden in wissenschaftlichen Arbeiten verschiedene Methoden verwendet. So

kommen Summenparameter wie TOC- bzw. DOC-Messungen [42] [58] [73] [100] [101] [107] ebenso zur Anwendung wie die Analyse einzelner Bestandteile wie Polysaccharide (PS), Proteine (PN) oder Huminsäuren [25] [63] [78] [84] [99] oder beides [19] [40] [82] [91] [104]. Polysaccharide werden bei kommunalen MBR-Anlagen als Hauptkomponente gesehen.

Um die Eignung der CSB-Messung als Maß für die Produktion von EPS bzw. SMP durch die Biomasse zu beurteilen, um dem Polysaccharidgehalts (PS) als Hauptkomponente kommunaler MBR-Anlagen zu untersuchen und um die Vergleichbarkeit dieser Untersuchungsergebnisse mit Messungen anderer wissenschaftlicher Arbeiten zu bieten, wurden die CSB-Messungen sporadisch mit Vergleichsmessungen von Polysacchariden (faltenfiltriert und $< 0,45 \mu\text{m}$) und TOC bzw. DOC erweitert.

Die Diagramme in Abb. 5-39 zeigen den Zusammenhang der CSB-Messungen und den Polysaccharid- und TOC/DOC-Vergleichsmessungen. Die beiden oberen Diagramme stellen die faltenfiltrierten Analyseergebnisse dar, die unteren beiden Diagramme die Ergebnisse der $0,45 \mu\text{m}$ -membranfiltrierten Proben.

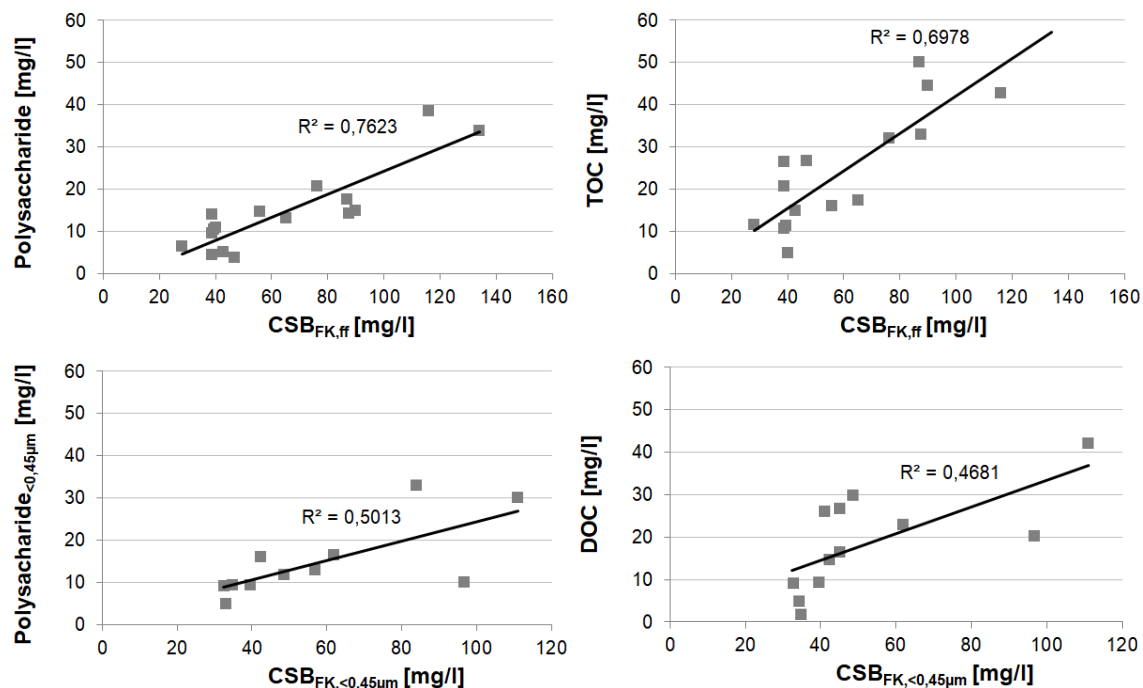


Abb. 5-39: Korrelation des CSB_{FK} mit Polysacchariden und TOC

Die Ergebnisse zeigen, dass die erhöhten CSB-Werte gut mit den PS- und TOC-Werten korrelieren, und dass der Zusammenhang bei den faltenfiltrierten Proben deutlicher in Erscheinung tritt als bei den kolloidalen Substanzen $< 0,45 \mu\text{m}$. Im Rahmen dieser Arbeit wird der CSB_{ff} als Summenparameter als einfache und praxistaugliche

Methode angesehen, auf das Vorhandensein von EPS- bzw. SMP in der Biologie zu schließen.

5.6.3 Zusammenhang mit der Permeabilität

Die Differenz und damit die Rückhalteleistung des filtrierten CSB im Belebungsbecken und dem CSB im Permeat lag im Sommer durch die geringeren $CSB_{KWÜ}$ -Werte bei ca. 20 mg/l und kann im Winter angesichts der höheren $CSB_{KWÜ}$ -Werte bei weit über 100 mg/l liegen.

Werden die erhöhten $CSB_{KWÜ}$ -Werte rein mechanisch von der Membran zurückgehalten, bedeutet dies unweigerlich, dass die Membran dadurch einer höheren Belastung und einem höheren Foulingpotenzial ausgesetzt ist. Es kann mathematisch keine direkte Korrelation zwischen der Konzentration des $CSB_{KWÜ}$ und der Permeabilität hergestellt werden, da die Permeabilität zudem auch von andern Faktoren beeinflusst wird. Was der zeitliche Zusammenhang in nachstehender Grafik (Abb. 5-40) allerdings zeigt, ist, dass zu Zeiten erhöhter $CSB_{KWÜ}$ -Werte immer auch starke Permeabilitätseinbrüche zu verzeichnen sind.

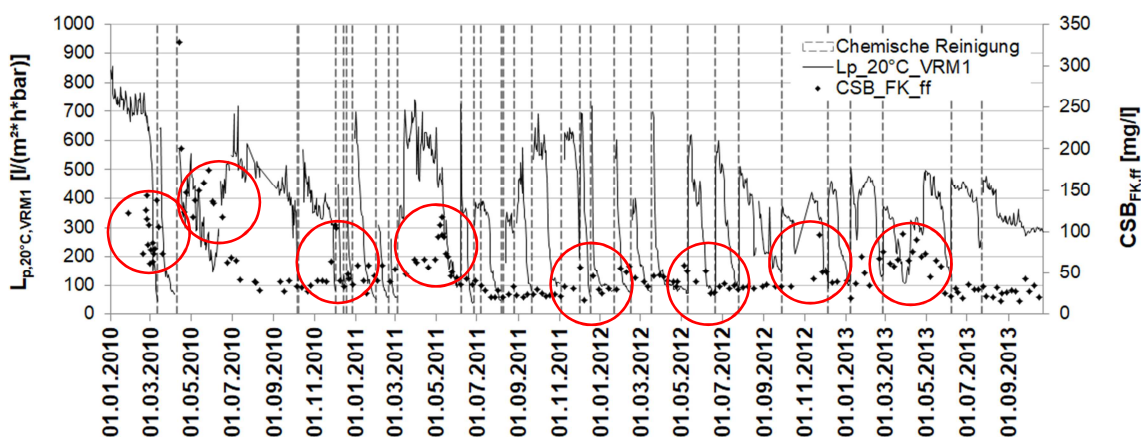
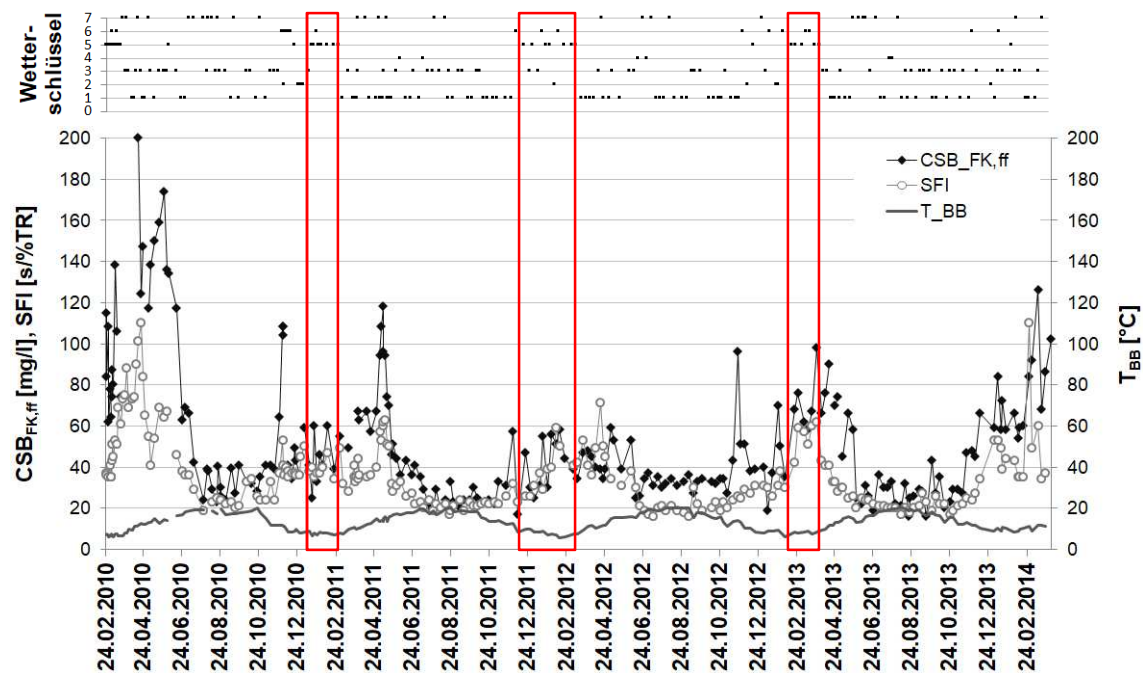


Abb. 5-40: $CSB_{FK,ff}$ und Permeabilität (VRM 1) im jahreszeitlichen Verlauf

Zwar werden Permeabilitätseinbrüche auch durch andere Einflussfaktoren ausgelöst, die sich nicht auf die Produktion organischer Substanzen der Biologie auswirken. Allerdings ist deutlich ersichtlich, dass eine schlechte Filtrationsleistung der Membrananlage immer mit hohen SMP-Konzentrationen in der Biologie einhergeht. Weniger aus statistisch ermittelten Zusammenhängen, sondern eher als empirischer Wert zeichnet sich eine kritische Grenze für diese $CSB_{KWÜ,ff}$ -Werte von 50 mg/l ab, ab der mit einer beeinträchtigenden Wirkung auf die Filtrationsleistung zu rechnen ist.

5.6.4 Zusammenhang mit SFI und T

Die Ganglinien des CSB aus dem vorherigen Kapitel legen nahe, dass es einen jahreszeitlichen Einfluss auf das Vorkommen erhöhter CSB-Werte in der Klarwasserphase der Biologie gibt. Folgendes Diagramm (Abb. 5-41) zeigt eine Zusammenstellung des gemessenen $CSB_{FK,ff}$ in Relation mit der Temperatur im Belebungsbecken, dem SFI und dem Wetterschlüssel:



Wetterschlüssel: 1 = Trocken, 2 = Frost, 3 = Regen, 4 = Gewitter, 5 = Schneeschmelze, 6 = Schneefall, 7 = Regennachlauf

Abb. 5-41: Zusammenhang des $CSB_{FK,ff}$ mit SFI und T im jahreszeitlichen Verlauf

Die Grafik zeigt die deutliche Ausprägung eines jahreszeitlichen Verlaufs. Es sind niedrigere, konstantere $CSB_{KWÜ}$ -Werte in den Sommermonaten im Vergleich zu höheren, stark schwankenden $CSB_{KWÜ}$ -Werten in den Wintermonaten ersichtlich. Die Ganglinie des $CSB_{KWÜ}$ zeigt damit die gleichen Tendenzen und einen ähnlichen Verlauf wie die des SFI. Der exakt gegengleiche Verlauf zur Temperatur legt eine Temperaturabhängigkeit des $CSB_{KWÜ}$ nahe. Allerdings lässt sich eine direkte, lineare Korrelation des $CSB_{KWÜ}$ mit der Temperatur nicht nachweisen (Abb. 5-42, links). Es lässt sich ein sehr ähnlicher jahreszeitlicher Verlauf von $CSB_{KWÜ}$ und SFI feststellen, was sich in einer direkten Gegenüberstellung der Werte bestätigt (Abb. 5-42, rechts). Das bedeutet, dass es Einflussfaktoren auf die Biologie gibt, die sowohl eine Verschlechterung der Schlammfiltrierbarkeit als auch die Produktion von EPS bzw. SMP hervorruft. Es ist vorstellbar, dass nicht die Temperatur per se, sondern jahreszeitlich bedingte Aspekte

wie z. B. der winterliche Einsatz von Streusalz einen gleichzeitigen Einfluss auf den $CSB_{KWÜ}$ und den SFI hat. In Abbildung 5-41 sind die Phasen, in denen Schneeschmelze (Wetterschlüssel: 5) aufgetreten ist und demnach ein Eintrag von Streusalz in die Kläranlage wahrscheinlich ist, hervorgehoben. In diesen Phasen treten verstärkt Spitzenwerte des $CSB_{KWÜ}$ auf, allerdings nicht ausschließlich. Diese Annahme wird auch durch das in Kap. 5.4.4 dargestellte Ereignis bestätigt, das mit dem Eintreten von Schneeschmelze einen Anstieg der CSB-Werte und im Nachgang der SFI-Werte in der Belebung gezeigt hat.

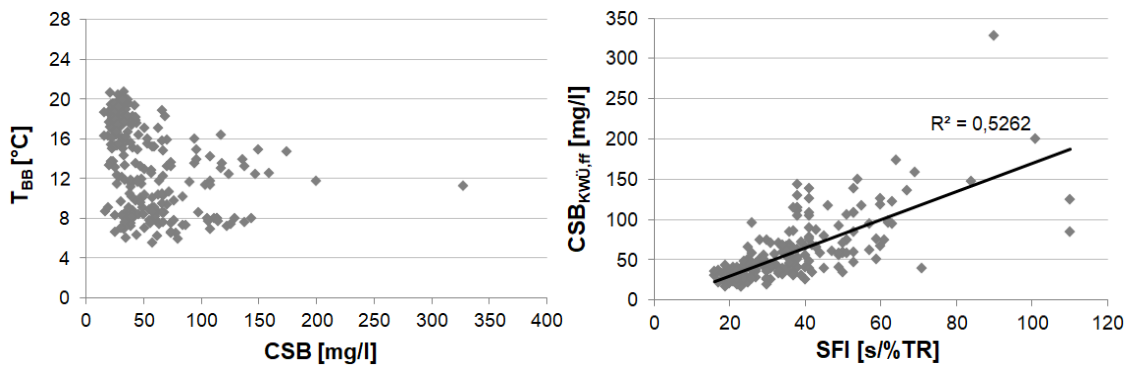


Abb. 5-42: Korrelation von $CSB_{KWÜ}$ mit T, SFI und Wetterlage

5.6.5 EPS-Analytik

Zur Untersuchung, welche biogenen Foulants ursächlich sind für die Belagsbildung auf den Membranen, v. a. dann wenn der durchsichtige, gelartige, leicht klebrige Belag auf den Membranen vorzufinden ist, wurde der Belebtschlamm und dessen Klarwasserphase auf EPS-Gehalte und –Zusammensetzung analysiert.

Die Bestimmung der extrazellulären Substanzen (EPS) wurde an der Universität Kassel vom Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft durchgeführt. Für die Probenvorbereitung wurden die Schlammproben zentrifugiert. Die Bestimmung der EPS im Schlamm erfolgte aus den sogenannten Schlamm pellets und die im Überstand aus dem Schlammwasser der Zentrifugation. Nach vorhergehender Extraktion des Schlammes über ein Ionenaustauscherharz werden die Proben über einen $0,45\mu\text{m}$ -Filter filtriert. Aus diesen Filtraten erfolgt anschließend die Bestimmung des Summenparameters DOC sowie der Proteine, Kohlenhydrate und Huminsäuren. Die Methode zur Bestimmung der EPS erfolgte nach [104]. Die Ergebnisse fasst folgende Tabelle zusammen:

Tab. 5-10: EPS-Gehalt im Belebtschlamm und dessen Klarwasserphase

Datum	Probe	Einheit	DOC	Proteine	Huminsäure	Kohlenhydrate
27.01.2010	Belebung Schlamm	[mg/g oTS]	9,9	16,3	9,9	5,9
27.01.2010	VRM 1 Schlamm	[mg/g oTS]	9,3	16,1	8,1	5,3
27.01.2010	VRM 2 Schlamm	[mg/g oTS]	9,4	15,6	7,6	5,7
27.01.2010	Belebung Überstand	[mg/l]	24,0	11,0	9,6	7,3
27.01.2010	VRM 1 Überstand	[mg/l]	30,8	18,7	9,9	4,6
27.01.2010	VRM 2 Überstand	[mg/l]	27,1	17,6	9,1	4,0
24.02.2010	Belebung Schlamm	[mg/g oTS]	11,0	20,5	9,3	6,4
24.02.2010	VRM 1 Schlamm	[mg/g oTS]	11,6	21,8	7,5	6,0
24.02.2010	VRM 2 Schlamm	[mg/g oTS]	11,9	21,0	8,4	6,0
24.02.2010	Belebung Überstand	[mg/l]	26,1	16,0	16,4	12,9
24.02.2010	VRM 1 Überstand	[mg/l]	20,0	21,0	13,3	10,0
24.02.2010	VRM 2 Überstand	[mg/l]	21,9	20,9	14,9	10,7
11.03.2010	VRM 1 Biofilm	[mg/g oTS]	146	90,8	73,5	36,3

Im normalen Betrieb waren bei den EPS-Analysen keine Auffälligkeiten zwischen den EPS-Gehalten des Belebtschlammes bzw. dessen Klarwasserphase und den Filtrationskammern zu verzeichnen. Die Hauptkomponente der EPS, sowohl im Belebtschlamm als auch in der Klarwasserphase, bildeten Proteine, gefolgt von Huminsäuren und Polysacchariden. Die Gehalte und Zusammensetzung der Schlämme und Klarwasserüberstände vom 27.01.2010 und 24.02.2010 zeigen keine überhöhten Werte und entsprechen „normalem“ Belebtschlamm. Während der beiden Probenahmetage am 27.01.2010 und 24.02.2010 war es nicht möglich, eine Deckschicht-Analyse der Membranen hinsichtlich EPS durchzuführen, da kaum Belag auf den Membranen vorzufinden war und das notwendige Probenvolumen nicht erreicht werden konnte.

In einem vergleichenden Screening stellte Melin [66] fest, dass den größten Anteil der gebundenen EPS der MBR-Anlage Nordkanal Huminsäuren (Mittel: 17,3 mg/g TS) bilden, gefolgt von Proteinen (Mittel: 8,9 mg/g TS) und Polysacchariden (Mittel: 6,4 mg/g TS). Er konnte für 4 weitere MBR-Anlagen (Rödingen, Simmerath, Seelscheid, und Eilendorf) diese Relevanz, Verteilung und die Größenordnung bestätigen. Diese unterschiedlichen Tendenzen liegen vermutlich in der unterschiedlichen Art der Analysemethoden oder den unterschiedlichen Jahreszeiten der Probenahmen. Denn wie Lyko et al. [62] feststellten, unterliegen die einzelnen Bestandteile von EPS jahreszeitlichen Veränderungen.

Durch eine massive Störung des biologischen Prozesses (siehe auch Kapitel 5.4.5) konnte ausreichend Probevolumen gesammelt werden, um diesen gelartigen Belag einer EPS-Analytik zu unterziehen. Der Belag vom 11.03.2010 wies einen zehnfach höheren DOC-Gehalt in der EPS und deutlich erhöhte Werte an Proteinen, Huminsäuren und Polysacchariden im Vergleich zum Belebtschlamm der Biologie auf (siehe Tab. 5-10).

Dies stellt einen eindeutigen Hinweis dar, dass der Belebtschlamm mit einer biologischen Reaktion in Form von EPS-Produktion auf äußere Einflussfaktoren reagiert und der oftmals festgestellte durchsichtige, gelartige, leicht klebrige Belag auf den Membranen aufgrund einer übermäßigen EPS-Produktion zustande kommt. Demnach sind auch die festgestellten erhöhten CSB-Werte auf die Produktion von EPS/SMP zurückzuführen.

Extrazelluläre polymeren Substanzen in Form von EPS und SMP begünstigt Membranfouling und beeinträchtigt die Membranfiltration je stärker, je mehr von ihnen produziert wird. Die Einflussfaktoren auf die Produktion von EPS/SMP sind derzeit noch Gegenstand wissenschaftlicher Forschung. Es taucht immer wieder die Frage auf, innerhalb welcher Zeitspannen EPS/SMP-Produktion stattfindet und die Membranfiltration beeinträchtigen kann. Dazu ließen sich bislang keine Erfahrungswerte finden. Ereignisse auf der Kläranlage Hutthurm (siehe Kap. 5.4.4) haben gezeigt, dass es innerhalb weniger Stunden (< 6 Stunden) zu einem massiven Auftreten von EPS und Einbruch der Filtrationsleistung kommen konnte.

5.7 Salzfrachten und ihr Einfluss auf die Belebtschlammeigenschaften

5.7.1 Verdachtsmomente für Kationen-Einfluss der KA Hutthurm

Bei der Kläranlage Hutthurm sind mehrere Aspekte gegeben, die einen Einfluss eines ungünstigen Kationen-Verhältnisses (Kapitel 2.5.7) wahrscheinlich machen und somit beeinträchtigende Auswirkungen auf die Membranfiltration mit sich bringen können. Dazu zählen:

- Das Trinkwasser der gemeindlichen Wasserversorgung verfügt über einen geringen Härtegrad und damit über wenig Ca- bzw. Mg-Ionen.
- Zwei Industriebetriebe (Brauerei, Getränkeabfüllbetrieb) tragen zu ca. 50 % der Abwasserfracht bei. Beide Betriebe nutzen Betriebsstoffe, die zu erhöhtem Na-Eintrag führen können (z. B. Natronlauge, Tenside, etc.).
- Das Einzugsgebiet der KA Hutthurm wird mittels Mischkanalisation entwässert. Im Winter werden vom Bauhof zwischen 152 und 380 Tonnen Streusalz ver-

braucht. Ein Teil des Streusalzes kann an Tagen mit Schmelzwasser über die Straßenabläufe in die Kläranlage eingetragen werden.

- Eine Regeneration des Belebtschlammes findet im Sommer schneller, im Winter deutlich langsamer statt, was sich durch die temperaturabhängige Kinetik, aber auch durch weniger Auswaschung von Ca durch geringere Niederschlagsperioden und durch fehlendes Streusalz erklären ließe.

Wie die offiziellen Untersuchungsbefunde nach der Trinkwasserverordnung belegen, ist das Trinkwasser der gemeindlichen Wasserversorgung dem Härtebereich "weich" (= Härtebereich 1) zuzuordnen [65].

Tab. 5-11: Härtebereich aus den jährlichen Untersuchungsbefunden nach der Trinkwasserverordnung (gemessen durch LAFUWA GmbH, Fürstentstein)

	2013	2014	2015	2016	2017
Härte als CaCO ₃ [mmol/l]	0,71	0,79	0,83	0,73	0,74
Gesamthärte [°dH]	(3,99)	4,43	4,64	4,12	4,14

Eine geringe Pufferkapazität des Abwassers hat sich bereits bei der Altanlage in Hutthurm im Kläranlagenprozess bemerkbar gemacht. Nach dem Umbau zu einer Membranbelebungsanlage hat man versucht, mit der Installation eines Dolomitreaktors im Jahr 2009 im Teilstrombetrieb der Biologie die Pufferkapazität zu erhöhen und biologische Prozesse zu stabilisieren. Die Wirkungsweise des Dolomitreaktors hat sich als nicht ausreichend erwiesen, so dass sein Betrieb Anfang 2013 eingestellt wurde.

5.7.2 Quelle, Größenordnung und Korrelation der Natriumionen

5.7.2.1 Na-Frachten im Zu- und Ablauf der Kläranlage Hutthurm

Um einen Anhaltswert für die Quelle, Größenordnung und Korrelation der zugeleiteten Ionen zu bekommen, wurden im Zulauf der Kläranlage über einen Zeitraum von ca. 10 Wochen (26.07.2011 bis 04.10.2011) täglich die Zu- und Ablaufkonzentrationen von Ca, Mg, Na und K und deren Korrelation hinsichtlich pH-Wert, Leitfähigkeit und CSB untersucht. Besonderes Interesse dieser Analysen galt den Na-Konzentrationen und -frachten und deren Korrelation mit der Leitfähigkeit. Die Ergebnisse dieser Untersuchungen sind in folgender Tabelle zusammengefasst und den Erfahrungen von Sölter [87] aus den Ablaufanalysen 64 kommunaler Kläranlagen gegenübergestellt:

Tab. 5-12: Ionen im Kläranlagenzu- und ablauf

Parameter	Einheit	Zulauf		Ablauf		Vergleichswerte kommunaler Kläranlagen [87]	
		Mittel	Min–Max	Mittel	Min–Max	Mittel	Min–Max
pH-Wert	[-]	7,47	6,50–8,06	7,67	7,29–8,31		
Leitfähigkeit	[µS/cm]	1.138	348–2.860	943	527–1.629		
CSB	[mg/l]	484	89–1.499	19,9	9,1–123,0		
Na	[mg/l]	156	41–497	159	60–523	113,4	35–540
Ca	[mg/l]	39,1	20,2–94,0	46,9	29,6–92,3	96,3	31–146
Mg	[mg/l]	4,2	0,1–10,8	3,6	0,6–11,2	12,8	2–60
K	[mg/l]	75,0	10,0–119,0	15,6	1,4–89,2	22,8	< 8–158
Ca/Na-Verhältnis	[-]	0,32	0,08–0,68	0,34	0,14–0,82	0,94	0,15–2,2
M/D-Verhältnis*	[-]	3,7	1,5–8,6	2,8	0,9–5,8		

*Verhältnis von ein- zu zweiwertige Kationen, berechnet als meq/l

Die Ergebnisse bestätigen die ungünstige Ionenverteilung auf der Kläranlage Hutthurm. Im Vergleich zu anderen Kläranlagen liegt die mittlere Na-Konzentration im Zulauf mit 159 mg/l um 40 % höher als beim Durchschnitt anderer kommunaler Kläranlagen mit 113,4 mg/l. Ebenfalls bestätigt sich die geringe Ca-Verfügbarkeit mit einem mittleren Zulaufwert der Kläranlage von lediglich 39,1 mg/l Ca. Diese beiden Umstände führen zu einem ungünstigen Ca/Na-Verhältnis mit einem Mittelwert von 0,34 im Ablauf. Dies liegt deutlich unter dem Durchschnitt von 0,94 anderer kommunaler Kläranlagen und ebenfalls deutlich unter dem Wert von 0,6, ab dem erfahrungsgemäß in der Praxis die Belebtschlamm Bildung problematisch wird [87]. Analog ist auch das von Higgins und Novak [37] empfohlene M/D-Verhältnis von 2:1 bzw. das von Nakhla und Arabi [7] für MBR-Anlagen empfohlene M/D-Verhältnis von 1:1 überschritten, was auf suboptimale Schlammeigenschaften schließen lässt.

Der Verlauf der Zulaufwerte (s. Abb. 5-43) zeigt die Schwankungsbreite der Messwerte Na, Ca, CSB und Leitfähigkeit und die Häufigkeit der auftretenden Spitzenbelastungen. Vor allem bei der Leitfähigkeit und der Na-Konzentration sind sporadische, stark ausgeprägte Spitzenwerte festzustellen. Die Na-Konzentration zeigt einen Zusammenhang mit der Leitfähigkeit. Gegenüber dem CSB ist keine Korrelation festzustellen. Na-Frachten stehen somit nicht mit erhöhten Zulaufwerten hinsichtlich organischer Frachten in Verbindung.

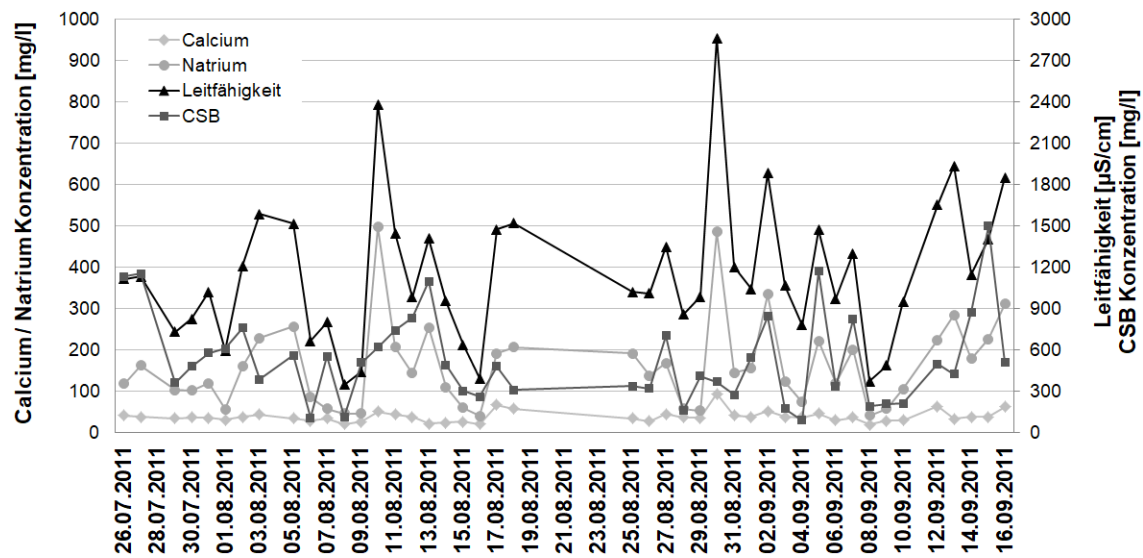


Abb. 5-43: Ionen im Kläranlagen-Zulauf

Im Ablauf der Kläranlage (siehe Abbildung 5-44) ist die durchschnittliche Na-Konzentration mit 156 mg/l identisch mit der des Zulaufes, die Spitzenwerte sind weniger ausgeprägt. In dem betrachteten Zeitraum hat keine saure Reinigung der Membranen stattgefunden, so dass keine nennenswerten Na-Konzentrationen durch Betriebsstoffe auf der Kläranlage selbst die Messwerte bzw. deren Interpretation beeinflussen hätten. Den verfahrenstechnischen Gesamtprozess der Kläranlage scheinen die Na-Konzentrationen quantitativ unverändert zu passieren, qualitativ werden die Schwankungen durch hydraulische Aufenthaltszeiten und Durchmischungen in den Becken der Kläranlage gleichmäßig.

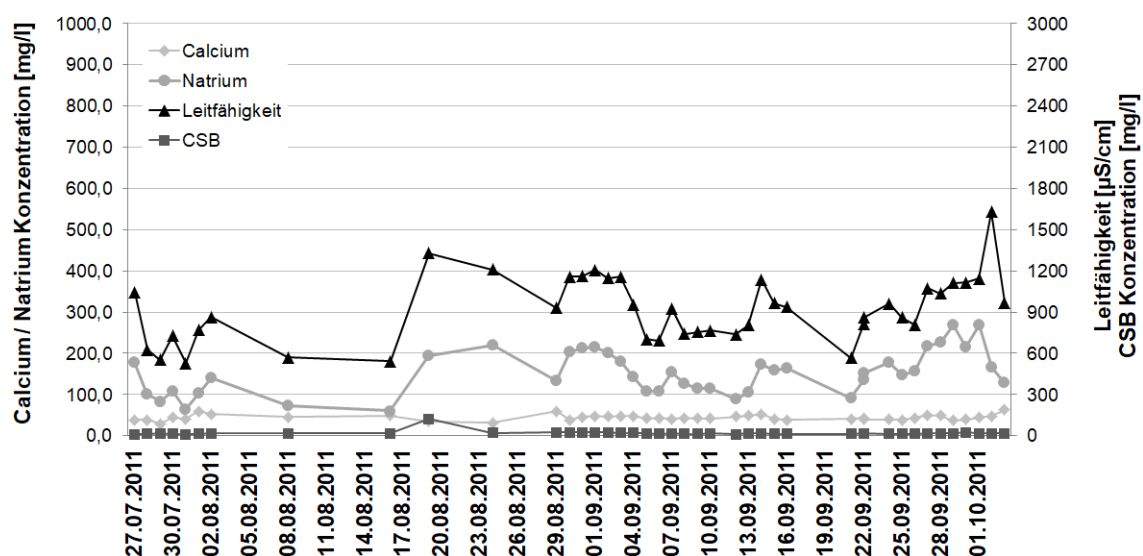


Abb. 5-44: Ionen im Kläranlagen-Ablauf

Sowohl im Zulauf als auch im Ablauf der Anlage scheint ein wechselseitiger Zusammenhang der Leitfähigkeit mit der Na-Konzentration gegeben zu sein. Wie Abbildung 5-45 zeigt, besteht zwar keine Korrelation zwischen pH-Wert und Natrium-Konzentration (z. B. verursacht durch Natronlauge), aber eine sehr gute lineare Korrelation der Leitfähigkeit mit der Natrium-Konzentration ($R^2=0,92$).

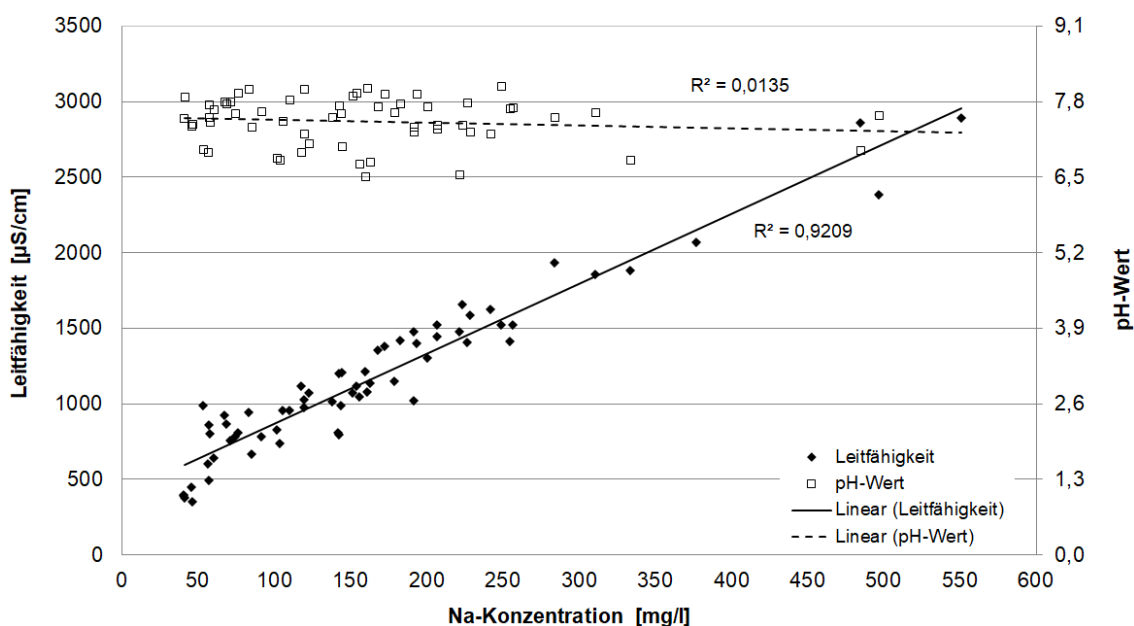


Abb. 5-45: Korrelation von Na-Konzentration und Leitfähigkeit im KA-Zulauf

Eine dauerhafte kontinuierliche Messung der Na-Konzentrationen im Zulauf der Kläranlage ist mit messtechnisch vertretbarem Aufwand nicht möglich. Allerdings wurde im Zulauf der Kläranlage im Mai 2011 eine Online-Messung zur Erfassung der Leitfähigkeit installiert. Anhand der festgestellten guten Korrelation ist davon auszugehen, dass mit erhöhter Leitfähigkeit auch erhöhte Na-Konzentrationen im Zulauf einhergehen.

5.7.2.2 Eintrag von Na-Frachten durch die Industrieinleiter

Um der Herkunft der erhöhten Na-Frachten im Zulauf nachzugehen, wurden mutmaßliche Quellen näher betrachtet. Die beiden größten Industriebetriebe verwenden Betriebsstoffe, die prinzipiell einen erhöhten Eintrag von Na erklären würden. Dazu zählen z. B. Natronlauge zum Neutralisieren der Abwässer, bevor sie ins Kanalsystem abgeleitet werden, diverse Tenside, die oftmals Na-Salze enthalten sowie Bandschmierstoffe, Reinigungschemikalien, Etikettierleim oder Entschäumer.

