



Optimierung einer Belebungsanlage mit Membranfiltration

Abschlussbericht

für das
Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft
und Verbraucherschutz (MUNLV)
des Landes Nordrhein-Westfalen

Erftverband Bereich Abwassertechnik

Bereichsleiter: Dipl.-Ing. Norbert Engelhardt

Abteilungsleiter: Dr.-Ing. Henning Heidermann

Projektteam:

Projektleitung: Dipl.-Ing. Kinga Drensla

Dynamische Simulation: Dipl.-Ing. Christoph Brepols

Betrieb: Dipl.-Ing. Andreas Janot

Bergheim, Oktober 2004

Beteiligte Institute:

**Institut für Siedlungswasserwirtschaft
Rheinisch-Westfälische
Technische Hochschule Aachen**

**Institut WAR,
Wasserversorgung und Grundwasserschutz,
Abwassertechnik, Abfalltechnik,
industrielle Stoffkreisläufe,
Umwelt und Raumplanung
Technische Universität Darmstadt**

**Institut für Verfahrenstechnik
Rheinisch-Westfälische
Technische Hochschule Aachen**

**Institut für Siedlungswasserwirtschaft
Technische Universität Braunschweig**

**IWW Rheinisch-Westfälisches Institut für Wasser
Beratungs- und Entwicklungsgesellschaft mbH
Institut an der Universität Duisburg - Essen**

INHALTSVERZEICHNIS

V. DYNAMISCHE SIMULATION

1	DYNAMISCHE SIMULATION DER BIOLOGISCHEN STUFE	2
1.1	ZIELSETZUNG UND MODELLGRUNDLAGEN	2
1.2	MESSPROGRAMM	2
1.3	AUSWERTUNG DER MESSDATEN	2
1.3.1	ZULAUFMENGEN UND FRACHTEN.....	3
1.3.2	SAUERSTOFFKONZENTRATIONEN IN DEN BIOREAKTOREN.....	3
1.3.3	SÄUREKAPAZITÄT	4
1.4	MODELLAUFBAU	5
1.5	ERGEBNISSE DER KALIBRIERUNG	7
1.5.1	AMMONIUM.....	7
1.5.2	NITRAT.....	8
1.5.3	FESTSTOFFKONZENTRATIONEN IN DEN FILTRATIONSBEHÄLTERN.....	9
1.6	ANMERKUNGEN ZUR KALIBRIERUNG ¹	10
1.6.1	EINSTELLUNGEN IN DER MODELLANLAGE.....	10
1.6.2	FRAKTIONIERUNG DES ZUFLUSSES.....	10
1.6.3	STÖCHIOMETRISCHE UND KINETISCHE PARAMETER.....	10
1.7	ZUSAMMENFASSUNG DER KALIBRIERUNG	10
1.8	SIMULATIONSSTUDIEN	11
1.8.1	SIMULATION DER MEMBRANBELEBUNGSSTUFE BEI 12° C.....	12
1.8.2	AUSWIRKUNGEN EINER ERHÖHUNG DER ZULAUFBELASTUNG	13
1.8.3	EINFLUSS DES FESTSTOFFGEHALTES IN DER BELEBUNGSSTUFE AUF DIE STICKSTOFFELIMINATION.....	14
1.9	ZUSAMMENFASSUNG SIMULATIONSSTUDIEN	14
1.10	ÄNDERUNG DER BELÜFTUNGSSTRATEGIE	15
2.	BILANZIERUNG UND MODELLIERUNG DER FILTRATIONSEINHEIT DER MEMBRANBELEBUNGSANLAGE RÖDINGEN	17
2.1	BETRACHTUNG DER VORGÄNGE AUF DER LANGEN ZEITSKALA.....	17
2.1.1	PERMEABILITÄSENTWICKLUNG.....	17
2.1.2	PERMEABILITÄTSBEEINFLUSSENDE FAKTOREN	18
2.1.3	GRUNDLAGEN DER MODELLIERUNG LEISTUNGSBESTIMMENDER PROZESSE BEI DER MEMBRANFILTRATION	20
2.1.4	MODELLIERUNG DES EINGESETZTEN KAPILLARMODULS	21
2.1.5	PORENMODELL.....	23
2.1.6	DIFFUSIONSMODELLE / DECKSCHICHTKONTROLLIERTER STOFFAUSTAUSCH.....	25
2.1.7	HYDRODYNAMISCHE MODELLE.....	25
2.1.8	MODELLIERUNG DER PERMEABILITÄSENTWICKLUNG.....	26
2.1.9	IMPLEMENTATION DES MODELLS IN MATLAB / SIMULINK UND EINBINDUNG IN SIMBA	33
2.1.10	SIMULATION VON FILTRATIONSSTRASSE II.....	35

2.1.11	SIMULATION VON FILTRATIONSSTRASSE I (ALTE MEMBRAN).....	36
2.1.12	SIMULATION VON FILTRATIONSSTRASSE I (NEUE MEMBRAN).....	37
2.2	MODELLVARIATION MIT DYNAMISCHER PARAMETERANPASSUNG.....	40
2.3	BETRACHTUNG DER VORGÄNGE AUF DER KURZEN ZEITSKALA.....	44
2.3.1	INTENSIVMESSPHASEN	44
2.3.2	FLUX-ABHÄNGIGKEITEN DER PERMEABILITÄT	47
2.3.3	BETRACHTUNG DES PERMEABILITÄTSVERLAUFES IN RÜCKSPÜLZYKLEN	48
2.3.4	MODELLIERUNG DES INSTATIONÄREN VERHALTENS NACH DER PERMEATRÜCKSPÜLUNG	52
2.4	ZUSAMMENFASSUNG	55

VI. HYGIENISCH RELEVANTE PARAMETER

1	HYGIENISCH RELEVANTE PARAMETER-LEISTUNGSFÄHIGKEIT DER MEMBRANBELEBUNGSVERFAHREN ZUR KEIMELIMINATION BEI ZUNEHMENDEM ALTERUNGSPROZESS DER MEMBRANE	58
1.1	UNTERSUCHUNGSMETHODIK UND VERSUCHSPROGRAMM	58
1.2	GESETZLICHE ANFORDERUNGEN.....	58
1.3	MIKROBIOLOGISCHE PARAMETER - UNTERSUCHUNGSERGEBNISSE	58
1.3.1	KOLONIEZAHL	60
	ZULAUF	60
1.3.2	GESAMTCOLIFORME	60
1.3.3	FÄKALCOLIFORME	60
1.3.4	SALMONELLEN.....	61
1.4	ERGEBNISSE DER UNTERSUCHUNG	61

VI. BETRIEB DER MEMBRANBELEBUNGSANLAGE

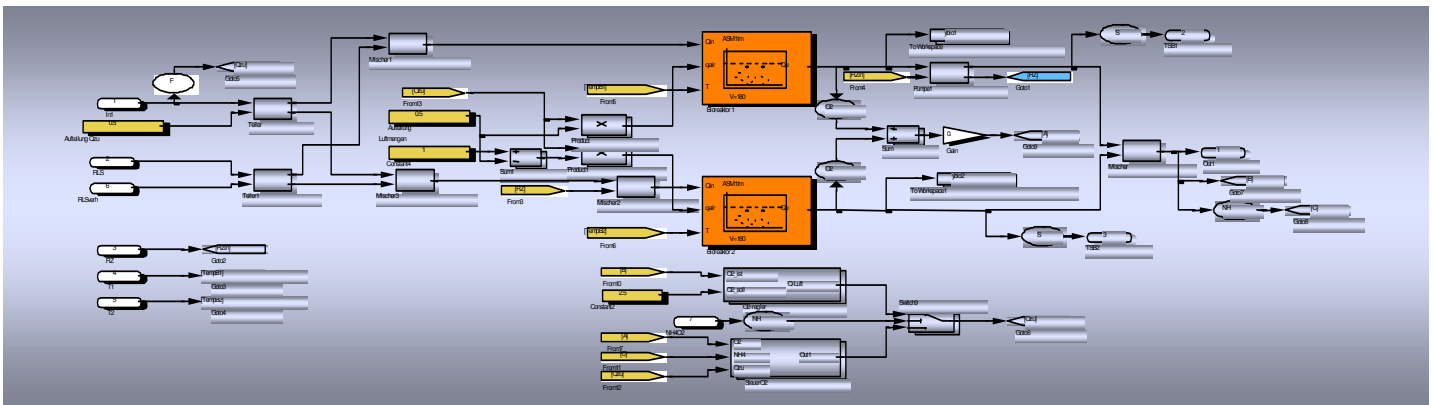
1	BETRIEB DER MEMBRANBELEBUNGSANLAGE	67
1.1	BETRIEBSKOSTEN	67
1.1.1	ENERGIE	67
1.1.2	REPARATUREN, INSTANDHALTUNG.....	69
1.1.2.1	CHEMIKALIENBEDARF	69
1.1.3	SCHLAMMENTSORGUNG	69
1.1.4	PERSONAL.....	69
1.1.5	GESAMTBETRIEBSKOSTEN	70
1.2	STÖRFÄLLE IM BETRIEB DER MEMBRANBELEBUNGSANLAGE.....	71
1.2.1	STÖRFÄLLE IM KANALNETZ.....	71
1.2.2	STÖRFÄLLE AUF DER KLÄRANLAGE	73
1.2.2.1	STÖRFÄLLE WÄHREND ODER NACH DER CHEMISCHEN REINIGUNG DER MEMBRANE	73
1.2.2.2	VERSCHLÄMMUNG DER MEMBRANE	74
1.2.2.3	VERZOPFUNG DER MEMBRANE.....	75

1.2.2.4	LUFTBLASEN, SCHLAMMPARTIKEL IM PERMEAT	76
1.2.2.5	NIEDRIGERE ABWASSERTEMPERATUR, HOHE ZULAUFWASSERMENGE.....	77
1.2.2.6	ANHALTENDE MAX. HYDRAULISCHE BELASTUNGEN.....	78

VI. BEMESSUNGSEMPFEHLUNGEN

1	BEMESSUNGSEMPFEHLUNGEN FÜR EINE MEMBRANBELEBUNGSANLAGE	80
1.1	ZULAUFBEDINGUNGEN	80
1.2	MECHANISCHE VORBEHANDLUNG	80
1.3	BIOLOGISCHE REINIGUNG.....	81
1.4	SCHLAMMBEHANDLUNG	82
1.5	ZUSAMMENFASSUNG	83

V. Dynamische Simulation



1 Dynamische Simulation der biologischen Stufe

1.1 Zielsetzung und Modellgrundlagen

Im Rahmen des Forschungs- und Entwicklungsvorhabens MBR-Rödingen wurde eine dynamische Simulation der Belebungsstufe vorgenommen, um ein besseres Prozessverständnis bei Membranbelebungsanlagen zu erhalten. Hierzu wurde nach der Inbetriebnahmephase die Anlage mit einer vorgeschalteten Denitrifikation betrieben und simuliert. Die Ergebnisse dieser Simulation wurden in dem Zwischenbericht veröffentlicht [Engelhardt et al., 2001]. Seit Anfang 2001 wird die Anlage mit einer intermittierenden Denitrifikation betrieben. Somit war es wünschenswert, auch für diese Betriebsweise eine Simulation durchzuführen. Die Ergebnisse hierzu werden nachfolgend vorgestellt und erörtert.

Die dynamische Simulation wurde mit Hilfe des Programms SIMBA in der Version 4.0 durchgeführt, welches auf den Programmen MATLAB[®]/SIMULINK[™] basiert. Das Programm MATLAB[®] wurde in der Version 5.0, SIMULINK[™] in der Version 5.0 eingesetzt.

Die Grundlage der dynamischen Simulation von Belebungsanlagen bilden mathematische Modelle, die sogenannten Activated Sludge Models No. 1 bis 3. Für die dynamische Simulation im Rahmen dieses Forschungsvorhabens wurde das ASM1 [Henze et al., 1987] ausgewählt. Da auf die Modellgrundlagen zum ASM 1 bereits bei der Simulation der Betriebsweise mit einer vorgeschalteten Denitrifikation eingegangen wurde [Engelhardt et al., 2001], wird hier auf eine nochmalige detaillierte Erläuterung verzichtet.

1.2 Messprogramm

Vom 10.06.2003 bis 20.06.2003 fand auf der Kläranlage Rödingen eine Intensivmessphase statt. Diese bildete die Datengrundlage für die Kalibrierung der Modellanlage. Folgende Parameter wurden im Rahmen der Intensivmessphase gemessen:

Ablauf Sandfang:	CSB _{homogenisiert} , CSB _{filtriert} , NH ₄ -N, o-Phosphat, Phosphat _{ges} , TKN, BSB ₅ , AFS, KS
Ablauf:	CSB _{homogenisiert} (≅ CSB _{filtriert}), NH ₄ -N, NO ₂ -N, NO ₃ -N, o-Phosphat, Phosphat _{ges} , TKN, BSB ₅ , KS
Rücklaufschlamm:	TS, TS _{org} , N _{ges} , P _{ges}
Bioreaktor I:	TS, TS _{org}
Bioreaktor II:	TS, TS _{org}
Filtrationsbecken II:	TS, TS _{org}

1.3 Auswertung der Messdaten

Für die Kalibrierung werden nur die relevanten Parameter wie Wassermengen, CSB- und Ammoniumfrachten im Zulauf, die Sauerstoffkonzentrationsganglinien in den Bioreaktoren und die Alkalinität im Zu- und Ablauf dargestellt.

1.3.1 Zulaufmengen und Frachten

Während der Intensivmessphase gab es drei kürzere Regenereignisse. Diese sind in deutlich an der Zunahme des Zuflusses, aber auch an den gleichzeitig auftretenden Frachtspitzen erkennbar. (Abb. 1-1)

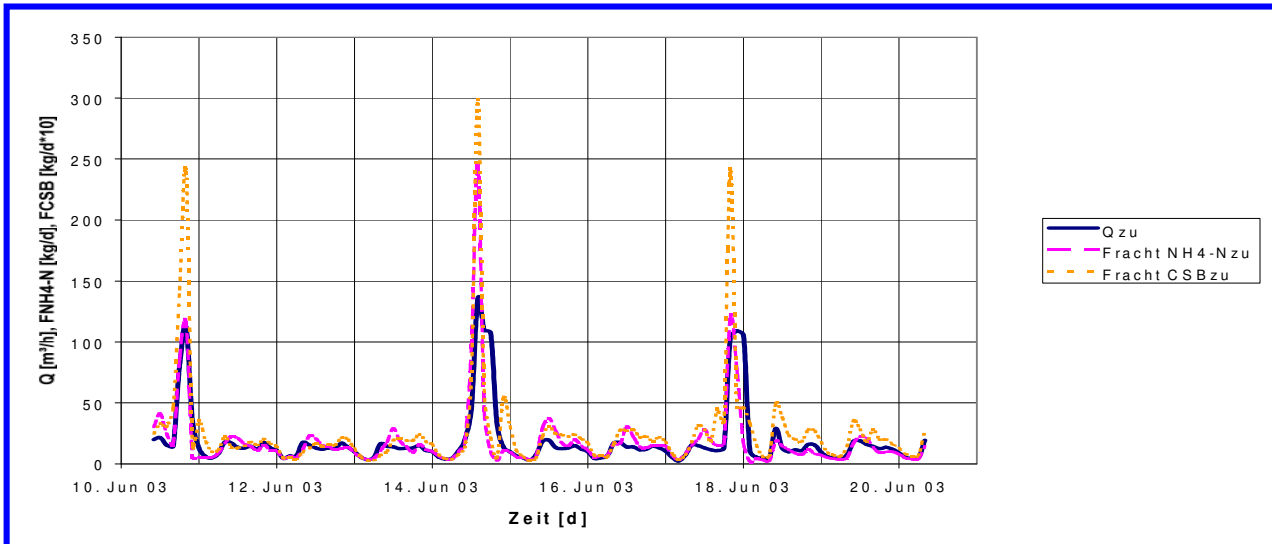


Abb. 1-1: Zulaufmengen und Frachten

1.3.2 Sauerstoffkonzentrationen in den Bioreaktoren

Auffällig war der deutliche Unterschied der Sauerstoffkonzentrationen in den beiden Bioreaktoren. Bei einem Parallelbetrieb der beiden Bioreaktoren wären eigentlich etwa gleich hohe Sauerstoffkonzentrationen zu erwarten gewesen.