Daher wurden in einem Zeitraum von 3 Monaten sporadisch 24h-Mischproben aus der Brauerei und dem Getränkeabfüllbetrieb analog zum Kläranlagenzulauf beprobt und ebenfalls hinsichtlich Ca, Mg, Na und K und deren Korrelation mit pH-Wert, Leitfähig-

keit und CSB untersucht. Die Ergebnisse dieser Untersuchungen sind in folgender Tabelle zusammengefasst und mit den Erfahrungen von Sölter [87] verglichen:

Tab. 5-13: Ionen im Ablauf der Industrieeinleiter

Parameter	Einheit	Brauerei		Getränkeabfüllbetrieb		Vergleichswerte für Ablaufanalysen von Brauerei-Abwasser [87]
		Mittel	Min–Max	Mittel	Min–Max	Mittel
pH-Wert	[-]	7,87	6,54–12,12	7,34	6,44–8,29	-
Leitfähigkeit	[µS/cm]	1.585	812–3.860	2.253	1.693–3.009	-
CSB	[mg/l]	806	235–1.730	1446	742–2.580	-
Na	[mg/l]	346	169–582	520	398–712	47
Ca	[mg/l]	25,5	13,9–38,1	33,2	24,9–39,6	27
Mg	[mg/l]	5,7	1,8–12,2	2,6	0,4–5,6	7,9
K	[mg/l]	11,6	0,8–85,6	47,8	7,3–128	7,9
Ca/Na-Verhältnis	[-]	0,08	0,02–0,16	0,07	0,05–0,10	0,57
M/D-Verhältnis*	[-]	9,5	4,4–23,1	13,1	8,5–16,7	-

*Verhältnis von ein- zu zweiwertige Kationen, berechnet als meq/l

Auffällig ist vor allem die signifikant erhöhte Na-Konzentration. Mit durchschnittlich 346 mg/l (Brauerei) bzw. 520 mg/l (Getränkeabfüllbetrieb) liegen die Werte weit über dem Durchschnitt des Kläranlagenzulaufs mit 156 mg/l und weit über den Erfahrungswerten nach Sölter. Inwieweit neben Natronlauge andere Betriebsstoffe als Na-Quelle fungieren, konnte anhand der entsprechenden Produktdatenblätter mangels Volldeklaration der Zusammensetzungen nicht nachvollzogen werden.

Setzt man die industriellen Na-Frachten mit den Na-Frachten im Zulauf der Kläranlage (Mittel: 273 kg/d Na) in Relation, so entfallen anteilig auf die Brauerei ca. 27,5 % (Mittel: 75 kg/d) und auf den Getränkeabfüllbetrieb ca. 42,5 % (Mittel: 116 kg/d) der eingeleiteten Na-Frachten. Wie Abbildung 5-46 zeigt, handelt es sich um relativ kontinuierliche, gleichmäßige Frachten, die sich aus einem kontinuierlichen Produktionsprozess der beiden Industriebetriebe ergeben. Sie verursachen damit eine erhöhte Grundfracht an Natrium im Kläranlagenzulauf, die stark schwankenden Zulauffrachten und Spitzenbelastungen der Kläranlage lassen sich durch die Einleitungen der Brauerei oder des Getränkeabfüllbetriebs allerdings nicht erklären.

Die vorangegangenen Untersuchungen haben im Sommer/Herbst stattgefunden, so dass ein Einfluss durch Streusalz in den Wintermonaten nicht erfasst wurde.

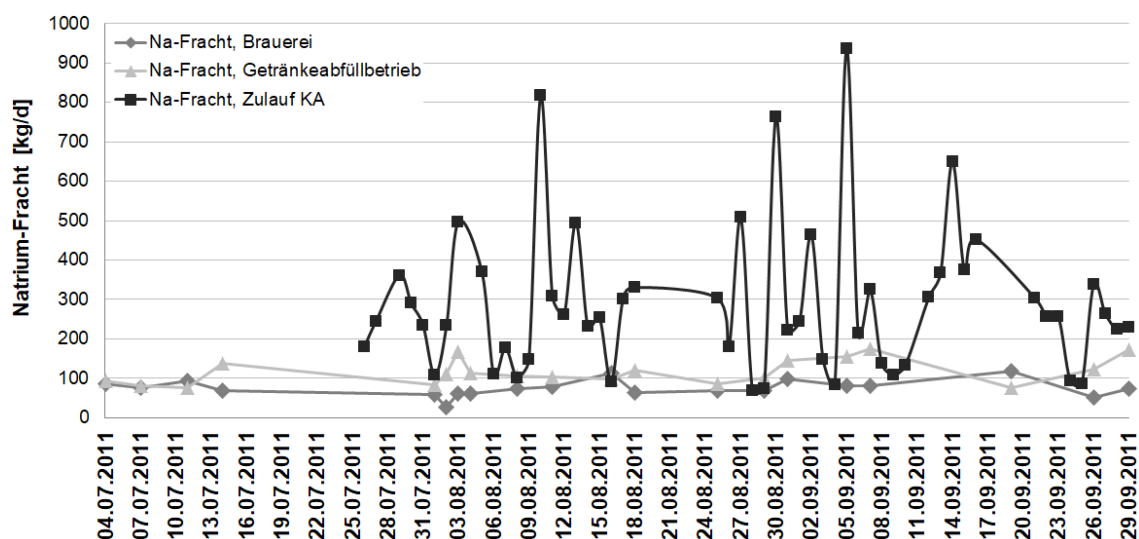


Abb. 5-46: Na-Frachten im Ablauf der Industriebetriebe und Zulauf der Kläranlage im Vergleich

5.7.2.3 Eintrag von Na-Frachten im jahreszeitlichen Verlauf

Für die Betrachtung der Na-Fracht im jahreszeitlichen Verlauf wurden typische Sommer- und Wintermonaten über drei Jahre hinweg ausgewertet und miteinander verglichen. Dabei wurde die im Zulauf der Kläranlage online gemessene Leitfähigkeit über folgenden funktionellen Zusammenhang (siehe Korrelation in Abbildung 5-46) mit der Na-Fracht in Beziehung gesetzt:

$$LF = 4,58 * c_{Na} + 425,18 \quad (\text{Gl. 5.1})$$

Die Ergebnisse dieser Gegenüberstellung sind folgender Tabelle zu entnehmen:

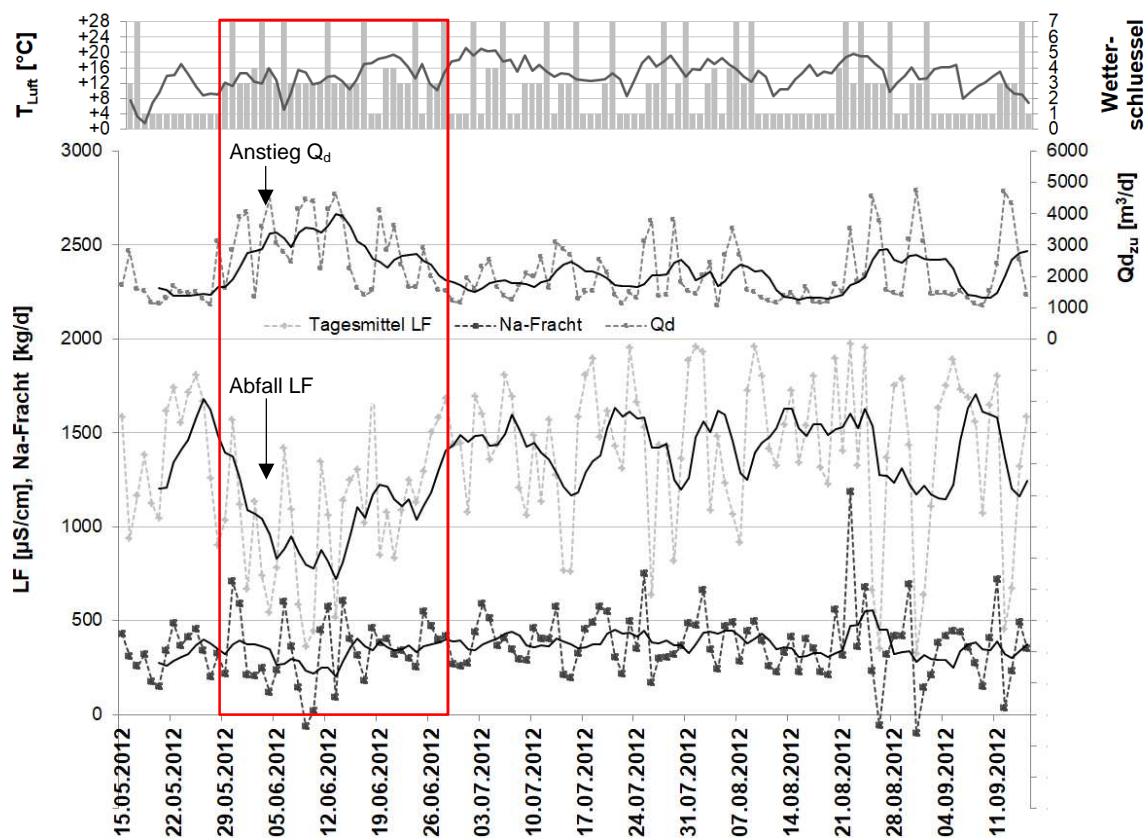
Tab. 5-14: Eintrag von Na-Ionen im Sommer (S) und im Winter (W) im Vergleich

Sommer/ Winter	Zeitraum	LF Tagesmittel [$\mu\text{S}/\text{cm}$]			Na-Fracht Tagesmittel [kg/d]		
		Mittel	Min	Max	Mittel	Min	Max
S1	05/11–09/11	1.366	359	2.166	363	(-61)	764
S2	05/12–09/12	1.216	292	2.399	326	(-122)	1.187
S3	05/13–09/13	833	125	1.404	165	(-307)	554
W1	11/11–03/12	1.100	308	2.499	310	(-123)	1.176
W2	11/12–03/13	763	209	1.863	140	(-222)	676
W3	11/13–03/14	875	278	2.019	169	(-153)	700

Die negativen Tagesmittelwerte der Na-Fracht ergeben sich durch die theoretisch berechnete Korrelation. Die Werte erlauben zwar keine genaue quantitative Interpretation der Frachten, aber eine Interpretation deren Tendenzen. Ende 2012 wurde die Tempe-

raturkompensation der Leitfähigkeitssonde umgestellt, was generell zu einem Messwert auf niedrigerem Niveau führte. Dies wurde bei der Interpretation berücksichtigt. Die Werte zeigen, dass die Na-Belastung der Kläranlage ganzjährig auf einem hohen Niveau ist. Eine höhere Belastung durch Streusalzeinsatz im Winter lässt sich rein anhand der Messwerte nicht nachweisen. Tendenziell ist die LF im Sommer sogar höher als im Winter, was auf geringere Verdünnungseffekte in den niederschlagsarmen Sommermonaten zurückzuführen ist. Allerdings wird diese generelle Betrachtung der gemittelten Messwerte einem umfangreichen Verständnis der Na-Frachten nicht gerecht. Um deren Einfluss bewerten zu können, müssen diese detaillierter und vor allem in Zusammenhang mit vorherrschenden Wetterverhältnissen betrachtet werden.

Die zwei folgenden Diagramme (Abb. 5-47 und Abb. 5-48) zeigen die LF bzw. Na-Fracht für eine Sommersaison (05/2011–09/2011) und eine Wintersaison (11/2011–03/2012) in Zusammenhang mit dem jeweils vorherrschenden Zulauf (Q_d), der Temperatur (T) und dem Wetterschlüssel. Die beschriebenen Phänomene sind für jedes Jahr im Sommer-/Winter-Vergleich vorzufinden, die beiden dargestellten Zeiträume (Sommer und Winter) sind exemplarisch aus 2011/2012 gewählt.

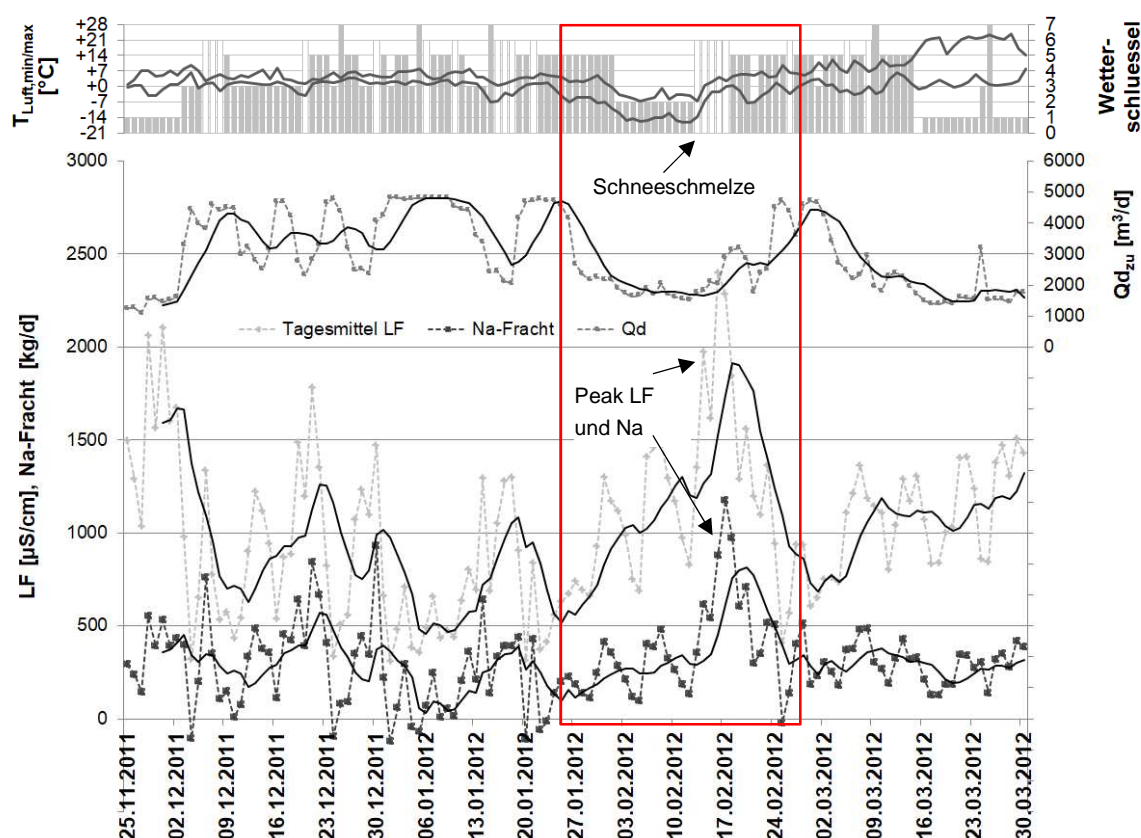


Wetterschlüssel: 1 = Trocken, 2 = Frost, 3 = Regen, 4 = Gewitter, 5 = Schneeschmelze, 6 = Schneefall, 7 = Regennachlauf
 * Trendlinien (Qd, LF, Na) dargestellt als gleitender Durchschnitt, 6 Periode gleit. Tagesmittel

Abb. 5-47: Auswertung LF bzw. Na-Fracht in typischen Sommermonaten

In den Sommermonaten zeigt sich eine relativ konstante Belastung des Kläranlagenzulaufs hinsichtlich LF und der berechneten Na-Frachten. Regenereignisse (Wetterschlüssel 3, 4 und 7) wirken sich in Form von Verdünnung und Reduzierung der LF aus (siehe eingerahmter Bereich), d. h. die LF nimmt mit Einsetzen der Mischwassersituation unmittelbar ab und bewegt sich nach dem Regennachlauf wieder um einen vorherigen Wert von ca. 1.400 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Weniger ausgeprägt aber ähnlich verhält es sich bei der Na-Fracht. Eine niedrigere Konzentration durch Verdünnung zusammen mit einem höheren Tagesdurchsatz bei Regenereignissen bewirkt eine relativ konstante Grundbelastung mit Na-Frachten im Mittel um 363 kg/d.

Im Winter zeigt sich ein anderes Bild, wie folgende Grafik (Abb. 5-48) belegt:



Wetterschlüssel: 1 = Trocken, 2 = Frost, 3 = Regen, 4 = Gewitter, 5 = Schneeschmelze, 6 = Schneefall, 7 = Regennachlauf
 * Trendlinien (Qd, LF, Na) dargestellt als gleitender Durchschnitt, 6 Periode gleit. Tagesmittel

Abb. 5-48: Auswertung LF bzw. Na-Fracht in typischen Wintermonaten

In den Wintermonaten schwanken die Leitfähigkeit und damit auch die mittels Korrelation berechnete Na-Fracht deutlich stärker. Die gemittelten Messwerte liegen bei der Leitfähigkeit mit 1.100 $\mu\text{S}/\text{cm}$ niedriger als in den Sommermonaten, allerdings ist die Schwankungsbreite mit Maximalwerten bis 2.499 $\mu\text{S}/\text{cm}$ deutlich größer. Dies ist einerseits einer Zulaufsituation mit erhöhten Mischwassermengen geschuldet, was zu einer

Reduzierung der Tagesmittelwerte führt, andererseits gibt es Salz-Einträge, die durch deutliche Peaks gekennzeichnet sind.

Besonders auffällig in den Wintermonaten ist eine spezielle Kombination der Wettersituation aus Temperatur, Schneefall und Schneeschmelze (siehe eingerahmter Bereich). Hier zeigt sich, dass mit einsetzender Schneeschmelze nicht der eigentlich zu erwartende Verdünnungseffekt eintritt, sondern die LF zunächst zunimmt. Die Tage zuvor herrschten Temperaturen um den Gefrierpunkt, nächtliche Minusgrade – eine typische Wettersituation, bei der Streusalz zum Einsatz kommt. Folgt dann Niederschlag (Regen oder Schnee) oder Schneeschmelze, zeigt die Leitfähigkeit und die Na-Fracht unmittelbar mit – teilweise sogar kurz vor – Anstieg der Abwassermenge einen starken Anstieg der LF. Es kommt zu einem Peak anstatt einer verdünnungsbedingten Abnahme im Vergleich zum Sommer. Das heißt, mit dem ersten Abwasser nach einer Frost-/Schneefallperiode kommen erhöhte Salzfrachten in die Kläranlage.

Obwohl die durchschnittlichen Messwerte keine erhöhte Belastung im Winter mit Streusalz ersichtlich machen, zeigen detaillierte Auswertungen der Wettersituationen stark erhöhte Zulaufspitzen, immer dann, wenn wetterspezifische Umstände einen Streusalzeinsatz wahrscheinlich machen.

5.7.3 Zielsetzung der Laboruntersuchungen

Da auf der Kläranlage Hutthurm erhöhte Na-Frachten und ungünstige Kationen-Verhältnisse nachweislich vorhanden sind, soll ein möglicher Einfluss von Na auf die Belebtschlammstruktur und -aktivität sowie der Zusammenhang zum Filtrationsverhalten der MBR-Anlage generell eruiert und bewertet werden.

Erkenntnisse der Grundlagenforschung sind wie in Kap. 2.5.8 erläutert schwer auf reale Anlagen übertragbar und Vergleichswerte realer, großtechnischer Anlagen existieren kaum. Daher werden in eigenen grundlegenden Untersuchungen die generelle Auswirkung von Salz auf die Belebtschlammbeschaffenheit betrachtet, um den potenziellen Einfluss bei der KA Hutthurm bewerten zu können. Als zentrale Belebtschlammparameter wurden solche mit praxisnaher Analysemöglichkeit gewählt. Da SMP und EPS im praxisnahen Umfeld und über einen längeren Zeitraum nicht analysiert werden konnten, wurde der CSB im Klarwasserüberstand ($CSB_{KWÜ}$) als Maß für freigesetzte organische Substanzen in der Klarwasserphase bewertet (siehe Kap. 5.6.2), des Weiteren die Trübung (NTU) in der Klarwasserphase, der Schlammvolumenindex SVI und der Schlammfiltrationsindex SFI des Belebtschlammes.

In der **ersten Messreihe** wurden drei Belebtschlämme aus drei verschiedenen Anlagen mit möglichst unterschiedlichen Kationen-Verhältnissen und Belebtschlammquali-

täten untersucht. Folgende Belebtschlämme aus verschiedenen großtechnischen Kläranlagen wurden für diesen Vergleich ausgewählt:

- MBR-Anlage Hutthurm, kommunales/industrielles Abwasser, Ca/Na-Verhältnis 0,24
- konventionelle Belebungsanlage (N/DN), kommunales Abwasser, Ca/Na-Verhältnis 0,77
- MBR-Anlage eines Fleischereibetriebes, industrielles Abwasser, Ca/Na-Verhältnis 0,04

Die Belebtschlämme wurden zunächst in ihrem originalen Zustand charakterisiert und anschließend einer Salzdotierung (NaCl) unterschiedlicher Konzentrationen unterzogen. Von Interesse war die Ausprägung der Auswirkung der Salzdotierung in Abhängigkeit der unterschiedlichen Kationenverhältnisse.

In der **zweiten Messreihe** wurde die Auswirkung von Salz (NaCl) auf die Aktivität und Atmungsrate von Belebtschlamm untersucht. In der Literatur sind sehr kontroverse Ergebnisse zu finden. Es kommt bei Respirationstests sowohl zu einer Beschleunigung der Grundatmung durch die Salzzugabe als auch zu einer Hemmung derselben. Eine beschleunigende Wirkung wird einerseits mittels erhöhtem Stress und „Stressmechanismen“ der Mikroorganismen erklärt, um Speicherstoffe zu produzieren und Lysis zu betreiben, andererseits durch chemisch veränderte Reaktionsgeschwindigkeiten durch das Salz. Eine Hemmung der Atmungsaktivität wird mit einer generellen Hemmung der mikrobiologischen Aktivität, vor allem sensiblerer Mikroorganismen wie z. B. den Nitrifikanten, beschrieben. Eine konkrete Abhängigkeit von der Salzkonzentration, wie z. B. eine beschleunigende Wirkung bei niedrigen Salzkonzentrationen oder hemmende Wirkung bei höheren Konzentrationen, konnte nicht abgeleitet werden. Inwieweit das M/D-Verhältnis einen Einfluss auf das Ergebnis solcher Respirationstests hat, ist ebenfalls unklar. Um weitere Erkenntnisse über mögliche Beeinträchtigungen durch Salz auf die Aktivität und die Atmungsrate von Belebtschlamm zu erlangen, wurden die drei oben genannten Schlämme mit Salz dotiert und deren Verhalten hinsichtlich endogener Grundatmung sowie exogener Substratatmung beobachtet.

Inwieweit dem negativen Einfluss einwertiger Kationen durch Zugabe von zweiwertigen Kationen in einer MBR-Anlage entgegengewirkt werden kann, soll in der **dritten Messreihe** analysiert werden. Hierzu konnten in der Literatur keine Erfahrungswerte mit Ca als Konditionierungsmittel in Zusammenhang mit großtechnischen MBR-Anlagen gefunden werden. Daher wurde an der MBR-Anlage Hutthurm zum einen die generelle Eignung und Wirksamkeit einer Ca-Konditionierung im großtechnischen Maßstab untersucht, indem der Belebungsanlage täglich 100 kg Kreide (CaCO_3) zugegeben wurden. Zum anderen wurden an diesem Ca-konditionierten Belebtschlamm im Labormaßstab

Salzdotierungs-Tests durchgeführt, um die Auswirkungen auf die Salz-Toleranz zu untersuchen. Diese Messreihe im großtechnischen Maßstab erstreckte sich über einen Zeitraum von 6 Monaten.

5.7.4 Versuchsdurchführung und -auswertung

In der Literatur sind Studien zum Einfluss von Salz auf den Belebtschlammprozess in der Größenordnung von 0–60 g/l NaCl zu finden. Manche berichten von einer unmittelbaren Reaktion nach wenigen Minuten [75], andere von Effekten nach wenigen Stunden [79], wieder andere von Auswirkungen einer Schock-Dosierung nach mehreren Tagen [90].

Im Rahmen der Laborversuche in dieser Arbeit werden für alle Messreihen Salzdotierungen von 0,5 bis 25 g/l Natriumchlorid vorgenommen und mögliche Auswirkungen in einem Zeitraster von 1 bis 24 Stunden untersucht. Das Laborequipment erlaubt eine gleichzeitige Messung von 4 Proben, so dass die Belebtschlämme in 2 Messreihen mit drei „niedrigen Salzdotierungen“ und drei „hohen Salzdotierungen“ mit je einer eigenen Referenzschlammmessung untersucht wurden. Um die unterschiedlichen Salzfrachten zu simulieren, wurden die in folgender Tabelle aufgeführten Mengen an Natriumchlorid zugegeben.

Tab. 5-15: Salzdotierung der Testreihen

Parameter	Einheit	niedrige Salzdotierung			hohe Salzdotierung		
NaCl	[g/l]	0,5	1	4	7	10	25
Na	[mg/l]	197	393	1.574	2.754	3.934	9.835
Äquivalent q	[meq/l]	9	17	68	120	171	428

Eine Beurteilung der Schlammeigenschaften zu einem fest definierten Zeitpunkt hat sich als nicht sinnvoll erwiesen, da die zu untersuchenden Parameter ihre Änderungen zeitlich versetzt zeigen. Für manche Parameter ergibt sich eine unmittelbare Reaktion, z. B. mit einer maximalen Änderung innerhalb der ersten Stunde (z. B. Trübung). Für andere Parameter findet die Reaktion zeitverzögert statt (z. B. CSB_{KWÜ}). Betrachtet man die ursächlichen Prozesse, so lässt sich dies dadurch erklären, dass der Zerfall der Flockenstruktur ein nahezu unmittelbarer chemischer Prozess ist, der die Trübung im Klarwasserüberstand unmittelbar ansteigen lässt. Die Produktion von gelösten extrazellulären Substanzen (SMP) ist hingegen ein biologischer Prozess, der zeitverzögert stattfindet und einen zeitverzögerten Anstieg des CSB im Klarwasserüberstand bewirkt. Daher wurden die Ergebnisse nicht wie bei den meisten Literaturstellen zu einer definierten Einwirkzeit analysiert und interpretiert, sondern über einen Zeitraum von 24 Stunden betrachtet. In diesem Zeitraum fand eine Analyse im Zeitrhythmus von 0h-1h-

4h-7h-24h statt. Zur Auswertung der Ergebnisse wurden die mittleren, minimalen und maximalen Schlammveränderungen während dieses Zeitrasters je nach Salzdotierung und Parameter betrachtet. Als Vergleichswert für alle Messungen dient der Referenzwert der nicht-dotierten Schlammprobe. Dadurch ist ersichtlich, welche mittlere, minimale und maximale Änderung der Schlamm durch die jeweilige Salzzugabe erfährt, unabhängig zu welchem Zeitpunkt der Messreihe. Auffälligkeiten in Bezug auf den zeitlichen Verlauf sind ggf. ohne Darstellung beschrieben.

Wie Vorversuche gezeigt haben, ist es notwendig, die Tests unmittelbar nach der Beprobung an den frischen Belebtschlämmen durchzuführen. Für jede Messreihe fand eine frische Probenahme statt. Der Belebtschlamm wird für kurze Zeit im Labor belüftet und innerhalb von 24 Stunden den Tests unterzogen.

Zur Beurteilung der foulingrelevanten Belebtschlammigenschaften, und um einen Vergleich zu Literaturangaben zu ziehen, werden folgende Parameter bei den Messreihen untersucht:

- Ionen: Calcium, Magnesium, Natrium, Kalium
- Schlammparameter: $CSB_{KWÜ,ff}$, SFI, $NTU_{KWÜ}$, SVI
- Mikroskopisches Bild: Flockenstruktur, Biozönose

Erläuternd zur allgemeinen Messmethodik ist hierbei anzumerken: Der CSB wird im Filtrat der SFI-Bestimmung gemessen. Der verwendete Küvettentest ist bis zu einer Cl-Konzentration von 1.500 mg/l anwendbar, daher wird die CSB-Messung für höhere Salzdotierungen in der verdünnten Probe durchgeführt. Leitfähigkeit, pH-Wert, Temperatur, Säurekapazität sowie die Ionen werden ebenfalls im SFI-Filtrat bestimmt. Der nephelometrische Trübungsindex (NTU) wird im Klarwasserüberstand des Imhoff-Trichters zur Messung des Schlammvolumens ermittelt.

Die Auswertung der Messwerte erfolgt als Betrachtung der Minimal-, Mittel-, und Maximalwerte über den gesamten Beprobungszeitraum. In Hutthurm bewegen sich die Salzfrachten im Rahmen der „niedrigen Salzdotierungen“, so dass eine genaue Betrachtung mit möglichst großer Auflösung der Änderungen möglich sein soll. Daher erfolgt die Darstellung der Ergebnisse für die Messreihen der „niedrigen Salzdotierung“ und die Messreihe der „hohen Salzdotierung“ getrennt voneinander.

Die Methode der SFI-Messung wurde für die Salzdotierungs-Tests abgeändert. Normalerweise wird die Filtrationszeit des Schlammes auf den TR-Gehalt des Schlammes bezogen. Da der TR-Gehalt durch die Salzdotierung maßgeblich beeinflusst wird, verfälscht dies das Messergebnis. So hat sich gezeigt, dass der SFI trotz längerer Filtrationszeit und offensichtlich schlechterer Filtrationseigenschaft durch die Division durch den salzbedingt höheren TR-Gehalt einen besseren SFI vortäuschte. Bei erhöhten TR-

Gehalten ist die herkömmliche Methode der SFI-Messung ungeeignet. Daher wurde für die Auswertung dieser Testreihe der SFI nicht auf den TR-, sondern auf den nahezu konstanten TS-Gehalt des Schlammes bezogen. Der gelöste Anteil der Salze wurde somit nicht berücksichtigt, und die längere Filtrationszeit ergab durch den konstanten TS-Gehalt einen höheren SFI. Es ist zu berücksichtigen: Für die Salzdotierungs-Messreihen ist der SFI nicht definitionsgemäß in s/%TR, sondern in s/%TS angegeben.

Das Schlammvolumen bzw. der Schlammvolumenindex wird in vielen Studien mit äußerst kontroversen Ergebnissen interpretiert. Auch in diesen Versuchen ist ein sehr heterogenes Verhalten des SVI zutage getreten. Bedenkt man die Wirkungsweise von Salz, so stellt man fest, je höher die Salzdotierung ist, desto stärker ist der Einfluss des Dichteunterschiedes, den das Salz in wässriger Phase bewirkt. Dies beeinflusst wesentlich das Sedimentationsverhalten des Schlammes. Gleichzeitig bewirkt die Salzdotierung eine Strukturänderung der Belebtschlammflocken, was ebenfalls die Sedimentationseigenschaften des Schlammes verändert. Daher überlagern sich mehrere Effekte, die einen Einfluss auf die Sedimentation mit sich bringen. Die starken Variationen dieses Parameters lassen keine plausiblen Interpretationen zu. Im Rahmen dieser Versuchsreihen erwies sich der Schlammvolumenindex als nicht auswertbar und ist daher nicht dargestellt.

5.7.5 Messreihe I: Einfluss von Salz auf die Schlammeigenschaften diverser großtechnischer Kläranlagen

5.7.5.1 Charakterisierung der Belebtschlämme unterschiedlicher Anlagen

Ziel der Versuche ist es, die Auswirkung von unterschiedlich hohen Salzfrachten auf Belebtschlamm aus verschiedenen großtechnischen Anlagen mit möglichst unterschiedlichen Schlammmerkmalen (v. a.: Ca/Na-Verhältnis, M/D-Verhältnis) zu untersuchen. Im Vergleich zur kommunalen MBR-Anlage Hutthurm wurde der Schlamm einer konventionellen kommunalen Kläranlage und einer industriellen MBR-Anlage ausgewählt. Die Schlammeigenschaften (siehe Tab. 5-16) zeigen eine zu erwartende, sehr diverse Charakterisierung der einzelnen Schlämme:

Tab. 5-16: Charakterisierung der Belebtschlämme für Messreihe I

Parameter	Einheit	Schlamm H (vom 05.09.2011)	Schlamm B (vom 17.10.2011)	Schlamm K (vom 14.11.2011)
Kläranlagentyp	-	MBR	Konventionell N/DN	MBR
Abwasser		Kommunal/industriell	kommunal	industriell
TS	[g/l]	7,09	3,9	10,0
oTS	[%]	55,75	60,00	36,80
SFI	[s/%TR]	56,7	31,9	24

Untersuchung von Einflussfaktoren auf die Filtrationsleistung der Membran

Ca²⁺	[mg/l]	33,5	87,1	24,6
Mg²⁺	[mg/l]	<5	7,46	2,69
K⁺	[mg/l]	20,8	94,5	91,7
Na⁺	[mg/l]	139	113	653
Ca/Na-Verhältnis	[-]	0,24 (ungünstig)	0,77 (günstig)	0,04 (sehr ungünstig)
M/D-Verhältnis*	[-]	3,7	1,3	21,2
EPS-Gehalt	-	gering	hoch	mittel
Schlamm bild	-	Klein, wenig kompakt, hoher Feinanteil.	Große Flocken, regel- mäßig, kompakt, mit Eiseneinlagerungen, kaum Feinanteil.	Sehr klein, wenig kompakt, hoher Fein- anteil

*Verhältnis von ein- zu zweiwertige Kationen, berechnet als meq/l

Schlamm H (Hutthurm) weist ein ungünstiges Ca/Na-Verhältnis auf, welches mit 0,24 deutlich unterhalb des in der Literatur aufgeführten Grenzwerts von 0,6 liegt [87]. Das M/D-Verhältnis liegt mit 3,7 über dem in der Literatur empfohlenen Wert von 2:1 [47], und ist als ungünstig einzustufen. Der TS-Gehalt mit 7,09 g/l entspricht einer typischen, eher gemäßigten Konzentration für MBR-Anlagen. Ansonsten entspricht der Schlamm einem typischen Belebtschlamm aus Membrananlagen mit kleinen, unregelmäßigen Flocken und mit einem zum Zeitpunkt der Probenahme niedrigen EPS-Gehalt (beurteilt durch Tuschefärbung).

Schlamm B stammt aus einer konventionellen Belebungsanlage (N/DN) mit einem typischen TS-Gehalt von 3–4 g/l und verfügt mit 0,77 über ein günstiges Ca/Na-Verhältnis. Auch das M/D-Verhältnis liegt mit 1,3 im optimalen Bereich. Die Belebtschlammflocken sind groß, regelmäßig und der gebundene EPS-Gehalt in den Flocken deutlich erkennbar. Dieser Schlamm verfügt über eine sehr gute, stabile Belebtschlammstruktur.

Schlamm K weist mit einem Verhältnis von 0,04 ein extrem ungünstiges Ca/Na-Verhältnis auf, was sich auch in einem sehr ungünstigen M/D-Verhältnis von 21,2 widerspiegelt. Dieser Schlamm hat von Beginn an einen sehr hohen Na-Gehalt von 653 mg/l. Dieser Schlamm stammt aus der MBR-Anlage eines großen Produzenten von Fleisch- und Wurstspezialitäten, was die stark erhöhten Na-Konzentrationen z. B. durch den Einsatz von Koch- und Pökelsalz und entsprechender Reinigungschemikalien erklärt. Der TS-Gehalt mit 9,6 g/l liegt im normalen, mittleren Bereich für MBR-Anlagen. Auffällig ist der geringe organische Anteil des Schlamms mit lediglich 36,8 % oTS. Die Flockenstruktur ist von Beginn an äußerst klein, unregelmäßig und mit hohem Feinanteil durchsetzt.

5.7.5.2 Ergebnisse der Salzdotierung

5.7.5.2.1 Schlamm H (Hutthurm)

Wie Abb. 5-49 zeigt, ist bei **Schlamm H** für den $CSB_{KWÜ}$ eine stetige Zunahme mit steigender Salzdosierung zu beobachten. Ausgehend von einem Referenzwert von 54,5 mg/l stieg dieser bereits ab einer Dosierung von 0,5 g/l kontinuierlich an, bis er bei 4 g/l einen mittleren Wert von 85,2 mg/l aufwies. Das Maximum von 97 mg/l erreichte der $CSB_{KWÜ}$ zeitlich gesehen nach 7 h und verblieb auf diesem Wert auch nach 24 h. Bei der Messreihe der hohen Salzdosierung stiegen die Werte bis 10 g/l stetig an. Bei 25 g/l Salzzugabe war nach 7 h Einwirkzeit ein Maximum von 755 mg/l erreicht, was nach 24 h auf einen Wert von 425 mg/l sank und im Mittel bei 450 mg/l lag. Eine Beobachtungszeit von 24 h war somit ausreichend, um die maximale Auswirkung auf den $CSB_{KWÜ}$ zu erfassen.

Ein ähnliches Verhalten war für die Trübung festzustellen. Zwar zeigte eine Dosierung von 0,5 g/l noch keinen merklichen Anstieg und war im Rahmen der Messgenauigkeit auf einem gleichbleibenden Niveau zum Referenzwert. Der Anstieg der Trübung im KWÜ war aber ab 1 g/l Salzdosierung deutlich ersichtlich. Bei 4 g/l war eine Trübung im Mittel von 17,5 NTU (max. 23 NTU) zu verzeichnen, im Vergleich zum Referenzwert, der bei 12 NTU im Mittel und 15 NTU im Maximum lag. Die Trübstoffkonzentration stieg bei einer Salzzugabe von 7 g/l und 10 g/l in gleichem Maße weiter an. Bei 25 g/l war ein sprunghafter Anstieg mit einem mittleren Wert von 168 NTU (max. 214 NTU) festzustellen. Bei der Trübung wurde die Auswirkung der Salzzugabe unmittelbar festgestellt. D. h. das Maximum der Analysenwerte trat bei der „niedrigen Salzdosierung“ bereits bei der Messung nach 1 h auf. Nach 24 h hingegen war die Trübung wieder auf das Niveau des Referenzwerts gesunken. Dies wird so gedeutet, dass die Trübstofffreisetzung des Belebtschlammes bei niedrigen Salzdosierungen innerhalb von 24 h teilweise regeneriert werden konnte und die Trübstoffe wieder in die Flockenmatrix eingebunden wurden. Auch beim Referenzwert ohne Salzzugabe war innerhalb der 24h-Versuchszeit eine Trübstoffreduktion von 15 NTU auf 9 NTU zu beobachten. Bei der Messreihe zur „hohen Salzdosierung“ war ebenfalls ein sprunghafter Anstieg bereits nach 1 h festzustellen, die Trübung stieg aber bis zum letzten Messwert nach 24 h weiter an. Eine Reduzierung der Trübstoffe bzw. Regeneration innerhalb dieser Zeit war angesichts der hohen Salzdosierung nicht möglich.

Der SFI bewegt sich trotz der deutlichen Änderungen bei $CSB_{KWÜ}$ und Trübung auf einem moderaten Niveau zwischen im Mittel 32 (Referenz), 36 (4 g/l Salz) bzw. 54 s/%TS (25 g/l Salz). Ein Einfluss von Salz auf den SFI ist v. a. bei den hohen Dosierungen erkennbar, allerdings beeinflussen die erhöhten gelösten Substanzen ($CSB_{KWÜ}$) und die freigesetzten Trübstoffe in der Klarphase den SFI nicht so stark wie erwartet.

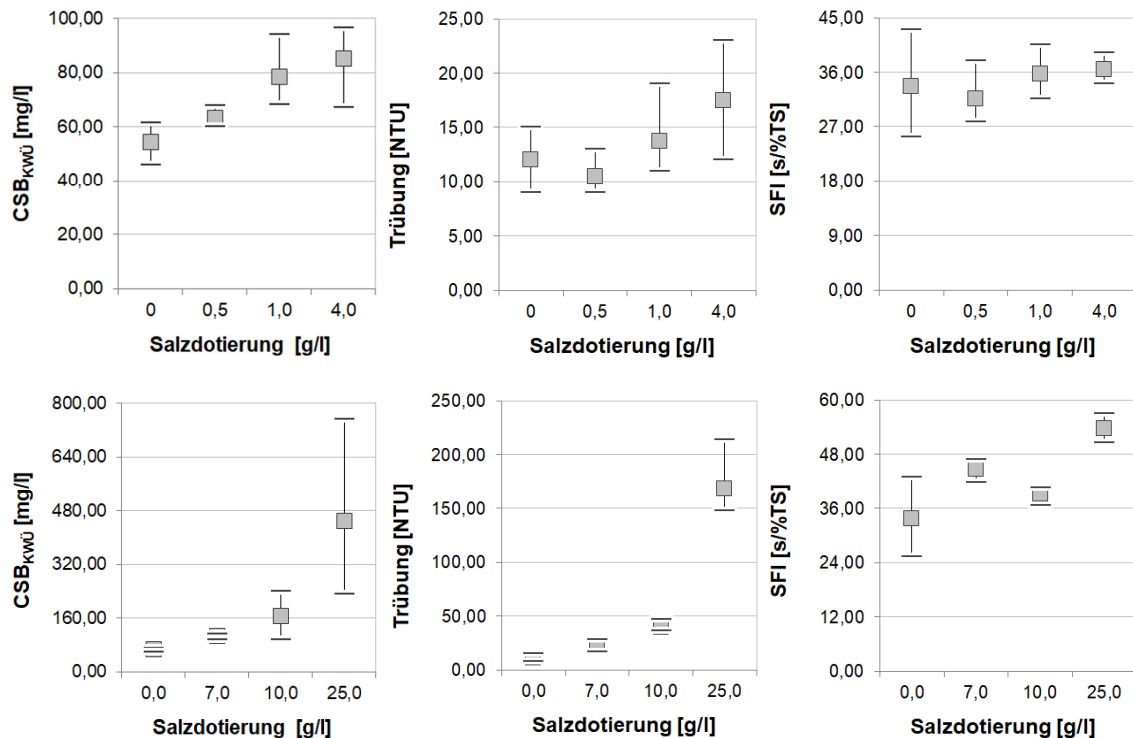


Abb. 5-49 Einfluss von Salz auf Schlamm H vom 05.09.2011 (oben: niedrige Salzdosierung, unten: hohe Salzdosierung)

5.7.5.2.2 Schlamm B

Wie Abb. 5-50 zeigt, war bei **Schlamm B** für die niedrigen Salzdosierungen eine weniger stark ausgeprägte Auswirkung auf den CSB_{KWÜ} feststellbar. Von im Mittel 56 mg/l stieg der CSB_{KWÜ} bis 4 g/l auf 68 mg/l an. Während er bei einer Dosierung von ca. 7 g/l und 10 g/l bei durchschnittlich ca. 120 mg/l stagnierte, war bei 25 g/l ähnlich zum vorherigen Schlamm ein sprunghafter Anstieg zu verzeichnen mit im Mittel 603 mg/l bzw. maximalen 743 mg/l. Der maximale Ausschlag des CSB_{KWÜ} erfolgte nach 4 h bei der niedrigen Dosierung bzw. nach 7 h bei der hohen Dosierung. In beiden Fällen hat der CSB_{KWÜ} bis zur 24h-Messung deutlich abgenommen, teilweise sogar bis auf das Niveau des Referenzwerts. Dies bedeutet, dass die freigesetzten CSB-relevanten Substanzen im Zeitraum von 24 h maßgeblich wieder abgebaut bzw. in die Flocken eingelagert werden konnten.

Schlamm B verfügte über eine Klarwasserphase mit sehr wenigen Trübstoffen, was der Referenzwert mit im Mittel 3,7 NTU widerspiegelt. Während sich eine Dosierung von 0,5 g/l bzw. 1 g/l kaum auswirkte, war für 4 g/l ein markanter Anstieg auf mittlere 14,3 NTU bzw. 22 NTU im Maximum zu beobachten. Auch hier war der maximale Ausschlag der Trübung bereits nach 1 h gegeben. Im Falle der niedrig dosierten Messreihe regenerierte sich der Schlamm innerhalb von 24 h und zeigte lediglich noch 6 NTU (bei

4 g/l) bei der letzten Analyse. Bei den hochdosierten Salzgaben führten 7 bzw. 10 g/l Salz zu einem weiteren Anstieg auf durchschnittlich 22 bzw. 23 NTU. Eine Dosierung von 25 g/l verursachte einen sprunghaften Anstieg auf 43 NTU im Mittel bzw. 46 NTU maximal. Die maximale Ausprägung war nach 1 h erreicht, die freigesetzten Trübstoffe haben sich innerhalb von 24 h kaum verändert.

Der SFI bewegte sich trotz der deutlichen Änderungen bei $CSB_{KWÜ}$ und Trübung auf einem moderaten Niveau zwischen im Mittel 42 (Referenz), 47 (bei 4 g/l Salz) bzw. 55 s/%TS (bei 25 g/l Salz). Ein Einfluss von Salz auf den SFI zeigte sich lediglich in Form einer geringen Erhöhung des SFI mit steigender Salzkonzentration. Auch hier fällt die Zunahme des SFI geringer aus, als die Parameter $CSB_{KWÜ}$ oder die freigesetzten Trübstoffe vermuten ließen.

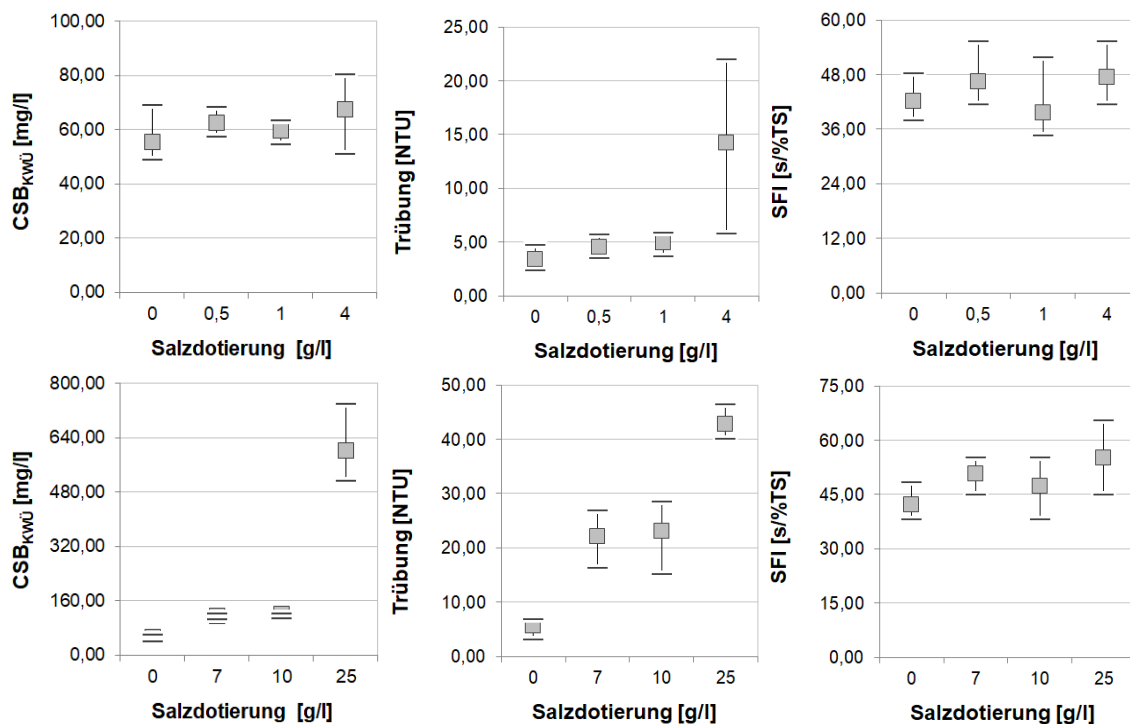


Abb. 5-50 Einfluss von Salz auf Schlamm B vom 17.10.2011 (oben: niedrige Salzdotierung, unten: hohe Salzdotierung)

5.7.5.2.3 Schlamm K

Der Ausgangswert von Schlamm K für den $CSB_{KWÜ}$ war von Beginn an mit einem Mittelwert von 70 mg/l deutlich höher als bei den beiden vorherigen Schlämmen. Eine Dosierung bis 4 g/l ließ den Wert auf durchschnittlich 123 mg/l ansteigen (Maximum 184 mg/l nach 7 h). Für die höhere Dosierreihe war kaum noch ein nennenswerter Anstieg zu verzeichnen. So führte die maximale Dosierung von 25 g/l Salz lediglich zu

einem mittleren $CSB_{KWÜ}$ von 135 mg/l mit einem maximalen Wert von 191 mg/l (siehe Abb. 5-51).

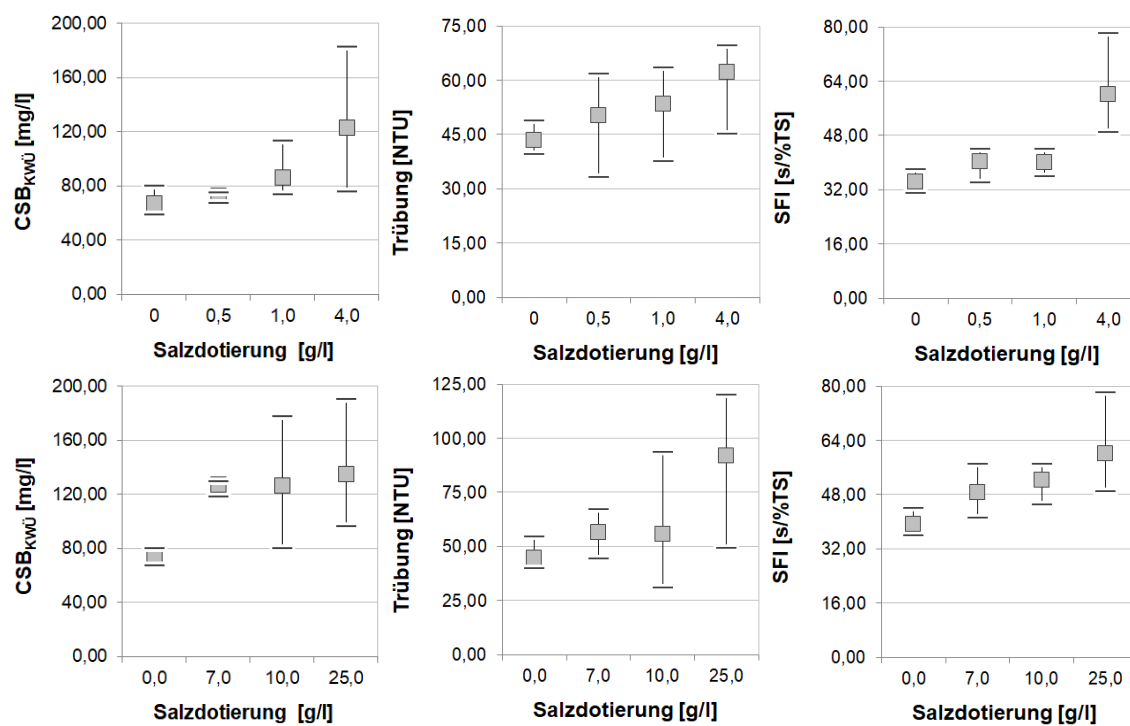


Abb. 5-51 Einfluss von Salz auf Schlamm K vom 14.11.2011 (oben: niedrige Salzdotierung, unten: hohe Salzdotierung)

Aufgrund der bereits geschädigten Flockenstruktur war auch die Trübung dieses Belebtschlammes in der Klarwasserphase von Beginn an deutlich erhöht. Von einem Referenzwert im Mittel von 43 NTU stieg die Trübung kontinuierlich mit dem Salzgehalt an und erreichte bei 4 g/l einen Mittelwert von 63 NTU. Das Maximum (69,5 NTU) wurde nach 7 h gemessen und verblieb auf diesem hohen Niveau auch nach 24 h. Eine Regeneration des Schlammes innerhalb der Beobachtungszeit von 24 h stellte sich nicht ein. Steigende Salzzugaben ergaben eine weitere Erhöhung der Trübstoffe, was bei einer Dosierung von 25 g/l zu einer mittleren Trübung von 92 NTU (max. 120 NTU) führte.

Trotz der schlechten Belebtschlammstruktur lag der Referenzwert des SFI ohne Salzzugabe unerwartet niedrig bei im Mittel 34 bzw. 39 s/%TS. Die Tests führten sowohl in der niedrig als auch in der hoch dosierten Messreihe zu einer Erhöhung der SFI-Werte mit steigender Salzkonzentration, allerdings zeigten die Werte nur eine geringe Auswirkung. In der niedrig dosierten Messreihe führte eine Salzdotierung von 4 g/l zu einem Anstieg des SFI von 26 s/%TS auf 60 s/%TS im Mittel. Während der höher dosierten Messreihe bewirkten die Dosierungen von 7 und 10 g/l nur eine geringe Erhöhung

von 39 s/%TS auf lediglich 49 bzw. 52 s/%TS. Die höchste Salzdosierung von 25 g/l ergab den gleichen mittleren SFI von 60 s/%TS wie die Messreihe mit 4 g/l Salz. Höhere Salzzugaben führten folglich zu keiner weiteren Beeinträchtigung der Filtrierbarkeit. Ein maximal ungünstiger Filtrationsindex von 60 s/%TS für diesen Schlamm schien bereits ab 4 g/l Salz erreicht zu sein.

5.7.5.3 Zusammenfassung Messreihe I

Die Zugabe von Salz hat einen Einfluss auf die Belebtschlammeigenschaften für alle drei unterschiedlichen Belebtschlämme gezeigt. Eine Gegenüberstellung der Schlämme hinsichtlich der untersuchten Parameter $CSB_{KWÜ}$, Trübung und SFI zeigt deren Entwicklung in Abhängigkeit des Salzgehalts in folgendem Diagramm (siehe Abb. 5-52):

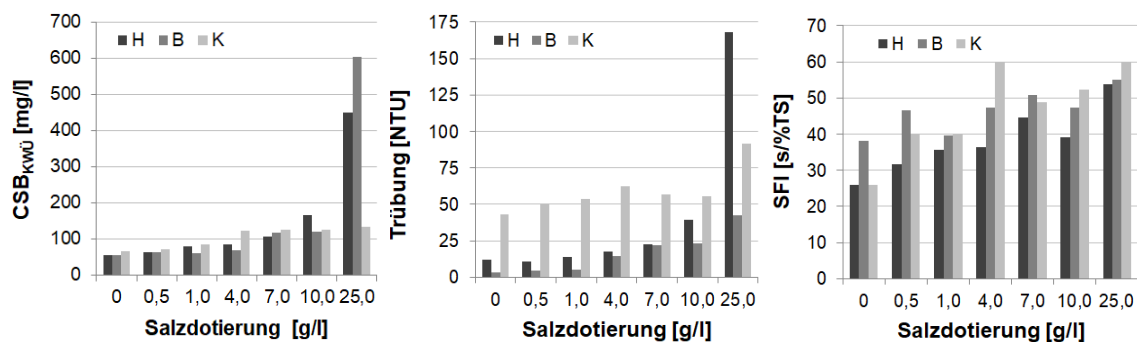


Abb. 5-52 Vergleich des Einflusses des Salzgehalts bei Schlamm H, B und K hinsichtlich CSB (links), Trübung (Mitte) und SFI (rechts)

Schlamm H und Schlamm K zeigten bereits bei den niedrigen Salzkonzentrationen einen Anstieg des $CSB_{KWÜ}$ durch die Salzzugabe, während Schlamm B erst ab 4 g/l eine nennenswerte Reaktion zeigte. Für die hohe Dosierung von 25 g/l reagierten Schlamm H und Schlamm B mit der stärksten Freisetzung von organischen Substanzen. Schlamm K stagnierte auf einem sehr niedrigen Niveau. In diesem Zusammenhang ist zu erwähnen, dass die Schlämme H und B mit ca. 60 % einen höheren oTS-Gehalt aufwiesen im Vergleich zu Schlamm K mit ca. 40 %, was den starken Anstieg organischen Materials in der Flüssigphase bei Schlamm H und B erklärt.

Hinsichtlich der Trübung im KWÜ zeigte Schlamm B über alle Dosierungen hinweg die geringsten Werte. Schlamm K wies bereits von Beginn an eine äußerst ungünstige Flockenstruktur mit hohem Feinanteil auf, der wenig beeinträchtigt vom Salzgehalt auf einem hohen Niveau verblieb. Der Schlamm aus Hutthurm bewegte sich anfänglich im mittleren Bereich mit einer stetigen Freisetzung von Trübstoffen bei steigendem Salzgehalt, zeigte allerdings die stärkste Zersetzung der Flocken mit hoher Trübung im oberen Bereich der Salzdosierung.

Anhand der sprunghaften Änderungen von CSB und Trübung ab einem Salzgehalt von > 10 g/l und der fehlenden Regenerationsfähigkeit der Schlämme über einen Zeitraum von 24 h ist ab dieser Konzentration nicht nur von einer Beeinträchtigung, sondern von einer nachhaltigen Schädigung bis hin zur Zerstörung der Belebtschlammstruktur auszugehen.

Bezüglich des SFI lässt sich festhalten, dass hohe Werte beim $CSB_{KWÜ}$ und bei der Trübung bzw. ein schlechtes Absetzverhalten nicht automatisch eine schlechte Filtrierbarkeit des Schlammes bedeuten. Der SFI zeigte für alle drei Schlämme eine Tendenz zur Verschlechterung der Filtrierbarkeit mit steigenden Salzgehalten, allerdings auf einem Niveau, das nach Thiemig [93] noch als „gut filtrierbar“ gilt. In diversen anderen Untersuchungen ist der negative Effekt steigender Werte organischer Substanzen (gemessen in Form von CSB, TOC, SMP oder EPS) und höherer Feinstpartikel bzw. Trübung in der Klarwasserphase auf die Foulingrate einer Membranfiltration nachgewiesen worden. In dieser Untersuchungsreihe spiegelt der SFI diesen Einfluss nicht so deutlich wider wie erwartet. Die Beeinträchtigung des Schlammes und dessen schlechte Flockenstruktur waren rein optisch offensichtlich. Die Eignung des SFI als Maß für die Filtrierbarkeit mittels Membranfiltration und zur Bewertung des Foulingpotenzials ist für diese Versuche trotz angepasster Messmethode in Frage zu stellen.

Eine Interpretation der Ergebnisse hinsichtlich der ursprünglichen Charakterisierung der Schlämme lässt den Rückschluss zu, dass der Unterschied in den Kationenverhältnissen bei der Morphologie des Schlammes eine Rolle spielt. Schlamm B mit dem ausgewogensten Verhältnis an Kationen in den Flocken, der stabilsten Flockenstruktur und einer optimalen Biozönose scheint Salzfrachten < 4 g/l ohne merkliche Änderungen zu tolerieren. Lediglich auf sehr hohe Salzgehalte reagiert dieser Schlamm mit einer stark und nachhaltig geschädigten Flockenstruktur. Schlamm K mit sehr hohem Grundsalzgehalt aufgrund seiner industriellen Herkunft hat bereits eine sehr geschädigte Flockenstruktur, die durch weitere Salzzugaben kaum mehr weiter verschlechtert wird. Schlamm H besitzt einen ungünstigen Zustand hinsichtlich seiner Kationenverhältnisse, und die Ergebnisse weisen auf eine deutliche Beeinflussung seiner Belebtschlammigenschaften mit zunehmendem Salzgehalt hin. Er zeigt eine relative Änderung seiner Werte bereits bei geringen Dosierungen und hohe Absolutwerte beim $CSB_{KWÜ}$ und bei der Trübung bei hohen Salzzugaben, die auf eine Beeinträchtigung der Flockenstruktur schließen lassen.

5.7.6 Messreihe II: Einfluss von Salzfrachten auf die Atmungsaktivität von Belebtschlamm

5.7.6.1 Allgemeines zur Versuchsdurchführung und -auswertung

In den folgenden Messreihen wurde die Belebtschlammaktivität unterschiedlicher Schlämme mittels Respirationstest in Abhängigkeit des Salzgehalts untersucht. Dazu wurde die Atmungsaktivität der Schlämme mit und ohne Zugabe von Salz beobachtet und dessen Auswirkung auf die in Grund- bzw. Substratatmung bestimmt.

Die vorher gut belüfteten Belebtschlammproben werden zu diesem Zweck in sog. Karlsruher Flaschen gefüllt und luftdicht verschlossen. Im Verschluss der Flasche ist eine Sauerstoffsonde eingeführt, die den Sauerstoffgehalt des Belebtschlammes kontinuierlich misst. Der gelöste Sauerstoff wird in Abhängigkeit von der Atmungsaktivität sowie dem Substratangebot verbraucht und seine Abnahme im Behälter über die Zeit aufgezeichnet. Es ist darauf zu achten, dass sich keine Luftblasen in der Flasche befinden und der Schlamm gut durchmischt ist. Aus dem Verlauf des Sauerstoffgehalts lässt sich die endogene Atmung (Grundatmung) des Belebtschlammes bestimmen. Zur Messung der exogenen Atmung (Substratatmung) wurde dem Schlamm nach 10 min Substrat in Form einer Glucoselösung induziert. Diese wurde aus Glucose und destilliertem Wasser hergestellt und so dosiert, dass der CSB in der Karlsruher Flasche um 10 mg/l erhöht wurde.

Um die Auswirkung von Salz auf die Atmungsaktivität zu untersuchen, wurden die Respirationstests mit unbehandeltem Schlamm (Referenz) und parallel dazu mit dem gleichen Schlamm, der je mit 0,5 g/l, 1 g/l und 4 g/l Salz (NaCl) dotiert war, durchgeführt. Vorversuche zeigten, dass eine Einwirkzeit von 1 h als ausreichend erachtet werden kann. Die Werte wurden stets an frischen Schlammproben und bei Raumtemperatur ermittelt. Die auf diese Weise gewonnenen Daten wurden ursprünglich als Sauerstoffzehrung in [mg O₂/l*h] angegeben. Um eine Vergleichbarkeit von Belebtschlämmen mit unterschiedlichem TS-Gehalt herzustellen, wurde dieser bei der Auswertung berücksichtigt und die Werte in [O₂/gTS*h] miteinander verglichen.

5.7.6.2 Charakterisierung der drei Belebtschlämme

Als Herkunft der zu vergleichenden Belebtschlammproben wurden die bereits aus Messreihe I bekannten Anlagen gewählt. Da die Proben frisch genommen wurden, ist in folgender Tabelle die grundlegende Belebtschlammcharakterisierung erneut aufgezeigt:

Tab. 5-17: Charakterisierung der Belebtschlämme für Messreihe II

Parameter	Einheit	Schlamm H (vom 12.12.2011)	Schlamm B (vom 05.12.2011)	Schlamm K (vom 06.12.2011)
Kläranlagentyp		MBR	Konventionell N/DN	MBR
Abwasser		kommunal/industriell	kommunal	industriell
TS	[g/l]	6,2	3,4	9,6
SFI	[s/%TR]	34	-	-
Ca²⁺	[mg/l]	48,2	87,5	20,2
Mg²⁺	[mg/l]	4,86	12	0,9
K⁺	[mg/l]	9,33	31,1	92,4
Na⁺	[mg/l]	65,2	110	737
Ca/Na-Verhältnis	-	0,74 (günstig)	0,80 (günstig)	0,03 (sehr ungünstig)
M/D-Verhältnis	[meq/l]	1,1	1,0	31,7
Schlamm bild	-	Klein, wenig kompakt, hoher Feinanteil.	Große Flocken, regel- mäßig, kompakt, mit Eiseneinlagerungen, kaum Feinanteil	Sehr klein, wenig kompakt, hoher Fein- anteil
EPS-Gehalt	-	gering	hoch	mittel

Im Vergleich zur Messreihe I weist lediglich Schlamm H in dieser Messreihe II einen deutlich günstigeren Zustand hinsichtlich der ein- und zweiwertigen Kationen auf. Das ist einer Ca-Konditionierung (Dosierung: 100 kg/d CaCO₃) auf der Kläranlage Hutthurm zuzuschreiben und äußert sich in einem guten Ca/Na-Verhältnis (Ca/Na=0,74) und einem guten M/D-Verhältnis (M/D=1,1). Die Bewertung der weiteren Belebtschlammigenschaften und Schlämme entspricht weitestgehend der aus Messreihe I (Kap. 5.7.5).

5.7.6.3 Einfluss auf die Grundatmung

Dieser Versuch dient der generellen Feststellung, wie sich die Atmungsaktivität des Schlamms durch Zugabe von Salz bei unterschiedlichen Schlämmen verändert.

Wie Abb. 5-53 zeigt, war bei Schlamm H und B der vorhandene Sauerstoff in der Karlsruher Flasche abhängig vom Salzgehalt innerhalb von 58–84 min bzw. 33–43 min aufgezehrt, bei Schlamm K wurde der Respirationstest nach 120 min beendet, ohne den Sauerstoff vollständig aufzehren zu lassen.

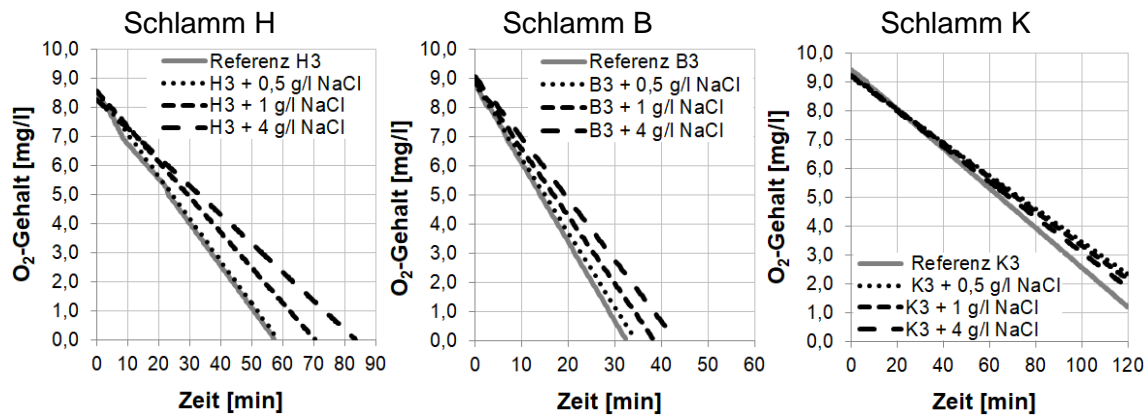


Abb. 5-53 Grundatmung von Schlamm H, B und K mit Salzdosierungen (0,5 g/l, 1 g/l, 4 g/l) im Vergleich zum undotierten Schlamm

Die drei Schlämme unterschieden sich deutlich in ihrer Belebtschlammaktivität, was die unterschiedliche Sauerstoffzehrung des ursprünglichen Schlamms zeigt. Bei Schlamm H wurde eine mittlere Grundatmung von 1,40 mgO₂/gTS*h registriert, bei Schlamm B die höchste mit 4,79 mgO₂/gTS*h und bei Schlamm K die deutlich schlechteste mit 0,43 mgO₂/gTS*h (siehe Tab. 5-18). Bei allen drei Schlämmen ist ein Unterschied zwischen der Referenzmessung ohne Salzzugabe und den mit Salz versetzten Schlämmen zu erkennen.

Tab. 5-18: Grundatmung von Schlamm H, B und K in Abhängigkeit von der Salzdosierung mit 0,5 g/l, 1 g/l, 4 g/l

Salzdosierung [g/l]	Grundatmung Schlamm H [mgO ₂ /gTS*h]	Grundatmung Schlamm B [mgO ₂ /gTS*h]	Grundatmung Schlamm K [mgO ₂ /gTS*h]
Referenz	1,40	4,79	0,43
0,5	1,38 (- 1 %)	4,53 (- 5 %)	0,36 (- 16 %)
1	1,18 (- 16 %)	4,09 (- 15 %)	0,37 (- 14 %)
4	0,96 (- 31 %)	3,71 (- 23 %)	0,38 (- 12 %)

Die endogene Grundatmung wurde bei allen drei Schlämmen durch die Salzdosierung verringert. Am deutlichsten war dies bei Schlamm H ersichtlich. Während eine Dosierung von 0,5 g/l bei Schlamm H noch keinen Einfluss zeigte, setzen 1 g/l bzw. 4 g/l die Grundatmung um 16 % bzw. 31 % herab. Bei Schlamm B waren es 15 % bzw. 23 %. Bei Schlamm K, der über einen sehr hohen Salzgrundgehalt verfügt, hatten alle drei Salzdosierungen einen ähnlich geringen Einfluss mit einer Reduzierung der Atmungsaktivität von 12–16 %.

5.7.6.4 Einfluss auf die Substratmung

Ziel dieses Versuches ist zum einen, die Ergebnisse der Grundatmungsversuche zu bestätigen, zum anderen zu untersuchen, wie sich der Salzgehalt auf die Substratmung der unterschiedlichen Schlämme im Vergleich zu deren Grundatmung auswirkt. Für die Auswertung wurden die Grundatmung vor der Substratzugabe (Grundatmung I), die Substratmung selbst und die sich einstellende Atmung nach Verbrauch des Substrats (Grundatmung II) betrachtet.

Wie bereits bei der ersten Untersuchungsreihe zur Grundatmung zeigte Schlamm B generell mit einer Versuchsdauer von 26–42 min die schnellste, Schlamm K mit bis zu 129 min die langsamste und Schlamm H eine mittlere Versuchsdauer von 36–48 min.

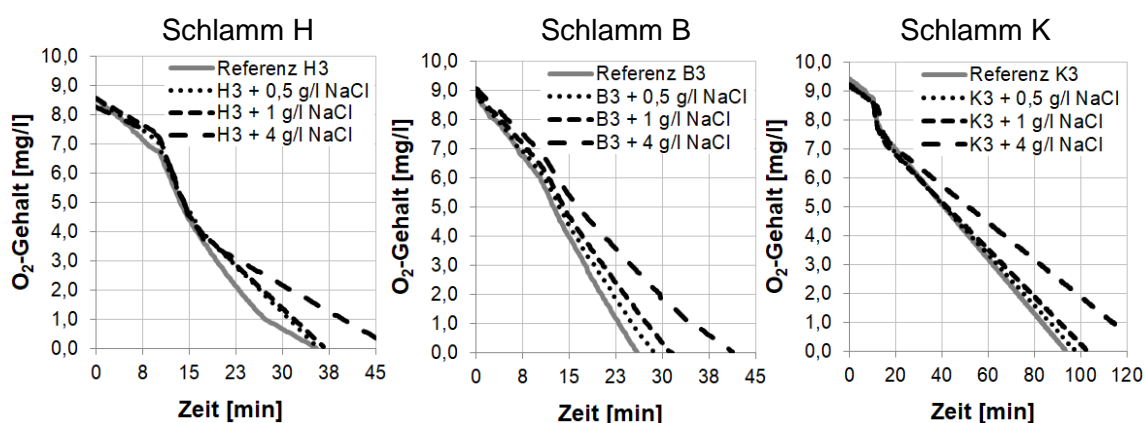


Abb. 5-54 Substratmung von Schlamm H, B und K mit Salzdotierungen (0,5 g/l, 1 g/l, 4 g/l) im Vergleich zum undotierten Schlamm

Betrachtet man die initiale Grundatmung in den ersten 10 min dieser Versuchsreihe, so wies Schlamm H mit 1,83 mgO₂/gTS*h eine geringfügig höhere Grundatmung auf als in den vorherigen Versuchen (vgl. 1,40 mg O₂/gTS*h). Des Weiteren reagierte dieser Schlamm sensibler auf die Salzdosierung und zeigte eine stärkere Beeinträchtigung bereits bei 0,5 g/l und 1 g/l NaCl. Für die Schlämme B und K bestätigten sich die Werte für die Grundatmung aus der vorangegangenen Messung.

Wie aus Abb. 5-54 und Tabelle 5-19 ersichtlich, stieg die Atmungsaktivität der Schlämme nach der Substratzugabe nach 10 min deutlich an. Bei Schlamm H war eine Sauerstoffzehrung von 4,85 mgO₂/gTS*, bei Schlamm B kurzzeitig von 4,79 mgO₂/gTS*h und bei Schlamm K von 2,78 mgO₂/gTS*h zu registrieren. Die hohe Aktivität von Schlamm B ließ das Substrat innerhalb sehr kurzer Zeit aufbrauchen.