Schließt man Messfehler als mögliche Ursache aus, so kommt als wahrscheinlichste Erklärung für die auftretenden Unterschiede eine ungleiche Verteilung der Luftmenge auf die beiden Bioreaktoren in Frage. Die teilweise gegenläufige Dynamik der Sauerstoffkonzentrationen in den beiden Reaktoren konnte als ein weiteres Indiz für eine unterschiedliche und nicht konstante Aufteilung der Luftmengen angesehen werden.

Eine Rolle könnten auch die unterschiedlich hohen Rücklaufschlammengen zu den Bioreaktoren spielen. Eventuell waren die Zulaufmengen zu den Bioreaktoren unterschiedlich, so dass sich auch hieraus ein unterschiedlicher Sauerstoffverbrauch und damit unterschiedliche Sauerstoffkonzentrationen erklären ließen. (Abb. 1-2)

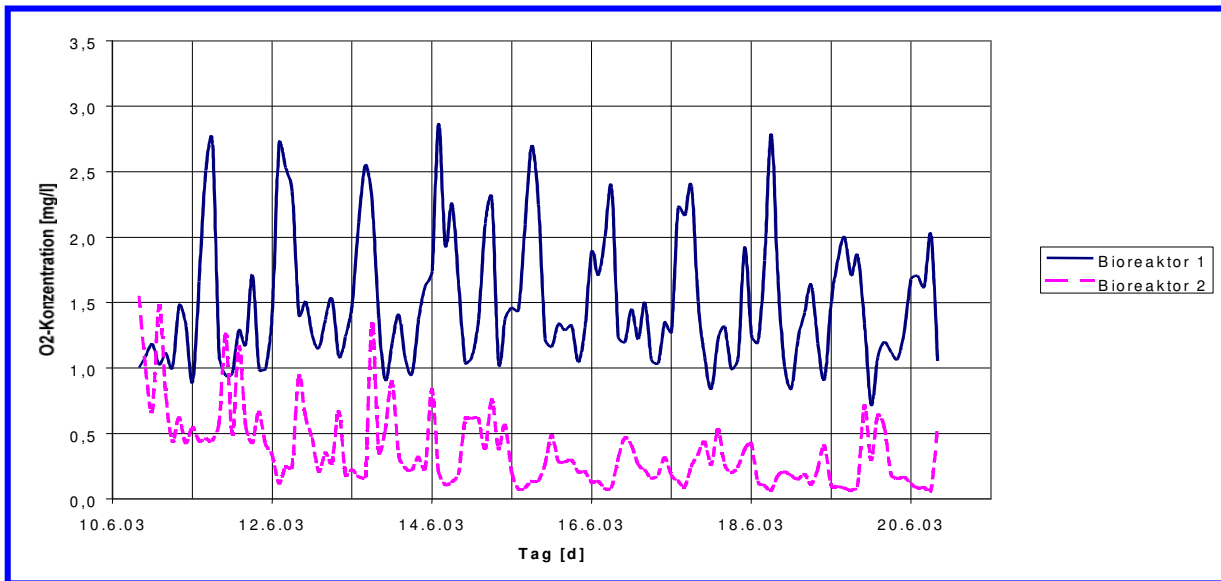


Abb. 1-2: Konzentrationen in den Bioreaktoren

1.3.3 Säurekapazität:

Die Säurekapazität wurde zweimal pro Tag sowohl im Zulauf als auch im Ablauf der Anlage gemessen (Abb. 1–3). Im Zulauf lag die Säurekapazität im Durchschnitt bei etwa 6 mmol/l. Eine Ausnahme bildete die Messung am 14.6. um 20 Uhr, während des zweiten Mischwasserereignisses, mit einer Säurekapazität von 0,85 mmol/l. Trotz einer sehr niedrigen Säurekapazität im Ablauf mit durchschnittlich 1,0 bis 1,5 mmol/l konnten keine negativen Auswirkungen auf die Nitrifikationsleistung festgestellt werden.

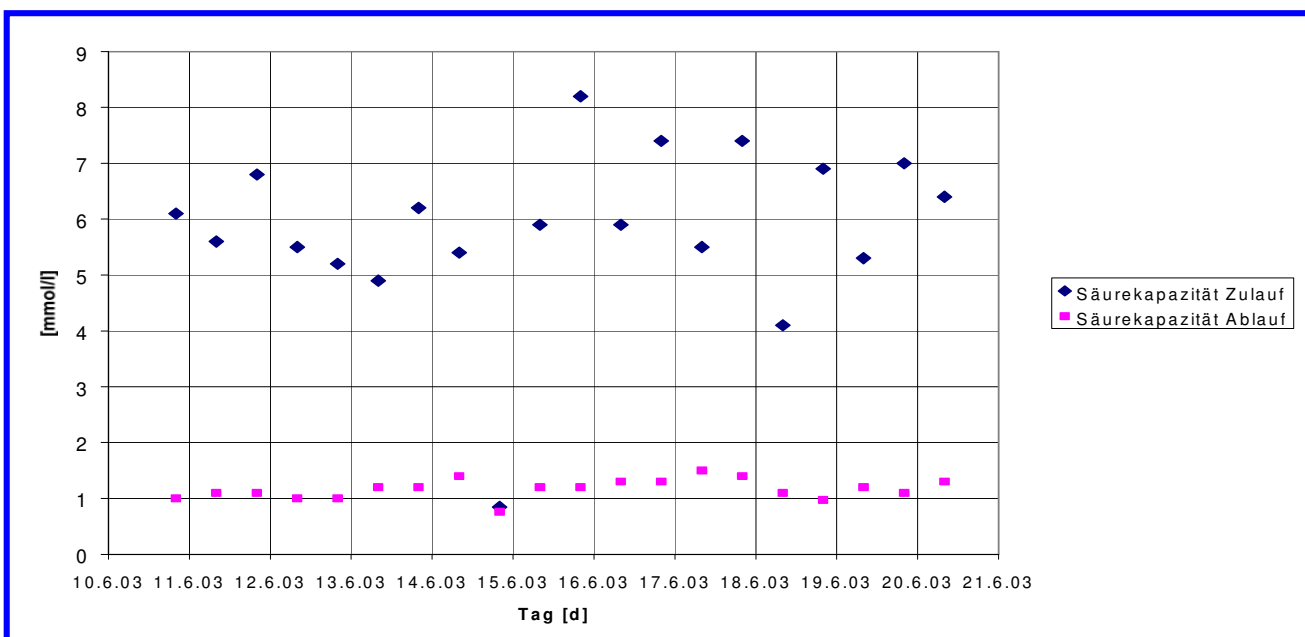


Abb. 1-3: Säurekapazität im Zu- und Ablauf der Anlage

1.4 Modellaufbau

Für die Umsetzung der Membranbelebungsanlage Rödingen mit einer intermittierenden Denitrifikation als Betriebsweise, bestehend aus je zwei parallel geschalteten Bioreaktoren und Membranfiltrationsbehältern, waren eine Reihe von Annahmen zu treffen:

- Die Beschickung der Bioreaktoren in der realen Anlage erfolgte diskontinuierlich in Abhängigkeit des Füllstands im Zwischenpumpwerk. Für die Simulation waren jedoch nur 2-Stunden-Mischproben über die Zulaufmenge verfügbar. Deshalb wurde in der Simulation von einem kontinuierlichen Zufluss zu den beiden Bioreaktoren ausgegangen.
- In der Modellanlage wurde die Zuflussmenge zu gleichen Teilen auf die beiden Bioreaktoren verteilt. Es existieren jedoch keine Informationen oder Messungen darüber, ob der Kläranlagenzufluss tatsächlich zu gleichen Teilen auf beide Bioreaktoren verteilt wurde. Die Möglichkeit einer unterschiedlichen Aufteilung konnte prinzipiell nicht ausgeschlossen werden, da auch die Rücklaufschlammmenge ungleichmäßig auf die beiden Bioreaktoren verteilt wurde. So ergaben Messungen über die Aufteilung der Rücklaufschlammmenge, dass im Mittel für den untersuchten Zeitraum zu Bioreaktor 1 etwa 45 %, zu Bioreaktor 2 etwa 55 % der gesamten Rücklaufschlammmenge zurückgepumpt wurden.
- Der Füllstand in den Bioreaktoren und in den Filtrationsbehältern war nicht konstant, sondern veränderte sich mit der Zuflussmenge. Bei Trockenwetterzufluss betrugen die Schwankungen der Füllstände in den Bioreaktoren weniger als 2 %, bei Regenereignissen etwa 5 %. In den Filtrationsbehältern waren die Schwankungen noch geringer. Es wurde deshalb angenommen, dass die Auswirkungen der Wasserstandsschwankungen auf die Konzentrationen vernachlässigbar sind. Für die Simulation wurde ein Nettoreaktorvolumen von 180 m³ je Bioreaktor angenommen.
- Abhängig vom jeweiligen Füllstand in den Bioreaktoren wurden die Filtrationsbehälter entweder im halbstündigen Wechsel oder gleichzeitig beschickt. In der Modellanlage wurde die Art der Beschickung der Filtrationsbehälter über die Zuflussmenge geregelt. Bei üblichem Trockenwetterzufluss wurden die beiden Filtrationsbehälter wechselseitig beschickt. Ab einer Zuflussmenge von 50 m³/h erfolgte eine gleichzeitige Beschickung beider Filtrationsbehälter.
- Der Ablauf der Bioreaktoren wurde über eine kurze Strecke in einer gemeinsamen Leitung geführt, bevor er wieder auf die beiden Filtrationsbehälter aufgeteilt wurde. Die Ergebnisse der Tracerversuche bei Mischwasserzufluss zeigen, dass auf dieser Strecke keine vollständige Vermischung der Abflüsse aus den Bioreaktoren stattfindet. Bei Trockenwetter und einer abwechselnden Beschickung der Filtrationsbehälter ist dies jedoch nicht von Belang. In der Modellanlage wurde deshalb die Möglichkeit einer nicht oder nur unvollständig stattfindenden Vermischung nicht berücksichtigt, das heißt, bei Mischwasserzufluss wird eine nicht 100-prozentige Abbildung der tatsächlichen Durchströmungsverhältnisse in der realen Anlage in Kauf genommen.
- Die Membranfiltration wurde in der Modellanlage durch zwei Nitrifikationsbecken mit einem jeweils nachgeschalteten idealen Nachklärbecken umgesetzt. Eine vollständige Abtrennung aller partikulären Stoffe wurde damit berücksichtigt. Die Funktionsweise der Membranmodule im Hinblick auf Permeabilität und Filtrationsleistung wurde nicht abgebildet.

- In der Modellanlage wurde die Möglichkeit einer unterschiedlichen Verteilung der Luftmengen auf die beiden Bioreaktoren vorgesehen.

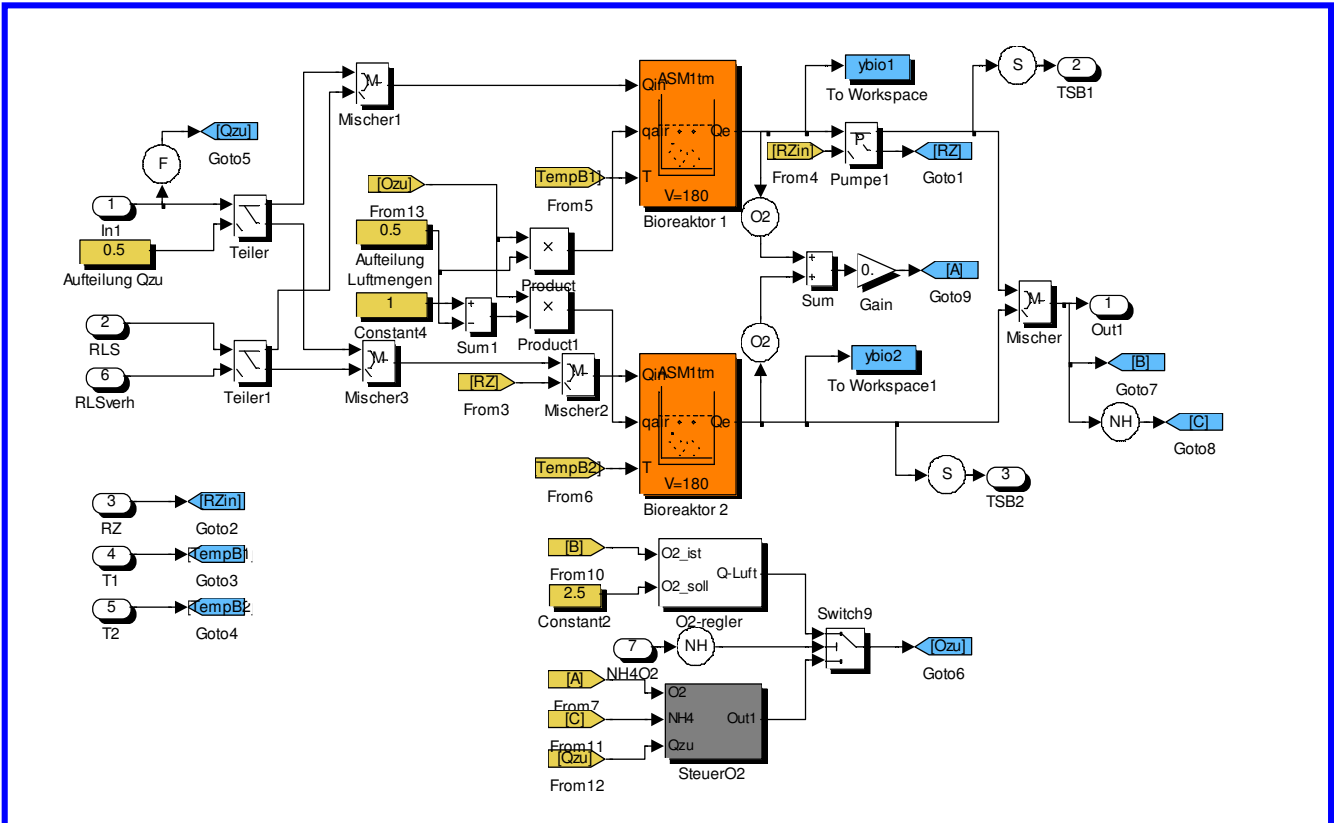


Abb. 1-4: Modell der Bioreaktoren

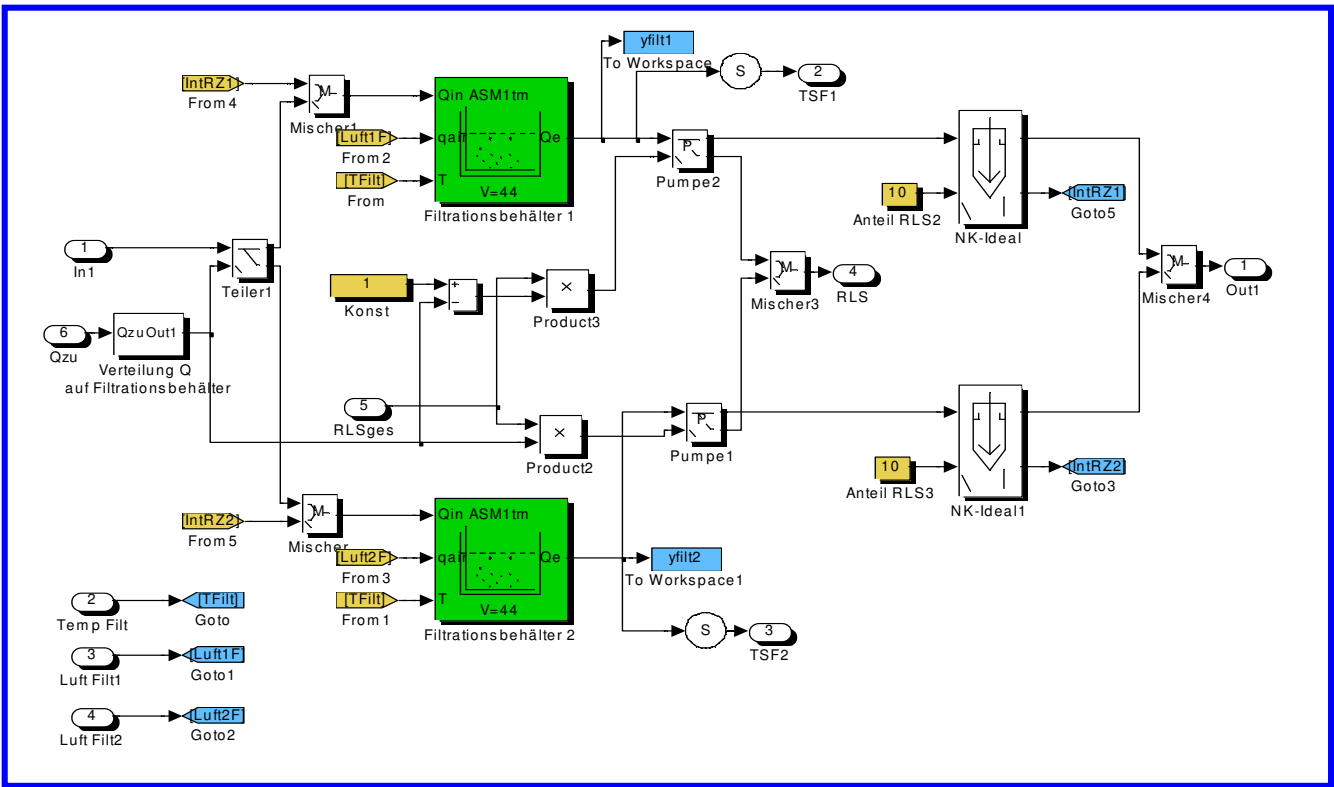


Abb. 1-5: Modell der Membranfiltration

1.5 Ergebnisse der Kalibrierung

Die Kalibrierung der Modellanlage erfolgte für Ammonium und Nitrat sowie den TS-Gehalt in der Filtrationsstufe.

1.5.1 Ammonium

Weder die Online- noch die Labormesswerte wiesen zu irgendeinem Zeitpunkt der Messphase eine Überschreitung von 1,0 mg/l Ammonium im Ablauf auf. Bis auf wenige Ausnahmen lagen die Labormesswerte unterhalb von 0,1 mg/l. Mit den Online-Analysern wurde nahezu über die gesamte Zeit kein Ammonium im Ablauf registriert. Dies deutete jedoch darauf hin, dass die Ammoniumkonzentrationen im Ablauf außerhalb des Messbereichs des Analyzers lagen.

In der Simulation wurden während Zeiten mit Trockenwetterzufluss ebenfalls sehr niedrige Ablaufkonzentrationen von etwa 0,1 mg/l erreicht. Modelltechnisch bedingt sind Ablaufkonzentrationen von Null jedoch nicht möglich.

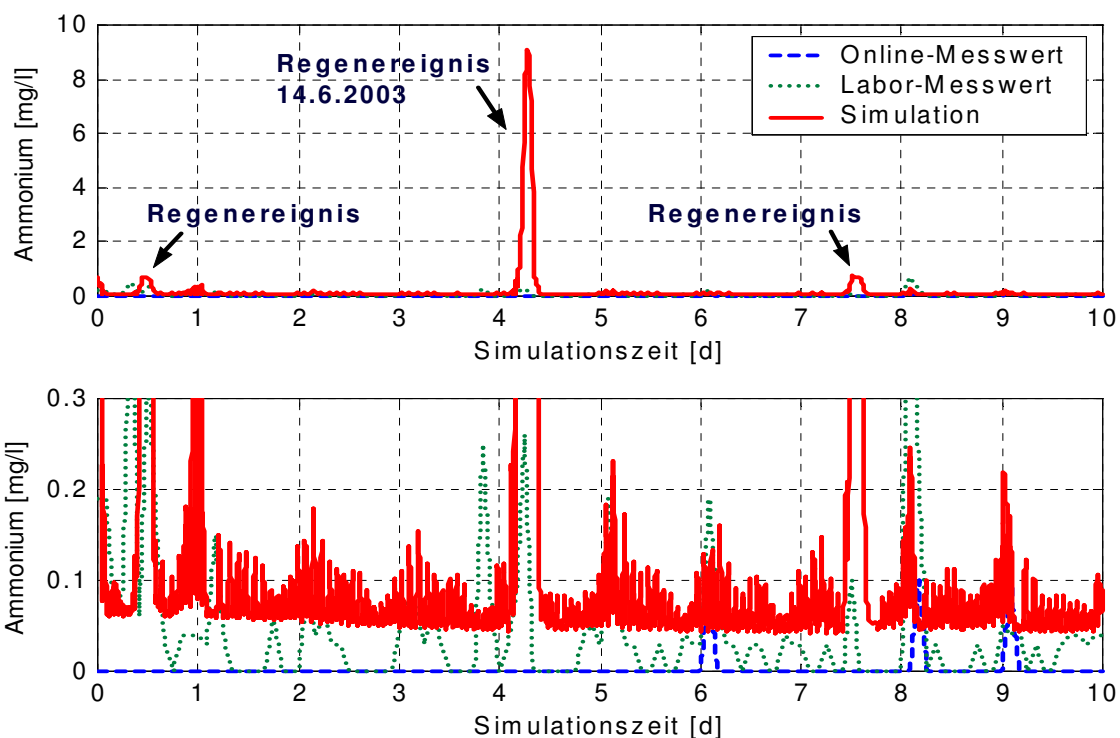


Abb. 1-6: Simulierte und gemessene Ammoniumkonzentrationen im Ablauf der Kläranlage

Während bei Trockenwetterzufluss eine größenordnungsmäßig gute Übereinstimmung der gemessenen und simulierten Werte erzielt werden konnte, waren die Unterschiede bei Mischwasserzufluss doch teilweise erheblich. Die Mischwasserereignisse und die damit einhergehenden Ammonium-Frachtspitzen führten in der Simulation zu deutlich erhöhten Ablaufkonzentrationen. Dies konnte in den Messungen jedoch nicht bestätigt werden (Abb. 1-6). Das Regenereignis am 14.6.2003 ragte mit einer maximalen simulierten Ablaufkonzentration von etwa 9 mg/l deutlich heraus. Eine entscheidende Verringerung dieser simulierten

Konzentration auf das gemessene Niveau war auch durch extreme Maßnahmen, wie Änderungen am Parametersatz und der Zuflussfraktionierung bis in nicht mehr zulässige Bereiche, nicht möglich.

1.5.2 Nitrat

Im Gegensatz zu Ammonium konnten die Nitratkonzentrationen im Ablauf in der Simulation durch unterschiedliche Modelleinstellungen stark beeinflusst werden. Folgende Parameter stellten sich als besonders sensitiv heraus:

- Die Höhe der Luftmengen Zufuhr zu den Bioreaktoren.
- Die Verteilung der Luftmengen auf die beiden Bioreaktoren.
- Der Halbwertsbeffizient K_{OH} für die Sauerstoffaufnahme der heterotrophen Biomasse. Die Erhöhung von K_{OH} führte zu einer merklichen Reduzierung der Nitratkonzentrationen im Ablauf.
- Eine unterschiedliche Verteilung der Zuflussmenge auf die Bioreaktoren.
- Der Anteil an leicht abbaubarem Substrat S_S im Zufluss.
- Die Konzentration der heterotrophen Biomasse zu Beginn des betrachteten Zeitraums.

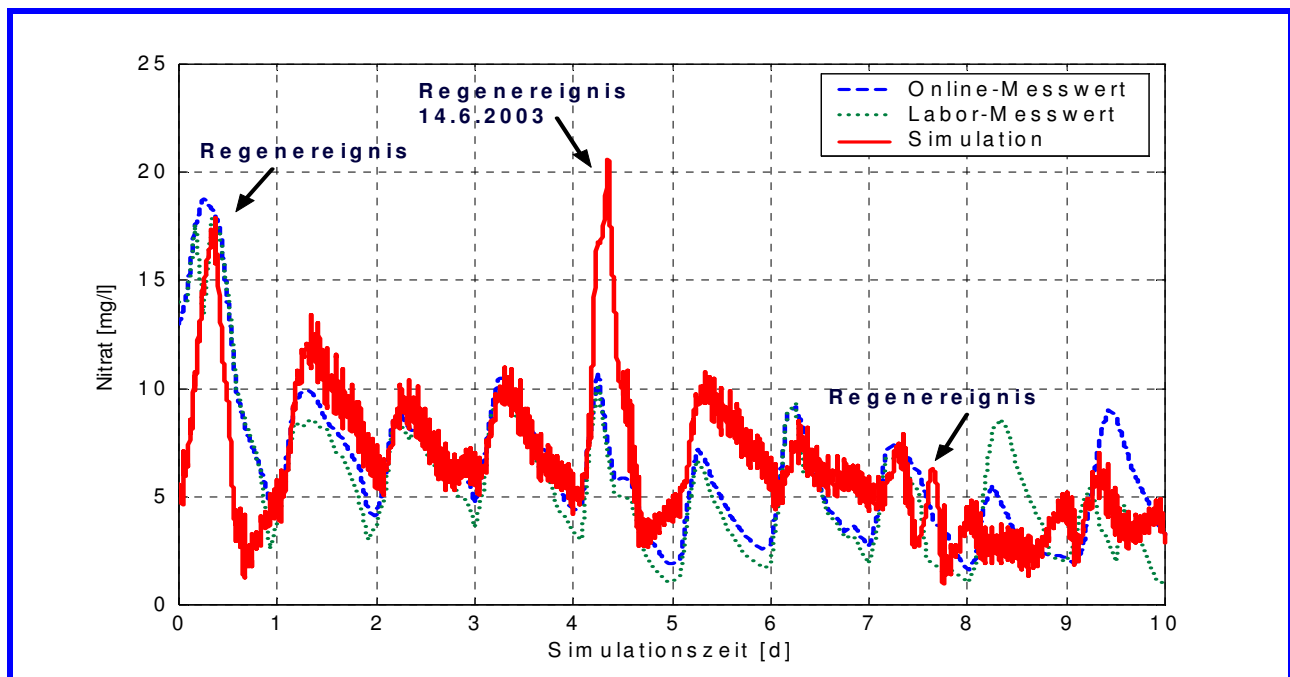


Abb. 1-7: Simulierte und gemessene Nitratkonzentrationen im Ablauf der Kläranlage

Im Rahmen der Kalibrierung wurden nur die Höhe der in die Bioreaktoren eingeblasenen Luftmengen und die Aufteilung der Luftmengen variiert. Allein mit der Variation dieser beiden Parameter ließ sich eine gute Übereinstimmung der simulierten und gemessenen Ablaufkonzentrationen für Nitrat (Abb. 1-7) erreichen, zumindest während Zeiten mit Trockenwetterzufluss. Bei Mischwasserzufluss kam es zu einem Anstieg der Nitratkonzentrationen, der jedoch nicht in den gemessenen Werten wiederzufinden war. Erklären lässt sich dies mit den zur gleichen Zeit auftretenden hohen Ammoniumkonzentrationen im Ablauf, die in der Simulation zu einem anderen Verhalten der Belüftersteuerung als in der Realität führen. Bei einer Überschreitung der Ammoniumkonzentration im Ablauf von 0,7 mg/l wurden die Sauerstoffkonzentrationen in den Bioreaktoren auf 2,5 mg/l geregelt. Im Fall des Regenereignisses am 14.06.2003 führte dies zu

Nitratkonzentrationen, die bis zu 10 mg/l über den gemessenen Werten lagen. Eine Beeinflussung der simulierten Nitratkonzentrationen an den folgenden Tagen kann nicht ausgeschlossen werden. Insgesamt kann der Modellabgleich hinsichtlich Nitrat jedoch als gelungen betrachtet werden.