Tab. 5-19: Substratatmung von Schlamm H, B und K in Abhängigkeit von der Salzdotierung mit 0,5 g/l, 1 g/l, 4 g/l

	Salzdotierung [g/l]	H [mg O ₂ /gTS*h]	B [mg O ₂ /gTS*h]	K [mg O ₂ /gTS*h]
Grund- atmung I	Referenz	1,82	4,79	0,43
	0,5	1,41 (- 22 %)	4,53 (- 6 %)	0,37 (- 13 %)
	1	1,18 (- 35 %)	4,14 (- 14 %)	0,38 (- 10 %)
	4	0,96 (- 47 %)	3,71 (- 22 %)	0,37 (- 14 %)
Substrat- atmung	Referenz	4,85	7,25	2,78
	0,5	4,37 (- 10 %)	7,26 (- 0 %)	2,15 (- 23 %)
	1	4,54 (- 6 %)	6,85 (- 6 %)	1,99 (- 28 %)
	4	4,74 (- 2 %)	4,45 (- 39 %)	1,69 (- 39 %)
Grund- atmung II	Referenz	2,09	6,19	0,59
	0,5	2,06 (- 2 %)	5,66 (- 9 %)	0,55 (- 7 %)
	1	1,93 (- 8 %)	4,99 (- 19 %)	0,51 (- 13 %)
	4	1,16 (- 45 %)	2,87 (- 54 %)	0,40 (- 32 %)

Während der Substratatmung war bei Schlamm H nur ein äußerst geringer Unterschied zwischen dem Referenzschlamm und den salzdotierten Messreihen festzustellen (Reduzierung um 2–10 %). Darüber hinaus wirkte sich nicht die höchste Dosierung mit 4 g/l, sondern die niedrigste Dosierung mit 0,5 g/l am stärksten auf die Sauerstoffzehrung aus. Bei den anderen beiden Schlämmen war auch während der Substratatmung eine verlangsamte Sauerstoffzehrung um bis zu 39 % mit steigendem Salzgehalt zu registrieren.

Nachdem das Substrat verbraucht war, fiel die Sauerstoffzehrung bei allen drei Schlämmen ungefähr auf das Niveau der initialen Grundatmung zurück, sie war bei allen drei Schlämmen geringfügig höher als vor der Substratzugabe.

Der deutlich negative Einfluss der höheren Salzdotierung war bei allen drei Schlämmen wieder ausgeprägt vorhanden. Ein Salzgehalt von 4 g/l reduziert die Atmungsrate um 32 % (Schlamm K), 45 % (Schlamm H) bzw. 54 % (Schlamm B).

5.7.6.5 Zusammenfassung Messreihe II

Für alle drei Schlämme wurde ein deutlicher Einfluss des Salzgehaltes (0,5–4 g/l NaCl) auf die Atmungsrate festgestellt.

Schlamm K, der durch seinen industriellen Ursprung bereits an einen höheren Grundgehalt von NaCl adaptiert war, zeigt eine geringere Beeinträchtigung durch die Salzdotierungen als die beiden kommunalen Belebtschlämme. Dies mag auch an seinem

generell geringeren oTS-Gehalt von lediglich 40 % im Vergleich zu den beiden anderen Schlämmen mit ca. 60 % liegen. Mit der stärksten Auswirkung von Salz auf die Grundatmung reagierte der Schlamm aus Hutthurm. Er wies eine Reduzierung der Atmungsaktivität von 31 % bzw. 47 % bei einer Dosierung von 4 g/l auf.

Während der deutlich höheren Substratatmung war die Beeinträchtigung durch den Salzgehalt bei Schlamm B und Schlamm K stärker ausgeprägt als bei der Grundatmung. Für Schlamm H konnte diese stärkere Beeinträchtigung der Substratatmung allerdings nicht festgestellt werden. Eine Erklärung hierfür war nicht zu finden. Allerdings wurden die Belebtschlämme nicht hinsichtlich unterschiedlicher Zusammensetzungen der aktiven Mikroorganismen unterschieden. Di Bella wies anhand von respirometrischen Tests nach [18], dass sich die Erhöhung des Salzgehalts (10 g/l NaCl) unterschiedlich auf heterotrophe und autotrophe Bakterien auswirkt. Während die heterotrophen Bakterien mit einer starken Beeinträchtigung um 86 % auf die Salzzugabe reagierten, zeigten die im allgemeinen sensibleren, autotrophen Nitrifikanten keinerlei Atmungsaktivität mehr nach der Salzdosierung.

Zusammenfassend bleibt festzuhalten, dass sich der Salzgehalt bereits ab einer Dosierung von 0,5 g/l negativ auf die Atmungsaktivität von Belebtschlämmen unterschiedlicher Herkunft auswirkt. Für den Grad der Auswirkung allerdings ist die Zusammensetzung der Biozönose ausschlaggebender als die chemisch-physikalischen Schlammeigenschaften.

5.7.7 Messreihe III: Einfluss von Salz auf Ca-konditionierten Belebtschlamm

5.7.7.1 Charakterisierung der Belebtschlämme

Ziel dieser Versuche war, die Auswirkung von Salzfrachten auf den Belebtschlamm in Hutthurm unter Verbesserung der Schlammeigenschaften durch eine Ca-Konditionierung zu untersuchen. Zu diesem Zweck wurde der Kläranlage Hutthurm ab 25.07.2011 täglich 100 kg Kreide (CaCO_3) zugegeben. Bei diesem Produkt handelt es sich um feines Calciumcarbonat (90 Mass.-%), das sich bereits beim Einsatz in der Aufbereitung von Brauchwässern sowie als Additiv für Biogasanlagen bewährt hat. Zu Beginn erfolgte die Dosierung der Kreide nach der Feinsiebung, ab 29.09.2011 wurde sie direkt in die Belebung gegeben. Ziel war, das Ca/Na-Verhältnis im Schlamm zu erhöhen und so dessen Morphologie und Filtrationseigenschaften zu verbessern. Die Salzzugabe, die Versuchsdurchführung und die Auswertung erfolgt analog zur Messreihe I und wie in Kap. 5.7.4 beschrieben.

Für die Salzdosierungsversuche wurden insgesamt 5 Probenahmen durchgeführt. Davon fanden 4 im Herbst/Winter und 1 Probenahme im März, am Ende des kritischen,

salzbelasteten Winterbetriebs, statt. Die regelmäßigen Probenahmen und die Charakterisierung der jeweiligen Schlammprobe sind folgender Tabelle zu entnehmen:

Tab. 5-20: Charakterisierung der Belebtschlämme für Messreihe III

Parameter	Einheit	Schlamm H1 (05.09.11)	Schlamm H2 (04.10.11)	Schlamm H3 (07.11.11)	Schlamm H4 (12.12.11)	Schlamm H5 (12.03.12)
Kläranlagentyp	-	MBR	MBR	MBR	MBR	MBR
Abwasser	-	kommunal	kommunal	kommunal	kommunal	kommunal
TS	[g/l]	7,09	8,4	8,5	6,3	5,7
LF	[μS/cm]	824	830	1.055	681	863
SFI	[s/%TR]	56,7	41	37	34	45
Ca²⁺	[mg/l]	33,5	38,8	42,7	48,2	49,2
Mg²⁺	[mg/l]	<5	6,9	4,86	4,86	2,38
K⁺	[mg/l]	20,8	23,5	22,9	9,33	32,5
Na⁺	[mg/l]	139	114	121	65,2	103
Ca/Na-Verhältnis	-	0,24	0,34	0,35	0,74	0,48
M/D-Verhältnis	[meq/l]	3,2	2,2	2,3	1,1	2,0
EPS-Gehalt	-	Mäßiger EPS-Gehalt (2/4)	Mäßiger EPS-Gehalt (2/4)	Mäßiger EPS-Gehalt (2/4)	Hoher EPS-Gehalt (3/4)	Mäßiger EPS-Gehalt (2/4)
Schlamm bild	-	Kleine, lockere, wenig kompakte Flocken. Hoher Feinanteil, ungünstige Flockenstruktur. Schaum auf Belebung	Kleine, lockere, wenig kompakte Flocken; hoher Feinanteil; ungünstige Flockenstruktur. Keine Fäden im Schlamm, aber Nocardia im Schaum (Einsatz von FeCl ₃)	Kleine, relativ kompakte Flocken, mäßiger Feinanteil. Deutlich verbesserte Flockenstruktur. Keine Fäden im Schlamm, Nocardia im Schaum	Mittelgroße, runde, kompakte Flocken, mäßiger Feinanteil. Deutlich verbesserte Flockenstruktur. Keine Fäden, Nocardia im Schaum. Fetttröpfchen. (Einsatz von Lipisol)	Kleine, sehr kompakte Flocken, geringer Feinanteil. Nahezu perfekte Belebtschlammstruktur. Reduzierung der Fetttröpfchen. Kaum wenig Schaum

Die Belebtschlammqualität wurde während des Untersuchungszeitraums mit verschiedenen Optimierungsmaßnahmen verbessert. Für die Verbesserung der ungünstigen Wasserchemie mit einem dauerhaften Ca/Na-Verhältnis < 0,6 wurde eine **Kreidedosierung** mit einer Zugabe von täglich 100 kg Kreide (CaCO₃) direkt in die Belebung vorgenommen. Daneben kamen geringe Mengen von **Fe-haltigem Fällmittel** zum Einsatz, um den Belebtschlamm kompakter zu machen und die Ca-Einlagerung zu unterstützen. Zwar waren keine fadenförmigen Mikroorganismen im Schlamm auffällig, doch eine Schaumdecke auf der Biologie bestand zum Großteil aus Nocardioformen Actinomyceten. Um diese massive Schaumschicht einzudämmen, wurde gegen Nocardia mit **Polymertabletten** vorgegangen. Ein Hilfsstoff namens **Lipisol** kam zum Einsatz, um den Abbau von in der Biologie vorhandenen Fetttröpfchen zu unterstützen (siehe

Kap. 5.4.6). All diese Einzelmaßnahmen zeigten Wirkung, wie der Zustand der Biologie in Abb. 5-55 zeigt. Bei der Probenahme im März 2012 war ein nahezu perfektes Belebtschlammgebilde vorzufinden.

Die Analysenwerte spiegelten diesen verbessernden Trend nicht adäquat wider. Zwar verbesserten sich das Ca/Na- und M/D-Verhältnis wie angestrebt von September (H1) bis Dezember (H4) von 0,24 zu 0,74 bzw. von 3,2 zu 1,1, was sich auch am Schlammgebilde nachvollziehen ließ. Schlamm H5 wiederum zeigte das Schlammgebilde betreffend äußerst gute Belebtschlammigenschaften, aber die Kationen-Verhältnisse folgten nicht diesem verbessernden Trend, sondern wiesen mit einem Ca/Na-Verhältnis von 0,48 und M/D-Verhältnis von 2,0 ungünstige bis grenzwertige Werte auf .



Abb. 5-55 Belebungsstufe vor (links: 10.11.2011) und nach (rechts: 12.03.2012) Optimierungsmaßnahmen zur Verbesserung der Belebtschlammqualität

5.7.7.2 Ergebnisse der Salzdosierung

Abbildung 5-56 stellt einen Überblick dar, in dem die Analyseergebnisse für die niedrig dosierte Messreihe (0,5 g/l, 1 g/l, 4 g/l NaCl) in Bezug auf $CSB_{KWÜ}$, Trübung und SFI für alle 5 Schlämme zusammengefasst sind. Die darauffolgende Abbildung 5-57 zeigt die gleiche zusammenfassende Übersicht für die hoch dosierte Messreihe (7 g/l, 10 g/l, 20 g/l NaCl).

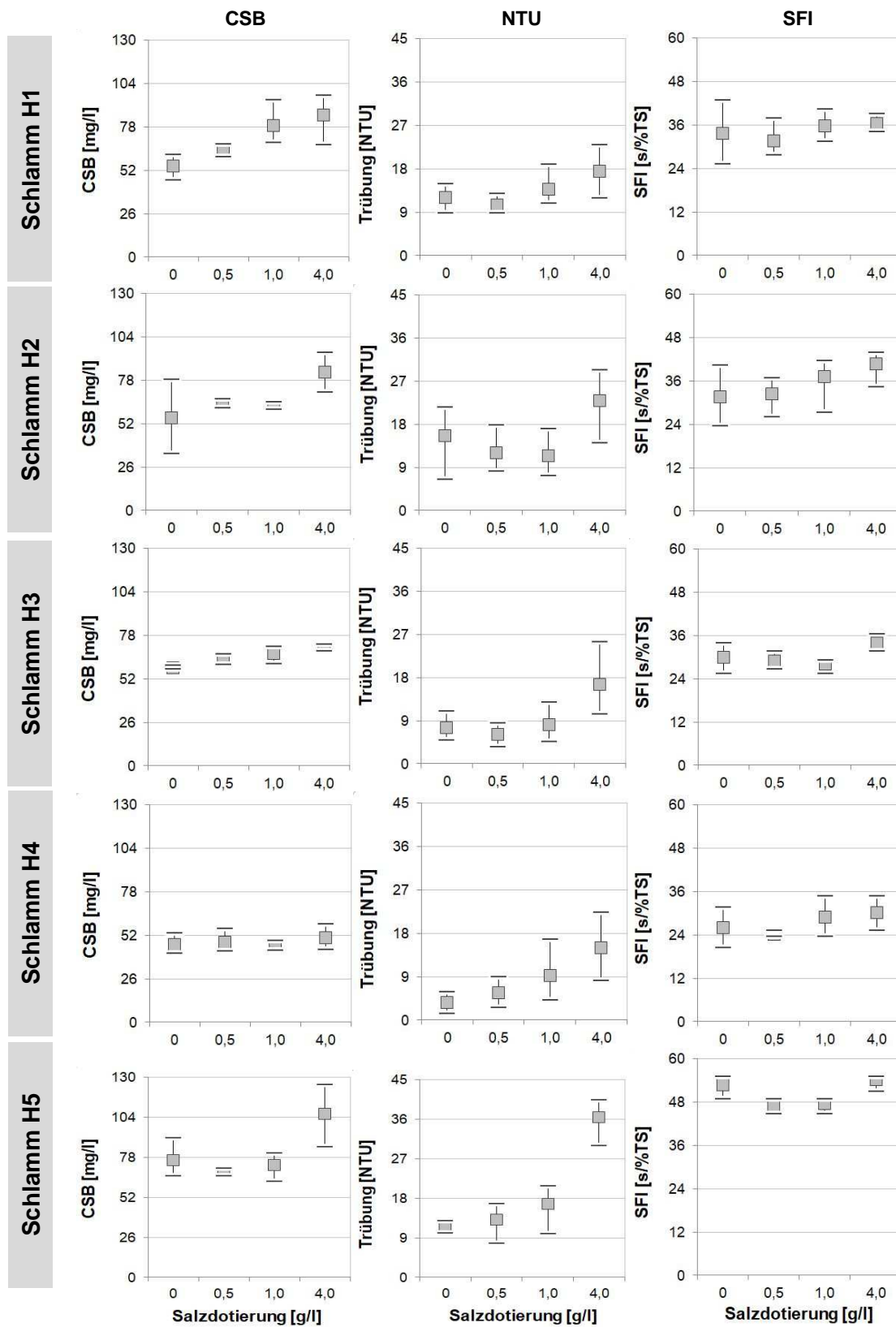


Abb. 5-56 Auswirkung von Salz (0,5–4 g/l) während der Ca-Konditionierung

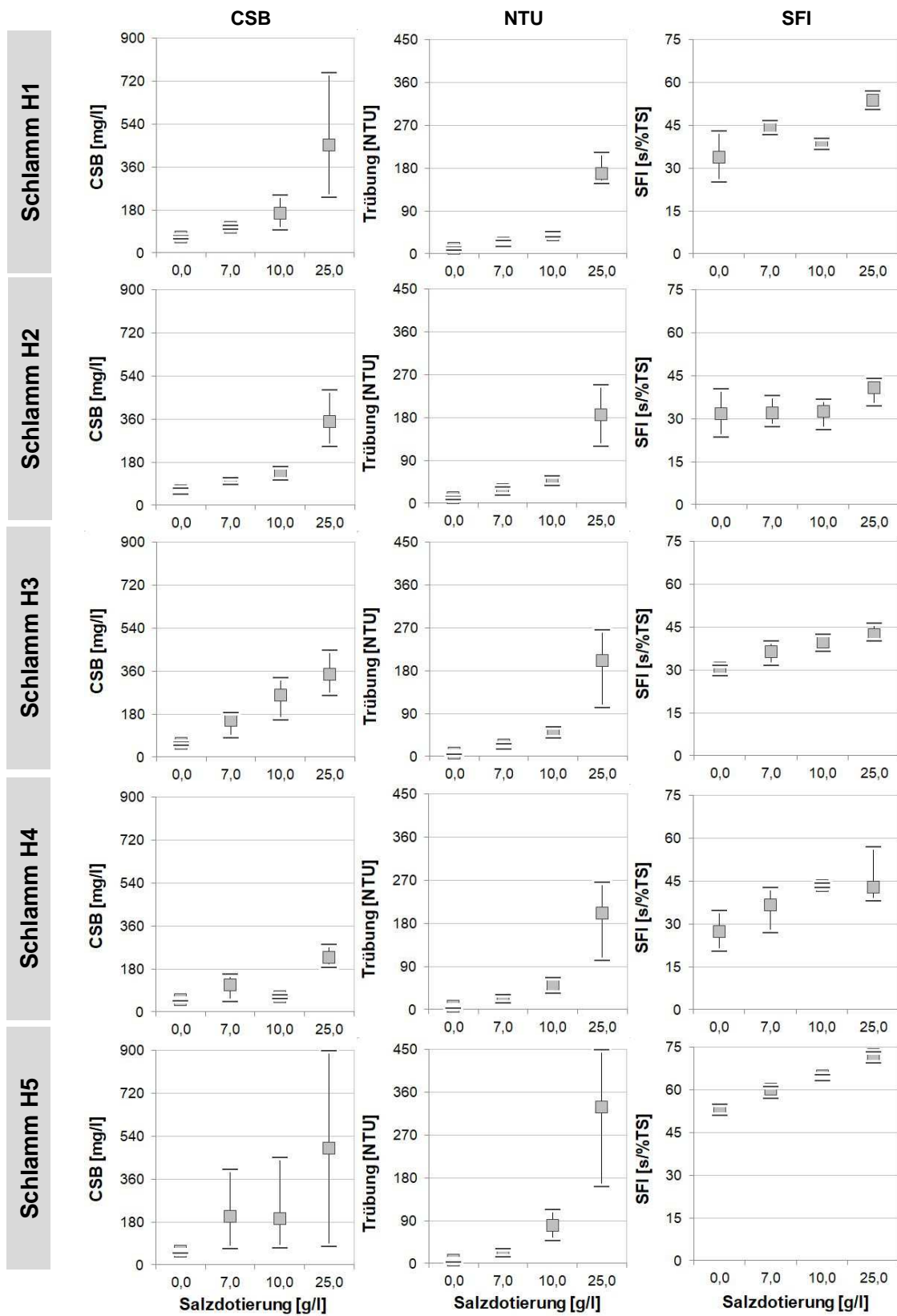


Abb. 5-57 Auswirkung von Salz (7–25 g/l) während der Ca-Konditionierung

Bei der nachfolgenden Interpretation der Ergebnisse werden zum besseren Verständnis nur die Mittelwerte der Kurven diskutiert, die Schwankungsbreiten sind den obigen Diagrammen zu entnehmen.

Für den Parameter $CSB_{KWÜ}$ zeigten die Werte im Laufe der Ca-Konditionierung eine stabilisierende und weniger Salz-beeinträchtigende Wirkung. Während bei Schlamm H1 noch ein markanter Anstieg des $CSB_{KWÜ}$ mit steigenden Salzgehalten zu identifizieren war, mit Werten von 55–85 mg/l im KWÜ in der niedrig dosierten Kategorie, war Schlamm H4 deutlich stabiler und auf einem niedrigeren Niveau mit einem nahezu konstanten $CSB_{KWÜ}$ von 46–50 mg/l. Dieser Trend bestätigte sich auch in der hoch dosierten Messreihe mit Werten von bis zu 451 mg/l bei Schlamm H1 und lediglich bis zu 228 mg/l bei Schlamm H4.

Für die Trübung war dieser Trend ebenso, wenn auch weniger stark ausgeprägt, zu beobachten. Für jeden Schlamm der Proben H1–H4 bestätigte sich die generelle Beeinträchtigung durch steigende Salzgehalte, die eine höhere Freisetzung von feinen Trübstoffen und steigende Trübungswerte verursachten. Allerdings scheint die Ca-Konditionierung das Niveau dieses Effekts im Laufe der Zeit zu reduzieren. Bei Schlamm H4 im Dezember fiel die Beeinträchtigung wesentlich geringer aus als die Monate zuvor. So lag die Trübung im KWÜ des Referenzwerts (ohne Salz) nur noch bei 3,7 NTU im Vergleich zu 12 NTU, 15,6 NTU und 7,5 NTU der Schlämme H1-H3. Gleiches gilt für die salzdotierten Schlämme im Vergleich von September bis Dezember. Der Einfluss des Salzes in Form von steigenden Trübungswerten bei steigendem Salzgehalt war zwar weiterhin zu beobachten, aber im Laufe der Zeit reduzierte sich das Gesamtniveau, auf dem diese Änderungen stattfanden.

Beim SFI zeichnete sich der Einfluss der Salzdotierung nur sehr gering ab. Der SFI stieg bei allen 4 Schlämmen H1–H4 für die niedrig dosierte Messreihe kaum, für die hoch dosierte Messreihe nur geringfügig an. Der SFI lag für Schlamm H1–H4 mit Werten zwischen 24 und 54 s/%TS in einem als „gut filtrierbar“ zu bewertenden Bereich [93]. Von diesen bereits guten Werten ausgehend, konnte nur ein geringer positiver Einfluss der Ca-Konditionierung auf den Schlammfiltrationsindex SFI festgestellt werden.

Einen Sonderfall für all diese Beobachtungen stellte Schlamm H5 mit einem zeitlichen Abstand der Probenahme von einem Vierteljahr dar. Dieser Schlamm zeigte angesichts vieler Optimierungsmaßnahmen und bezüglich seiner Belebtschlammstruktur, Fädigkeit, Biozönose usw. einen nahezu perfekten Zustand. Allerdings spiegelten die Tests diesen Zustand nicht wider. Dieser Schlamm H5 zeigte bei den Salzdotierungstests

- den höchsten Ausgangswert bzgl. $CSB_{KWÜ}$ und die höchste Freisetzung gelöster organischer Verbindungen im KWÜ (Referenzwert: 79 mg/l CSB, bei 4 g/l: 106 mg/l CSB; bei 25 g/l: 490 mg/l CSB),
- die am stärksten ansteigenden Trübungswerte (bei 4 g/l: 36 NTU; bei 25 g/l: 329 NTU) und
- den höchsten Ausgangswert und den stärksten Anstieg beim SFI (Referenzwert: 52 s/%TS; bei 4 g/l: 54 s/%TS; bei 25 g/l: 72 s/%TS)

Wie die Schlammcharakteristik zeigt, war trotz mehrmonatiger Ca-Konditionierung eine ungünstige bzw. grenzwertige Verhältnismäßigkeit der Kationen ($Ca/Na=0,48$; $M/D=2$) vorzufinden.

5.7.7.3 Wirksamkeit der Ca-Konditionierung

Betrachtet man den Hutthurmer Belebtschlamm im Zuge der Ca-Konditionierung, die ab 29.09.2011 mit einer wirksamen Dosierung von 100 kg/d $CaCO_3$ direkt in die Belebungsstufe erfolgte, so scheint diese die Trübung im Klarwasserüberstand und den SFI zu verbessern (Abb. 5-58: schwarze Balken). Der $CSB_{KWÜ}$ hingegen zeigt kaum eine Abhängigkeit von der Ca-Zugabe.

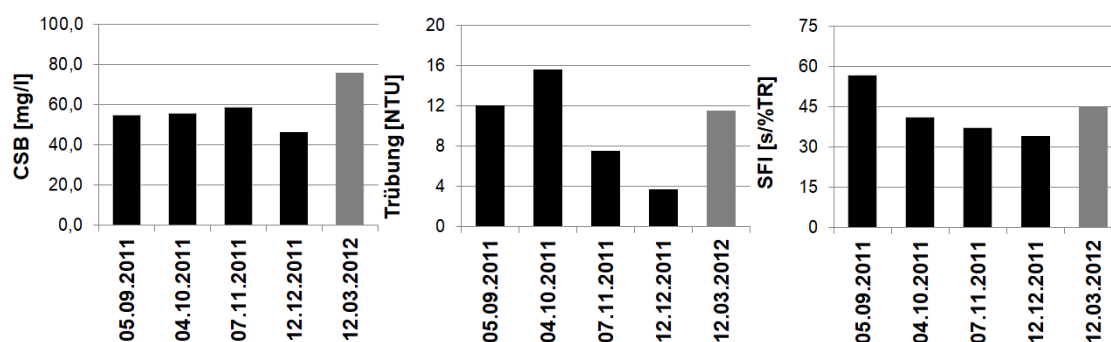


Abb. 5-58 Auswirkung der Ca-Konditionierung auf $CSB_{KWÜ}$, Trübung und SFI

Tab. 5-21: Analysedaten zur Ca-Konditionierung

Parameter	Einheit	Schlamm H1 (05.09.11)	Schlamm H2 (04.10.11)	Schlamm H3 (07.11.11)	Schlamm H4 (12.12.11)	Schlamm H5 (12.03.12)
TS	[g/l]	7,09	8,4	8,5	6,3	5,7
CSB	[mg/l]	54,5	55,6	58,7	46,3	76,0
Trübung	[NTU]	12,00	15,59	7,46	3,70	11,52
SFI	[s/%TR]	57	41	37	34	45
Ca/Na	[-]	0,24	0,34	0,35	0,74	0,48
M/D	[-]	3,2	2,2	2,3	1,1	2,0

Die Messung am 12.03.2012 (Abb. 5-58: grauer Balken) ist gesondert zu betrachten, da sie in zeitlichem Abstand und nach der kritischen Wintersaison erfolgte. Mit hohen Werten bei allen drei Parametern spiegelt sie – trotz sehr gutem Schlammbild und langer Ca-Zugabe – den „Stress“ des Belebtschlammes nach belastungsintensiven Wochen wider. Dieser „Stress“ resultiert aus verschiedenen Faktoren wie z. B. niedrigen Temperaturen, unregelmäßigen Belastungszuständen durch viel Mischwasserzulauf, Eintrag von Streusalz, etc. Im Gegensatz zu den vorherigen Untersuchungen ist der niedrige TS-Gehalt von 5,7 g/l bei dieser Messung zu beachten.

Um die Wirksamkeit der Ca-Konditionierung zu untersuchen, wurden während des Untersuchungszeitraums Schlammanalysen durchgeführt (Tab. 5-22), die anhand eines Belebtschlammaufschlusses die Anreicherung von Ca in der Belebtschlammatrix zeigen sollen (Analytik durch LAFUWA GmbH):

Tab. 5-22: Ionen im Belebtschlamm Ca- und Na-Gehalt im Belebtschlamm*

Probenahme- datum	pH	LF [µS/cm]	Ca ²⁺ [mg/l]	Mg ²⁺ [mg/l]	Na ⁺ [mg/l]	K ⁺ [mg/l]	Cl ⁻ [mg/l]	Wetter** (Tag, Vortag)
04.04.2011			160		130			3, 1
25.07.2011	7,03	566	170	45	71	51	70	7, 3
15.09.2011	7,13	768	620	42	140	49	84	3, 7
08.11.2011	7,03	1.007	370	33	180	56	140	1, 1
12.12.2011	6,91	581	170	23	69	45	67	3, 3
12.01.2012	7,10	593	92***	17***	70***	31***	87	3, 5
20.02.2012	6,72	1.206	200	18	220	37	320	5, 5 (Streusalz)
16.04.2012	6,92	666	170	23	99	43	100	3, 3
09.07.2012	7,06	941	370	31	170	43	120	3, 3
13.02.2013	7,06	990	180	28	160	50	180	5, 6

* Analysen durchgeführt durch die LAFUWA GmbH, Fürstenstein. Probenahme durch Kläranlagenpersonal

** Wetterschlüssel: 1=Trocken, 2=Frost, 3=Regen, 4=Gewitter, 5=Schneesmelze, 6=Schneefall, 7=Regennachlauf

*** Ionen im KWÜ bestimmt, nicht im Aufschluss des Belebtschlammes

Eine gezielte Anreicherung bzw. Sättigung des Belebtschlammes mit Ca konnte nicht festgestellt werden. Ein Zusammenhang mit der Wettersituation am Tag der Probenahme und dessen Vortag (z. B. Anreicherung bei Trockenwetter oder Auswaschung bei Regenereignissen) konnte ebenfalls nicht hergestellt werden. Auffällig war der hohe Wert an Na am 20.02.2012. Zusammen mit einem hohen Cl-Wert und der Wettersituation (mehrtägige Schneesmelze zuvor), ist davon auszugehen, dass dieser hohe Na-Gehalt in der Belebtschlammatrix durch Streusalz (NaCl) verursacht wurde.

Die Dosierung von Ca-haltigen Konditionierungsmitteln hat bei der Anwendung in Membranbelebungsanlagen mit Vorsicht zu geschehen. Zwar ist einerseits ein fouling-reduzierender Effekt von Ca belegt, da es die Flockenstruktur verbessert, stabilisiert und dadurch porenverblockendes Fouling (verursacht durch Feinstpartikel) und organisches Fouling (verursacht durch EPS und SMP) reduziert. Andererseits sind Ca-haltige Abwässer bekannt für ihre Scaling-verursachende Deckschichtbildung. Bei der MBR-Anlage in Hutthurm sind nach mehrmonatigem Einsatz von Kreide erste weiße Ausfällungen bei einer alkalischen Reinigung einer VRM-Einheit (05.03.2012) in der Filtrationskammer aufgefallen. Eine chemische Analyse dieses „Membranbelags“ durch die LAFUWA GmbH ergab, dass es sich bei dem Niederschlag fast ausschließlich um Calciumcarbonat handelte. Dies deutet darauf hin, dass trotz mangelnder Nachweisbarkeit im Belebtschlamm eine Sättigung von Ca^{2+} im System erreicht wurde.

5.7.7.4 Zusammenfassung Messreihe III

Die Untersuchungsergebnisse zeigen, dass während des Zeitraums von September bis Dezember 2011 ein verbessernder und stabilisierender Effekt beim Belebtschlamm in Hutthurm eingetreten ist. Die Ca-Konditionierung bewirkte offensichtlich eine Verbesserung bei der Flockenstruktur, den Trübstoffen in der Klarwasserphase und dem Filtrationsindex, ein eindeutiger Zusammenhang mit den gelösten organischen Substanzen in der Wasserphase ($\text{CSB}_{\text{KWÜ}}$) ist nicht herzustellen.

Diese verbessernde Wirkung der Ca-Konditionierung macht sich des Weiteren dadurch bemerkbar, dass die Beeinträchtigungen von Salz auf die Belebtschlammeigenschaften im Laufe der Konditionierung nachlassen. Die Werte für $\text{CSB}_{\text{KWÜ}}$, Trübung und SFI wurden über 4 Probenahmen hinweg kontinuierlich vermindert und das Schlammbild verbessert. Es wurden gleichzeitig mehrere Optimierungsmaßnahmen an der Belebung durchgeführt (siehe Kap. 5.7.7.1), der positive Effekt ist allerdings maßgeblich auf die konsequenteste Maßnahme, die Ca-Konditionierung, zurückzuführen.

Die letzte Untersuchung der Messreihe ist gesondert zu betrachten. Die fand am Ende der kritischen Winterzeit Mitte März statt und hat den verbessernden Trend nicht bestätigt. Trotz der regelmäßigen Ca-Konditionierung und nahezu optimaler Belebtschlamm-eigenschaften zeigte dieser Schlamm die schlechtesten Schlammparameter, und die Salzdotierungstests hatten die stärksten Beeinträchtigungen zur Folge. Der Zeitpunkt der Probenahme erfolgte zu einer Zeit, als der Belebtschlamm die belastungsintensivste Zeit mit langer Winterperiode, tiefen Temperaturen, salzbelastetem Schmelzwasser usw. hinter sich hatte. Diese Vorbelastung mag dazu geführt haben, dass die Schlammstruktur teilweise geschwächt war und der Schlamm trotz optimaler Bedingungen am sensibelsten auf die Testbedingungen reagiert hat. Wie die Schlammcharakteristik zeigt, war trotz mehrmonatiger Ca-Konditionierung eine ungünstige bzw.

grenzwertige Verhältnismäßigkeit der Kationen ($\text{Ca}/\text{Na}=0,48$; $\text{M}/\text{D}=2$) vorzufinden. Ebenfalls trotz der regelmäßigen Zugabe von 100 kg Kreide (CaCO_3) pro Tag konnte eine Anreicherung von Ca im Belebtschlamm nicht nachgewiesen werden. Einflüsse z. B. durch Auswaschungen von Regenwetter o. ä. konnten durch Abgleich mit der vorherrschenden Wettersituation als Ursache ausgeschlossen werden.

Im Vergleich zu Literaturangaben ist von einer ausreichenden Dosierung von Ca^{2+} auszugehen. In einer Arbeit zur Untersuchung der Belebtschlamm-Flockenbildung in Abhängigkeit der Konzentration an Ca-Ionen ergab sich eine optimale Ca-Konzentration von 5 meq/l, um Rheologie, Absetzbarkeit und Filtrierbarkeit von Belebtschlamm zu verbessern [97]. In Hutthurm beträgt die ladungsäquivalente Dosierung täglich

$$q_{\text{Ca}} = \frac{100 \text{ kg CaCO}_3 \cdot 90 \text{ Mass.-%} \cdot \frac{40 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{100 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}}{40 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \cdot 1800 \text{ m}^3} \cdot 2 = 1 \frac{\text{meq}}{\text{l}} \quad (\text{Gl. 5.2})$$

Unter Vernachlässigung des Ca-Austrags durch den Überschussschlamm wird diese Dosierungsempfehlung in Hutthurm relativ schnell bereits nach ca. 5 Tagen erreicht.

Untersuchungen von Arabi und Nakhla [6] in einer MBR-Anlage im Labormaßstab zeigten eine schlammverbessernde und permeabilitätssteigernde Wirkung bei der Zugabe von 280 mg/l Ca^{2+} . Bei einer Dosierung von 830 mg/l Ca^{2+} überwog hingegen die Scaling-verursachende Wirkung und führte zu einer beträchtlichen Abnahme der Permeabilität. Ein genauer Vergleich zur Größenordnung dieser Werte ist in Hutthurm nicht möglich, da die Untersuchungen von Nakhla im Batch-Test durchgeführt wurden und es sich in Hutthurm um ein offenes, durchflossenes System handelt mit täglicher Dosierung und täglicher Überschussschlammentnahme. In Hutthurm wurden mit 100 kg Kreide täglich vergleichsweise

$$c_{\text{Ca}} = \frac{100 \text{ kg CaCO}_3 \cdot 90 \text{ Mass.-%} \cdot 40 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{100 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \cdot 1800 \text{ m}^3} = 20 \text{ mg/l} \quad (\text{Gl. 5.3})$$

an Ca-Konzentration dem System zugeführt. Lässt man den Verlust durch Überschussschlammentnahme unberücksichtigt, dann wären vergleichbare Werte nach ca. 14 Tagen (vgl. 280 mg/l) bzw. nach ca. 42 Tagen (vgl. 830 mg/l) erreicht.

Eine Analyse auffälliger Ausfällungen deutete darauf hin, dass trotz mangelnder Nachweisbarkeit im Belebtschlamm eine Sättigung von Ca^{2+} im System erreicht wurde. Aufgrund des Scaling-Potentials ist bei der Dosierung von Ca-haltigen Mitteln eine Überdosierung bzw. Sättigung im System möglichst zu vermeiden.

Zusammenfassend wird aufgrund der positiven Auswirkungen der Ca-Konditionierung auf die Belebtschlammigenschaften in Hutthurm der bedarfsgerechte Einsatz von

CaCO₃ – unter Vermeidung einer Anreicherung bzw. Überdosierung – vor allem während kritischer Zulaufbedingungen (z. B. Wintermonate, Schneeschmelze) als empfehlenswert erachtet.