1.5.3 Feststoffkonzentrationen in den Filtrationsbehältern

Die Modellanlage wurde auf die im Mittel in den Filtrationsbehältern auftretenden Feststoffkonzentrationen eingeschungen. Für den betrachteten Zeitraum zeigten sich deutliche Unterschiede in den simulierten und gemessenen TS-Gehalten (Abb. 1-8):

- Während sich die gemessenen TS-Gehalte in den beiden Filtrationsbehältern zeitweise um mehrere Gramm pro Liter unterschieden, wiesen die simulierten TS-Gehalte nur minimale Abweichungen voneinander auf.
- Die Schwankungen der Feststoffkonzentration waren in der Simulation im Vergleich zu denen in den Messwerten wesentlich geringer. Ein TS-Abfall bzw. Anstieg von mehreren Gramm pro Liter innerhalb weniger Stunden erscheint nicht plausibel. (Messfehler! TS < 15g/l)

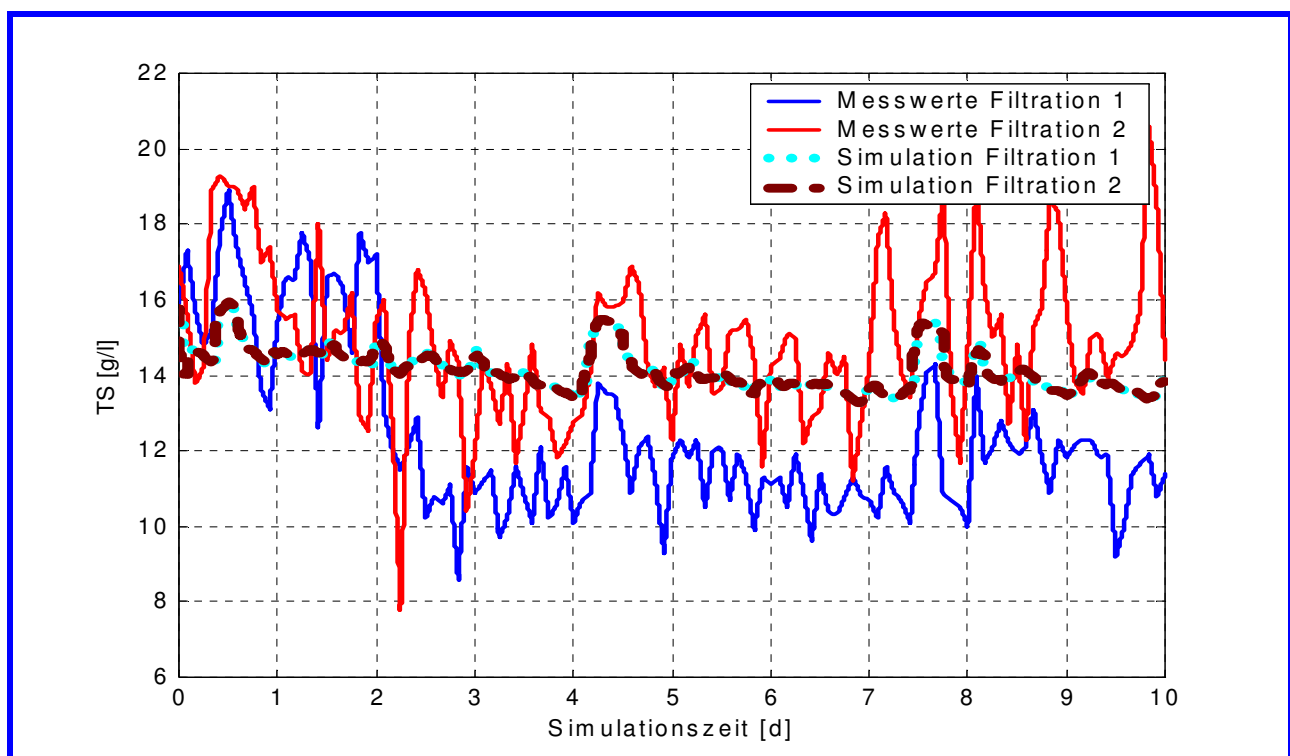


Abb. 1-8: Simulierte und gemessene TS-Konzentrationen in den Filtrationsbehältern

Mit Ausnahme von extremen und nicht mehr begründbaren Änderungen in der Zuflussfraktionierung (z. B. Erhöhung des Anteils X_i am CSB) konnte der Verlauf der TS-Konzentrationen nicht beeinflusst werden. Somit war eine Kalibrierung der Feststoffgehalte praktisch nicht möglich.

1.6 Anmerkungen zur Kalibrierung

1.6.1 Einstellungen in der Modellanlage

Die Zuflussmenge wurde zu je 50 % auf die beiden Bioreaktoren verteilt. Die Bioreaktoren wurden in der Simulation während den Nitrifikationsphasen zusammen mit einer konstanten Luftmenge von 416 m³/h beaufschlagt, wobei die prozentuale Verteilung der Luftmengen über die Dauer der Simulation nicht konstant war. In der Regel entfiel auf Bioreaktor 1 deutlich mehr als 50 % der gesamten Luftmenge. Für die Filtrationsbehälter wurden die gemessenen Luftmengen übernommen. Der α -Wert in den Bioreaktoren wurde zu 0,6 angenommen, in den Filtrationsbehältern wurde ein α -Wert von 0,2 angesetzt.

1.6.2 Fraktionierung des Zuflusses

Die Zuflussfraktionierung orientierte sich an den von Bornemann (Ablauf Vorklämung) [Bornemann et al. 1998] angegebenen Erfahrungswerten. Abweichend davon wurde S_I auf 3% erniedrigt, S_S auf 24 % erhöht, da damit die Höhe des CSB-Ablaufs größenordnungsmäßig am besten wiedergegeben werden konnte. Dies wurde auch durch eine Messung des S_I im Zulauf bestätigt, wonach der Anteil des S_I am CSB weniger als 2 % betrug.

Da der Anteil des CSB_{fitt} am CSB_{hom} im Mittel bei 30 % lag, erschien eine Erhöhung des S_S als zulässig, auch wenn im Rahmen der biologischen Untersuchungen der S_S nur mit 8,4 % am CSB_{hom} und 19,5 % am CSB_{fitt} ermittelt wurde.

Für die dynamische Simulation wurde eine Alkalinität im Zulauf von konstant 6 mmol/l angesetzt, da es bei Verwendung der Messwerte in der Simulation zu einem zeitweiligen Versagen der Nitrifikation kam.

1.6.3 Stöchiometrische und kinetische Parameter

Bis auf den Halbwertskoeffizient für die Ammoniumaufnahme K_{NH} wurde der Standardparametersatz [Bornemann et al. 1998] unverändert übernommen. K_{NH} wurde von 0,5 auf 0,2 erniedrigt, was jedoch noch innerhalb des von Bornemann angegebenen Schwankungsbereichs für diesen Parameter liegt. Die Reduzierung von K_{NH} führte zu niedrigeren Ammoniumkonzentrationen.

1.7 Zusammenfassung der Kalibrierung

Der Modellabgleich kann für Ammonium und Nitrat bei Trockenwetterzufluss als gelungen betrachtet werden. Bei Mischwasserzufluss und damit verbundenen Frachtspitzen zeigt die Simulation jedoch ein unterschiedliches Verhalten zur realen Anlage. Das Ausbleiben von Ammoniumspitzen im Ablauf in der realen Anlage kann mit der im Modell verwendeten Prozesskinetik nicht erklärt werden. Ein möglicher Erklärungsversuch dafür könnte eine unterschiedliche Leistungsfähigkeit der Biomasse in konventionellen und Membranbelebungsanlagen sein. Hierfür steht jedoch noch ein endgültiger Nachweis aus.

In der Regel wird eine Datengrundlage über 10 Tage für eine dynamische Simulation als ausreichend erachtet. In diesem Fall wäre es jedoch hilfreich gewesen, auch Informationen über die Belastung der Anlage in den Wochen vor der eigentlichen Simulationsphase zu besitzen. Es zeigte sich, dass der für die Kalibrierung ermittelte Anfangszustand erheblichen Einfluss auf die simulierten Ablaufkonzentrationen, zumindest während der ersten Tage der Messphase, hatte.

1.8 Simulationsstudien

Ziel der Simulationsstudien ist es, das Verhalten der Anlage bei unterschiedlichen Belastungszuständen zu ermitteln. Dies umfasst Untersuchungen zum Einfluss der Temperatur, der Zulaufmengen und Frachten sowie die Bedeutung des TS-Gehaltes auf die Nitrifikationsleistung.

Für eine nachvollziehbare Durchführung der Simulationsstudien sind die im Folgenden aufgeführten Voreinstellungen in der Modellanlage notwendig:

- Beide Bioreaktoren erhalten die gleiche Luftmenge.
- Beide Filtrationsbehälter werden mit einer konstanten Luftmenge beaufschlagt. Beide Filtrationsbehälter erhalten die gleiche Luftmenge.
- Zulauf- und Rücklaufschlammengen werden zu gleichen Teilen auf die beiden Bioreaktoren verteilt.
- Die Rücklaufschlammmenge beträgt konstant das 8-fache der Zulaufmenge. (Ab 2003 das 4-fache)
- Der Trockensubstanzgehalt in den Bioreaktoren wird auf 12 g/l geregelt.

Weiterhin stellt sich die Frage, mit welchen Zuflusswassermengen und Konzentrationen die Simulationsstudien sinnvollerweise durchgeführt werden sollen. Anlass dafür war, dass sich die während der Intensivmessphase bei Trockenwetter gemessenen mittleren CSB- und $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen deutlich von den 85-Perzentilen der Konzentrationen bei Trockenwetterzufluss über den Zeitraum von 2001 bis 2003 unterschieden (Tab. 1-1).

Der Vergleich einer Simulation mit einer angenommenen Belastung entsprechend der 85-Perzentilen und einer mit der gemessenen Belastung am 12.06.03 ergab, dass die Zulauffrachten am 12.06.03 den kritischeren Lastfall hinsichtlich der Nitratkonzentrationen im Ablauf darstellen (Abb. 1-9). Für die Simulationsstudien wurden deshalb die am 12.6.03 gemessenen Belastungen im Zulauf ausgewählt.

	Q_{zu}	CSB_{zu}	$\text{NH}_4\text{-N}_{zu}$	$CSB/\text{NH}_4\text{-N}$
	m^3/d	mg/l	mg/l	-
Zeitraum 2001 – 2003 (85-Perzentile)	365	335	16,9	19,8
Intensivmessphase (~2000 EW)				
12.06.03	285	447	43,3	10,3
13.06.03	268	486	45,6	10,6
16.06.03	279	651	52,2	12,5

Tab. 1-1: Mittlere Q-Mengen, CSB- und $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen im Zulauf bei Trockenwetterzufluss

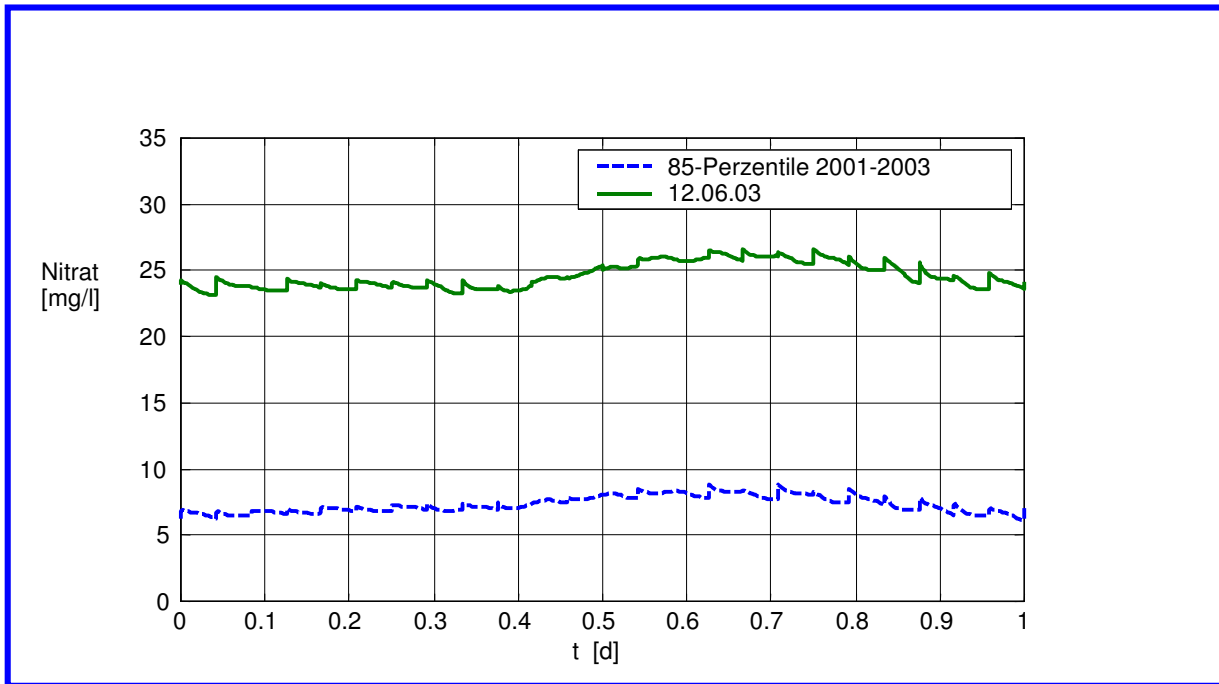


Abb. 1-9: Nitratkonzentrationen im Ablauf KA bei unterschiedlicher Zulaufbelastung

1.8.1 Simulation der Membranbelebungsstufe bei 12 °C

Untersucht wurden die Auswirkungen, die eine Reduzierung der Temperatur von 20 °C auf 12 °C auf die Leistungsfähigkeit der Stickstoffelimination hat.

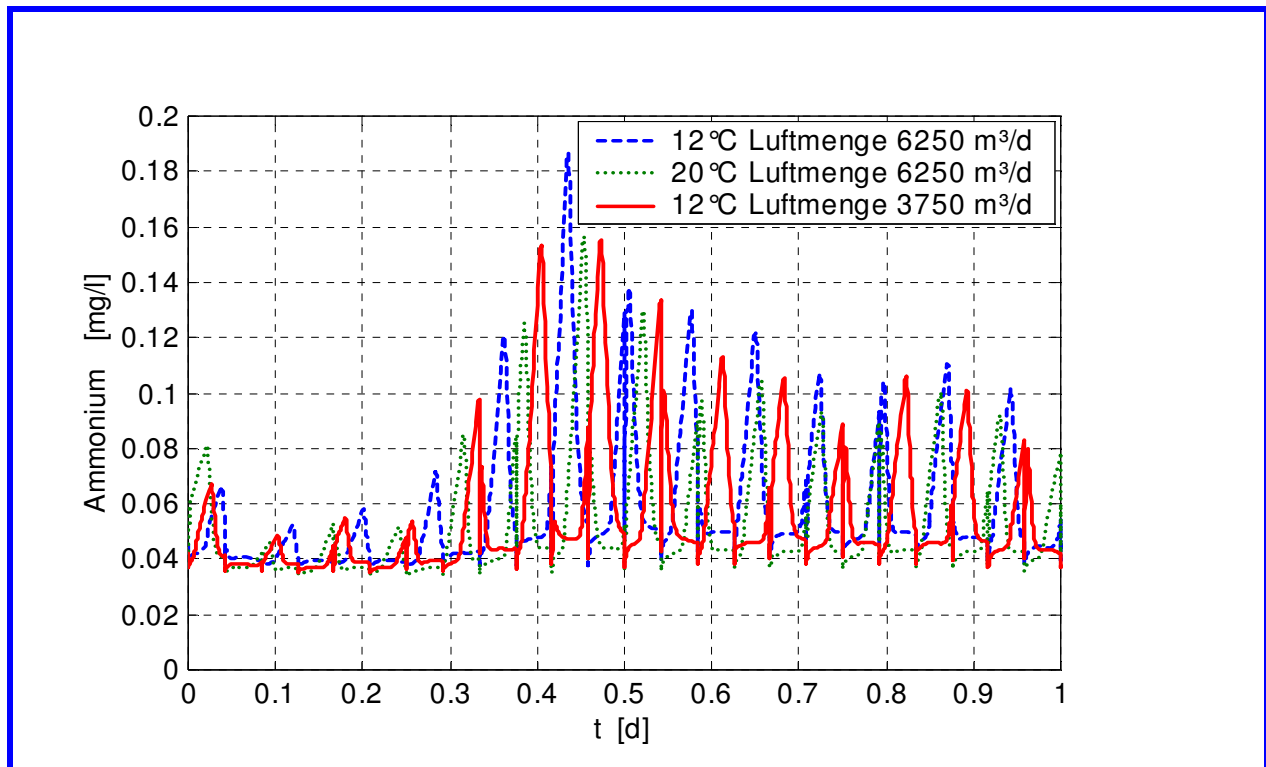


Abb. 1-10: Ammoniumkonzentrationen im Ablauf für 12 °C und 20 °C

In Bezug auf die Ammoniumkonzentrationen im Ablauf hatte die Temperaturabnahme nur eine minimale Erhöhung zur Folge (Abb. 1-10). Auf Nitrat wirkte sich der Temperaturunterschied deutlicher aus, wie (Abb. 1-11) zeigt. Die Ursache hierfür ist zumindest zum Teil auf die unterschiedlich hohen Sauerstoffkonzentrationen zurückzuführen, die sich bei gleichem Luftertrag aber unterschiedlichen Temperaturen in den Bioreaktoren einstellen. Erklären lässt sich dies mit einem geringeren spezifischen Sauerstoffverbrauch für den Abbau von Kohlenstoffverbindungen bei niedrigeren Temperaturen [ATV, 2000]. Bei einer Reduzierung der eingetragenen Luftmenge um 40 % stellten sich bei 12°C etwa die vergleichbaren Sauerstoffkonzentrationen wie bei 20°C ein. Die geringeren Luftmengen wirkten sich positiv auf die Nitratkonzentrationen im Ablauf aus, ohne zu Einbußen bei $\text{NH}_4\text{-N}$ zu führen. Neben einer geringeren benötigten Luftmenge war bei niedrigen Temperaturen ein höherer Überschussschlammanfall zu beobachten.

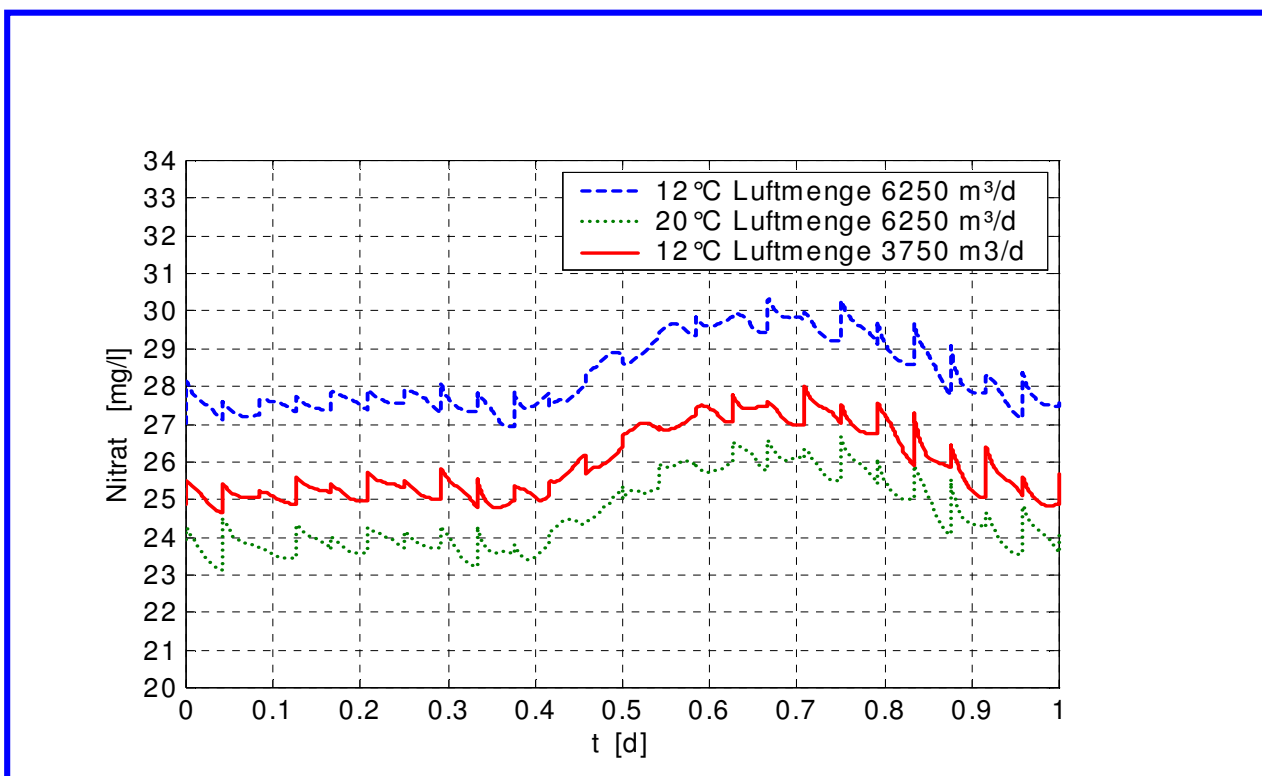


Abb. 1-11: Nitratkonzentrationen im Ablauf für 12°C und 20°C

1.8.2 Einfluss des Feststoffgehaltes in der Belebungsstufe auf die Stickstoffelimination

Verglichen wurden zwei Anlagenvarianten, von denen eine mit einem mittleren Trockensubstanzgehalt von 12 g/l, die andere mit einem Trockensubstanzgehalt von 4 g/l in den Bioreaktoren betrieben wurde. Zur Einstellung einer gleichen Schlammbelastung wurde das Volumen der Bioreaktoren entsprechend angepasst, das heißt, das Volumen der Bioreaktoren war bei der mit einem Feststoffgehalt von 4 g/l betriebenen Anlage um den Faktor drei größer. Für die Filtrationsbehälter wurde kein unterschiedliches Volumen angesetzt, da die hydraulische Belastung in beiden Anlagen gleich war. Erwartungsgemäß zeigen sich die Schwankungen des Tagesganges deutlich ausgeprägter in den Ablaufkonzentrationen für Ammonium und Nitrat bei der Anlagenvariante mit dem höheren TS-Gehalt aufgrund des geringeren Beckenvolumens. Im Mittel wurden Ammonium und Nitrat in beiden Anlagen jedoch etwa gleich gut abgebaut (Abb. 1-12).

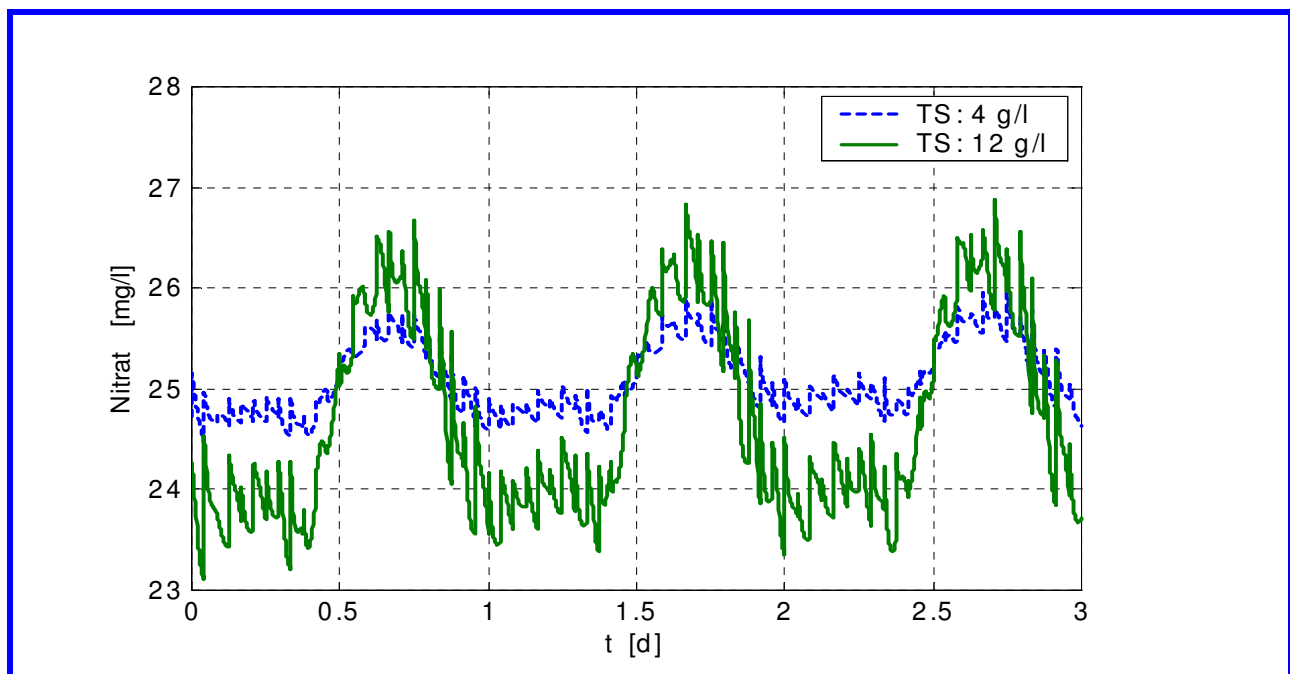


Abb. 1-12: Nitratkonzentrationen im Ablauf bei unterschiedlichen TS-Gehalten

1.9 Zusammenfassung Simulationsstudien

Allen Simulationsstudien ist gemein, dass die Anlage hinsichtlich des Ammoniumabbaus Reserven aufweist. Allerdings geschieht dies auf Kosten hoher Nitratkonzentrationen im Ablauf. In der realen Anlage mögen die Auswirkungen auf die Denitrifikation nicht so ausgeprägt sein wie in der Simulation, da in der Simulation von idealen Bedingungen (gleicher Lufteintrag in beide Bioreaktoren, vollständige Durchmischung in den Bioreaktoren) ausgegangen wird. Trotzdem wird eine Überprüfung der bisherigen Strategie der Luftmengen Zufuhr angeraten, da während der vorliegenden Messphase maximale Nitratkonzentrationen von bis zu 18 mg/l gemessen wurden. Zwar ist für die Kläranlage Rödingen eine Einhaltung bestimmter Grenzwerte hinsichtlich Nitrat nicht gefordert, allerdings ist zu vermuten, dass bei der jetzigen Betriebsweise

eine Überschätzung der notwendigen Luftmengen zur Einhaltung des geforderten Ammoniumgrenzwertes vorliegt.

1.10 Änderung der Belüftungsstrategie

Der Wechsel zwischen Phasen mit und ohne Belüftung in den Bioreaktoren ist durch feste Zeittakte vorgegeben. Einer Belüftungsdauer von 50 Minuten (Start bei einer Überschreitung der Sauerstoffkonzentration in den Bioreaktoren von 1,0 mg/l) folgt ein Pausenintervall von 30 Minuten (ab einer Unterschreitung der Sauerstoffkonzentration in den Bioreaktoren von 0,5 mg/l).

Im Rahmen dieser Studie wurde untersucht, inwieweit die Ammonium- und Nitratkonzentrationen durch eine Änderung der Belüftungsstrategie beeinflusst werden können. Die eingetragene Luftmenge wurde dabei auf zwei unterschiedliche Arten verringert.

- Die oben angegebenen Zeittakte wurden unverändert gelassen. Die pro Zeit eingeblasene Luftmenge wurde jedoch schrittweise reduziert. Diese Vorgehensweise war jedoch nur zu Beginn zielführend. Die Nitratkonzentrationen nahmen zunächst etwas ab. Ab der Unterschreitung einer bestimmten pro Zeit eingeblasenen Luftmenge wurde bei entsprechenden Zuflussbedingungen eine Sauerstoffkonzentration von 1,0 mg/l, die für den Start der 50 Minuten Belüftungsdauer und der darauffolgenden Abschaltung erforderlich war, nicht mehr erreicht. Somit kam es nicht mehr zu einem kontinuierlichen Wechsel von Nitrifikations- und Denitrifikationsphasen, sondern die Bioreaktoren wurden durchgehend belüftet, mit der Folge wieder ansteigender Nitratkonzentrationen im Ablauf der Anlage (Abb. 1-13).
- Im zweiten Fall wurde die pro Zeit eingeblasene Luftmenge unverändert beibehalten. Dafür wurde jedoch die Dauer der Belüftungszeit schrittweise von 50 Minuten bis auf 10 Minuten verkürzt. Das Zeitintervall für die Nichtbelüftung der Bioreaktoren wurde unverändert bei 30 Minuten beibehalten. Die Auswirkungen auf die Ammonium- und Nitratkonzentrationen im Ablauf sind in Abb. 1-13 zu sehen. Zur besseren Anschaulichkeit wurden die unterschiedlichen Zeittakte in entsprechende Luftmengen umgerechnet. Die Verkürzung der Taktdauer für die Nitrifikation in den Bioreaktoren erwies sich als sehr wirkungsvoll hinsichtlich einer Reduzierung der Nitratkonzentrationen im Ablauf. Selbst bei einer Belüftungsdauer von nur 10 Minuten kam es nur zu kaum nennenswert höheren Ammoniumkonzentrationen, während Nitrat immer noch weiter abnahm.

Anzumerken ist, dass die im zweiten Fall in der Simulation gezeigte enorme Verbesserung der Ablaufkonzentrationen ohne eine merkliche Beeinträchtigung der Ammoniumkonzentrationen in der Realität nicht in dem gleichen Maße auftreten muss, da in der Simulation von idealen Durchmischungszuständen in den Becken ausgegangen wird. Der Beitrag der belüfteten Filtrationsbehälter zur Nitrifikation mag in der realen Anlage nicht so groß sein wie in der Simulation. Eine Überprüfung der bisherigen Belüftungsstrategie der Bioreaktoren ist jedoch auf jeden Fall sinnvoll.

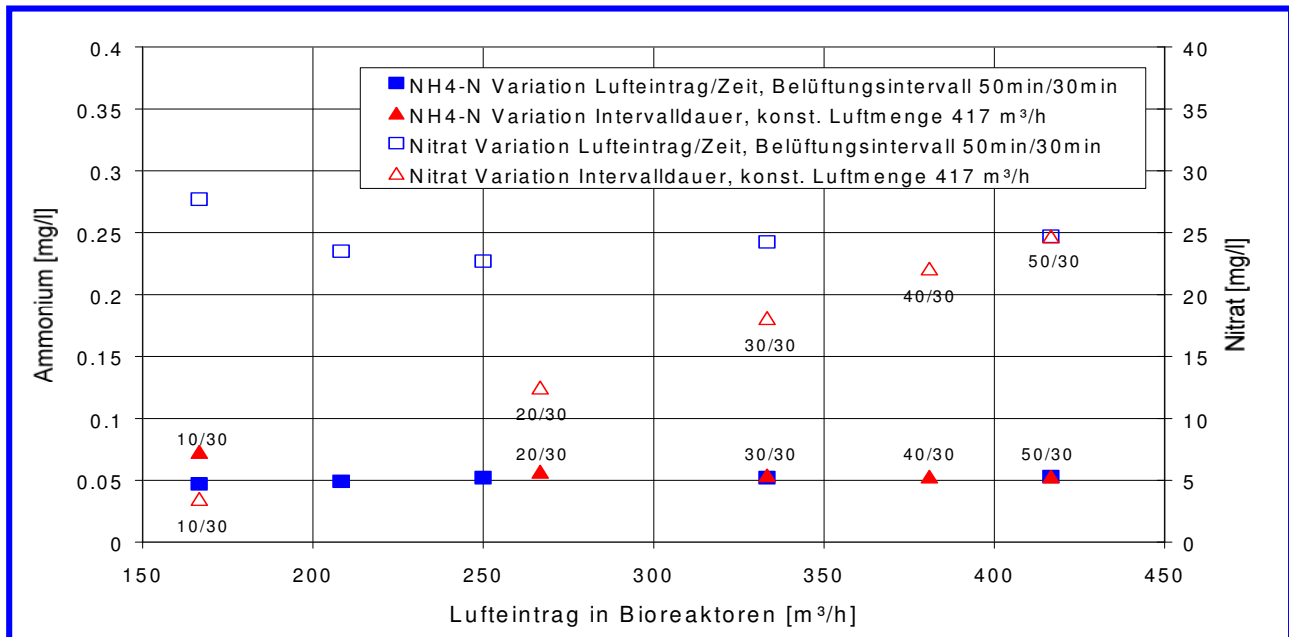


Abb. 1-13: Ammonium- und Nitratkonzentrationen im Ablauf in Abhängigkeit der eingetragenen Luftmenge und der Belüftungszeit

2 Bilanzierung und Modellierung der Filtrationseinheit der Membranbelebungsanlage Rödingen

2.1 Betrachtung der Vorgänge auf der langen Zeitskala

2.1.1 Permeabilitätsentwicklung

Rahmen des Projektes wurden verschiedene Permeabilitätszyklen betrachtet (s. Abb. 2-1). Als Permeabilitätszyklus ist der Zeitraum zwischen zwei chemischen Reinigungen der Membran zu verstehen. Um zu einer geglätteten Darstellung der Betriebswerte zu kommen werden diese als Mittelwerte der einzelnen Betriebswochen dargestellt. Der vorliegende Bericht beschränkt sich auf die im Zuge der zweiten Projektphase erhobenen Daten.