5.8 Zusammenfassung

Es wurden umfangreiche Untersuchungen zu **potenziellen Einflussfaktoren auf das Membranfouling** und deren Wechselwirkungen angestellt. Die wesentlichen Erkenntnisse daraus sind:

- Durch Vergleichstest konnte gezeigt werden, dass die Leistungseinbußen unabhängig waren von Art (UF/MF), Werkstoff (PES/PVDF) und Zustand (neu/gebraucht) der Membran, sowie von der Modulkonstruktion (statisch, rotierend).
- Die Abwassercharakteristik der beiden Industrieeinleiter zeigte deutliche Überschreitungen der hydraulischen und frachtbezogenen Einleitwerte und unbestimmte Werte hinsichtlich Tenside, Toxizität und biologische Abbaubarkeit. Der Betrieb von MBR-Pilotanlagen war stabil und unauffällig. Der Einfluss der Industrieabwässer auf die MBR-Anlage in Hutthurm ist unwahrscheinlich. Effekte, die in Zusammenhang mit Reinigungslösungen von Produktionsanlagen, Tankentleerungen, sich anreichern- den Glaspartikeln, etc. stehen, können nicht ausgeschlossen werden.
- Konkrete Verdachtssubstanzen (Etikettierleim, Polymere, PFTs) wurden durch Belagsanalysen als Ursache ausgeschlossen. CSLM-Mikroskopie und EPS-Analysen identifizierten organisches Fouling bzw. Biofouling als Hauptverursacher.
- Im Membranbelag treten teilweise massenhaft, flächendeckend Glaspartikel in Erscheinung. Ihr Auftreten scheint in Zusammenhang zu stehen mit einer genügend langen Anreicherungszeit im Kanal, einem notwendigen Spülstoß durch Mischwasserereignisse und einer Biofilmbildung auf der Membran, die deren Anhaftung begünstigt. Ihren Ursprung haben sie bei der Flaschenwäsche der Indirekteinleiter.
- Die Permeabilität zeigt aufgrund anderer Störfaktoren keine eindeutige Temperaturabhängigkeit. Die Temperatur ist nicht direkt ursächlich für die Leistungsminderung, zeigt aber eine stark beeinträchtigende Wirkung auf den belebten Schlamm und dessen Regenerationsfähigkeit. Gemäß [29] nehmen die Betriebsflüsse bei abnehmender Temperatur von 10°C auf 5°C um ca. 15 % ab, gemittelt um etwa 3 % pro Kelvin. Für Hutthurm ergibt sich eine Leistungsabnahme von 19-30 % und damit um bis zu 6 % pro Kelvin.
- Für die Bewertung des Einflusses der Zulauffrachten ist die Beprobung im Rahmen der Eigenüberwachung nicht detailliert genug. Kurzfristige Schwankungen der Zulauffrachten können sich nachweislich massiv auf die Membranfiltration auswirken. Für eine sichere Bewertung der Zulauffrachten ist die Installation einer online-Überwachung (z. B. SAK-Sonde) empfehlenswert.

- Die Prozessführung einer MBR-Anlage ist derart zu gestalten, dass keine Störung des biologischen Prozesses stattfindet. Für hydraulische Abwasserschwankungen ist ein Zwischenspeicherbecken vorgesehen, um eine Vergleichmäßigung des Abwassers zu erzielen. Auch für frachtbezogene Schwankungen ist eine Betriebsweise mit Puffermöglichkeit und mit gleichmäßiger Belastung der Biologie zu empfehlen.
- Den stärksten und deutlichsten Einfluss auf die Filtrationsleistung haben Mischwasser-Ereignisse. Sie wirken sich in signifikanter Weise auf die Permeabilität aus. Dies zeigt sich ganzjährig, besonders markant aber in den Wintermonaten, insbesondere in Kombination mit niedrigen Temperaturen und Schneeschmelze. Regenereignisse bewirken eine laufzeitbedingte hydraulische Mehrbelastung, und eine moderate Temperatur- und TS-Reduzierung im Belebungsbecken. Im Winter zeigen Schneefall und Schneeschmelze einen signifikanten Zusammenhang mit der Verschlechterung der Schlammfiltrierbarkeit und dem Anstieg von EPS/SMP in der Belebung.
- Anhand einer RÜB-Entleerung konnte nachgewiesen werden, dass damit eine signifikant hohe Schlammbelastung aus einer langen Unterlastphase heraus einherging. Die Permeabilität aller drei Membranmodule brach infolgedessen innerhalb weniger Stunden ein. Die Schneeschmelze bewirkte einen Anstieg von SMP im Belebungsbecken, der SFI verschlechterte sich von 29 auf 88 sec/%TR. Die Entleerung des RÜB hat neben der hohen organischen Fracht zudem eine hohe Fracht an Streusalz in die Kläranlage eingetragen.
- Beim Betrieb eines RÜBs ist auf eine langsame und an die Zulaufsituation angepasste Art der Entleerung ggf. über mehrere Tage zu achten und starke Belastungen für die Biologie zu vermeiden.
- Chemische Analysen belegen unkritische Werte für extrahierbare lipophile Stoffe. Mikroskopische Bilder und das Auftreten von Öl/Fett in der Vorklärung und Belebung zeigen, dass es vorhanden ist und zum Membranfouling beitragen kann. Bei fetthaltigen Membranbelägen ist die Standardreinigung weniger effektiv, es empfiehlt sich eine zusätzliche alkalische Reinigung durchzuführen.
- Es konnte kein Zusammenhang des TS-Gehalts im Bereich 5-15 g/l mit der Permeabilität und dem SFI festgestellt werden.
- Schlammalter und Überschussschlamm-Management erwiesen sich als unkritisch.
- Der SFI zeigte, wie die Permeabilität, eine saisonale Schwankung und erhöhte Werte in Kombination mit niedrigen Temperaturen. Vor allem Schneeschmelze bewirkt eine massive Verschlechterung der Schlammfiltrierbarkeit. Der SFI korreliert mit dem Gehalt an organischen Substanzen in der Klarwasserphase der Belebung (EPS/SMP-Gehalt).

- Thiemig [93] bewertet Werte ab 100 s/%TR als schlecht filtrierbar. Erfahrungen in Hutthurm zeigen, dass Werte ab > 50 s/%TR als kritische Grenze einer schlechteren Filtrierbarkeit und Beeinträchtigung der Permeabilität zu bewerten sind.
- Der SMP-Gehalt in der Biologie äußert sich in ungewöhnlich hohen Werten an organischen Substanzen in der Klarwasserphase (gemessen als $CSB_{KWÜ,ff}$). Betriebsparameter der Belebung und Kurzschlussströmungen können als Ursache ausgeschlossen werden. Ihre Größenordnung liegt zwischen $0,04 \mu\text{m}$ und $0,4 \mu\text{m}$ im kolloidalen Bereich. Durch den Rückhalt durch die Membranfiltration kommt ihnen ein hohes Foulingpotenzial zu.
- Das Auftreten erhöhter $CSB_{KWÜ}$ -Werten zeigt eine jahreszeitliche Abhängigkeit. Sie treten vor allem im Winter und zeitgleich zu erhöhten SFI-Werten und schlechter Permeabilität auf.
- Der CSB -Wert (gemessen als $CSB_{KWÜ,ff}$) als einfache Messmethode zur SMP-Bestimmung korreliert gut mit alternativen Analysemethoden wie Polysaccharidgehalt oder TOC-Messungen.
- Es zeichnet sich eine empirische kritische Grenze für $CSB_{KWÜ,ff}$ -Werte bei 50 mg/l ab, ab der mit einer Beeinträchtigung der Filtrationsleistung zu rechnen ist.
- Der SFI alleine eignet sich nicht zur Prognose des Foulingpotenzials des Belebtschlammes. Er bildet durch seine Analysenmethode (Filterpapier $4\text{-}12 \mu\text{m}$) die Filtrierbarkeit der partikulären Belebtschlammbestandteile ab. Die kolloidale Fraktion wird durch die Messung organischer Substanzen (CSB , TOC) in der Klarwasserphase erfasst. Werden diese beiden Parameter in Kombination betrachtet, geben sie eine gute Einschätzung des Foulingpotenzials ab.

Die Erkenntnisse der Untersuchungen zum **Einfluss von Salzfrachten auf die Belebtschlammeigenschaften** und die Wirksamkeit einer Ca-Konditionierung des Belebtschlammes lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Das Ca/Na-Verhältnis in Hutthurm mit einem durchschnittlichen Wert von $0,34$ ist als sehr ungünstig zu bewerten.
- Das Abwasser zeigt deutlich erhöhte Na^+ -Konzentrationen im Vergleich zu anderen kommunalen Kläranlagen. Untersuchungen zur Quelle der Na-Frachten zeigen eine erhöhte Grundlast durch die industriellen Abwässer. Detaillierte Betrachtungen der jahreszeitlichen Na^+ -Einträge ergaben deutliche Hinweise auf Streusalz-verursachte Spitzenbelastungen in den Wintermonaten.
- Die Salzfrachten bewirken eine Beeinträchtigung der Schlammeigenschaften hinsichtlich freigesetzter organischer Substanzen ($CSB_{KWÜ}$), der Trübung (NTU) und der Schlammfiltrierbarkeit (SFI).

- Diese Auswirkungen sind für unterschiedliche Belebtschlämme in Abhängigkeit von deren Charakterisierung unterschiedlich stark ausgeprägt.
- Salz reduziert die Grund-, sowie Substratatmung der unterschiedlichen Belebtschlämme.
- Die Ca-Konditionierung in Hutthurm haben eine Verbesserung der Belebtschlammigenschaften ($CSB_{KWÜ}$, Trübung, SFI) gezeigt und wirkte sich positiv und stabilisierend auf die Toleranz von Salzfrachten aus.
- Der positive Effekt der Ca-Konditionierung ist begrenzt, wenn lange belastungsintensive Betriebsbedingungen auf den Belebtschlamm wirken.
- Aufgrund der stabilisierenden Wirkung der Ca-Konditionierung wird deren bedarfsgerechter Einsatz – unter Vermeidung einer übermäßigen Anreicherung – vor allem während kritischer Zulaufbedingungen (z. B. Wintermonate, Schneeschmelze) als empfehlenswert erachtet.

6 Erweiterung der Anlage um ein neuartiges Membranmodul

Wie in den vorangegangenen Kapiteln aufgezeigt, führten einige einleitungs- und/oder prozessbedingte Einflussfaktoren bzw. systemrelevante Parameter dazu, dass die Membrananlage in Hutthurm nicht dauerhaft die geforderte Durchsatzleistung gewährleistete. Durch umfangreiche Optimierungsmaßnahmen wurde über die Jahre das Foulingverhalten der Membranfiltration verbessert. Immer wieder spontan auftretende Foulingereignisse konnten allerdings nicht vollständig abgestellt werden und brachten die Anlage an die Grenzen ihrer Leistungsfähigkeit. Vor allem Regen- und Schmelzwassereignisse hatten eine massive Beeinträchtigung zur Folge, können aber nicht verhindert und das Betriebsregime auf der Kläranlage nicht weiter angepasst werden. Die einzige Möglichkeit die Durchsatzleistung dauerhaft sicherzustellen lag schlussendlich darin, die Anlagenkapazität zu erweitern und dadurch die hydraulische Belastung der Membranfiltration zu reduzieren, um damit auch während kritischer Betriebsbedingungen (ungünstige Belebtschlammatrix, niedrige Temperaturen, etc.) ein stabiles Filtrationsverhalten zu gewährleisten.

6.1 Aufbau und Funktionsprinzip

Zusätzlich zu den 3 beschriebenen Membran-Straßen (VRM 1–3) wurde eine weitere Filtrationskammer für ein weiteres Membranmodul neben der Belebung errichtet. In den verfahrenstechnischen Prozess wurde dieses neue Membranmodul parallel zu den drei bestehenden Modulen eingebunden. Dazu befindet sich eine zusätzliche Beschiebungspumpe im bestehenden Pumpensumpf am Ende der Belebung und der Rücklaufschlamm aus der Filtrationskammer wird in den bestehenden Zulaufverteilerschacht am Anfang der Belebung zurückgeführt (siehe Abb. 6-1).

Die Erweiterung um dieses neue Modul vergrößerte die installierte Membranfläche von ursprünglich 9.792 m² auf insgesamt 19.008 m².

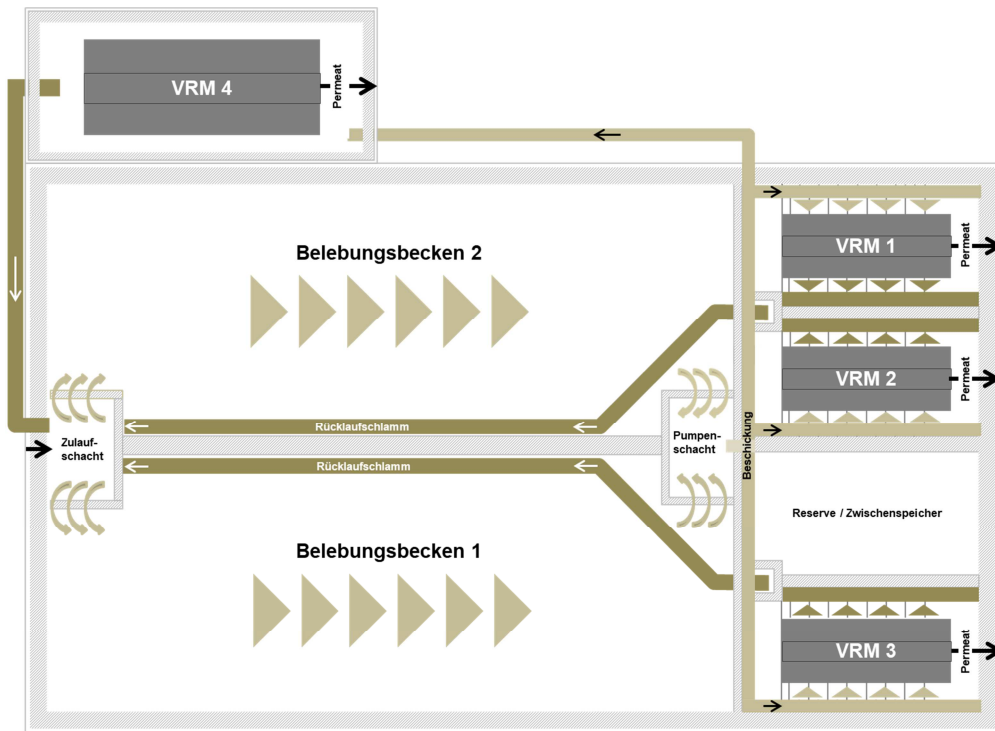


Abb. 6-1: Schematische Betriebsweise der Membranfiltrationskammern nach Erweiterung um ein 4. Modul

Folgende Aufnahme zeigt die vierte, deutlich größere Membranfiltrationskammer in Betrieb (Abb. 6-2).



Abb. 6-2 Erweiterte Filtrationskammer der VRM 4 in Betrieb

Während bei den bestehenden Modulen herkömmliche Plattenmembranen zum Einsatz kamen, bei denen die Membranfolie beidseitig auf starre Trägerplatten aufgeschweißt ist, wird bei dem neuen Modul ein Flachmembranlaminat verwendet. Das Membranmaterial der aktiven Trennschicht ist bei beiden Anlagen identisch (UF-Membran, PES, 150 kDa). Abbildung 6-3 zeigt die beiden unterschiedlichen Module vor Inbetriebnahme in der jeweiligen Filtrationskammer:



Abb. 6-3 Installierte Membranmodule: VRM 30/544 (links) und VRM 50/48 (rechts)

Beim Flachmembranlaminat wird die Membranfolie beidseitig auf ein flexibles Abstandsgewirk aufgebracht. Dadurch entstehen 2 mm dünne, bewegliche Membranlaminat-Sheets, die in einem Modul zusammengefügt zu einer sehr hohen Packungsdichte führen (siehe Abb. 6-4).

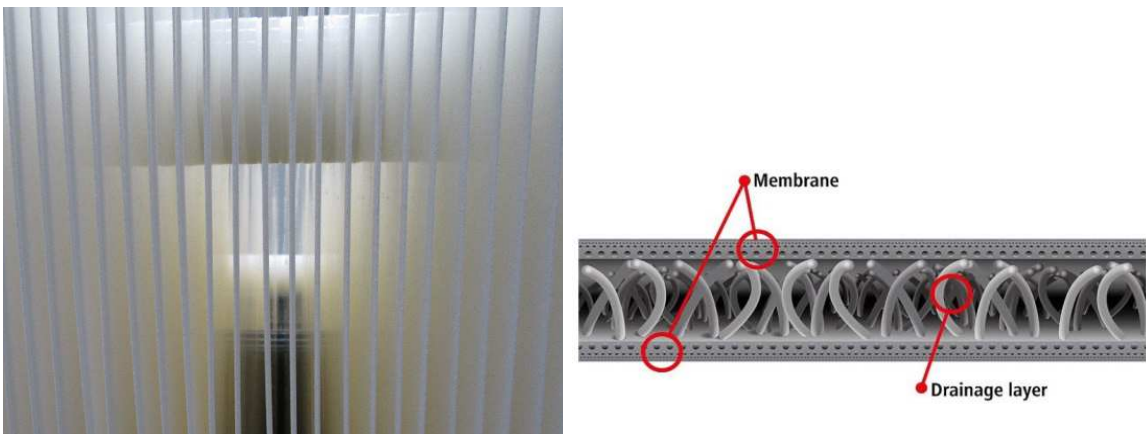
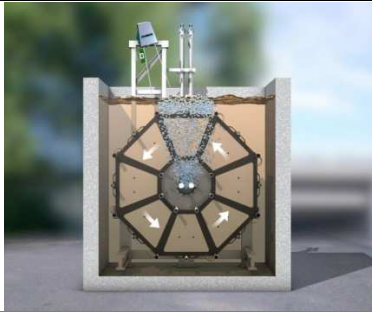
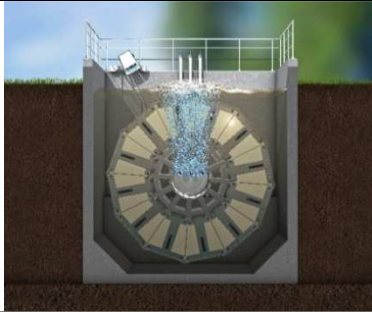


Abb. 6-4 Membranlaminat: Seitenansicht eines Moduls (links) und schematischer Querschnitt eines Sheets (rechts, Quelle: Fa. Microdyn-Nadir GmbH)

Dieses neuartige Flachmembranlaminat soll zwei technische Vorteile bieten – eine hohe Packungsdichte und die Rückspülbarkeit. Durch den flächigen Verbund der Membranfolie mit dem Abstandsgewirk ist es ähnlich wie Hohlfasermodule rückspülbar (bis zu einem Rückspüldruck von 150 mbar). Durch eine automatisierte Reinigungsstrategie mit Permeatrückspülungen und chemischen Rückspülsequenzen wird die Filtrationsleistung dauerhaft aufrechterhalten und der Aufwand für chemische in-situ-Hauptreinigungen reduziert. Durch ihren flexiblen, beweglichen Charakter lassen sich die Membransheets effektiv durch Spülluft abreinigen und sind unanfällig gegenüber Verblockungen und Verschlämmungen. Der im Betrieb erwiesene spezifische Spülluftbedarf (SAD) reduzierte sich durch die technische Weiterentwicklung und die Modulgeometrie auf weniger als 0,1 Nm³/m²*h. Tabelle 6-1 zeigt die technischen Unterschiede der beiden Modulvarianten:

Tab. 6-1: Technische Daten der HUBER VRM-Module in Hutthurm im Vergleich

	„alte“ HUBER VRM® 30/544	„neue“ HUBER VRM® 50/48
Querschnitt		
Membran	Trägerplatte mit Membranfolie (Ultrafiltration, PES, 150 kaD)	Flachmembranlaminat (Ultrafiltration, PES, 150 kaD)
Durchmesser	3.360 mm (8 Segmente)	4.463 mm (12 Segmente)
Länge	5.270 mm	5.470 mm
Membranfläche pro anschlussfähigem Modul	3.264 m ²	9.216 m ²
Packungsdichte der Trommel	69,85 m ² /m ³	107,7 m ² /m ³
Packungsdichte des Moduls inkl. Revisionsabstände in der Kammer	37,18 m ² /m ³	51,7 m ² /m ³
Spezifischer Spülluftbedarf (SAD)	0,250 Nm ³ /m ² *h	< 0,100 Nm ³ /m ² *h
Sonstiges	<ul style="list-style-type: none"> • Steife Platten mit aufgeschweißter Membranfolie • Nicht rückspülbar • moderate Packungsdichte • Grobblasiges Spülluftsystem mit 2 Spülluftlanzen 	<ul style="list-style-type: none"> • Bewegliches, flexibles Membranlaminat • Rückspülbar • Sehr hohe Packungsdichte • Neues Spülluftsystem • Grobblasiges Spülluftsystem mit 4 wartungsfreien Spülluftlanzen

6.2 Hydraulische Betriebsweise

6.2.1 Betriebsbedingungen der neuen Modulgeneration (VRM 4)

Für den Betrieb des neuen Moduls stand nicht eine maximal mögliche hydraulische Leistung im Vordergrund, sondern ein stabiler, zuverlässiger Betrieb der Gesamtanlage. Zum einen sollten die 3 bestehenden Membranstraßen entlastet und zum anderen eine hydraulische Steigerungskapazität vorgehalten werden, um auf mögliche Spitzenbelastungen und leistungsmindernde Umstände reagieren zu können.

Abbildung 6-5 zeigt die wesentlichen Betriebsbedingungen der VRM 4 im gesamten Betriebszeitraum 09/2017–03/2019. Für die Durchsatzleistung ($Q_{h,VRM4}$) im regulären Betrieb wurden bevorzugt 90–100 m³/h (Brutto-Flux: 9,8–10,9 l/(m²*h)) eingestellt. In der ersten Kaltwetterperiode (Winter 2017/2018) wurde der Durchsatz auf 80 m³/h reduziert, in der zweiten zwischen 80 und 100 m³/h variiert. Die Temperatur im Belebungsbecken (T_{BB1}) lag im Winter minimal bei 6,5°C und im Sommer maximal bei 21,7°C. Der TS-Gehalt in der Filtrationskammer lag bei 4–13 g/l, im Mittel bei 8 g/l. Die Rezirkulationsrate wird im Gegensatz zu den Membranmodulen VRM 1–3 durchfluss-geregelt bei 300 % betrieben. Obwohl der Anstieg der SFI-Werte im Winter 2017/2018 auf einen äußeren Einfluss auf die Belebtschlammbeschaffenheit hindeutet, lag die temperaturkorrigierte Permeabilität ($L_{p,20°C,VRM4}$) stabil über den gesamten Zeitraum – ohne markante Einbrüche – im Mittel bei 350 l/(m²*h*bar). Dies zeigt eine sehr prozessstabile Betriebsweise der VRM 4.

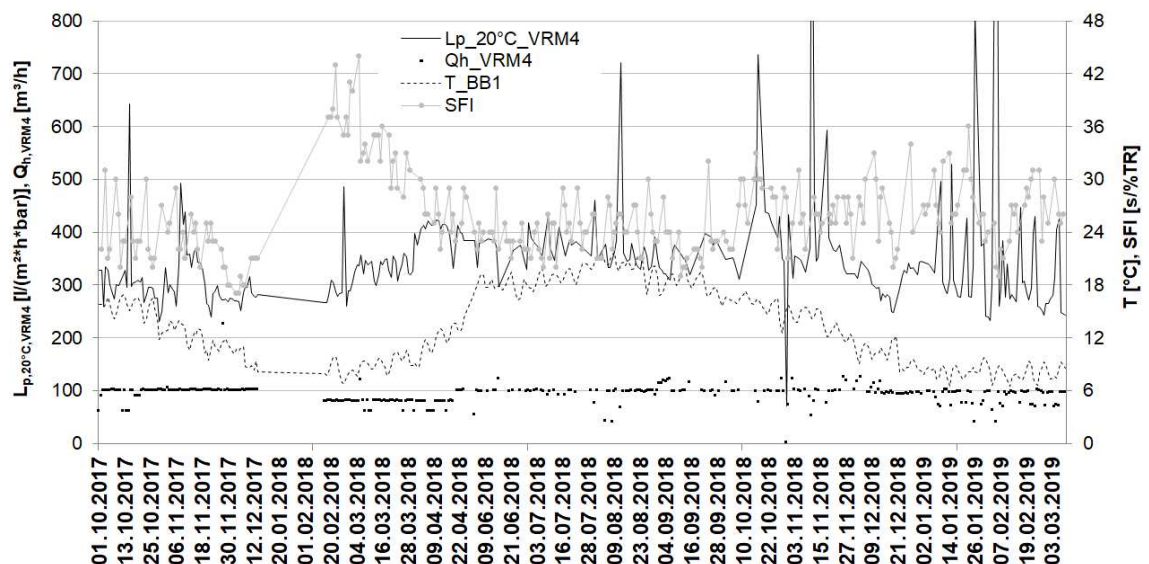


Abb. 6-5 Betriebsbedingungen der VRM 4: Entwicklung von Permeabilität, Durchfluss, Temperatur und SFI

Wie sich aus dem Betrieb der VRM 1–3 in den Vorjahren gezeigt hat, gibt es für den eingestellten Durchsatz bzw. für den Brutto-Flux eine empirische Grenze von ca. 10 l/(m²/h), bis zu der sich der Einfluss äußerer Betriebsumstände weniger stark bemerkbar macht (siehe Kap. 4.4.2). Der Betrieb der VRM 4 bestätigt diese Erfahrung.

In kurzzeitigen Phasen wurde das neue Modul mit einem Durchsatz von 225 m³/h (entspricht Brutto-Flux: 24,4 l/(m²*h)) stabil betrieben. Die maximal zur Verfügung stehende Abwassermenge und die technische Auslegung der Permeatpumpe begrenzten eine weitere Leistungssteigerung des Moduls.

6.2.2 Auswirkungen auf den Betrieb der Gesamtanlage

Die Erweiterung der Anlagenkapazität sollte vor allem der Entlastung der ursprünglichen drei Membranstraßen VRM 1–3 dienen. Abbildung 6-6 zeigt die Betriebsstabilität anhand der Permeabilitätsentwicklung in Zusammenhang mit der eingestellten Durchsatzleistung für die Zeit vor und nach der Kapazitätserweiterung durch die VRM 4. Für den Zeitraum vor Installation des neuen Moduls ist exemplarisch der Zeitraum 2011–2014 ausgewählt, der Zeitraum danach erstreckt sich von 09/2017–03/2019.

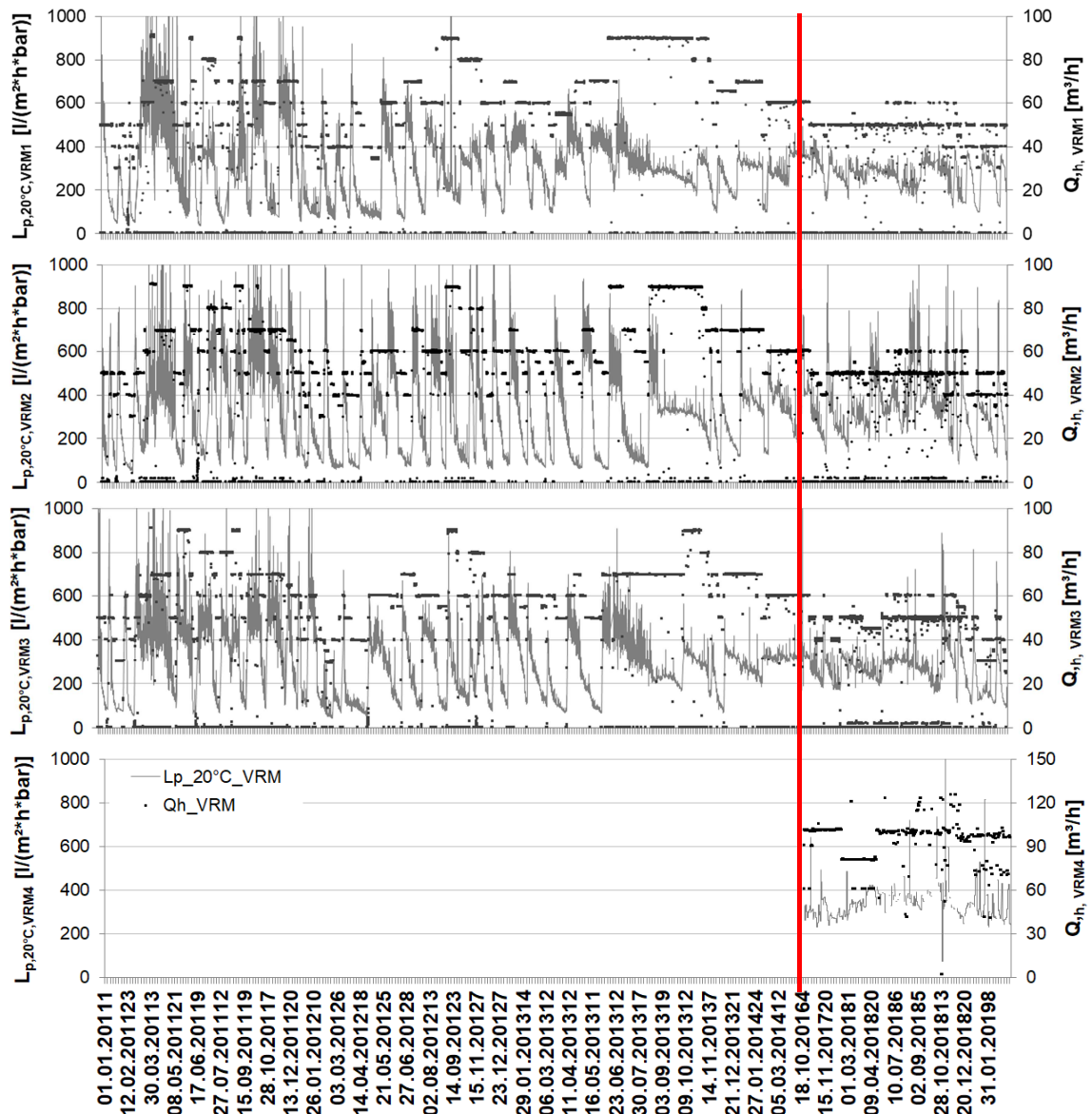


Abb. 6-6 Betriebsstabilität der VRM 1–3 vor und nach der Kapazitätserweiterung durch die VRM 4

Eine Entspannung der Betriebssituation stellt sich insofern ein, als dass die Durchsatzleistungen der VRM 1–3 nach der Erweiterung sowohl reduziert als auch konstanter gehalten werden konnten. Die Permeabilitäten entwickelten sich ebenfalls stabiler. Es kam zwar nach wie vor zu Abnahmen der Permeabilitäten durch äußere Einflüsse, aufgrund der geringeren hydraulischen Belastungssituation fielen diese aber moderater aus. Massive, plötzliche Leistungseinbrüche innerhalb kurzer Zeit, wie in den früheren Jahren, fanden nicht mehr statt. Um dies zu verdeutlichen, sind in Abb. 6-7 exemplarisch für die VRM 1 zwei Betriebsjahre – je eins vor und nach der Anlagenerweiterung (Jahre 2011 und 2018) – hinsichtlich der hydraulischen Betriebsbedingungen gegen-

übergestellt. Die stabilere Betriebsweise ist an der Entwicklung der Permeabilität klar ersichtlich:

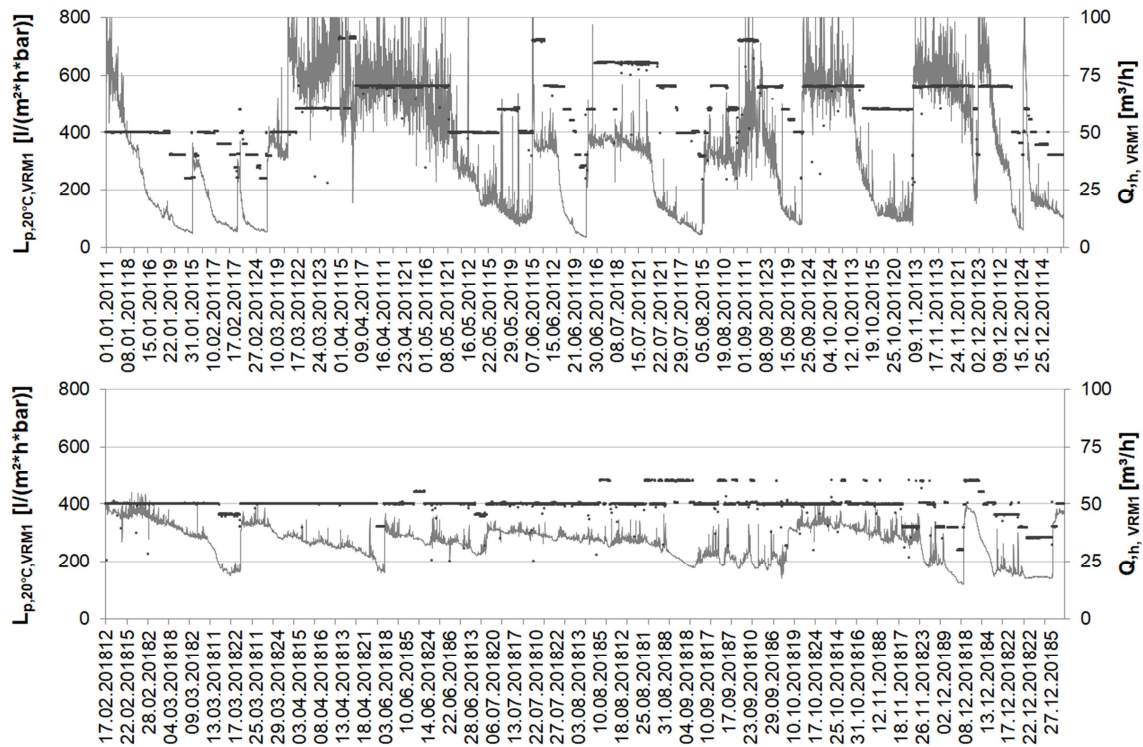


Abb. 6-7 Exemplarischer Vergleich des hydraulischen Betriebs der VRM 1 für die Jahre 2011 und 2018

Diesen Eindruck eines verbesserten Betriebsverhaltens aus dem zeitlichen Verlauf bestätigen auch die Kennwerte folgender Tabelle (Tab. 6-2), die die mittlere Durchsatzleistung und die mittleren Permeabilitäten der einzelnen Membranmodule vor und nach der Erweiterung für den oben dargestellten Betriebszeitraum wiedergeben.

Tab. 6-2: Vergleich der durchschnittlichen Durchsatzleistung und Permeabilität vor und nach der Anlagenerweiterung

Membranmodul	Mittlere Durchsatzleistung [m³/h]		Mittlere Permeabilität [l/(m²·h·bar)]	
	Vorher	Nachher	Vorher	Nachher
VRM 1	65,2	49,8	303	275
VRM 2	64,0	50,0	306	331
VRM 3	62,5	49,0	286	269
VRM 4	-	92,5	-	341

Die Entlastung der VRM 1–3 durch die VRM 4 erlaubte eine Reduzierung des Brutto-Flux um durchschnittlich 22 %. Es war nicht mehr notwendig, hohe Durchsätze bis zu

90 m³/h im Vergleich zu den Vorjahren zu fahren. Die Permeabilitäten stagnierten auf vorjährigem Niveau, zeigten aber einen stabileren Verlauf. Bei der Bewertung der Permeabilität ist zudem zu berücksichtigen, dass weniger chemische Reinigungen durchgeführt wurden, die zu kurzzeitiger hoher Permeabilität führten. Ein weiterer Aspekt, der durch die obigen Werte nicht ersichtlich wird, ist die schonendere Betriebsweise durch mehr Pausenzeiten. Dies zeigt die Betrachtung der Netto-Fluxrate, die sich aus den Tagesmittelwerten der Zulaufmenge und der installierten Membranfläche ergibt. Vor der Anlagenerweiterung lag diese bei durchschnittlich 10,0 l/(m²*h) und reduzierte sich danach auf durchschnittlich 5,6 l/(m²*h).

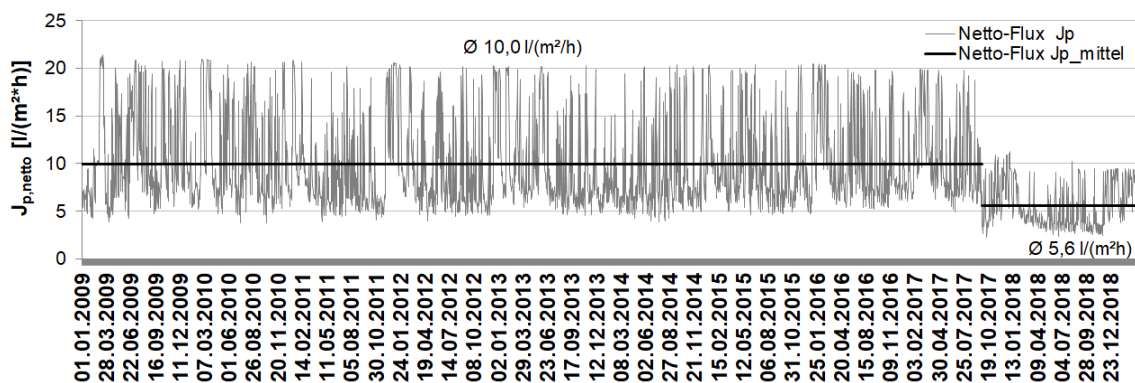


Abb. 6-8 Theoretische Netto-Fluxrate vor und nach der Anlagenerweiterung

Zusammengefasst lässt sich für die VRM 4 ein sehr moderater, stabiler Anlagenbetrieb, sowie ein stabileres Betriebsverhalten für die VRM 1–3 nach der Erweiterung der MBR-Anlage feststellen. Die Kapazitätserweiterung trug zu einer deutlich prozessstabileren hydraulischen Betriebsweise der Gesamtanlage bei.