Für die Filtrationsstraße I lassen sich zwei nahezu ganze Permeabilitätszyklen erkennen (s. Abb. 2-1). In der 39. und 40. Betriebswoche wurde die Membran extern chemisch gereinigt. Der zweite Sprung in den Permeabilitätswerten Anfang Mai 2001 ist jedoch nicht auf eine Reinigung sondern auf den Einsatz einer völlig neuen Membran vom Typ Zee-Weed[®] 500c der Firma Zenon zurückzuführen.

Für die Straße II lassen sich ebenfalls zwei nahezu ganze Permeabilitätszyklen ausmachen. Hier fanden im November 2000 (Betriebswoche 47/48) und im Dezember 2001 (Betriebswoche 102/103) externe chemische Reinigungen der Membran statt. Interessanterweise ist bei dieser älteren Membran mit steigenden Temperaturen im Frühjahr sowohl im Jahre 2001 (s. ab Betriebswoche 67) als auch im Jahre 2002 (s. ab Betriebswoche 123) eine deutliche Verbesserung der Permeabilitätseigenschaften erkennbar. Dies kann auf die Veränderung der Permeatviskosität zurückgeführt werden, da mit steigender Temperatur dieser Fließwiderstand geringer wird. Mit wieder fallender Außentemperatur Mitte September (s. ab Betriebswoche 91) fallen dann auch die Werte für die Permeabilität.

Diese Entwicklung ist bei der Membran in Straße I jedoch bei weitem nicht in diesem Maße zu erkennen, steht aber sicherlich im Zusammenhang mit dem Alter der Membran. Denn es ist davon auszugehen, dass die für den gesamten Membranwiderstand maßgeblich mitverantwortliche Verblockung sich ähnlich einer Sättigungskurve einem maximalen Wert nähert, auf den später im Rahmen der Modellbeschreibung noch näher eingegangen werden soll.

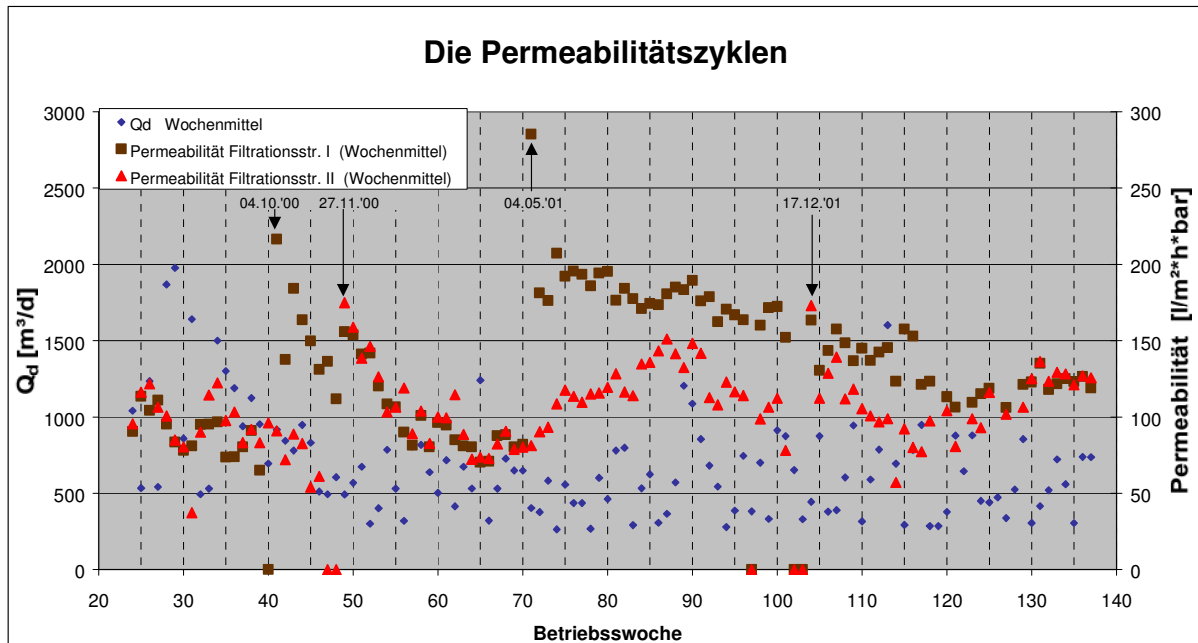


Abb. 2-1: Die Permeabilitätszyklen

Am Ende des gesamten Betrachtungszeitraumes, an dem die neuere Membran der Straße I auch bereits ca. sechzehn Monate in Betrieb ist, lässt sich auch bei ihr eine Tendenz feststellen, dass die Permeabilität nicht weiter absinkt und sogar für die Sommermonate ein minimaler Anstieg festgestellt werden kann, wenn auch diese Tendenz in der Straße I jedoch deutlich schwächer ausgeprägt ist. Weiterhin sind der Abbildung die jahreszeitlichen Niederschlagsschwankungen in Form von stark schwankenden Anlagenzuläufen zu entnehmen, ohne dass hier jedoch bestimmte Korrelationen zwischen der Niederschlagsmenge und der Permeabilität erkennbar wären. Des weiteren lässt sich nach der 50. Betriebswoche die Auswirkung der abgeschlossenen Kanalsanierung besonders auf die Trockenwetterzuflüsse erkennen. Diese sinken von ca. 500 m³/d auf 250 m³/d. Der durchschnittliche Anlagenzufluss lag im gesamten Betrachtungszeitraum der Untersuchung bei knapp 700 m³/d.

2.1.2 Permeabilitätsbeeinflussende Faktoren

Im Rahmen der Modellkalibrierung und Datenauswertung konnten für die Membran in der Filtrationsstraße II ein von den Annahmen für die Temperaturunabhängigkeit der Viskosität von Reinwasser abweichender Zusammenhang gefunden werden.

Die beste Reproduktion der Permeabilitätsveränderungen in Folge von Temperaturschwankungen konnte dabei durch eine etwas erhöhte Temperatursensitivität beschrieben werden. Vor allem die Verbesserung der Filtrationsleistung in den Sommermonaten kann nicht nur über eine Viskositätsverminderung gemäß der in Literatur beschriebenen Zusammenhänge für Reinwasser erklärt werden.

Die verstärkte Temperaturabhängigkeit kann u.U. durch einen zusätzlichen Einfluss des Membranmaterials erklärt werden. Weiterhin besteht die Möglichkeit einer Abweichung der Permeatviskosität von Reinwasser durch gelöste Substanzen. Beide Phänomene wurden bisher

allerdings noch nicht in der Literatur besprochen. Aus betriebstechnischer Sicht bietet sich zumindest für den Permeabilitätsanstieg im Sommer ein erweiterter Erklärungsansatz: Die stark zurückgehenden hydraulischen Lasten in diesem Zeitraum im Vergleich zur Zeit vor der Kanalsanierung ermöglichen ausgedehnte Relaxationsphasen der Membran, die bei weiterhin erfolgter Luftblasenüberströmung und Permeatrückspülung zu einer allmählichen Abnahme von Foulingphänomenen geführt haben können.

Die hervorragende Reproduktion von Permeabilitätsänderungen bei raschen Temperaturänderungen ist im gesamten Betrachtungszeitraum jedoch nur mit den veränderten Annahmen möglich (s. Abb. 2-2).

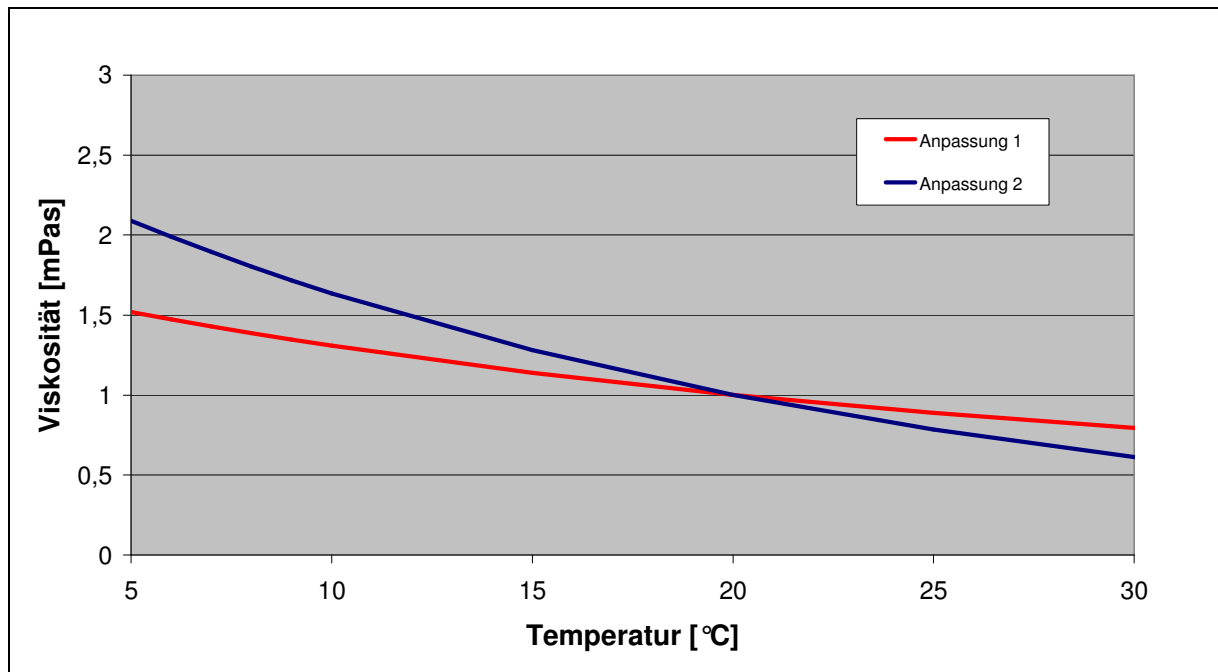


Abb. 2-2: Temperaturabhängigkeit der Viskosität

Obigen Anpassungen liegen die folgenden Formeln zugrunde:

Anpassung 1 (Temperaturabhängigkeit der Viskosität von Reinwasser):

$$\eta = 0,0345616 \exp\left(\frac{458,5676}{116,1929+\vartheta}\right) \text{ [mPas]}$$

Anpassung 2 (Anpassung an reale Messdaten unter Berücksichtigung der temperaturabhängigen Entwicklung der Permeabilität):

$$\eta = 1,002 \cdot \exp(-0,049 \cdot (\vartheta - 20)) \text{ [mPas]}$$

2.1.3 Grundlagen der Modellierung leistungsbestimmender Prozesse bei der Membranfiltration

Für die Bemessung und Betriebsoptimierung von kommunalen Kläranlagen werden bereits seit mehreren Jahren Modelle zur dynamischen Simulation eingesetzt. Hierzu existieren bereits mehrere kommerziell erhältliche Simulationsplattformen. Jedoch beschränken diese sich eher auf den biologischen Teil der Anlagen, bzw. die biologischen Umsetzungsprozesse. Der Bereich der Online-Simulation, d. h. die Simulation zur direkten Unterstützung der Betriebs- und Prozessführung, ist jedoch eine eher neuere Entwicklung. Hierbei liegt eine Online-Kopplung mit dem Leitsystem der Anlage zugrunde, worüber ständig neue Prozessdaten eingetragen und verarbeitet werden können und somit eine ständige Anpassung des Simulationsmodells an den realen Betrieb stattfindet. Dies ist besonders interessant für Anlagen mit starken Belastungsschwankungen wie beispielsweise Kläranlagen, die an eine Mischwasserkanalisation angeschlossen sind.

Ein Einsatz des Model zur prozessbegleitenden Simulation ist grundsätzlich denkbar, die strukturellen Möglichkeiten zur Anpassung des Modells werden aufgezeigt. Das semi-empirische Model wurde für verschiedene Betrachtungszeiträume und beide Filtrationsstraßen hinsichtlich der enthaltenen Modelparameter kalibriert. Obwohl diese Art der Prozessmodellierung nur eine sehr eingeschränkte Vorhersagekraft hinsichtlich des Permeabilitätsverhaltens ermöglicht, zeigt sich mit der später beschriebenen Online-Simulation ein Ansatz mit fortlaufender Parameteranpassung der für kurze Vorhersagezeiträume eine belastbare Aussage ermöglichen kann. Bisher können die durchgeführten Studien zur Modellierung und Simulation lediglich als Unterstützung bei der Analyse der Betriebsdaten und der Erklärung der beobachteten Phänomene im Betrieb angesehen werden.

Das Fernziel der Simulation des Filtrationsprozesses kann dabei als die Entwicklung eines Werkzeuges zur effektiven Unterstützung der modellbasierten Führung des Gesamtprozesses definiert werden. Dabei sollen z.B. Entscheidungen hinsichtlich der Durchführung von Reinigungsmaßnahmen in Filtrationsstraßen durch modellbasierten Permeabilitätsprognosen unterstützt werden. Bisher wurden Modellierungen zur Vorhersage von Permeabilitätsdaten bei Membrananlagen auf Grundlage von empirisch strukturierten „Artificial Neural Networks“ erprobt und waren auf Anwendungen in der Trinkwasseranwendung beschränkt.

Eine besondere Eigenschaft der hier gewählten Vorgehensweise ist die so genannten Zeitskalenseparation. Die bisherigen Betrachtung bezogen sich dabei ausschließlich auf die Vorgänge auf langen Zeitskalen, dem langfristigen Abfall der Permeabilität, die im Betrieb durch Filtrationstest bei einem Norm-Flux durch Bestimmung der transmembranen Druckdifferenz ermittelt wird. Diese Einbußen an Filtrationsleistung vollzogen sich regelmäßig nach den wesentlichen externen Reinigungen der Moduleinheiten oder nach dem Einsetzen neuer Membraneinheiten im Zeitraum von 3-5 Monaten.

Im Model für die Filtrationsleistungen wurde dementsprechend nur eine zeitvariante Größe berücksichtigt, die das fortschreitende Fouling der Membran beschreibt. Das Membranfouling wird hier dabei als jegliche Wechselwirkung von Feedkomponenten mit dem Membranmaterial definiert, das sich negativ auf die Filtrationsleistung auswirkt. Negative Auswirkungen können dabei sowohl das Herabsetzen der Permeabilität in Folge von Membranbelegung oder Porenverblockung durch

anorganische oder organische Substanzen sein als auch das Wachstums eines Films von Mikroorganismen, die ein regelrechtes Durchwachsen der Membran und damit auch eine Beeinträchtigung der Permeatqualität hervorrufen können.

Vorgänge auf den kurzen Zeitskalen wie z.B. die Bildung einer Membranbelegung nach einer Permeatrückspülung und deren wiederholte Abreinigung sollen noch im weiteren Verlauf dieser Studie betrachtet werden. Diese Vorgänge laufen innerhalb mehrerer Sekunden ab und stellen sich dem Anlagenbetreiber nicht als so gravierende Probleme dar, wie die langfristige Stabilität der Filtrationsleistung. Es ist allerdings zu vermuten, dass letztlich die Akkumulation leistungsmindernder Effekte für die langfristige Permeabilitätsabnahme verantwortlich ist. Hinsichtlich der Beschreibung der Vorgänge auf den verschiedenen Zeitskalen herrscht grundsätzlich ein Abgrenzungsproblem, da viele Foulingphänomene, z.B. die Bildung eines Biofilms, bei der Betrachtung einzelner Rückspülintervalle nicht zu quantifizieren ist.

Obwohl Membranfouling und leistungsmindernde Effekte bei der Membranfiltration in vielen Studien untersucht worden sind, fehlen bisher insbesondere Analysen der langfristigen Foulingphänomene in Membranbelegungsanlagen. In einer Studie von Bouhakil und Ben Aim (2001) findet sich eine längerfristige Beobachtung der Permeabilitätsentwicklung bei Membranbioreaktoren, die auch den Effekt einer chemischen Reinigung abbildet. Ähnlich wie bei der Kläranlage Rödingen finden sich beim Einsatz chlorhaltiger Reinigungsmittel eine gute Regeneration der Filtrationsleistung mit anschließendem, schnellem Abfall auf ein deutlich niedrigeres Niveau. Im Gegensatz zu den weit verbreiteten Anwendungen der Membrantechnik in der Wasseraufbereitung, wo durch eine gezielte Vorbehandlung der Gehalt an foulingverursachenden Substanzen effektiv reduziert werden kann, ist die Belastung der Membran mit problematischen Substanzen in Belebtschlammbecken systemimmanent und unmittelbar mit dem Zweck der Membran als Rückhaltstufe verbunden. Das Membranfouling ist demnach nicht vollständig zu verhindern, sondern nur im Einklang mit den hydraulischen Anforderungen an das System zu kontrollieren und wirksam zu begrenzen.

Während die verschiedenen leistungsmindernden Phänomene in der langfristigen Betrachtung summarisch als ein Foulingterm beschrieben werden, erfolgt bei der Betrachtung der Vorgänge auf kurzen Zeitskalen eine Fokussierung auf die Konzentrationsüberhöhung zurückgehaltener Komponenten an der Membran und der damit verbundenen Bildung einer Gelschicht. Dieser Effekt bleibt auch Gegenstand der Beschreibung der Permeabilität bei der Betrachtung der langen Zeitskalen, insbesondere um hier Durchschnittswerte für die Beschreibung der Filtrierbarkeit des Belebtschlammgemisches zu gewinnen.

2.1.4 Modellierung des eingesetzten Kapillarmoduls

Bei der Überströmung von getauchten Kapillarmodulen tritt ein komplexes Fließregime auf, das sich aus den Phasen Luft, Wasser und Feststoffen des belebten Schlammes zusammensetzt (s. Abb. 2-3).

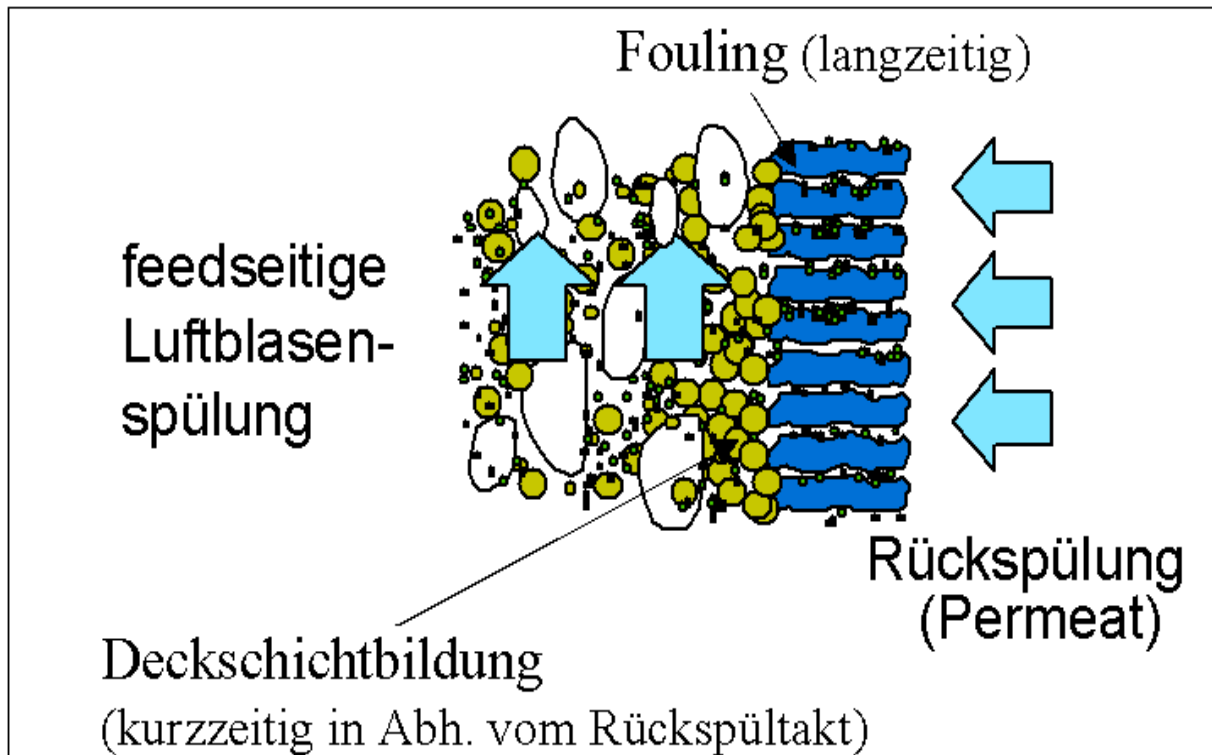


Abb. 2-3: Prozesse und Reinigungen an der Membran

Diese Phasen sind von der Richtung ihres Fließvektors her unterschiedlich orientiert. Die zur Reinigung der Kapillarmembran eingesetzten Prozesse wie die feedseitige Luftblasenüberströmung und die Permeatrückspülungen sind ebenfalls in Abb. 2-3 angedeutet. Diese Reinigungen können zunächst jedoch nur dem reversiblen Teil der Triebkraftminderung, d. h. der Deckschichtbildung, entgegenwirken. Die Deckschichtbildung wird durch die von der feedseitigen Luftblasenströmung hervorgerufenen Scherkräfte begrenzt und durch Rückspülstöße mit Permeat immer wieder von der Membran weitgehend gelöst. Durch gelegentliche Zugabe bestimmter Substanzen in das auch zur Rückspülung teilweise genutzte Permeat wird jedoch auch versucht, auf das langzeitige Foulingverhalten positiv Einfluss zu nehmen und diesen Widerstand in seiner Geschwindigkeit der Zunahme einzuschränken („Chemically enhanced backwashing“).

Makroskopische Effekte wie beispielsweise die Verzopfung von Modulen mit faserigen Bestandteilen sind auf spezifische Probleme bei der Durchströmung von beidseitig eingespannten Kapillarmodulen mit Belebtschlamm in konventionellen Abwasserbehandlungsanlagen, wo problematische Komponenten wie Fasern und Haare im Zulauf auftreten, zurückzuführen und können in der Modellierung und Simulation nicht berücksichtigt werden. Die intermittierende Belüftung der Module wird in der Modellierung durch eine als konstant angenommene mittlere Scherrate, die durch die Cross-flow-Belüftung und die im Modul vorliegenden Strömungseigenschaften hervorgerufen wird, substituiert.

2.1.5 Porenmodell

Dem Porenmodell liegt die Annahme zugrunde, dass die in der Filtrationstheorie angewandte Carman-Kozeny Gleichung auch zur Flussbeschreibung in porösen Membranen angewendet werden kann /Melin et al., 2004/. Da die Poren einer Membran nie alle gleich groß sind, wird ein sogenannter nomineller Porendurchmesser angegeben, der durch das Maximum der Häufigkeitsverteilung bestimmt wird. Membranprozesse im Bereich der Ultra- und Mikrofiltration, wie sie auch zur Abwasserbehandlung eingesetzt werden, lassen sich sehr gut mit dem Porenmodell beschreiben. Typische Werte für den nominalen Porendurchmesser liegen hier bei 0,01 – 0,5 µm.

Der Permeatfluss F [$l/(m^2 \cdot h)$] ist in diesem Modell linear abhängig von der Triebkraft, also der aufgeprägten Druckdifferenz, und einer Membrankonstanten A . Diese ergibt sich aus dem Kehrwert des Produkts aus dem Gesamtwiderstand der Membran R und der Viskosität des Permeats η_P :

$$F = A \cdot \Delta p_{TM} = \frac{\Delta p_{TM}}{R \cdot \eta_P}$$

In der Ultra- und Mikrofiltration ist allerdings selten der Membranwiderstand allein flussbestimmend. Durch die Aufkonzentrierung von zurückgehaltenen Komponenten des Feeds in der Nähe der Membranoberfläche kann es zur Ausbildung einer Deckschicht kommen, deren Widerstand flussbestimmend wirken kann (s. Abb. 2-4). Dieser Sachverhalt ist insbesondere bei der Filtration von Belebtschlammuspensionen mit hohen TS-Gehalten von Bedeutung.

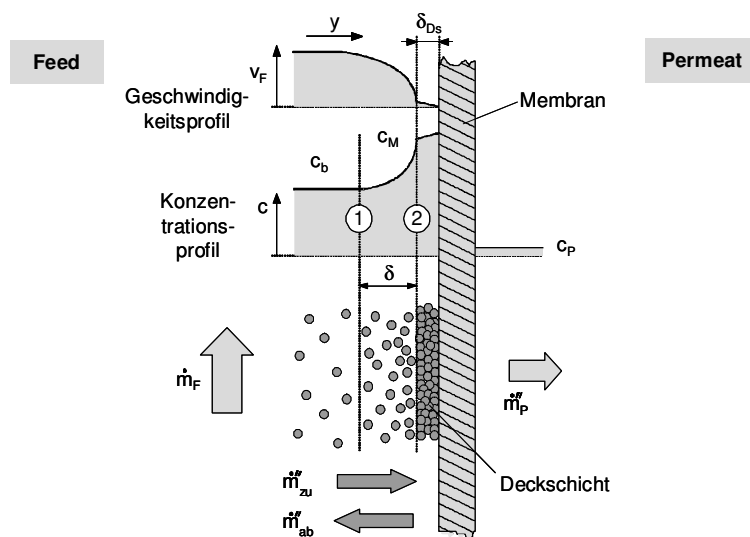


Abb. 2-4: Ausbildung von Konzentrations- und Geschwindigkeitsprofil an der Membran

Die Stoffübergangsbedingungen bei der Membranfiltration von partikulären Suspensionen und makromolekularen Lösungen wie bei der Mikro- und Ultrafiltration lassen wie in Abbildung 2-4 dargestellt charakterisieren.

Bei der tangentialen Überströmung der Membran mit dem Feedstrom \dot{m}_F bildet sich eine Geschwindigkeitsprofil aus, dass in der laminaren Grenzschicht δ auf den Randwert abfällt. Die von

der Membran weitgehend zurückgehaltene Komponenten konzentrieren sich vor der Membran auf und bilden in Abhängigkeit vom Verhältnis des Zu- und Abstroms (\dot{m}_{ZU} und \dot{m}_{AB}) ein Konzentrationsprofil und eine Deckschicht δ_{DS} aus. Die Konzentration steigt vom Bulkwert c_b auf den membrannahen Wert c_M . Im Permeatstrom \dot{m}_P liegt die Konzentration c_P vor.

Für den Rücktransport der zurückgehaltenen Komponente aus der Deckschicht in die Kernströmung kommen sowohl diffusive als auch hydrodynamische Effekte als treibende Kraft in Frage. Je nach Partikelgröße spielen sie eine unterschiedlich große Rolle. Im Bereich kleiner Partikel bzw. von Makromolekülen überwiegen die diffusiven Effekte (s. Abb. 2-5). Mit steigender Partikelgröße nimmt hier der Rücktransport und damit auch der erreichbare Fluss ab. Ab einer Partikelgröße von ca. 0,1 μm spielen die hydrodynamischen Rücktransporteffekte eine zunehmend größere Rolle, hier steigt der Fluss mit zunehmender Partikelgröße. Im Überschneidungsbereich bei 0,1 μm liegt entsprechend ein Minimum des erreichbaren Permeatflusses.

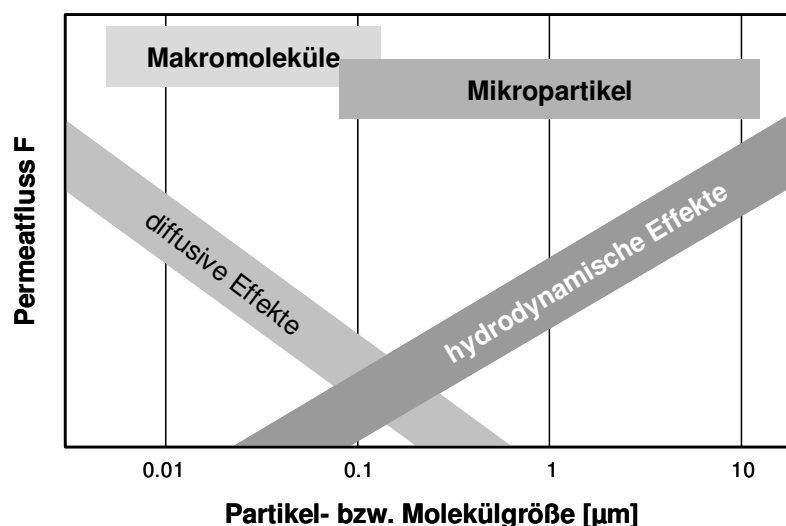


Abb. 2-5: Stoffübergang an der Membran in Abhängigkeit von der Molekül- bzw. Partikelgröße im Feed (bei konstantem transmembranen Druck)

Zur Beschreibung des Flussverhaltens bei der deckschichtbildenden Querstromfiltration wurde eine Reihe von Modellen entwickelt, die sich je nach hauptsächlich betrachtetem Rücktransportmechanismus in Diffusionsmodelle und hydrodynamische Modelle unterteilen lassen. Es existiert allerdings wegen der vielen möglichen Stoffsysteme und Einflussfaktoren kein universelles Modell.

2.1.6 Diffusionsmodelle / Deckschichtkontrollierter Stoffaustausch

Grundlage der Diffusionsmodelle sind die Beziehungen der Konzentrationspolarisation bei Membranverfahren. Als treibende Kraft für den Rücktransport der von der Membran zurückgehaltenen Komponenten wird bei diesen Modellen die Konzentrationsüberhöhung vor der feedseitigen Oberfläche der Membran (s. Abb. 2-4) betrachtet, die zu einer Rückdiffusion in die Kernströmung führt.