6.3 Chemische Reinigung

6.3.1 Reinigungsregime der neuen Modulgeneration (VRM 4)

Durch die Rückspülbarkeit des neuen Membranmoduls ergibt sich im Vergleich zur älteren Modulgeneration ohne Rückspülung ein Reinigungsregime in vier Stufen:

- Mechanische Reinigung Crossflow-Belüftung
- Rückspülung mit Permeat
- Chemische Rückspülung (mit NaOCl)
- Chemische Intensivreinigung (mit NaOCl und Zitronensäure)

In Zusammenarbeit von Modulhersteller und Betriebspersonal hat sich folgendes Reinigungsregime für das neue Membranmodul entwickelt.

Bei der mechanischen Reinigung der **Crossflow-Belüftung** wirken sich der größere Durchmesser und die flexiblen Membranlaminat-Sheets mit einem geringeren SAD aus. Die VRM-Module der älteren Generation wurden mit einem SAD von 250 l/(m²*h) betrieben. Beim neuen VRM 50-Modul reduziert er sich auf weniger als 100 l/(m²*h). In der Regel wird es bei 75 l/(m²*h) betrieben, im Sommer war eine weitere Reduzierung auf 50 l/(m²*h) möglich.

Die **Rückspülung mit Permeat** ist vollautomatisiert und findet nach allen 5 regulären Zyklen des Permeatabzugs, je nach eingestellter Taktung ca. 1–2 mal pro Stunde, statt. Dazu kehrt sich die Förderleistung der Permeatpumpe um. Der Rückspülvolumenstrom beträgt ca. 90 m³/h bei einem Rückspüldruck von ca. 70 mbar. Eine Rückspülsequenz nimmt somit z. B. folgende Abfolge an: 4 min Filtration / 1 min Pause / 1 min Rückspülung / 0,5 min Pause.

Die **chemische Rückspülung** erfolgt im halbautomatischen Modus. Das Betriebspersonal initiiert die chemische Rückspülung manuell. Die chemische Rückspülung erfolgt wie bei der Rückspülung mit Permeat durch den Rückwärtslauf der Permeatpumpe, allerdings werden durch eine halbautomatische Dosiereinrichtung zusätzlich 100 l NaOCl in den Rückspülstrom dosiert. Die Einwirkzeit beträgt ca. 30 min. Anschließend wird das Modul gespült, um zu vermeiden, dass Reinigungschemikalien in den Permeatsammeltank oder Kläranlagenablauf gelangen. Als Zeitaufwand für eine chemische Rückspülung ist ca. 1 Stunde zu veranschlagen. Die chemische Rückspülung wird im Winter ca. einmal pro Woche, im Sommer einmal in 2–3 Wochen durchgeführt.

Die **chemische Intensivreinigung** des Membranmoduls erfolgt analog zur chemischen Reinigung der drei älteren VRM-Module. Die Filtrationskammer wird entleert und gereinigt, mit Permeat gefüllt und die Reinigungschemikalien in die Filtrationskammer dosiert. Die Einwirkzeit beträgt je nach Temperatur und Anforderung ca. 12–24 Stunden. Je nach Bedarf findet nur eine oxidative Reinigung mit NaOCl oder zusätzlich eine saure Reinigung mit Zitronensäure statt. Die Konzentration der Reinigungschemikalien ist abhängig vom Grad der Verschmutzung und beträgt für NaOCl ca. 500–1.000 ppm bei einem pH Wert größer 10.

6.3.2 Entwicklung der Reinigungshäufigkeit

Bei Hohlfasermodulen entspricht eine Reinigungsstrategie mit Permeat- und chemischer Rückspülung dem Stand der Technik bei MBR-Anwendungen. Erfahrungswerte und der positive Effekt dieser Reinigungsstrategie bei großtechnischen MBR-Anlagen sind hinlänglich bekannt [20], [31], [21], [89], [94], [77], [80], auch wenn es Laboruntersuchungen gibt, die nachteilige Effekte der Rückspülstrategie aufzeigen [108].

Die Betriebserfahrungen in Hutthurm bestätigen die vorteilhaften Effekte von Rückspülungen – wie sie sich bei Hohlfasermodulen darstellen – auch für Plattenmodule. Ein Unterschied liegt konfigurationsbedingt lediglich in der Höhe der Rückspüldrücke. Während Hohlfasermodule üblicherweise mit Drücken von bis zu 550 mbar rückgespült werden, sind diese für Plattenmodule bei 150 mbar begrenzt. In Hutthurm stellte sich für eine Rückspülung mit vergleichbaren Prozessparametern hinsichtlich Volumenströmung, Taktung, Dauer usw. lediglich ein Rückspüldruck von im Mittel 70 mbar ein. Durch das neue Betriebs- und Reinigungsregime kann die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membran dauerhaft aufrechterhalten werden, im Gegensatz zur Permeabilitätsentwicklung ohne Implementierung von in-situ-Rückspülungen.

Abbildung 6-9 zeigt den direkten Vergleich zweier Anlagen – eine mit Rückspülstrategie (VRM 4) und eine ohne Rückspülstrategie (exemplarisch VRM 1) – für den Betriebszeitraum 10/2017–03/2019. Die chemischen Rückspülungen sowie die chemischen Hauptreinigungen sind entsprechend gekennzeichnet.

Während bei der VRM 4 lediglich 2 Hauptreinigungen durchgeführt wurden, waren für die VRM 1 im gleichen Betriebszeitraum 11 Hauptreinigungen zu verzeichnen. Am Permeabilitätsverlauf der VRM 4 ist ersichtlich, dass selbst diese 2 Hauptreinigungen nicht aufgrund eines Permeabilitätsabfalls, sondern präventiv durchgeführt wurden. Dem Mehraufwand der Reinigungen der VRM 1 stehen die chemischen Rückspülungen der VRM 4 (Anzahl: 33) gegenüber. Diese erhalten die Permeabilität auf einem konstant hohen Niveau. Im Durchschnitt wurde eine chemische Rückspülung in zwei Wochen durchgeführt, im Winter mit einer etwas höheren (1–2 Wochen), im Sommer mit einer etwas niedrigeren Frequenz (2–3 Wochen).

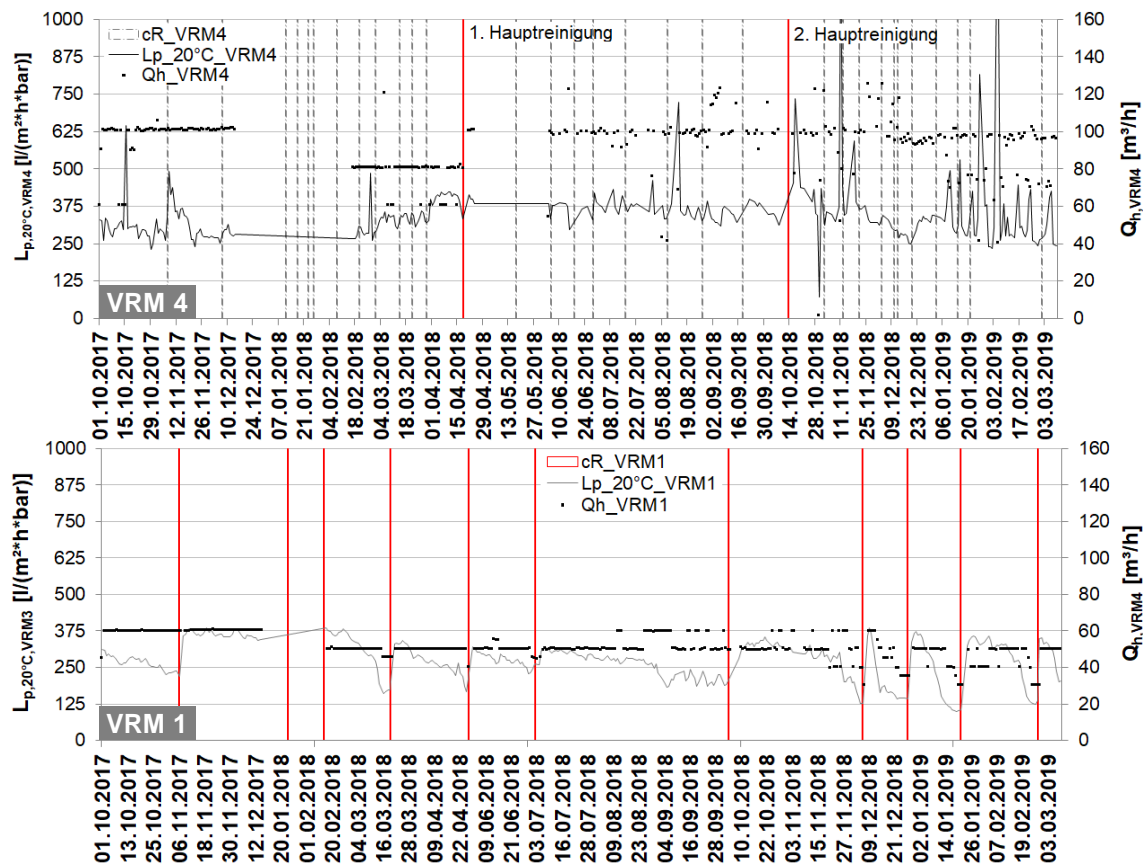


Abb. 6-9 Vergleich der chemischen Reinigungen mit und ohne Rückspülung im Betriebszeitraum 10/2017 bis 03/2019

Tabelle 6-3 zeigt die Anzahl der chemischen Reinigungen und den Chemikalienverbrauch der VRM 4 (2 Intensivreinigungen, 33 chemische Rückspülungen) und der VRM 1–3 (in Summe 29 Intensivreinigungen) im Vergleich. Für beide ist der gleiche Betriebszeitraum zugrunde gelegt. Es ist ersichtlich, dass die Reinigungsstrategie mit Rückspülung sowohl beim Gesamtverbrauch an Chemikalien als auch beim spezifischen Chemikalienverbrauch deutlich bessere Werte zeigt als die Reinigungsstrategie, bei der ohne Rückspülungen nur Hauptreinigungen durchgeführt werden. Dies lässt sich für den spezifischen Chemikalienverbrauch sowohl in Bezug auf die installierte Membranfläche [l/m^2] als auch in Bezug auf die filtrierte Abwassermenge der einzelnen Anlagen [$l/1.000 m^3$] feststellen.

Tab. 6-3: Verbrauch an Chemikalien der beiden Reinigungsstrategien mit und ohne Rückspülung

Parameter	Einheit	VRM 1	VRM 2	VRM 3	VRM 4
Anzahl chemische Intensivreinigungen	St.	11	9	9	2
Anzahl chemische Rückspülungen	St.	-	-	-	33
Verbrauch NaOCl	[l]		7.490		3.960
Verbrauch NaOH	[l]		790		100
Verbrauch Zitronensäure	[l]		3.930		110
Spezifischer Verbrauch NaOCl	[l/m ²]		0,76		0,43
Spezifischer Verbrauch NaOH	[l/m ²]		0,08		0,01
Spezifischer Verbrauch Zitronensäure	[l/m ²]		0,40		0,01
Spezifischer Verbrauch NaOCl	[l/1.000 m ³]		11,02		5,50
Spezifischer Verbrauch NaOH	[l/1.000 m ³]		1,16		0,14
Spezifischer Verbrauch Zitronensäure	[l/1.000 m ³]		5,78		0,15

Zusammenfassend lässt sich festhalten, dass sich die positiven Erfahrungen der Rückspülstrategien von Hohlfasermodulen auf rückspülbare Plattenmodule übertragen lassen. Regelmäßige Rückspülungen – bestehend aus einer Kombination von Permeatrückspülung und chemischer Rückspülung – halten die Permeabilität der Membranen proaktiv auf einem hohen Niveau und machen weniger chemische Hauptreinigungen notwendig. Dies erhöht zum einen die Flexibilität bei unterschiedlichen Belastungszuständen und reduziert zum anderen den zeitlichen und personellen Aufwand für die Durchführung von Intensivreinigungen. Der spezifische Chemikalienverbrauch ist sowohl hinsichtlich der installierten Membranfläche als auch hinsichtlich der filtrierten Abwassermenge günstiger bei der rückspülbaren Reinigungsstrategie im Vergleich zur nicht-rückspülbaren.

6.3.3 Entwicklung des Chemikalienverbrauchs

Wie vorangegangenes Kapitel zeigt, gestaltet sich der spezifische Chemikalienverbrauch deutlich besser für die rückspülbare Reinigungsstrategie (VRM 4) als für die nicht rückspülbare Reinigungsstrategie (VRM 1–3). Da es sich in Hutthurm allerdings um einen kombinierten Betrieb aus beiden Varianten handelt, soll die Auswirkung der Anlagenerweiterung von 9.792 m² auf 19.008 m² in Hinblick auf die Entwicklung des Chemikalienverbrauchs und der Reinigungskosten betrachtet werden.

Gemäß dem Merkblatt DWA-M 227 ergibt sich auf Basis der gegenwärtigen Verfahrensweisen für unterschiedliche Membransysteme und mittlere Chemikalienpreise für die oxidative Reinigung mit pH-Wert-Anhebung und die saure Reinigung zusammen für

den spezifischen Chemikalienverbrauch eine Kostenspanne von ca. 0,2 bis 1,1 €/m²*a) [30].

In folgender Tabelle (Tab. 6-4) sind die chemischen Reinigungen und die Chemikalienkosten der Kläranlage Hutthurm zusammengestellt. Bei den Chemikalienkosten ist zu berücksichtigen, dass sich die Beschaffung der Chemikalien und das Rechnungsdatum nicht zwangsweise decken mit der Verwendung der Chemikalien für chemische Reinigungen. Wurde Ende des Jahres beispielsweise noch eine Bestellung für Chemikalien veranlasst, die erst im darauffolgenden Jahr verwendet werden, verfälscht dies die auf dieses Jahr bezogenen spezifischen Chemikalienkosten. Daher sind die Werte lediglich als Durchschnittswerte über mehrere Jahre zu betrachten, um diese zeitliche Unschärfe zu vergleichmäßigen.

Tab. 6-4: Kosten Reinigungskemikalien der Jahre 2010 bis 2018

Jahr	Membranfläche [m ²]	Anzahl Intensiv-Reinigungen				Anzahl chem. Rückspülungen VRM 4	spezifische Chemikalienkosten [€/m ² *a)]	Kosten pro m ³ behandeltem Abwasser [€/m ³]
		VRM 1	VRM 2	VRM 3	VRM 4			
2009	9.792	12	11	13	-	-	-	-
2010	9.792	8	7	8	-	-	0,55	0,65 €
2011	9.792	13	15	14	-	-	1,31	2,02 €
2012	9.792	9	10	10	-	-	0,46	0,73 €
2013	9.792	5	7	6	-	-	0,46	0,65 €
2014	9.792	7	7	9	-	-	0,81	1,24 €
2015	9.792	12	11	7	-	-	1,25	1,89 €
2016	9.792	9	9	9	-	-	1,06	1,51 €
2017	9.792/19.008	8	8	5	0	2	0,55	1,24 €
2018	19.008	8	7	7	2	26	0,53	1,18 €
2019 (bis März)	19.008	2	1	1	0	5	-	-

Der Mittelwert der spezifischen Chemikalienkosten für die Reinigungen der ursprünglichen Module (VRM 1–3) beläuft sich für die Jahre 2010–2016 auf durchschnittlich 0,84 €/m²*a). Seit der Installation des neuen Membranmoduls VRM 50/48 betragen sie 0,54 €/m²*a). Damit befinden sich die flächenspezifischen Chemikalienkosten im mittleren Bereich der von der DWA angegebenen Kostenspanne von ca. 0,2 bis 1,1 €/m²*a). Betrachtet man die Chemikalien-Kosten pro m³ behandeltem Abwasser, so ergeben sich durchschnittlich 1,24 €/m³ bei der vorherigen Anlagenkonfiguration und 1,18 €/m³ nach der Erweiterung um das neue Modul. Die flächenspezifischen Kosten sind dem-

nach deutlich geringer, die durchsatzspezifischen Chemikalienkosten etwas geringer im Vergleich zur ursprünglichen Anlagenkonfiguration.

Für den Anlagenbetrieb in Hutthurm bedeutet dies, dass sich durch die Erweiterung der Anlagenkapazität von 9.792 auf 19.008 m² keine Mehrkosten in Bezug auf den Chemikalienverbrauch ergeben, sich diese sogar etwas reduziert haben. Die VRM 4 – mit merklich niedrigerem spezifischen Chemikalienverbrauch – entlastet die Reinigungshäufigkeit der VRM 1–3 – mit höherem spezifischen Chemikalienverbrauch – derart, dass sich in Summe geringere Chemikalienkosten trotz nahezu doppelter Membranfläche nach der Anlagenerweiterung ergeben.

6.4 Energieverbrauch

6.4.1 Kennzahlen des Energieverbrauchs von MBR-Anlagen

MBR-Anlagen weisen gegenüber konventionellen Kläranlagen einen erhöhten Energieverbrauch auf. In Veröffentlichungen zu großtechnischen MBR-Anlagen werden üblicherweise spezifische Energieverbräuche zwischen 0,8 und 1,8 kWh/m³ berichtet, was sich, bis auf ein paar Ausnahmen, mit einer Zusammenstellung von Krzeminski aus dem Jahr 2012 zur Auswertung von 29 internationalen MBR-Anlagen deckt [50]. Zu einem ähnlichen Ergebnis kommen Veltmann et al. [98]. Sie werteten den Energieverbrauch von sieben MBR-Anlagen in Nordrhein-Westfalen aus und berichten von einer Bandbreite der spezifischen Energieverbräuche von 0,74–1,83 kWh/m³ mit einem Mittelwert von 1,10 kWh/m³. Gemäß dem Merkblatt DWA-M 227 [30] liegt der spezifische Energiebedarf einer neueren, mehrstraßigen MBR-Anlage – bezogen auf den durchschnittlichen Zufluss und die gesamte Anlage – für größere Anlagen mit Mischwassereinfluss im Mittel in der Größenordnung von 0,7 kWh/m³ bis 1,0 kWh/m³. Der spezifische Energieverbrauch der MBR-Anlage Nordkanal betrug für das Erfolgskontrolljahr im Rahmen einer intensiven energetischen Optimierung im Mittel 0,65 kWh/m³ [23]. Dazu ist anzumerken, dass dieser Wert erreicht wurde bei einer Betriebsweise der MBR-Stufe mit Fluxraten von 30–40 l/m²·h. Für die MBR-Anlage Assago (160.000 EW, 50.400 m³/d) liegt der Energieverbrauch in der Wintersaison (minimale hydraulische Last, maximale CSB-Frachten) deutlich niedriger als in der Sommersaison (maximale hydraulische Last, minimale Schmutzfrachten). Der Energieverbrauch der Gesamtanlage variiert zwischen 0,35 kWh/m³ und 0,5 kWh/m³, während der Energieverbrauch für die Membranfiltrationsstufe zwischen 0,25 kWh/m³ und 0,4 kWh/m³ liegt [74].

Beim Vergleich des Energieverbrauchs von MBR-Anlagen mit dem konventioneller Kläranlagen schneidet der MBR-Energieverbrauch um den Faktor 2–3 höher ab. Der spezifische Energieverbrauch konventioneller Kläranlagen ist allerdings je nach Quelle der Information sehr unterschiedlich mit einer weiten Bandbreite von 0,1–0,6 kWh/m³

[50]. Im Allgemeinen wird von 0,3–0,4 kWh/m³ ausgegangen. Die Reinigungsleistung konventioneller Anlagen ist nicht mit der von MBR-Anlagen vergleichbar, weshalb solch ein Vergleich auf ungleicher Basis beruht. Wird eine vergleichbare Reinigungsleistung zugrunde gelegt, so liegen konventionelle Anlagen kombiniert mit z. B. einem Sandfilter und UV-Desinfektion auf gleichem oder höherem Energieniveau als MBR-Anlagen.

Die Bandbreiten all dieser Energieverbrauchsangaben spiegeln wider, dass die erreichbaren Werte stark abhängig sind von der Anlagenkonfiguration, den verfahrenstechnischen Prozessen und den Systemgrenzen, die für die Energieerfassung zugrunde gelegt werden.

Größtes Potenzial zur Energieeinsparung bei einer MBR-Anlage bietet die Crossflow-Belüftung zur Deckschichtkontrolle der Membranen. Auf diese grobblasige Spülluft entfällt nach Veltmann et al. [98] ein Energieverbrauch von 34 % bis 71,5 % des Gesamtenergiebedarfs einer MBR-Anlage. Krzeminski et al. stellten bei drei niederländischen Anlagen einen Anteil der Spülluft von 35 bis 57 % fest [49]. Allgemeinen Angaben des Merkblatts DWA-M 227 zufolge beträgt die flächenspezifische Beaufschlagung für die Crossflow-Belüftung je nach Membran und Modulkonfiguration zwischen 200 l/(m²·h) und 700 l/(m²·h) und erfolgt systembedingt mit unterschiedlichen Druckverhältnissen [30]. Werden Drehkolbengebläse eingesetzt, ergibt sich eine große Spanne des spezifischen Energieaufwandes von 3 Wh/m² bis 12 Wh/m² Membranfilterfläche nur für die Crossflow-Belüftung [30].

6.4.2 Steigerung der energetischen Spülluft-Effektivität

Die Energie für die grobblasige Belüftung der Membranmodule einer MBR-Anlage macht einen Großteil der Betriebskosten aus. Daher liegt in der Optimierung der Modulbelüftung ein hohes Kosteneinsparpotenzial. Ziel der Optimierung ist eine effizientere Nutzung der eingetragenen Luft und dadurch eine Reduzierung des spezifischen Luftbedarfs. Membranhersteller haben verschiedene Betriebsstrategien entwickelt, um den Energieaufwand für die Spülluft so weit wie möglich zu reduzieren. Neben der Reduzierung der spezifischen Spülluftbeaufschlagung bis zu einem technischen Minimum und der Anpassung der Spülluft an niedrigere Fluxraten ist vor allem die intermittierende Spülluftbeaufschlagung von Bedeutung. Membranmodule bzw. -kassetten werden abwechselnd mit Spülluft versorgt, indem das Spülluftgebläse zwar kontinuierlich betrieben wird, der Luftstrom aber zwischen verschiedenen Modulbereichen umgeleitet wird. Auf diese Weise wird bei Zenon-Modulen beispielsweise das patentierte Aircycling betrieben. Mit einem „10/10“-Zyklus bzw. „10/30“-Zyklus wird die Spülluftbeaufschlagung an höhere und niedrigere Fluxraten angepasst. Der „10/30“-Zyklus bedeutet, dass für ein Modul nach einer 10 sec Belüftungszeit eine 30 sec Belüftungspause folgt, und es somit nur zu einem Viertel der Zeit mit Spülluft beaufschlagt wird.

Eine Sonderform dieser intermittierenden Spülluftbeaufschlagung stellt das rotierende Membranmodul der Huber SE dar (siehe Abb. 6-10).

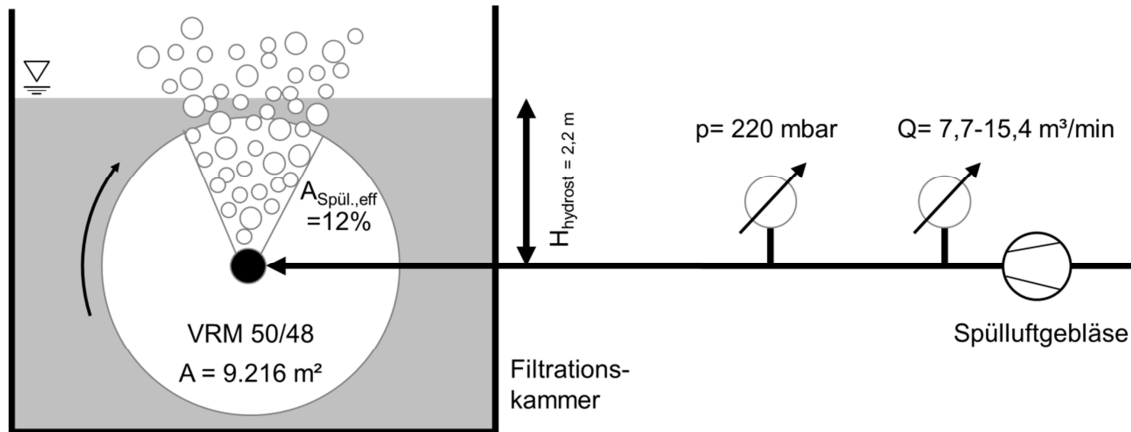


Abb. 6-10 Spüllufteffektivität rotierender VRM-Module

Die Spülluft wird durch eine Hohlwelle in der Mitte des Moduls eingetragen. Bei kontinuierlicher Spülluft dreht sich die Trommel mit einer Geschwindigkeit von ca. 1 U/min durch den Spülluftstrahl hindurch. Auf diese Weise wird im oberen Bereich des Moduls eine effektive Fläche von 12 % einer intensiven Spülung ausgesetzt, während der Rest der Fläche in dem Moment ungespült bleibt. Die Rotation ermöglicht somit bei kontinuierlichem Spüllufteintrag eine intermittierende Spülung eines Modul-Teilbereichs. Dadurch ergibt sich ein geringer spezifischer Spülluftbedarf bezogen auf die Gesamtfläche. Die spezifische Spülluftbeaufschlagung lag bei der früheren Generation der VRM-Module bei 200–250 m³/(m²*h), was bereits an der unteren Grenze der marktüblichen Kennwerte lag. Für die neue Generation (VRM 50) ergibt sich aufgrund des größeren Durchmessers und der optimierten Abreinigung ein SAD von 50–100 l/(m²*h). Zudem ist bei dieser Art des Spüllufteintrags ein geringerer Wasserstand zu überwinden. Bei nicht rotierenden Modulen (unabhängig ob FS oder HF) erfolgt der Spüllufteintrag unterhalb des Moduls. Je höher die Module sind, desto besser ist die Spülluftausnutzung, aber desto höher ist der notwendige Gegendruck für das Spülluftgebläse. Bei den untersuchten Modulen wird die Spülluft in der Mitte des Moduls und dadurch lediglich bei halbem Füllstand der Filtrationskammer eingetragen. Für die VRM 50 hat sich im Betrieb ein Gegendruck von durchschnittlich lediglich 220 mbar ergeben. Zur mechanischen Abreinigung der Membranen ist anzumerken, dass sich die Effektivität von der alten Generation hin zur neuen Generation merklich verbessert hat. Die Longitudinalbewegung der flexiblen Membransheets scheint einen positiven Effekt auf deren Abreinigung im Vergleich zu den starren Trägerplatten der ursprünglichen Anlage zu haben.

6.4.3 Energieverbrauch der Gesamtanlage

Der spezifische Energieverbrauch der Kläranlage Hutthurm ist auf Basis einer Langzeitbetrachtung (Betriebszeitraum von 01/2009 bis 03/2019) in Abb. 6-11 dargestellt. Er liegt im Bereich 0,23–1,95 kWh/m³ und beträgt im Mittel 0,81 kWh/m³.

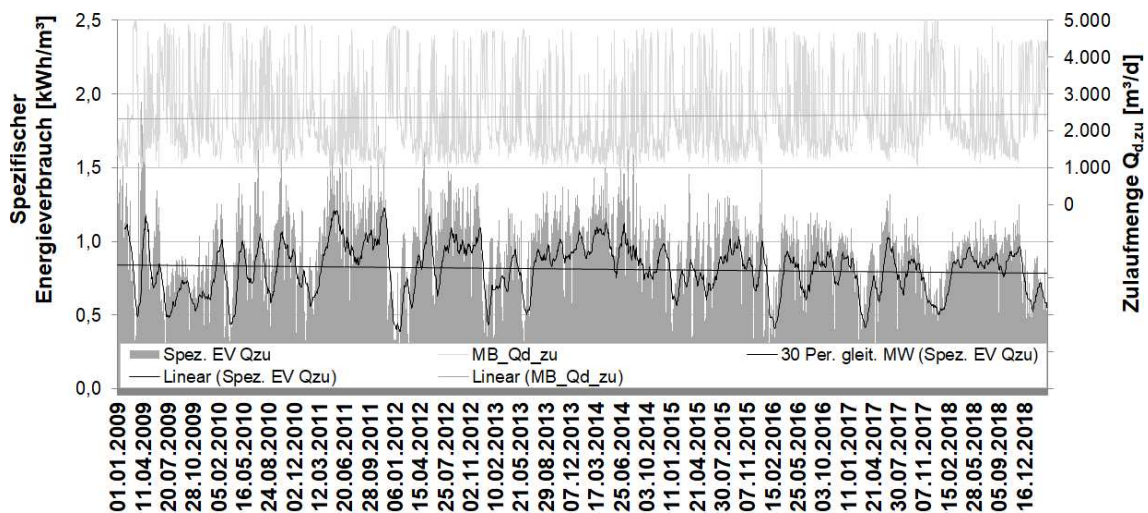


Abb. 6-11 Zeitlicher Verlauf des täglichen Energieverbrauchs

Der spezifische Energieverbrauch hat eine leicht fallende, die tägliche Zulaufmenge eine leicht steigende Tendenz über die Jahre. Die Schwankungen deuten auf die Abhängigkeit des spezifischen Energieverbrauchs von der Zulaufmenge hin. Der direkte Zusammenhang ist in Abb. 6-12 dargestellt.

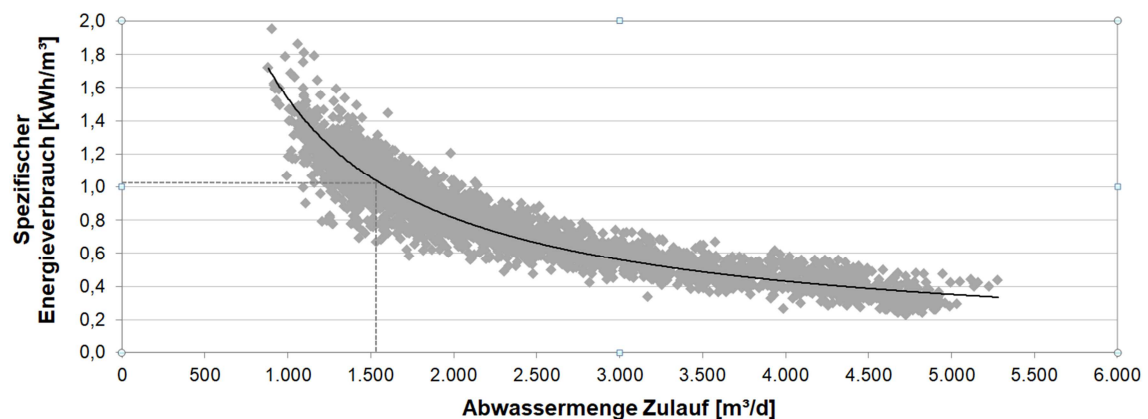


Abb. 6-12 Spezifischer Energieverbrauch der Kläranlage in Abhängigkeit der Zulaufmenge

Hier zeigt sich der höhere spezifische Energieverbrauch bei Trockenwetterzulauf und der abnehmenden Trend bei Mischwasserereignissen. Bei dem durchschnittlichen Trockenwetterzulauf von 1.520 m³/d (siehe Kap. 4.1) liegt der spezifische Energiever-

brauch bei ca. 1,0 kWh/m³. Mit steigenden Zulaufwassermengen reduziert sich dieser bis < 0,4 kWh/m³.

Der monatliche Gesamtenergieverbrauch der Kläranlage erweist sich als konstant. Ein signifikanter jahreszeitlicher Unterschied kann bei der MBR-Anlage Hutthurm nicht festgestellt werden, exemplarisch stellen dies die Betriebsjahre 2012 und 2013 dar (Abb. 6-13). Eine Ausnahme bildet lediglich das Betriebsjahr 2018. Dies zeichnete sich durch einen ungewöhnlich trockenen Sommer und damit vergleichsweise niedrigen Gesamtenergieverbräuchen in den niederschlagsarmen Monaten aus. Wie die jeweils anteiligen Energieverbräuche der Biologie und der Membranfiltration zeigen, ist die Biologie durch höhere Temperaturen und den verschlechterten Sauerstoffeintrag etwas energieintensiver in den Sommermonaten, während die höhere Hydraulik in den Wintermonaten bei der Membranstufe zu einem höheren energetischen Aufkommen führt. Die Zulaufcharakteristik in Hutthurm mit einer höheren Hydraulik im Winter und höheren Zulauffrachten durch die Industrieabwässer im Sommer gleicht den Energieverbrauch in der Regel über das Jahr hinweg aus.

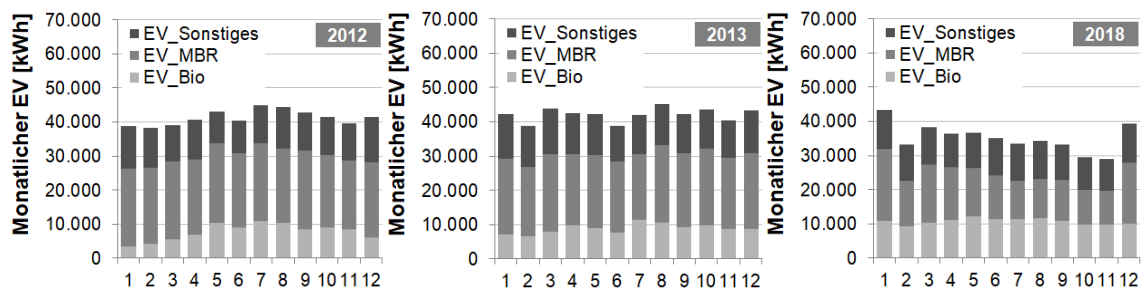


Abb. 6-13 Monatliche Energieverbräuche exemplarisch für die Jahre 2012, 2013 und 2018

Für die MBR-relevanten Verfahrensstufen beläuft sich der Anteil für die biologische Stufe am Gesamtenergiebedarf der Kläranlage Hutthurm auf 18 %, der für die Membranfiltration auf 43 % (Abb. 6-14).

Der restliche Energieverbrauch teilt sich auf alle anderen Verbraucher der Gesamtanlage auf, wie mechanische Vorbehandlung (Rechen, Feinsiebung, Sand- und Fettfang, Vorklärung), Schlammbehandlung (maschinelle Schlammeindickung und -entwässerung, Faulturm), Zwischenhebewerk, prozesstechnische Pumpen, Rührwerke und allgemeiner Stromverbrauch für die Infrastruktur der Kläranlage. Diese Verbraucher sind größtenteils MBR-unabhängig und resultieren aus dem verfahrenstechnischen Prozess und baulichen Gegebenheiten der Kläranlage.

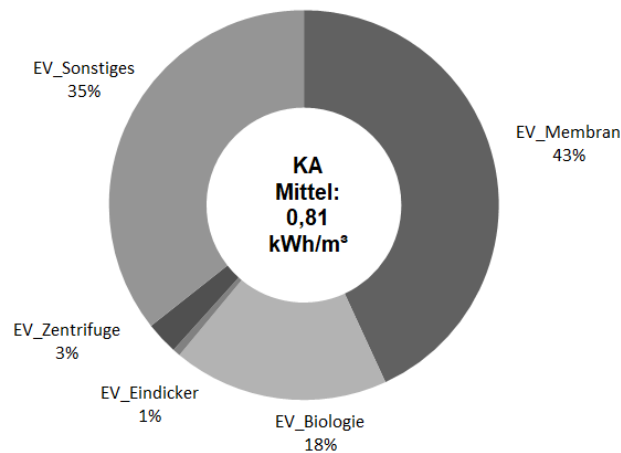


Abb. 6-14 Mittlerer Anteil der Membranfiltration am Gesamtenergieverbrauch der Kläranlage

6.4.4 Energieverbrauch der Membranstufe (VRM 4)

Um den Energieverbrauch für die Membranfiltration näher zu beleuchten, ist in Abb. 6-15 der Anteil der Membranfiltration am spezifischen Energieverbrauch dargestellt. Da dieser ebenfalls durch die Hydraulik der Zulaufmenge beeinflusst wird, ist er ebenfalls als spezifischer Energieverbrauch in kWh/m³ und in Abhängigkeit der Zulaufmenge ausgewertet. Dieser variiert zwischen 0,06 und 0,96 kWh/m³ und liegt im Mittel bei 0,39 kWh/m³ für den gesamten Betriebszeitraum von 01/2009 bis 03/2019. Beim mittleren Trockenwetterzulauf von 1.520 m³/h liegt der spezifische Energieverbrauch der Membranstufe bei 0,49 kWh/m³, bei Mischwasserereignissen reduziert er sich auf < 0,2 kWh/m³.

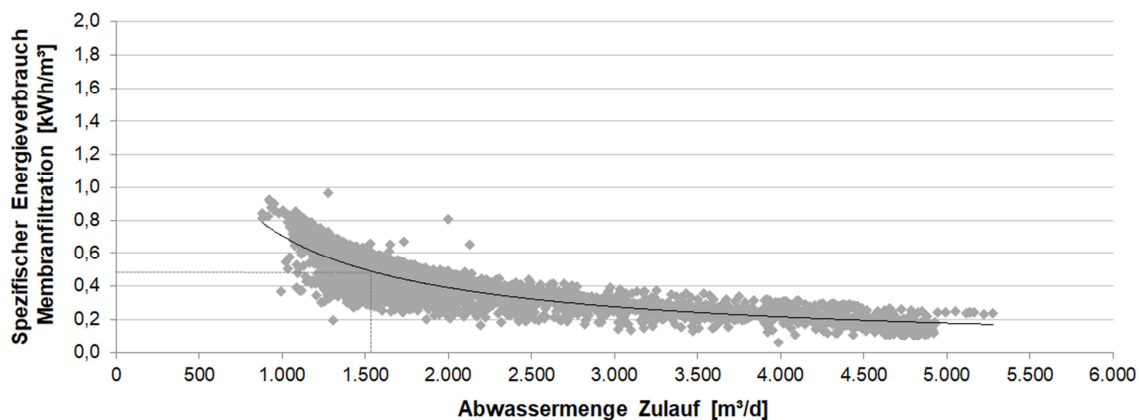


Abb. 6-15 Spezifischer Energieverbrauch der Membran-Stufe in Abhängigkeit der Zulaufmenge

Der mittlere spezifische Energieverbrauch von 0,39 kWh/m³ setzt sich aus dem kombinierten Betrieb der VRM-Anlagen der älteren Generation (VRM 1–3) und der VRM-Anlage der neueren Generation (VRM 4) zusammen. In folgender Tabelle wurden die Energieverbräuche auf die Durchsatzmenge der jeweiligen VRM-Anlagen aufgesplittet und im Vergleich zueinander dargestellt:

Tab. 6-5: Vergleich der Energieverbrauchswerte des kombinierten und einzelnen Betriebs der VRM 1–3 und VRM 4

Energieverbrauch	Zeitraum	Einheit	Min	Mittel	Max
Kombinierter Betrieb VRM 1–3 & VRM 4	01/2009–03/2019	kWh/m ³	0,06	0,39	0,96
VRM 1–3	07/2010–03/2019	kWh/m ³	0,16	0,49	3,41
VRM 4	10/2017–03/2019	kWh/m ³	0,15	0,29	0,84

An diesen Werten ist ersichtlich, dass sich der Energieverbrauch durch die technische Weiterentwicklung deutlich reduzieren ließ. Den Hauptanteil zu dieser Reduzierung trägt die effizientere Spülluftabreinigung bei. Es ist anzumerken, dass sich bei der Neuinstallation der VRM 4 auch der Abzug des Permeats verändert hat. Einerseits ist ein gewisser Mehraufwand der Permeatpumpe durch die Rückspülungen zu erbringen, andererseits erfolgt der Permeatabzug nicht mehr mittels Drehkolbenpumpen wie bei der VRM 1–3, sondern aufgrund der baulichen Situation kann das Permeat allein durch hydrostatischen Druck (sog. gravity flow) gewonnen werden. Alternativ zur Permeatpumpe sind für einen geregelten Permeatabzug ein elektrisch regelbarer Schieber und zwei pneumatische Schieber im Einsatz.

Für den Anlagenbetrieb in Hutthurm bedeutet dies, dass sich durch die Erweiterung der Anlagenkapazität keine Mehrkosten in Bezug auf den spezifischen Energieverbrauch ergeben, sich dieser sogar reduzieren ließ. Die VRM 4 – mit merklich niedrigerem spezifischen Energieverbrauch – entlastet die VRM 1–3 – mit höherem spezifischen Energieverbrauch – derart, dass sich in Summe ein geringerer spezifischer Energieverbrauch trotz nahezu doppelter Membranfläche nach der Anlagenerweiterung ergibt.

Die Verteilung des Energieverbrauchs der Membranstufe (VRM 4) auf die einzelnen Komponenten zeigt folgende Abbildung (Abb. 6-16):

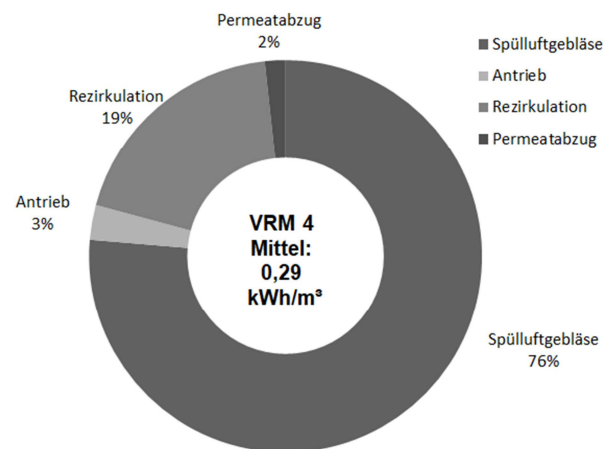


Abb. 6-16 Verteilung des Energieverbrauchs der einzelnen Aggregate der Membranstufe VRM 4

Bei der rotierenden HUBER VRM der neueren Generation nimmt die Spülluft angesichts der geringen Verbräuche von Antrieb, Rezirkulation und Permeatabzug einen Anteil von 76 % des membranspezifischen Energieverbrauchs ein.

Es ist anzumerken, dass der Prototyp der installierten VRM 4 die erste Anlage ihrer Art ist und bei der Dimensionierung des Spülluftgebläses die Erfahrungswerte der vorherigen Modulgeneration zugrunde gelegt wurden. Dadurch ist das Drehkolbengebläse mit einer Anschlussleistung von 30 kW zu groß gewählt. Der Betrieb erfolgt nicht in einem energetisch optimalen Betriebspunkt, trotz Regelung über einen Frequenzumrichter. Eine optimierte aggregatetechnische Anlagenkonfiguration lässt niedrigere Energieverbräuche erwarten.

6.4.5 Erzielbarer Energieverbrauch

Obwohl sich der Energieverbrauch bereits auf einem sehr niedrigen Niveau bewegt, ist noch Optimierungspotenzial gegeben. Die Optimierung kann dabei auf verschiedene Art und Weise angegangen werden, z. B. durch Anpassung der Belüftungsparameter wie Luftvolumenstrom und belüftete Zeit oder über die Veränderung der Anlagensteuerung. Diese Änderungen müssen derart gestaltet sein, dass sich hierdurch der spezifische Luftbedarf verringert. Ein anderer Weg führt über eine effizientere Ausnutzung belüftungsintensiver Filtrationszeiten dergestalt, dass sehr niedrige Filtrationsvolumenströme vermieden und an ein vertretbares Maximum angenähert werden. In allen Fällen ist allerdings eine minimale Luftmenge vorzuhalten und stets ein prozessstabiler Betrieb zu gewährleisten.

Im Folgenden werden drei Ansatzpunkte beleuchtet, um den Energieverbrauch zu optimieren:

- Betrieb eines für die Spülluft notwendigen Drehkolbengebläse in einem optimierten Betriebspunkt (Ansatz I)
- Vereinfachte Anpassung der Spülluftbeaufschlagung an die hydraulische Belastungssituation (Ansatz II)
- Betrieb der Membranfiltration bei einer höheren Fluxrate (Ansatz III)

Das FU-gesteuerte Drehkolbengebläse der VRM 4 wurde auf der Grundlage des Spülluftbedarfs der VRM-30-Anlagen mit einem SAD von $250 \text{ l}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ dimensioniert und installiert. Der Prototypentest der VRM 50 erwies sich deutlich effizienter hinsichtlich der Spülluftbeaufschlagung, so dass der SAD auf Werte von $50\text{--}100 \text{ l}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ reduziert werden konnte. Im Anlagenbetrieb wurde das Gebläse mit einer Anschlussleistung von 30 kW im Durchschnitt der Betriebsjahre 2017–2019 bei 10,7 kW betrieben. Diese Betriebsweise im unteren Regelbereich stellt einen energetisch ungünstigen Betriebspunkt dar. Der **Ansatz I** bezieht sich daher darauf, dass energetisch ein Drehkolbengebläse berücksichtigt wird, das mit einer Anschlussleistung von 7,9 kW bei einer Druckstufe von 220 mbar und einer erforderlichen Förderleistung von $11,5 \text{ m}^3/\text{min}$ (entspricht einem SAD von $75 \text{ l}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$) einer optimierten Aggregat-Dimensionierung entspricht.

Ansatz II sieht eine Anpassung des SAD an die hydraulische Belastung der Anlage vor. Für die nachfolgende Betrachtung ist lediglich eine manuelle Reduzierung des SAD von $75 \text{ l}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ auf $50 \text{ l}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ in 4 zulaufschwachen Sommermonaten vorgesehen. Für zukünftige Betriebsstrategien könnte dies automatisiert in Abhängigkeit von verschiedenen Prozessparametern (Zulaufmenge, Temperatur, TS-Gehalt, etc.) geschehen.

Der Betrieb der VRM 4 mit einem hydraulischen Brutto-Flux von lediglich $10 \text{ l}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ erscheint selbst unter den Betriebsbedingungen der KA Hutthurm unverhältnismäßig niedrig. **Ansatz III** der energetischen Betrachtungsweise sieht daher eine Brutto-Flux-Erhöhung auf $15 \text{ l}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ vor. Dies ist angesichts der neuen Anlagenkapazität, der Leistungsfähigkeit des neuen Membranmaterials und der Prozessstabilität als sehr moderater und realistischer Wert zu betrachten. Für zukünftige Betriebsstrategien ist auch hier eine automatisierte Regelung der Brutto-Fluxrate in Abhängigkeit von Betriebsparametern (Permeabilität, Temperatur, Spülluftbeaufschlagung, etc.) denkbar.

Ausgangsbasis für die Betrachtung des erzielbaren Energieverbrauchs unter Berücksichtigung der obigen 3 Aspekte stellt das Betriebsjahr 2018 mit seinen Betriebsdaten im Jahresmittel dar. Tabelle 6-6 fasst die wesentlichen Kennwerte dieser 3 Optimierungsansätze zusammen:

Tab. 6-6: Erzielbarer spezifischer Energieverbrauch unter Berücksichtigung von 3 Ansätzen zur Steigerung der Energieeffizienz

Werte	Einheit	Betriebsdaten			
		Jahresmittel 2018	Ansatz I	Ansatz II	Ansatz III
$Q_{d, zu}$	m ³ /d	2.344	2.344	2.344	2.344
$Q_{d, VRM1-3}$	m ³ /d	1.098	1.098	1.098	373
$Q_{d, VRM4}$	m ³ /d	1.314	1.314	1.314	1.971
$EV_{KA, ges}$	kWh/d	1.762	1.671	1.642	1.322
EV_{MBR}	kWh/d	853	762	733	413
$EV_{MBR, VRM1-3}$	kWh/d	485	485	485	165
$EV_{MBR, VRM4}$	kWh/d	368	277	248	248
$EV_{Gebläse, VRM4}$	kWh/d	291	200	171	171
$P_{Gebläse, Kupplung}$	kW	11,5	7,9	6,8	6,8
SAD (ganzjährig)	Nm ³ /(m ² *h)	75	75	67	67
SAD (4 Monate)	Nm ³ /(m ² *h)	-	-	75 (7,9kW)	75 (7,9kW)
SAD (8 Monate)	Nm ³ /(m ² *h)	-	-	50 (4,5 kW)	50 (4,5 kW)
$t_{d, Gebläse, VRM4}$	h/d	14,3	14,3	14,3	14,3
$J_{p, netto, VRM4}$	l/(m ² *h)	5,9	5,9	5,9	8,9
$J_{p, brutto, VRM4}$	l/(m ² *h)	10,0	10,0	10,0	15,0
$EV_{spez., MBR}$	kWh/m ³	0,36	0,33	0,31	0,18
$EV_{spez., VRM1-3}$	kWh/m ³	0,44	0,44	0,44	0,44
$EV_{spez., VRM4}$	kWh/m ³	0,28	0,21	0,19	0,13

Ansatz I ließe unter optimierter aggregatetechnischer Anlagenkonfiguration den spezifischen Energiebedarf der VRM 4 von 0,28 kWh/m³ auf 0,21 kWh/m³ reduzieren, was einer Reduzierung des Energieverbrauchs der MBR-Stufe in kombiniertem Betrieb mit der VRM 1–3 von 0,36 kWh/m³ auf 0,33 kWh/m³ gleichkommt.

Ansatz II – mit einer niedrigeren Spülluftbeaufschlagung in den hydraulisch gering belasteten Zeiten (4 Monate pro Jahr) – reduziert den Energieverbrauch der VRM 4 bzw. den MBR-spezifischen Energieverbrauch weiter auf 0,19 bzw. 0,31 kWh/m³.

Den größten Effekt auf den Energieverbrauch hat die Erhöhung der Brutto-Fluxrate der VRM 4 von 10 l/(m²*h) auf 15 l/(m²*h) (**Ansatz III**). In der gleichen Betriebszeit mit der gleichen energieintensiven Belüftungszeit wird dadurch mehr Abwasser filtriert, die belüftungsintensive Zeit besser ausgenutzt und die notwendige Betriebszeit der VRM 1–3 Anlagen verkürzt. Da die VRM 4 energieeffizienter ist als die VRM 1–3, wirkt sich dies besonders günstig auf den MBR-spezifischen Energieverbrauch aus. Bereits die

Erhöhung von $10 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ auf noch sehr moderate $15 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ bewirkt eine weitere Reduktion des MBR-spezifischen Energieverbrauchs auf $0,18 \text{ kWh}/\text{m}^3$ bzw. des spezifischen Energieverbrauchs der VRM 4 auf $0,13 \text{ kWh}/\text{m}^3$.

Diese Betrachtungsweise zeigt, dass mit einer lediglich geringfügigen, realistischen und den prozessstabilen Betrieb nicht gefährdenden Optimierung der Betriebsweise ein mittlerer Energieverbrauch der Membranstufe von nur $0,18 \text{ kWh}/\text{m}^3$ möglich ist. Dies gilt für die Anlagenkonfiguration der Kläranlage Hutthurm, bei der Membranmodule verschiedener Entwicklungsgenerationen kombiniert in Betrieb sind.

Betrachtet man nur den spezifischen Energieverbrauch der VRM 4, so wird deutlich, dass der Betrieb eines Membranmoduls auf dem neuesten Stand der Technik bei einem moderaten zugrunde gelegten Brutto-Flux von $15 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ nur noch einen Mehr-Energieverbrauch von $0,13 \text{ kWh}/\text{m}^3$ im Vergleich zu konventionellen Kläranlagen erwarten lässt.

6.4.6 Klärgasverstromung im eigenen Blockheizkraftwerk

Die Energieeffizienz einer MBR-Anlage lässt sich zum einen durch umfangreiche Maßnahmen zur Energieverbrauchsoptimierung verbessern, zum anderen kann ein Teil des elektrischen Energiebedarfs durch Eigenenergieerzeugung mittels Klärgasverstromung gedeckt werden.

Für die Prozessführung von MBR-Anlagen ist die simultane, aerobe Schlammstabilisierung bisher das übliche Verfahrenskonzept. Die MBR-Anlage in Hutthurm allerdings wird mit einer Vorklärung und einer anaeroben Schlammbehandlung betrieben, und der anfallende Primär- und Überschussschlamm in einem mesophilen Faulturm anaerob behandelt. Das bei der anaeroben Schlammfäulung gewonnenen Faulgas der Kläranlage Hutthurm wurde ursprünglich in einem Gasbehälter gesammelt und über eine Gasfackel verbrannt. Seit 2017 wird das Faulgas zur Produktion von Wärme und Energie in einem betriebseigenen Blockheizkraftwerk (BHKW) verwertet.

Es ist davon auszugehen, dass Überschussschlämme aus MBR-Anlagen hinsichtlich des Gasanfalls mit $200 \text{ NL}/\text{kg oTR}_{\text{zu}}$ bis $300 \text{ NL}/\text{kg oTR}_{\text{zu}}$ vergleichbare Eigenschaften wie konventionelle Überschussschlämme mit hohen Schlammaltern aufweisen [30]. Bastian und Pinnekamp [10] untersuchten den Betrieb einer halbtechnischen MBR-Anlage mit Vorklärung und Schlammfäulung hinsichtlich unterschiedlicher Schlammalter und unterschiedlicher Schlammgemische. Sie stellten spezifische Gaserträge zwischen $264\text{--}310 \text{ l}/\text{kg oTR}_{\text{zu}}$ für Überschussschlamm und $600 \text{ l}/\text{kg oTR}_{\text{zu}}$ für Primärschlamm fest. Die Gasproduktion belief sich für das Schlammgemisch aus Primär- und Überschussschlamm auf 120 bis 140 Liter Gas/ m^3 Abwasser. Faulgas besteht im Wesentlichen aus Methan (65 %) und Kohlendioxid (35 %). Ein typischer Wert der Faul-

gasproduktion auf kommunalen Kläranlagen liegt bei 18 Liter pro EW_{120} und Tag [36]. Bei dieser theoretischen Zusammensetzung des Faulgases hätte es einen Energieinhalt von ca. 24.000 kJ/m³ (entspricht ca. 6,5 kWh/m³). Wird dieses Gas in einem BHKW verstromt, kann je nach elektrischem Wirkungsgrad des BHKWs im Mittel mit einer Energieausbeute von ca. 2 kWh/m³ Faulgas gerechnet werden.

Um die Klärgasverstromung in Hutthurm lediglich orientierend darzustellen, fasst die Tabelle 6-7 die Ergebnisse der Betriebsdaten im Jahresmittel für das Betriebsjahr 2018 zusammen:

Tab. 6-7: Kenndaten der Klärgasverstromung im betriebseigenen BHKW

Parameter	Einheit	Betriebsdaten 2018 (Tagesmittelwerte als Jahresmittel)
Energieverbrauch Kläranlage	kWh/d	1.762
Summe Energieverbrauch Kläranlage	kWh/a	643169
Gaserzeugung	m ³ /d	313
Summe Gaserzeugung	m ³ /a	168.501
Gasverbrauch im BHKW	m ³ /d	271
Summe Gasverbrauch BHKW	m ³ /a	145.622
Stromerzeugung BHKW	kWh/d	521
Summe Stromerzeugung BHKW	kWh/a	190.084
Spez. Gaserzeugung pro EW_{120}	l/ EW_{120}	24,1
Spez. Gaserzeugung pro m ³ Abwasser	l/m ³	166
Energieausbeute	kWh/m ³	1,79
Deckung Energiebedarf	%	29,6

In Hutthurm liegt die durchschnittliche Faulgasproduktion bei 24,1 Liter pro EW_{120} , der Gasertrag pro m³ Abwasser bei 166 l/m³ und die mittlere Energieausbeute bei 1,79 kWh/m³ Faulgas. Damit decken sich die Werte gut mit den oben genannten Kenndaten diverser Literaturstellen.

Abbildung 6-17 zeigt den Energieverbrauch der Kläranlage Hutthurm und die Stromerzeugung durch das BHKW über das gesamte Betriebsjahr 2018.

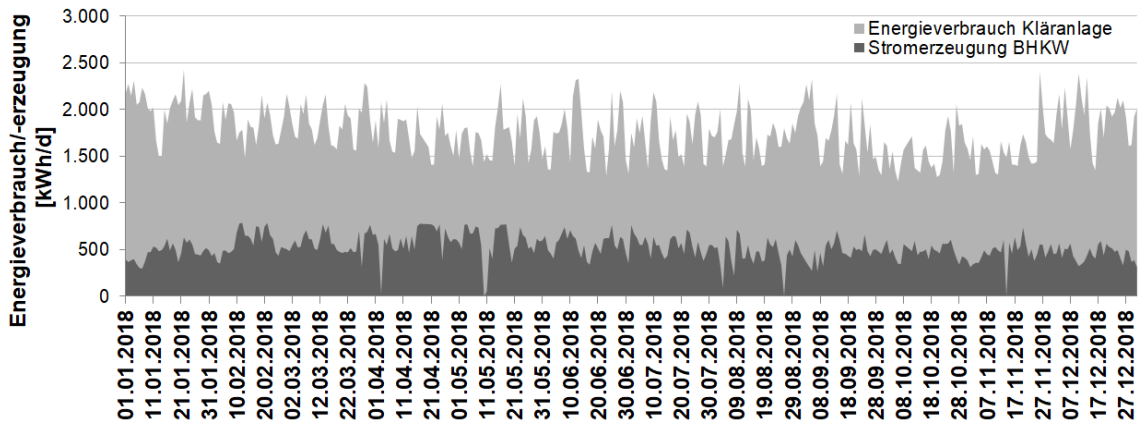


Abb. 6-17 Gesamtenergieverbrauch der Kläranlage und Eigenstromerzeugung durch Klärgasverstromung im Jahr 2018

Der Energiebedarf der MBR-Anlage Hutthurm wird zu rund 30 % durch die Klärgasverstromung des betriebseigenen BHKW gedeckt. Dies zeigt, dass für MBR-Anlagen, abweichend vom bisher üblichen Verfahrenskonzept mit aerober Schlammstabilisierung abhängig von der Anlagengröße, verstärkt Konzepte mit anaerober Schlammstabilisierung und Eigenstromerzeugung durch Klärgasverstromung in der Planungsphase berücksichtigt werden sollten.

Aktuell wird die MBR-Anlage Nordkanal ebenfalls um eine Vorklärung und eine anaerobe Schlammbehandlung erweitert. Die Umbaumaßnahmen haben im März 2017 begonnen und werden durch das Land Nordrhein-Westfalen sowie das Bundesumweltministerium gefördert [12]. Vergleichswerte bleiben abzuwarten.

6.5 Zusammenfassung

Die Erfahrungen und Erkenntnisse der Anlagenerweiterung um ein neuartiges Membranmodul lassen sich hinsichtlich Betriebsverhalten, Reinigungsstrategie und Energieeffizienz wie folgt zusammenfassen:

- Die Permeabilität des neuen Membranmoduls zeigte einen sehr stabilen Verlauf mit im Mittel $350 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ seit Inbetriebnahme.
- Die Erweiterung der Anlagenkapazität führte zu der vorgesehenen hydraulischen Entlastung der ursprünglichen Membranstufen (VRM 1–3), das Betriebsverhalten stabilisierte sich merklich.
- Die neue Betriebs- und Reinigungsstrategie der VRM 4 zeigte einen sehr prozessstabilen Anlagenbetrieb.
- Die Kapazitätserweiterung führte zu einer deutlich prozessstabileren, hydraulischen Betriebsweise der Gesamtanlage. Die Betriebssicherheit und Anlagenverfügbarkeit hat sich deutlich verbessert.

- Das Flachmembranlaminat ermöglichte eine für Flachmembranen neue Reinigungsstrategie mit Permeat- sowie chemischen Rückspülungen. Die von Hohlfasermodule bekannten vorteilhaften Effekte können für dieses Plattenmodul bestätigt werden.
- Im Durchschnitt fanden die chemischen Rückspülungen einmal in zwei Wochen statt. Sie halten die Permeabilität der Membranen proaktiv auf einem hohen Niveau und machen weniger chemische Hauptreinigungen notwendig.
- Die Reinigungsstrategie mit Rückspülung zeigte einen deutlich geringeren spezifischen Chemikalienverbrauch – sowohl in Bezug auf die installierte Membranfläche [l/m^2] als auch in Bezug auf die filtrierte Abwassermenge [$\text{l}/1000 \text{ m}^3$] – im Vergleich zur Reinigungsstrategie ohne Rückspülungen.
- Die mittleren spezifischen Chemikalienkosten für Membranreinigungen sanken durch die Erweiterung der Anlagenkapazität von $0,84 \text{ €}/(\text{m}^2 \cdot \text{a})$ auf $0,54 \text{ €}/(\text{m}^2 \cdot \text{a})$ für die Gesamtanlage.
- Die mittleren spezifischen Chemikalienkosten pro m^3 behandeltem Abwasser reduzierten sich leicht von $1,24 \text{ €}/\text{m}^3$ auf $1,18 \text{ €}/\text{m}^3$.
- Die VRM 4 entlastet die VRM 1–3 derart, dass sich geringere Chemikalienkosten und ein geringerer spezifischer Energieverbrauch – trotz nahezu doppelter Membranfläche – nach der Anlagenerweiterung ergeben.
- Der spezifische Spülluftbedarf der neuen Generation der VRM-Module beläuft sich aufgrund des größeren Durchmessers, des optimierten Systems zur Spüllufteintragung und der verbesserten Abreinigung auf nur noch $50\text{--}100 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$.
- Der Gesamtenergiebedarf der Anlage liegt im Mittel bei $0,81 \text{ kWh}/\text{m}^3$, ist jahreszeitlich konstant und entfällt zu 18 % auf die biologische Stufe und zu 43 % auf die Membranfiltration.
- Der Energieverbrauch der Membranfiltration im kombinierten Betrieb der Module alter und neuer Generation beläuft sich im Mittel auf $0,29 \text{ kWh}/\text{m}^3$, wovon 76 % der grobblasigen Spülluftbeaufschlagung zuzuschreiben sind.
- Die rechnerische Betrachtung von 3 Optimierungsansätzen ließe in Hutthurm einen spezifischen Energieverbrauch der Membranstufe von $0,18 \text{ kWh}/\text{m}^3$ erzielen, bezogen auf den Parallelbetrieb aus alter und neuer Modulgeneration.
- Die erzielbaren Energieverbrauchswerte des neuen Membranmoduls lassen zukünftig einen Mehr-Energieverbrauch eines MBRs gegenüber einer konventionellen Kläranlage von lediglich $0,13 \text{ kWh}/\text{m}^3$ erwarten.
- Neben Optimierungsmaßnahmen zur Energieverbrauchsreduktion ist es gleichzeitig möglich, einen Teil des elektrischen Energiebedarfs durch Eigenenergieerzeugung mittels Klärgasverstromung zu decken. In Hutthurm werden rund 30 % des Gesamtenergiebedarfs durch den Betrieb eines BHKWs gedeckt.

7 Zusammenfassung und Ausblick

Ziel dieser Dissertation war anhand der großtechnischen MBR-Anlage Hutthurm

- zur Schaffung einer breiteren Datenbasis der Betriebserfahrungen von MBR-Anlagen beizutragen und Empfehlungen abzuleiten, die für deren Planung und Betrieb von Nutzen sein können, v. a. hinsichtlich des Aspekts der chemischen Membranreinigung,
- potenzielle Einflussfaktoren auf das Membranfouling und deren Wechselwirkungen zu untersuchen und Strategien zu dessen Vermeidung aufzuzeigen,
- den Einsatz eines technisch neuartigen Membranmoduls zu bewerten hinsichtlich Betriebsverhalten, Reinigungsstrategie und Energieeffizienz.

Die Betriebsbedingungen der Kläranlage Hutthurm zeigten hinsichtlich hydraulischer und frachtmäßiger Belastung Auffälligkeiten, vor allem Überschreitungen des täglichen maximalen stündlichen Mischwasser-Zuflusses. Mittels eines Zwischenspeicherbeckens entsprach der Betrieb der Membranfiltration weitestgehend den ursprünglich zugrunde gelegten, konventionell ermittelten Bemessungswerten. Als hohe Belastungssituation für eine MBR-Anlage sind die häufigen und langen Mischwasserereignisse mit bis zu 13 Tagen Dauer (Schneesmelze) und eine lange Kaltwetterperiode mit Temperaturen $< 8^{\circ}\text{C}$ von rund drei Monate anzusehen. Die einstufige, intermittierende Biologie wurde mit gängigen Parametern der aeroben Schlammstabilisierung betrieben. Die Anlage erzielte eine zu erwartende, hohe Reinigungsleistung mit durchschnittlichen Wirkungsgraden von 99,4 % BSB-, 97,7 % CSB-, 82,9 % N- und 93 % P-Elimination. Generell konnten die erforderlichen Durchsatzleistungen der Membrananlage zwar erzielt werden, allerdings nicht kontinuierlich und nur unter sonst guten Randbedingungen. Es zeigte sich eine ganzjährige – vor allem in den Wintermonaten stark ausgeprägte – Foulingproblematik. Massiven Permeabilitätseinbrüchen schloss sich im Winter eine Folgeproblematik mit äußerst instabilem Betrieb – meist bis ins Frühjahr – an. Diese Umstände führten zu einem instabilen Anlagenbetrieb mit unbefriedigender Durchsatzleistung und zu einer hohen Anzahl an notwendigen chemischen Reinigungen.

Ziel bei der Durchführung chemischer Reinigungen ist es, den besten Kompromiss aus Reinigungseffektivität, Kosten, Zeitaufwand und geringsten Einfluss auf die Standzeit der Membranen zu finden. Bei der oxidativen Reinigung erzielte NaOCl weit bessere Reinigungsergebnisse als H_2O_2 , was die mittlerweile existierenden allgemeinen Empfehlungen (z. B. DWA M 227 [30]) zur chemischen Reinigung von Membrananlagen bestätigt. Die oxidativen Reinigungen mit NaOCl im alkalischen Bereich ($\text{pH} > 10,5$) mit einer Cl-Konzentration von ca. 500 mg/l und 2 Tagen Einwirkzeit zeigten den besten

Kompromiss aus Chemikalieneinsatz und Reinigungseffektivität. Alternativ kann die Einwirkzeit auf einen Tag verkürzt werden, bei gleichzeitiger Erhöhung der Reinigungskonzentration auf 700–800 mg/l. Die Mehrfachnutzung der Reinigungslösung hat sich bewährt und trägt zu einer weiteren Senkung des Chemikalieneinsatzes bei. Durch Zwischenspeichern und Nachschärfen konnte der Ansatz einer Reinigungslösung bis zu 16-mal wiederverwendet werden. Bei der Planung einer MBR-Anlage mit einem in-situ-Reinigungskonzept ist die Mehrfachnutzung der Reinigungschemikalien ebenso wie die Entsorgung bzw. Behandlung der verbrauchten Reinigungschemikalien im Vorfeld zu berücksichtigen. Die Membran war in 7,5 Betriebsjahren einer äußerst hohen Reinigungsbeanspruchung ausgesetzt und erreichte 1,22 Mio. ppmh an Cl/H₂O₂-Äquivalent-Exposition. Im praktischen Anlagenbetrieb hat sie währenddessen 30 % ihrer Permeabilitätsleistung verloren. Die Alterung der Membran äußert sich durch eine offenere Struktur, was sich an einem höheren Reinwasserfluss sowie an einer geringeren Rückhalteleistung deutlich machte.

Nicht die Reinigungseffektivität, sondern die Reinigungshäufigkeit stellte die Herausforderung in Hutthurm dar. Daher wurden umfangreiche Untersuchungen zu potenziellen Einflussfaktoren auf das Membranfouling und deren Wechselwirkungen angestellt mit dem Ziel, die wesentlichen Ursachen für die Leistungsminderung und das ungewöhnliche Betriebsverhalten der Kläranlage zu ermitteln. Membran- bzw. Moduleigenschaften, die gängigen Prozessparameter der biologischen Stufe (TS, t_{TS}, N/DN, ÜS-Entnahme) und konkrete Verdachtssubstanzen (Etikettierleim, Polymere, PFT) konnten als Ursache ausgeschlossen werden. Die Abwassercharakteristik der Industrieeinleiter zeigte zwar Überschreitungen der hydraulischen und frachtbezogenen Einleitwerte, MBR-Pilotanlagen bestätigten allerdings die unauffällige Behandelbarkeit der Industrieabwässer mittels MBR-Technologie. Ein negativer Einfluss der „normalen“ Industrieabwässer auf der Kläranlage Hutthurm ist daher unwahrscheinlich. Einflüsse in Zusammenhang mit Reinigungslösungen von Produktionsanlagen, Tankentleerungen, sich anreichernden Glaspartikeln, etc. können allerdings nicht ausgeschlossen werden. Ebenso wie die Beeinträchtigung durch immer wieder auftretendes Fett in der Biologie oder flächendeckender Glaspartikel im Membranbelag. CSLM-Mikroskopie und EPS-Analysen identifizierten den typischen gelartigen, klebrigen, durchsichtigen Membranbelag als organisches Fouling bzw. Biofouling, so dass die Ursachen hauptsächlich in einer Beeinträchtigung des biologischen Prozesses zu suchen waren.

Die stärksten Beeinträchtigungen fanden im Winter statt. Nicht nur die Permeabilitätseinbrüche wiesen einen starken jahreszeitlichen Zusammenhang auf, sondern auch die Verschlechterung der Schlammfiltrierbarkeit (SFI) und das Auftreten von hohen Konzentrationen organischer Substanzen im Klarwasserüberstand der Biologie – gemessen als faltenfiltrierter CSB. Der CSB-Wert als einfache Messmethode korrelierte gut

mit alternativen Analysemethoden wie Polysaccharid-Gehalt oder TOC-Messungen und ließ sich, durch EPS-Analysen bestätigt, als EPS- bzw. SMP-Gehalt der Biologie interpretieren. Die Größenordnung dieser maßgeblichen Foulants lag zwischen 0,04 µm und 0,4 µm im kolloidalen Bereich. Thiemig [93] bewertet Werte ab 100 s/%TR als schlecht filtrierbar. Erfahrungen in Hutthurm zeigten, dass bereits SFI-Werte ab > 50 s/%TR als kritische Grenze hin zu einer schlechteren Filtrierbarkeit und Beeinträchtigung der Permeabilität zu bewerten sind. Für die organischen Substanzen im Klarwasser zeichnet sich als empirischer Wert eine kritische Grenze bei $CSB_{KWÜ,ff}$ -Werten von 50 mg/l ab, ab der mit einer beeinträchtigenden Wirkung auf die Filtrationsleistung zu rechnen ist. Es liegt nahe, die Temperatur für die vor allem im Winter auftretenden Effekte verantwortlich zu machen. Doch die Temperatur alleine war nicht direkt ursächlich für die Beeinträchtigungen von SFI, EPS und Permeabilität und zeigte aufgrund anderweitiger markanter Einflüsse nicht die sonst typische Korrelation mit der Permeabilitätsentwicklung. Ihr ist aber eine stark beeinträchtigende Wirkung auf den belebten Schlamm und dessen Regenerationsfähigkeit zuzuschreiben. Schwankungen der Zulauffracht bzw. hohe Schlammbelastungen haben einen starken Einfluss auf die Schlammeigenschaften und die Permeabilität. Dies hat sich bei der Entleerung des RÜB gezeigt, infolgedessen es zu einem vollständigen Permeabilitätseinbruch innerhalb von nur 6 Stunden kam. Die Messungen der Schlammbelastung im Rahmen der Eigenüberwachung sind angesichts dessen nicht detailliert genug. Um solche Effekte zu vermeiden und zugunsten einer stabilen Prozessführung, ist die Installation einer Online-Überwachung (z. B. SAK-Sonde) und eine Pufferung von zulauffrachtbezogenen Belastungsspitzen zu empfehlen. Den stärksten und deutlichsten Einfluss auf die Filtrationsleistung der MBR-Anlage in Hutthurm haben Mischwasser-Ereignisse. Sie wirken sich in signifikanter Weise auf die Permeabilität aus. Diese Auswirkungen zeigen sich ganzjährig, besonders markant aber in den Wintermonaten, insbesondere in Kombination mit niedrigen Temperaturen und Schneeschmelze. Regenereignisse bewirken eine rein laufzeitbedingte hydraulische Mehrbelastung der Membranfiltration, wechselnde Schlammbelastungen und eine – meist moderate – Temperatur- und TS-Reduzierung im Belebungsbecken. Außerdem werden Ablagerungen im Kanalsystem durch Regenereignisse mobilisiert, die sich wie im Fall Hutthurm in Form von mineralischen Partikeln (Glassplitter) auf der Membran niederschlagen können. Im Winter zeigen Schneefall und Schneeschmelze einen signifikanten Zusammenhang mit der Verschlechterung der Schlammfiltrierbarkeit und dem Anstieg von EPS bzw. SMP in der Belebung.

In Hutthurm waren mehrere Indizien gegeben, dass ein ungünstiges Ca/Na-Verhältnis und der Eintrag von Salzfrachten (z. B. Streusalz, NaOH der Industrieleiter) einen negativen Einfluss auf die Belebtschlammeigenschaften und in Folge auf die Permea-

bilität bewirken. In grundlegenden Untersuchungen im Labormaßstab wurde die beeinträchtigende Wirkung von Salz hinsichtlich freigesetzter organischer Substanzen ($CSB_{KWÜ}$), der Trübung (NTU) und der Schlammfiltrierbarkeit (SFI) sowie auf die Belebtschlammaktivität (Grund- und Substratatmung) nachgewiesen. Als Strategie, um diesem Einfluss zu begegnen, wurde eine Konditionierung des Belebtschlammes durch Zugabe von Ca in Form von Kreide ($CaCO_3$) untersucht. Diese Ca-Konditionierung wurde im großtechnischen Maßstab in Hutthurm durchgeführt und versuchsbegleitend ihre Wirksamkeit durch weitere Salzdotierungs-Tests analysiert. Die Ca-Konditionierung wirkte sich positiv auf die Stabilisierung des Belebtschlammes und die Toleranz von Salzfrachten aus. Eine Anreicherung von Ca im Belebtschlamm konnte allerdings nicht nachgewiesen werden. Bei der Ca-Konditionierung ist das Scalingpotenzial von $CaCO_3$ zu beachten und eine Anreicherung zu vermeiden. Der positive Effekt der Ca-Konditionierung erwies sich als begrenzt, bis eine lange belastungsintensive Betriebsphase auf den Belebtschlamm wirkte. Aufgrund der stabilisierenden Wirkung wird der bedarfsgerechte Einsatz der Ca-Konditionierung dennoch empfohlen, vor allem während kritischer Zulaufbedingungen (z. B. Wintermonate, Schneeschmelze).

Durch umfangreiche Optimierungsmaßnahmen wurde über die Jahre das Foulingverhalten der Membranfiltration zwar stückweise verbessert. Die Komplexität der Belebtschlammmatrix und der unterschiedlichen Foulingphänomene ließ eine eindeutige Identifizierung der Ursache allerdings nicht zu. Immer wieder spontan auftretende Foulingereignisse konnten nicht vollends abgestellt werden. Vor allem Regen- und Schmelzwasserereignisse hatten nach wie vor eine beeinträchtigende Wirkung, können aber nicht verhindert und das Betriebsregime auf der Kläranlage nicht weiter angepasst werden. Die einzige Lösung lag schlussendlich in der Erweiterung der Anlage um ein neuartiges Membranmodul. Dabei handelte es sich um den Prototypen einer technischen Neuentwicklung, der mit einem rückspülbaren Membranlaminat ausgestattet war und mit 9.216 m^2 das größte Membranmodul auf dem MBR-Markt darstellte.

Die Erweiterung der Anlagenkapazität um dieses zusätzliche Membranmodul stabilisierte schließlich den Anlagenbetrieb und reduzierte die Auswirkungen des Membranfoulings und die Reinigungshäufigkeit. Durch nahezu die doppelte Membranfläche konnte bei hohem hydraulischen Zulauf die Belastung der Membranen gering gehalten werden, was zu einer Entlastung der früheren Module, zu einem deutlich prozessstabileren Betrieb und zu einer höheren Anlagenverfügbarkeit führte. Die Rückspülbarkeit der neuen Modulgeneration hielt die Permeabilität der Membranen proaktiv auf einem hohen Niveau und machte weniger chemische Hauptreinigungen notwendig. Die spezifischen Chemikalienkosten für Membranreinigungen sanken auf $0,54 \text{ €}/(\text{m}^2 \cdot \text{a})$ bzw. $1,18 \text{ €}/\text{m}^3$ Abwasser. Das neue Modul erwies sich als besonders energieeffizient, was sich vor allem auf den reduzierten Spülluftbedarf von $0,1 \text{ Nm}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ zurückführen lässt.

Der spezifische Energieverbrauch der Gesamtanlage betrug im Mittel $0,81 \text{ kWh/m}^3$, der der Membranfiltration im Mittel $0,29 \text{ kWh/m}^3$. Die erzielbaren Energieverbrauchswerte des neuen Membranmoduls lassen zukünftig einen Mehr-Energieverbrauch eines MBRs gegenüber einer konventionellen Kläranlage von nur noch $0,13 \text{ kWh/m}^3$ erwarten. Neben Optimierungsmaßnahmen zur Energieverbrauchsreduktion ist es gleichzeitig möglich, einen Teil des elektrischen Energiebedarfs durch Eigenenergieerzeugung mittels Klärgasverstromung zu decken. In Hutthurm wurden seit 2017 durchschnittlich rund 30 % des Gesamtenergiebedarfs durch den Betrieb eines BHKWs gedeckt.

Bislang erfolgt die Bemessung der erforderlichen Membranfläche von kommunalen MBR-Anlagen, indem die niedrigsten zu erwartenden Abwassertemperaturen und die maximalen hydraulischen Zulaufsituationen betrachtet werden. Bei der konventionellen Herleitung von Bemessungswerten für MBR-Anlagen ist darauf zu achten, dass vor allem die Spitzenwerte maßgebend sind und nicht periodisch ermittelte Durchschnittswerte. Darauf basierend wird dann eine maximale Fluxrate abgeleitet, um daraus die minimal zu installierende Membranfläche zu errechnen. Kritische Randbedingungen und das zu erwartende Foulingpotenzial des Belebtschlammes werden üblicherweise bei der Planung nicht beachtet. Die Erfahrungen in Hutthurm führen zu der Empfehlung, dass folgende Aspekte mit einem entsprechenden Sicherheitsfaktor für die Bemessungsfluxrate zu berücksichtigen sind:

- Neben der Höhe auch die Häufigkeit, Dauer und Schwankungsbreite von hydraulischen Zulaufsituationen
- Kritische Zulauf- und/oder Betriebsbedingungen für die Biologie (wie z. B. Mischwasserzulauf, industrielle Indirekteinleiter, lange Kaltwetterperioden, ungünstiges Ca/Na-Verhältnis, etc.)
- Erhöhte Werte des Schlammfiltrationsindex (SFI) und organischer Substanzen im KWÜ (CSB_{ff}), sofern diese im Rahmen einer Ertüchtigung oder Erweiterung von Kläranlagen im Vorfeld bestimmbar sind (vor allem im Winter)

Der Fall Hutthurm symbolisiert das Spannungsfeld, das sich um die Auslegung der Membranstufe einer MBR-Anlage ergibt. Die Wahl der Fluxrate ist ein Kompromiss aus Wirtschaftlichkeit versus Prozessstabilität. Je offensiver die Auslegung, desto größer ist die Wettbewerbsfähigkeit durch günstigere Investitionskosten, desto ungünstiger wirkt sich dies allerdings auf die Prozessstabilität und Flexibilität im Anlagenbetrieb aus. Solange Membranfouling noch nicht sicher beherrscht wird, kann diesem mit einer defensiven Auslegung der Membranfläche begegnet werden.

In aktuellen Diskussionen um zukünftige Herausforderungen in der Abwasserreinigung steigen die Anforderungen an die Reinigungsleistung stetig. Themen wie die Elimination von anthropogenen Spurenstoffen, multiresistenten Keimen oder Mikroplastik sind

aktuell im Fokus der Forschung. Aber auch bekannte Themenfelder wie z. B. die P-Elimination gewinnen mit Verschärfung der Grenzwerte wieder neu an Bedeutung. Das MBR-Verfahren stellt eine besonders vorteilhafte Technologie bei der Erreichung neuer Reinigungsstandards dar. Während bei konventionellen Techniken mehrere Verfahrensschritte kombiniert werden müssen, um diesen Anforderungen gerecht zu werden, entzieht die Membrantechnik dem aquatischen Kreislauf mehrere dieser Problemstoffe in nur einem einzigen Verfahrensschritt. Durch die rein mechanisch-physikalisch wirkende Barriere der Membranfiltration werden Keime – ob multiresistent oder nicht – zuverlässig zurückgehalten, ebenso wie Mikroplastik oder feinste Trübstoffe. Die Membrantechnologie ermöglicht es, P_{ges} -Ablaufwerte von kleiner 0,2 mg/l zu erreichen, Adsorbentien der Spurenstoffelimination zurückzuhalten oder für oxidative Technologien zur Spurenstoffelimination ein maximal gereinigtes Abwasser zur Verfügung zu stellen. Für die Abwasserreinigung der Zukunft wird sich die Frage stellen, bei welchen Anforderungen an die Reinigungsleistung und bei welchem Platzangebot der Einsatz von Membrantechnologie alternativlos ist.

Literaturverzeichnis

- [1] AHMED, Z. ; CHO, J. ; LIN, B. ; SONG, K.-G. ; AHN, K.-H. : Effects of Sludge Retention Time on membrane fouling and microbial community structure in a membrane bioreactor. In: *Journal of Membrane Science* 287 (2007), S. 211–218
- [2] AL-HALBOUNI, D. ; TRABER, J. ; LYKO, S. ; WINTGENS, T. ; MELIN, T. ; TACKE, D. ; JANOT, A. ; DOTT, W. ; HOLLENDER, J. : Correlation of EPS content in activated sludge at different sludge retention times with membrane fouling phenomena. In: *Water Research* 42 (2008), S. 1475–1488
- [3] AL-HALBOUNI, D. : *Role of extracellular polymeric substances and metals in fouling of membranes in the wastewater treatment*, Fakultät für Mathematik, Informatik und Naturwissenschaften, Rheinisch-Westfälische Technische Hochschule Aachen, Deutschland, Dissertation, 2008. http://publications.rwth-aachen.de/record/50021/files/-Al_Halbouni_Djamila.pdf
- [4] ALAZMI, R. ; NASSEHI, V. ; WAKEMAN, R. : Calcium cation interactions with polysaccharides and proteins in wastewater UF membrane fouling. In: *Membrane Technology 2010* (2010), S. 6–12
- [5] ALT, K. ; WEDI, D. : Bemessung, Konstruktion und Ausschreibung kommunaler Membranbelebungsanlagen. In: *7. Aachener Tagung Wasser und Membranen 30.-31. Oktober, 2007.* – ISBN 3–86130–888–6
- [6] ARABI, S. ; NAKHLA, G. : Impact of calcium on the membrane fouling in membrane bioreactors. In: *Journal of Membrane Science* 314 (2008), S. 134–142
- [7] ARABI, S. ; NAKHLA, G. : Impact of cation concentrations on fouling in membrane bioreactors. In: *Journal of Membrane Science* 343 (2009), S. 110–118
- [8] ARABI, S. ; NAKHLA, G. : Impact of magnesium on membrane fouling in membrane bioreactors. In: *Separation and Purification Technology* 67 (2009), S. 319–325
- [9] BARKER, D. J. ; STUCKEY, D. C.: A review of soluble microbial products (SMP) in wastewater treatment systems. In: *Water Research* 33 (1999), S. 3063–3082
- [10] BASTIAN, C. ; PINNEKAMP, J. : Betrieb einer Membranbelebungsanlage mit Vorklärung und anaerober Schlammstabilisierung. In: *11. Aachener Tagung Wassertechnologie 27.-28. Oktober, 2015.* – ISBN 978–3–95886–056–8
- [11] BREPOLS, C. : *Operating Large Scale Membrane Bioreactors for Municipal Wastewater Treatment.* IWA Publishing, London, 2011. – ISBN 978–1–84339–305–4

- [12] BREPOLS, C. ; DRENSLA, K. ; JANOT, A. ; BEYERLE, L. ; SCHÄFER, H. : *Zukunftsperspektiven für Membranbelebungsanlagen in der kommunalen Abwasserreinigung*. 12. Aachener Tagung Wassertechnologie, 24.-25. Oktober, 2017. – ISBN 978–3–95886–186–2
- [13] BREPOLS, C. ; DRENSLA, K. ; JANOT, A. ; ENGELHARDT, N. ; HUNZE, M. ; SAALBACH, J. : Verhalten großtechnischer Membranbelebungsanlagen bei Stoßbelastungen. In: *8. Aachener Tagung Wasser und Membranen 27.-28. Oktober, 2009*. – ISBN 3–8107–0064–9
- [14] BRINK, P. van d. ; SATPRADIT, O.-A. ; BENTEM, A. van ; ZWIJNENBURG, A. ; TEMMINK, H. ; LOOSDRECHT, M. van: Effect of Temperature Shocks on Membrane Fouling in Membrane Bioreactors. In: *Water Research* 45 (2011), S. 4491–4500
- [15] BROECK, R. Van d. ; VAN DIERDONCK, J. ; CAERTS, B. ; BISSON, I. ; KREGERSMAN, B. ; NIJSKENS, P. ; DOTREMONT, C. ; VAN IMPE, J. ; SMETS, I. Y.: The impact of deflocculation-reflocculation on fouling in membrane bioreactors. In: *Separation and Purification Technology* 71 (2010), S. 279–284
- [16] BRUUS, J. ; NIELSEN, P. ; KEIDING, K. : On the stability of activated sludge flocs with implications to dewatering. In: *Water Research* 26 (1992), S. 1597–1604
- [17] DE TEMMERMAN, L. ; MAERE, T. ; TEMMINK, H. ; ZWIJNENBURG, A. ; NOPENS, I. : Salt stress in a membrane bioreactor: Dynamics of sludge properties, membrane fouling and remediation through powdered activated carbon dosing. In: *Water Research* 63 (2014), S. 112–124
- [18] DI BELLA, G. ; DI TRAPANI, D. ; TORREGROSSA, M. ; VIVIANI, G. : Performance of a MBR pilot plant treating high strength wastewater subject to salinity increase: Analysis of biomass activity and fouling behaviour. In: *Bioresource Technology* 147 (2013), S. 614–618
- [19] DONG, B. ; JIANG, S. : Characteristics and behaviors of soluble microbial products in sequencing batch membrane bioreactors at various sludge retention times. In: *Desalination* 243 (2009), S. 240–250
- [20] DRENSLA, K. ; JANOT, A. : Neue Strategien zur Entfernung von Oberflächenbelägen auf getauchten Hohlfaser-Kapillarmembranen. In: *5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik 30.09 – 01.10., 2003*. – ISBN 3–921955–28–9
- [21] DRENSLA, K. : *Chemische Reinigung von getauchten Niederdruck-Hohlfasermembranen auf großtechnischen kommunalen MBR-Anlagen*, Fachbereich

- Bauingenieur- und Umweltwesen, Universität Kassel, Deutschland, Dissertation, 2015.
<http://dx.doi.org/10.19211/KUP9783737600392>. – DOI 10.19211/KUP9783737600392.
ISBN 978–3–7376–0038–5
- [22] DRENSLA, K. : Neue Kenndaten einer Membrananlage als Bilanz des progressiven Betriebs und technischer Entwicklung. In: *12. Aachener Tagung Wassertechnologie 24.-25. Oktober, 2017*. – ISBN 978–3–95886–186–2
- [23] DRENSLA, K. ; JANOT, A. : BMUB - Umweltinnovationsprogramm: Abschlussbericht zum Vorhaben "Energetische Optimierung der Membrankläranlage Nordkanal". In: *www.erftverband.de, abgerufen am 07.12.2018 (2015)*
- [24] DREWS, A. : Membrane fouling in membrane bioreactors - Characterisation, contradictions, cause and cures. In: *Journal of Membrane Science* 363 (2010), S. 1–28
- [25] DREWS, A. ; MANTE, J. ; IVERSEN, V. ; VOCKS, M. ; LESJEAN, B. ; KRAUME, M. : Impact of ambient conditions on SMP elimination and rejection in MBRs. In: *Water Research* 41 (2007), S. 3850–3858
- [26] DREWS, A. ; VOCKS, M. ; BRACKLOW, U. ; IVERSEN, V. ; KRAUME, M. : Does Fouling in MBR Depend on SMP? In: *Desalination* 231 (2008), S. 141–149
- [27] DREWS, A. ; VOCKS, M. ; IVERSEN, V. ; LESJEAN, B. ; KRAUME, M. : Fouling in Membranbelebungsreaktoren: Erfahrungen beim Betrieb mit diskontinuierlichem Schlammabzug. In: *Chemie Ingenieur Technik* 77 (2005), S. 593–599
- [28] DUBOIS, M. ; GILLES, K. A. ; HAMILTON, J. K. ; REBERS, P. A. ; SMITH, F. : Colorimetric Method for Determination of Sugars and Related Substances. In: *Analytical Chemistry* 28 (1956), S. 350–356
- [29] DWA DEUTSCHE VEREINIGUNG FÜR WASSERWIRTSCHAFT, ABWASSER UND ABFALL E. V.: Membranbelebungsverfahren - Arbeitsbericht des ATV-DVWK-Fachausschusses KA-7 "Membranbelebungsverfahren". In: *Korrespondenz Abwasser (47)* 10 (2000), S. 1547–1553
- [30] DWA DEUTSCHE VEREINIGUNG FÜR WASSERWIRTSCHAFT, ABWASSER UND ABFALL E.V.: Merkblatt DWA-M 227: Membran-Bioreaktor-Verfahren (MBR-Verfahren). (2014)
- [31] ENGELHARDT, N. ; JANOT, A. ; DRENSLA, K. ; GRÖNING, N. : Die Membranbelebungsanlage GWK Nordkanal - Betriebsergebnisse mit neuer mechanischer Vorreinigung. In: *7. Aachener Tagung Wasser und Membranen 30.-31. Oktober, 2007*. – ISBN 3–86130–888–6

- [32] EVENBLIJ, H. : *Filtration Characteristics in Membrane Bioreactors*, Faculty of Civil Engineering and Geosciences, Delft University of Technology, Niederlande, Dissertation, 2006. <http://resolver.tudelft.nl/uuid:0830c159-a60e-46fb-b8bf-babb9ec1352b>
- [33] EVENBLIJ, H. ; GEILVOET, S. ; GRAAF, J. van d. ; ROEST, H. van d.: Filtration characterisation for assessing MBR performance: three cases compared. In: *Desalination* 178 (2005), S. 115–124
- [34] FENU, A. e. a.: Activated sludge model (ASM) based modelling of membrane bioreactor (MBR) processes: A critical review with special regard to MBR specificities. In: *Water Research* 44 (2010), S. 4272–4294
- [35] FLEMMING, H.-C. : *Biofouling bei Membranprozessen*. Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 1995. – ISBN 978–3–642–79372–1
- [36] FREY, W. : Messwerte und Kennzahlen der maschinellen Ausrüstung auf Kläranlagen. In: *Wiener Mitteilungen* Bd. 224, 2011, S. 253–268
- [37] HIGGINS, M. J. ; NOVAK, J. T.: The effect of cations on the settling and dewatering of activated sludges: laboratory results. In: *Water Environment Research* 69 (1997), S. 215–224
- [38] HIGGINS, M. J. ; SOBECK, D. C. ; OWENS, S. J. ; SZABO, L. : Case study II: application of the divalent cation bridging theory to improve biofloc properties and industrial activated sludge system performance - using alternatives to sodium-based chemicals. In: *Water Environment Research* 76 (2004), S. 353–362
- [39] HIGGINS, M. J. ; TOM, L. A. ; SOBECK, D. C.: Case study I: application of the divalent cation bridging theory to improve biofloc properties and industrial activated sludge system performance - direct addition of divalent cations. In: *Water Environment Research* 76 (2004), S. 344–352
- [40] HOCAOGLU, S. M. ; ORHON, D. : Fate of soluble residual organics in membrane bioreactor. In: *Journal of Membrane Science* 364 (2010), S. 65–74
- [41] JANG, D. ; HWANG, Y. ; SHIN, H. ; LEE, W. : Effects of salinity on the characteristics of biomass and membrane fouling in membrane bioreactors. In: *Bioresource Technology* 141 (2013), S. 50–56
- [42] JARUSUTTHIRAK, C. ; AMY, G. : Understanding soluble microbial products (SMP) as a component of effluent organic matter (EfOM). In: *Water Research* 41 (2007), S. 2787–2793

- [43] JIANG, T. : *Characterization and Modelling of Soluble Microbial Products in Membrane Bioreactors*, Ghent University, Belgien, Dissertation, 2007. ISBN 978–9–05989–169–2
- [44] JIN, B. ; WILEN, B.-M. ; LANT, P. : A comprehensive insight into floc characteristics and their Impact on compressibility and settleability of activated sludge. In: *Chemical Engineering Journal* 95 (2003), S. 221–234
- [45] JUDD, S. ; JUDD, C. : *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment*. Elsevier, Oxford, 2011. – ISBN 978–0–08–096682–3
- [46] KARA, F. ; GUTAKAN, G. C. ; SANIN, F. D.: Monovalent Cations and Their Influence on Activated Sludge Floc Chemistry, Structure and Physical Characteristics. In: *Biotechnology and Bioengineering* 100 (2008), S. 231–239
- [47] KIM, I. S. ; JANG, N. : The effect of calcium on the membrane biofouling in the membrane bioreactor (MBR). In: *Water Research* 40 (2006), S. 2756–2764
- [48] KRAUME, M. ; WEDI, D. ; SCHALLER, J. ; IVERSEN, V. ; DREWS, A. : Fouling in MBR: What use are lab investigations for full scale operation? In: *Desalination* 236 (2009), S. 94–103
- [49] KRZEMINSKI, P. ; GRAAF, J. van d. ; B VAN LIER, J. : Membrane bioreactors (MBRs): Activated sludge filterability and full-scale MBR functioning. In: *Vann* 03 (2013)
- [50] KRZEMINSKI, P. ; GRAAF, J. H. d. ; LIER, J. B.: Specific energy consumption of membrane bioreactor (MBR) for sewage treatment. In: *Water Science & Technology* 65 (2012), S. 380–92
- [51] KRZEMINSKI, P. ; IGLESIAS-OBELLEIRO, A. ; MADEBO, G. ; GARRIDO, J. ; FRAAF, J. van d. ; LIER, J. van: Impact of temperature on raw wastewater composition and activated sludge filterability in full-scale MBR systems for municipal sewage treatment. In: *Journal of Membrane Science* 423-424 (2012), S. 348–361
- [52] LAABS, C. : *Fouling of low-pressure membranes by municipal wastewater: identification of principal foulants and underlying fouling mechanisms*. Logos Verlag, Berlin, 2004. – ISBN 978–3–8325–0643–8
- [53] LANGE, M. ; BOLLE, F.-W. ; SCHILLING, S. ; BAUMGARTEN, S. ; PINNEKAMP, J. (Hrsg.) ; FRIEDRICH, H. (Hrsg.): *Membrantechnik für die Abwasserreinigung*. Aachen : FiW Verlag, Aachen, 2006. – ISBN 978–3–939377–00–9
- [54] LE-CLECH, P. ; CHEN, V. ; FANE, T. : Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. In: *Journal of Membrane Science* 284 (2006), S. 17–53

- [55] LE-CLECH, P. ; JEFFERSON, B. ; CHANG, I. S. ; JUDD, S. J.: Critical flux determination by the flux-step method in a submerged membrane bioreactor. In: *Journal of Membrane Science* 227 (2003), S. 81–93
- [56] LE-CLECH, P. ; JEFFERSON, B. ; JUDD, S. : Impact of aeration, solids concentration and membrane characteristics on the hydraulic performance of a membrane bioreactor. In: *Journal of Membrane Science* 218 (2003), S. 117–129
- [57] LESJEAN, B. ; ROSENBERGER, S. ; LAABS, C. ; JEKEL, M. ; GNIRSS, R. ; AMY, G. : Correlation between membrane fouling and soluble/colloidal substances in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. In: *Water Science & Technology* 51 (2005), S. 1–8
- [58] LIANG, S. ; LIU, C. ; SONG, L. : Soluble microbial products in membrane bioreactor operation: Behaviors, characteristics, and fouling potential. In: *Water Research* 41 (2007), S. 95–101
- [59] LIN, H. ; ZHANG, M. ; WANG, F. ; MENG, F. ; LIAO, B. ; HONG, H. ; CHEN, J. ; GAO, W. : A Critical review of extracellular polymeric substances (EPSs) in membrane bioreactors: Characteristics, role in membrane fouling and control strategies. In: *Journal of Membrane Science* 460 (2014), S. 110–125
- [60] LYKO, H. : Vielfältiges Angebot an getauchten Membranmodulen für MBRs und andere Anwendungen. In: *F&S Filtrieren und Separieren* 32 (2018), S. 332–335
- [61] LYKO, S. ; AL-HALBOUNI, D. ; WINTGENS, T. ; JANOT, A. ; HOLLENDER, J. ; DOTT, W. ; MELIN, T. : Polymeric compounds in activated sludge supernatant - Characterisation and retention mechanisms at a full-scale municipal membrane bioreactor. In: *Water Research* 41 (2007), S. 3894–3902
- [62] LYKO, S. ; WINTGENS, T. ; AL-HALBOUNI, D. ; BAUMGARTEN, S. ; TACKE, D. ; DRENSLA, K. ; JANOT, A. ; DOTT, W. ; PINNEKAMP, J. ; MELIN, T. : Long-term monitoring of a full-scale municipal membrane bioreactor - Characterisation of foulants and operational performance. In: *Journal of Membrane Science* 317 (2008), S. 78–87
- [63] MA, Z. ; WEN, X. ; ZHAO, F. ; XIA, Y. ; HUANG, X. ; WAITE, D. ; GUAN, J. : Effect of temperature variation on membrane fouling and microbial community structure in membrane bioreactor. In: *Bioresource Technology* 133 (2013), S. 462–468
- [64] MAREL, P. van d. ; ZWIJNENBURG, A. ; KEMPERMAN, A. ; WESSLING, M. ; TEMMINK, H. ; MEER, W. van d.: An improved flux-step method to determine the critical flux and the critical flux for irreversibility in a membrane bioreactor. In: *Journal of Membrane Science* 332 (2009), S. 24–29

- [65] MARKT HUTTHURM: Informationen zur Wasserversorgung, Untersuchungsbefunde Trinkwasser. In: www.hutthurm.de/seite/186385/wasserversorgung.html, abgerufen am 03. Oktober 2018
- [66] MELIN, T. : Strategien zur Foulingkontrolle bei Membranbelebungsanlagen in der kommunalen Abwasserbehandlung. Abschlussbericht für das Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen (MUNLV), abgerufen unter <https://www.lanuv.nrw.de> am 21.03.2010 / RWTH Aachen. 2007
- [67] MELIN, T. ; RAUTENBACH, R. : *Membranverfahren - Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung*. Berlin : Springer-Verlag, Heidelberg, 2007. – ISBN 978–3–540–34327–1
- [68] MENG, F. ; CHAE, S.-R. ; DREWS, A. ; KRAUME, M. ; SHIN, H.-S. ; YANG, F. : Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. In: *Water Research* 43 (2009), S. 1489–1512
- [69] MURTHY, S. N.: *Bioflocculation: Implications for activated sludge properties and wastewater treatment*, Faculty of Civil Engineering at the Virginia Polytechnic Institute and State University, USA, Dissertation, 1998. <https://vtechworks.lib.vt.edu/bitstream/handle/10919/30647/etd.pdf>
- [70] MURTHY, S. N. ; NOVAK, J. T.: Influence of Cations on Activated Sludge Effluent Quality. In: *Water Environment Research* 73 (2001), S. 30–36
- [71] NOVAK, J. ; MURTHY, S. N.: Cations and Activated Sludge Characteristics. In: *12th annual residuals and biosolids management conference*, 1998, S. 583–589
- [72] OHLROGGE, K. ; EBERT, K. : *Membranen - Grundlagen, Verfahren und industrielle Anwendungen*. John Wiley & Sons, Ltd, 2006. – ISBN 978–3–527–30979–5
- [73] PAN, J. R. ; SU, Y. ; HUANG, C. : Characteristics of soluble microbial products in membrane bioreactor and its effect on membrane fouling. In: *Desalination* 250 (2010), S. 778–780
- [74] PEDRAZZI, L. ; DI POFI, M. : Assago WWTP - a large MBR example with low energy consumption. In: *12. Aachener Tagung Wassertechnologie 24.-25. Oktober*, 2017. – ISBN 978–3–95886–186–2
- [75] PEETERS, B. ; DEWIL, R. ; LECHAT, D. ; SMETS, I. Y.: Quantification of the exchangeable calcium in activated sludge flocs and its implication on sludge settleability. In: *Separation and Purification Technology* 83 (2011), S. 1–8

- [76] POLLICE, A. ; BROOKES, A. ; JEFFERSON, B. ; JUDD, S. : Sub-critical flux fouling in membrane bioreactors - a review of recent literature. In: *Desalination* 174 (2005), S. 221–230
- [77] PSOCH, C. ; SCHIEWER, S. : Anti-fouling application of air sparging and back-flushing for MBR. In: *Journal of Membrane Science* 283 (2006), S. 273–280
- [78] RAMESH, A. ; LEE, D.-J. ; HONG, S. G.: Soluble microbial products (SMP) and soluble extracellular polymeric substances (EPS) from wastewater sludge. In: *Applied microbiology and biotechnology* 73 (2006), S. 219–25
- [79] REID, E. ; LIU, X. ; JUDD, S. : Effect of high salinity on activated sludge characteristics and membrane permeability in an immersed membrane bioreactor. In: *Journal of Membrane Science* 283 (2006), S. 164–171
- [80] ROEST, H. Van d. ; LAWRENCE, D. ; BENTEM, A. van: *Membrane bioreactors for municipal wastewater treatment*. IWA Publishing, London, 2002 (Water and Wastewater Practitioner Series). – ISBN 978–1843390114
- [81] ROSENBERGER, S. : *Charakterisierung von belebtem Schlamm in Membranbelebungsreaktoren zur Abwasserreinigung*, VDI Verlag, Technische Universität Berlin, Deutschland, Dissertation, 2003. ISBN 3–18–376903–4
- [82] ROSENBERGER, S. ; EVENBLIJ, H. ; POELE, S. t. ; WINTGENS, T. ; LAABS, C. : The importance of liquid phase analyses to understand fouling in membrane assisted activated sludge processes - six case studies of different European research groups. In: *Journal of Membrane Science* 263 (2005), S. 113–126
- [83] ROSENBERGER, S. ; KRAUME, M. : Filterability of Activated Sludge in Membrane Bioreactors. In: *Desalination* 151 (2002), S. 373–379
- [84] ROSENBERGER, S. ; LAABS, C. ; LESJEAN, B. ; GNIRSS, R. ; AMY, G. ; JEKEL, M. ; SCHROTTER, J.-C. : Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. In: *Water Research* 40 (2006), S. 710–720
- [85] ROSENWINKEL, K.-H. : *Gutachten im Beweissicherungsverfahren Aktenzeichen 3 OH 76/12, nicht öffentlich zugänglich*. 2014
- [86] SCHÄFER, A. I. ; FANE, A. G. ; WAITE, T. D.: Nanofiltration of natural organic matter: Removal, fouling and the influence of multivalent ions. In: *Desalination* 118 (1998), S. 109–122
- [87] SÖLTER, K. : Einfluss der Natriumionen auf die Schlammstruktur. In: *wwt wasserwirtschaft wassertechnik* 10 (2010), S. 20–22

- [88] SOBECK, D. C. ; HIGGINS, M. J.: Examination of three theories for mechanisms of cation-induced bioflocculation. In: *Water Research* 36 (2002), S. 527–538
- [89] STEIN, S. ; MEYER, J. ; . RITTER, K. : Siebenjährige Betriebserfahrungen mit Membranbelebungsanlagen - Stand der Optimierungsmaßnahmen. In: *7. Aachener Tagung Wasser und Membranen 30.-31. Oktober, 2007.* – ISBN 3–86130–888–6
- [90] SUN, C. ; LEIKNES, T. ; WITZENBÖCK, J. ; THORSTENSEN, B. : Salinity effect on a biofilm-MBR process for shipboard wastewater treatment. In: *Separation and Purification Technology* 72 (2010), S. 380–387
- [91] SUN, J. ; XIAO, K. ; MO, Y. ; LIANG, P. ; SHEN, Y. ; ZHU, N. ; HUANG, X. : Seasonal characteristics of supernatant organics and its effect on membrane fouling in a full-scale membrane bioreactor. In: *Journal of Membrane Science* 453 (2014), S. 168–174
- [92] THIEMIG, C. ; PINNEKAMP, J. : Stickstoff-Stoßbelastungen bei kommunalen MBR - ein Praxisbeispiel. In: *8. Aachener Tagung Wasser und Membranen 27.-28. Oktober, 2009.* – ISBN 3–8107–0064–9
- [93] THIEMIG, C. : *Die Bedeutung der Filtrationseigenschaften von belebten Schlämmen beim Betrieb von Membranbioreaktoren*, Fakultät für Bauingenieurwesen, Rheinisch-Westfälische Technische Hochschule Aachen, Deutschland, Dissertation, 2011. <http://publications.rwth-aachen.de/record/64147/files/3581.pdf>
- [94] THOMPSON, D. ; VONGHIA, E. : Design and Implementation of Large-Scale Membrane Bioreactors in North America. In: *7. Aachener Tagung Wasser und Membranen 30.-31. Oktober, 2007.* – ISBN 3–86130–888–6
- [95] TRUSSELL, R. S. ; MERLO, R. P. ; HERMANOWICZ, S. W. ; D., J. : The effect of organic loading on process performance and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater. In: *Water Research* 40 (2006), S. 2675–2683
- [96] URBAIN, V. ; BLOCK, J. C. ; MANEM, J. : Bioflocculation in activated sludge: an analytical approach. In: *Water Research* 27 (1993), S. 829–838
- [97] VATANSEVER, A. : *Bioflocculation of activated sludge in relation to calcium ion concentration*, Middle East Technical University, Türkei, Diplomarbeit, 2005
- [98] VELTMANN, K. ; PALMOWSKI, L. ; PINNEKAMP, J. : Reduzierung des Energieverbrauchs großtechnischer Membranbelebungsanlagen. In: *KA Korrespondenz Abwasser, Abfall* 58 (2011), S. 566–571

- [99] VOCKS, M. ; BRACKLOW, U. ; DREWS, A. ; LESJEAN, B. ; MANTE, J. ; KRAUME, M. : Comparison of polysaccharide concentration and fouling rates in different membrane activated sludge systems. In: *Desalination* 199 (2006), S. 381–383
- [100] WANG, Z. ; WU, Z. ; TANG, S. : Extracellular polymeric substances (EPS) properties and their effects on membrane fouling in s submerged membrane bioreactor. In: *Water Research* 43 (2009), S. 2504–2512
- [101] WANG, Z. ; WU, Z. ; YIN, X. ; TIAN, L. : Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor (MBR) under sub-critical flux operation: Membrane foulant and gel layer characterization. In: *Journal of Membrane Science* 325 (2008), S. 238–244
- [102] WANG, Z. ; MA, J. ; TANG, C. Y. ; KIMURA, K. ; WANG, Q. ; HAN, X. : Membrane cleaning in membrane bioreactors: A review. In: *Journal of Membrane Science* 468 (2014), S. 276–307
- [103] WEDI, D. ; BLEISTEINER, S. ; SCHADE, M. ; WILD, W. : Vierjähriger Betrieb der Membranbelebungsanlage Monheim - Abwasserreinigung, Leistungsänderungen, mögliche Ursachen. In: *7. Aachener Tagung Wasser und Membranen 30.-31. Oktober, 2007.* – ISBN 3–86130–888–6
- [104] WETT, M. ; TELGMANN, U. ; FRECHEN, F.-B. : Untersuchung von extrazellulären polymeren Substanzen in konventionellen Belebtschlammanlagen und Membranbelebungsanlagen. In: *gwf Wasser - Abwasser* 11 (2009), S. 926–934
- [105] WETT, M. : *Foulingverhalten des Membranbehebungsverfahrens und Auswirkungen auf die Leistungsfähigkeit*, Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft, Universität Kassel, Deutschland, Dissertation, 2005. ISBN 3–89958–160–1
- [106] WINTGENS, T. ; MELIN, T. ; SCHÄFER, A. ; KHAN, S. ; MUSTON, M. ; BIXIO, D. ; THOEYE, C. : The role of membrane processes in municipal wastewater reclamation and reuse. In: *Desalination* 178 (2005), S. 1–11
- [107] WU, J. ; HUANG, X. : Effect of mixed liquor properties on fouling propensity in membrane bioreactors. In: *Journal of Membrane Science* 342 (2009), S. 88–96
- [108] WU, J. ; LE-CLECH, P. ; STUETZ, R. ; FANE, A. G. ; CHEN, V. : Effects of relaxation and backwashing conditions on fouling in membrane bioreactor. In: *Journal of Membrane Science* 324 (2008), S. 26–32
- [109] XIAO, K. ; LIANG, S. ; WANG, X. ; CHEN, C. ; HUANG, X. : Current state and challenges of full-scale membrane bioreactor applications: A critical review. In: *Bioresource Technology* 271 (2018), S. 473–481

- [110] YOGALAKSHMI, K. ; JOSEPH, K. : Effect of transient sodium chloride shock loads on the performance of submerged membrane bioreactor. In: *Bioresource Technology* 101 (2010), S. 7054–7061
- [111] ZHANG, H. ; GAO, Z. ; ZHANG, L. ; SONG, L. : Performance enhancement and fouling mitigation by organic flocculant addition in membrane bioreactor at high salt shock. In: *Bioresource Technology* 164 (2014), S. 34–40