Bei hohen Permeatflüssen (Porenmembranen für UF/MF) und dadurch bedingter starker Konzentrationspolarisation auf der Feedseite erreicht eine von der Membran zurückgehaltene Komponente möglicherweise ihre Grenz- bzw. Sättigungskonzentration (c_M in Abbildung 2-4), so dass es durch Ausfällung zu Kristallisation, Scaling oder makromolekularem Fouling kommt. Auf der Membranoberfläche bildet sich aus der zurückgehaltenen Komponente eine Deckschicht, deren Widerstand zusätzlich zum eigentlichen Membranwiderstand berücksichtigt werden muss und unter Umständen leistungsbestimmend wirkt.

Die Ausbildung des Konzentrationsprofils und damit der Einfluss der Deckschicht auf den Gesamtwiderstand kann aber durch eine geeignete Veränderung der Strömungsverhältnisse entlang der Membran positiv beeinflusst werden. Im Idealfall ergibt sich ein stationärer Zustand, in dem sich die Dicke der Deckschicht, der Filtratstrom und die Flussleistung der Membran in einem dynamischen Gleichgewicht befinden. Geht man von einer reversiblen Deckschichtbildung aus, können zur Beschreibung des Stoffaustauschs an der Membran Gleichgewichtsmodelle herangezogen werden. Diese setzen voraus, dass bei vollständigem Rückhalt einer Komponente in der feedseitigen Grenzschicht an der Membranoberfläche der Rücktransport genauso groß ist wie der Antransport der entsprechenden Komponente.

2.1.7 Hydrodynamische Modelle

Für Suspensionen mit Inhaltsstoffen $> 0,1 \mu\text{m}$ versagen die Betrachtungsansätze, die von einem rein diffusiven Rücktransport der gelösten Komponenten aus der Konzentrationspolarisationsschicht in die Kernströmung ausgehen. Für die in diesem Bereich beobachteten wesentlich höheren Permeabilitäten werden je nach gewähltem Modellansatz entweder zusätzlich oder ausschließlich hydrodynamische Rücktransportmechanismen verantwortlich gemacht.

Kennzeichen aller hydrodynamischen Modelle ist, dass der Rücktransport abgetrennter Stoffe in die Kernströmung auf die Überströmung der Membran durch das Feed zurückgeführt wird. Hierzu wird das Geschwindigkeitsprofil in Wandnähe und die daraus resultierende membranparallele Scherkraft, die sogenannte Wandschubspannung, in die Modellbildung mit einbezogen (s. Abb. 2-4). Je nachdem, in welcher Form die membranparallele Kraft berücksichtigt wird, lassen sich erweiterte Diffusionsmodelle, Ablagerungsmodelle und Deckschichtmodelle unterscheiden

2.1.8 Modellierung der Permeabilitätsentwicklung

Als Anforderung an das Modell ist somit neben dem hydraulischen Membranwiderstand die Berücksichtigung des o. g. aus der Deckschicht resultierenden Widerstands und des Foulingwiderstands gegeben. Der Ansatz zur Bestimmung des Permeatflusses F basiert von seiner Formel her auf dem Serienwiderstandsmodell bzw. dem Darcy-Gesetz. Hier werden der Membranwiderstand R_M , der Deckschichtwiderstand R_{DS} und der Foulingwiderstand R_F angesetzt. Aus diesen wird dann nach der Idee einer Reihenschaltung durch Addition der Gesamtwiderstand errechnet.

$$F = \frac{\Delta p_{TM}}{(R_M + R_{DS} + R_F) \cdot \eta_P}$$

In einer Vielzahl von Studien wurde der Serienwiderstandsansatz zur Modellierung der Filtrationsleistung von Mikro- und Ultrafiltrationsmembranen verwendet. Dabei wurde immer wieder herausgestellt, dass der hydraulische Widerstand der Membran im laufenden Betrieb gegenüber anderen Widerstandsanteilen praktisch zu vernachlässigen ist.

Die von der Membran zurückgehaltenen Partikel und Makromoleküle können vor der Membran akkumulieren und zur Ausbildung eines Konzentrationsprofils und einer Gel- oder Deckschicht führen (s. Abb. 2-4), man spricht auch von Konzentrationspolarisation. In Abhängigkeit von den Stoffübergangsbedingungen an der Membran findet ein Rücktransport der abgetrennten Komponenten in die Kernströmung statt. Je nach Trenngrenze der Membran sind die Rücktransporteffekte eher diffusiv (Ionen und Moleküle) oder durch scherkraftinduzierte Schleppkräfte dominiert. Die im Abwasserbereich eingesetzten Membranen liegen von ihrer Trenngrenze her in dem Übergangsbereich zwischen Mikro- und Ultrafiltration, in dem die Effekte beider o. g. Prozesse sich am deutlichsten überlagern. Durch den gewählten, unten beschriebenen Ansatz, wird eine weitere Schwierigkeit anderer Ansätze umgangen, nämlich die Notwendigkeit der Bestimmung eines Diffusionskoeffizienten D für den belebten Schlamm. Die Verbesserung der Hydrodynamik durch Verstärkung der Turbulenz wirkt sich in jedem Fall positiv auf die Stoffübergangsbedingungen an der Membran aus.

Der Deckschichtwiderstand R_{DS} kann prinzipiell noch weiter aufgeschlüsselt werden. So setzt er sich aus den durch die Grenzschicht, in der aufgrund der Konzentrationspolarisation ein Konzentrationsgradient besteht, und durch die eigentliche an der Membran ausgebildete Gel- oder Deckschicht bedingten Widerständen zusammen. Dabei wird davon ausgegangen, dass zur eigentlichen Deckschichtbildung eine kritische Grenzfeststoffkonzentration erreicht bzw. überschritten werden muss. Der reine Widerstand der Grenzschicht ist abhängig von der Geschwindigkeit des Abtransportes F durch die Querströmung und der lokalen Druckdifferenz Δp sowie dem Verhältnis der Aufkonzentrierung des Feststoffes an der Membran bezogen auf die Bulkkonzentration (Freistromkonzentration) c_b . Es ergibt sich laut Literatur der Ansatz für den Grenzschichtwiderstand R_{Gr} mit:

$$R_{Gr} = a_{Gr} \cdot F^{b_{Gr}} \cdot \Delta p^{c_{Gr}} \cdot \left(\frac{c_M}{c_B} \right)^{d_{Gr}} .$$

Setzt man Literaturwerte für die freien Parameter a_{Gr} , b_{Gr} , c_{Gr} und d_{Gr} ein, auch wenn sie sich in der Literatur auf ein prinzipiell anderes Stoffsystem beziehen, so ergeben sich bei sogar sehr großzügigen Annahmen für c_M Werte für den Grenzschichtwiderstand, die drei Größenordnungen unter dem eigentlichen Membranwiderstand liegen. Es kann daher sehr gut der im vorgestellten Modell gewählte Ansatz, der sich unter Vernachlässigung des Übergangsbereichs direkt auf die Deckschicht bezieht, vertreten werden.

Die Definition des Deckschichtwiderstands R_{DS} erfolgt im Modell als Produkt aus dem den spezifischen Deckschichtwiderstand beschreibenden Koeffizienten k_{DS} und der Konzentration der deckschichtbildenden Komponente an der Membran (Systemwand) c_M . Somit gilt ein linearer Zusammenhang:

$$R_{DS} = k_{DS} \cdot c_M .$$

Hierbei stellt k_{DS} einen im Modell frei anpassbaren Parameter dar. Alternativ zu diesem Ansatz könnte hier auch wie in der Literatur ein Ansatz für den spezifischen längen-bezogenen Widerstand nach der Blake-Kozeny-Beziehung gewählt werden und mit einem frei wählbaren Parameter k_{Kozeny} der gesamte deckschichtbedingte Widerstand angepasst werden.

$$R_{DS} = k_{Kozeny} \cdot \frac{180}{d_P^2} \cdot \frac{\left(\frac{c_M}{\rho_P} \right)^2}{\left(1 - \frac{c_M}{\rho_P} \right)^3} .$$

Aufgrund einer besseren Handhabbarkeit und einer nicht wirklich andersartigen Beschreibung des Phänomens soll der ersten Variante hier der Vorzug gegeben werden.

Der Einfluss der Konzentrationspolarisation wird in dem Ausdruck für den Permeatfluss F durch den Faktor $\ln(c_M/c_b)$ berücksichtigt. Entscheidend für das Ausmaß der Konzentrationsüberhöhung an der Membran ist der lokale Stoffübergangskoeffizient k_P , der die Kapazität des Rücktransports von an der Membran akkumulierten Feedbestandteilen beschreibt. Die Konzentration c_M an der Membranoberfläche ist jedoch nicht explizit messbar. Die Gleichung beruht auf der differentiellen Bilanzierung des Stofftransportes in der Konzentrationsgrenzschicht unter Annahme des vollständigen Rückhaltes deckschichtbildender Komponenten und konstanter Stoffwerte.

$$F = k_p \cdot \ln \left(\frac{c_M}{c_B} \right)$$

Da die durch Mikro- oder Ultrafiltrationsmembranen aufkonzentrierten Belebtschlamm suspensionen maßgeblich aus Makromolekülen und Partikeln im μm -Bereich bestehen, ist der diffusive Rücktransport aufgrund geringer Diffusionskoeffizienten der Feedkomponenten vernachlässigbar. Vielmehr spielen in diesem Bereich hydrodynamische Effekte eine besondere Rolle. Ein Ansatz zur Beschreibung bietet dabei die scherkraftinduzierte Diffusion an. Die Schubspannung hängt dabei von dem charakteristischen Partikeldurchmesser d_{pc} ab:

$$D = \frac{d_{pc}^2}{4} \cdot \frac{\tau}{\eta_F} \cdot \phi^2 \cdot (1 + 0,5 \cdot e^{8,8\phi})$$

Die Größe ϕ ist der Partikelvolumenanteil, der sich aus dem Quotienten der Feststoffkonzentration c und der Dichte der Partikel ρ_p ergibt. Die kritische oder charakteristische Partikelgröße wird dabei gemäß Abbildung 2-5 im Bereich um $0,1 \mu\text{m}$ erwartet, wo die Summe aus diffusiven und hydrodynamischen Rücktransporteffekten gerade ein Minimum aufweisen.

Für den Bereich der Membranbiologien treten die relevanten Partikelgrößen in diesem Bereich auf, da sie gemäß der Trenngrenze von Mikro- und Ultrafiltrationsmembranen zurückgehalten werden. Granulometrische Untersuchungen ergaben für Belebtschlamm suspensionen aus Membranbiologien mittlere Partikeldurchmesser von $1-50 \mu\text{m}$. Für die Belebtschlamm suspension in einem Cross-Flow-MBR stellt Wisniewski et al. /2000/ Partikel mit der Größe von $1 \mu\text{m}$ als dominierend heraus.

Eine Studie der Universität Braunschweig ergab für den Belebtschlamm der Anlage Rödingen einen mittleren Partikeldurchmesser von $46 \mu\text{m}$ im Vergleich zu $80 \mu\text{m}$ in einer konventionellen Belebungsanlage. Es bleibt allerdings zu vermuten, dass insbesondere das untere Ende der Partikelgrößenverteilung einen besonderen Einfluss auf den Stofftransport an der Membran hat und verantwortlich für die Ausbildung einer stark permeabilitätsmindernden Gelschicht ist. Außerdem ist bei der granulometrischen Untersuchung zwischen den Massen- und Volumenanteilen einzelner Fraktionen zu unterscheiden, die erheblich voneinander abweichen. Für die Membranbelegung und Porenverblockung erscheinen vor allem die volumenmäßigen Anteile maßgebend.

Der hydrodynamisch dominierte Stoffübergangskoeffizient wird in der Beziehung für k_p einheitenkonsistent ausgedrückt.

$$k_p = \frac{\tau_w \cdot d_{pc}}{\eta_F}$$

Hierbei bezeichnet τ_w [N/m²] die gemittelte Wandschubspannung, die durch das überströmende zweiphasige Medium Belebtschlamm und Luft auf die Membranoberfläche ausgeübt wird, η_F [Pa s] die Viskosität des Belebtschlammes und d_c [m] den charakteristischen Partikeldurchmesser in der aufkonzentrierten Belebtschlamm suspension.

Für die Beschreibung der an der Membran auftretenden Scherraten bzw. Schubspannungen ist der Aufstieg von Luftblasen zwischen den Membranfasern maßgeblich. Im vorangegangenen Projekt wurde die Schubspannung aus einer Betrachtung aufsteigender Taylorblasen berechnet. Der gemittelte Wert für τ_w wurde aus den zeitlichen bzw. räumlichen Anteilen der unterschiedlichen Strömungsformen und den durch sie hervorgerufenen Scherbeanspruchungen berechnet. Dazu wird angenommen, dass im Bereich der Taylorblase eine Filmströmung vorliegt. Diese Betrachtung ist weitgehend idealisiert und mit einer Reihe von Annahmen für die Beschreibung der charakteristischen Blasenform versehen.

Alternativ kann gemäß den rheologischen Zusammenhängen der Ausdruck für die Schubspannung und die dynamische Viskosität auch mit

$$\frac{\tau_w}{\eta_F} = \gamma$$

durch die Scherrate substituiert werden. Sie stellt einen Geschwindigkeitsgradienten im Zwischenraum zwischen den Fasern dar und wird im Wesentlichen durch die Aufstiegsgeschwindigkeit der Luftblasen bestimmt. Insbesondere beim Aufstieg in nicht-newtonschen Flüssigkeiten, wie im Belebtschlamm, sind hier besondere Zusammenhänge zu beachten. Günder /1999/ geht bei Luftblasen mit $d < 5$ mm von keinem dauerhaften Aufstieg im Schlamm aus. Für eine Luftblase von 10 mm Durchmesser gibt er eine Aufstiegsgeschwindigkeit von $v_B = 20$ cm/s und damit eine Scherrate von 40 s^{-1} an. Diese Angaben sollen zunächst als Ausgangspunkt für die Modellüberlegungen dienen. Leider finden sich in der Literatur keine Angaben über die Messung von Blasengrößenverteilungen in Belüftungseinrichtungen für Belebungsbecken. Da sowohl die Abschätzung der relevanten Scherrate im System als auch der charakteristischen Partikelgröße mit beträchtlichen Unsicherheiten behaftet ist, ist die Durchführung einer Modellsensitivitätsanalyse geboten, welche die Auswirkung einer Parametervariation im denkbaren Bereich auf die Modellaussage beleuchtet.

Abbildung 2-6 zeigt die Abhängigkeit der für einen bestimmten Fluss erforderlichen Triebkraft von der Scherrate und dem charakteristischen Partikeldurchmesser auf Basis der grundlegenden Modellgleichung ohne Berücksichtigung langfristiger Foulingphänomene. Die Sensitivitätsanalyse zeigt, dass bei einem Permeatfluss von beispielsweise $27 \text{ l}/(\text{m}^2 \text{ h})$, wie er bei den Permeabilitätsbestimmungen auf der Anlage Rödingen eingesetzt wird, bei sehr kleinen Stoffübergangskoeffizienten ein stark nicht-linearer Einfluss auf die erforderliche transmembrane Druckdifferenz und somit auf die Permeabilität besteht. Niedrige Stoffübergangskoeffizienten machen sich darüber hinaus vor allem bei höheren Permeatflüssen bemerkbar.

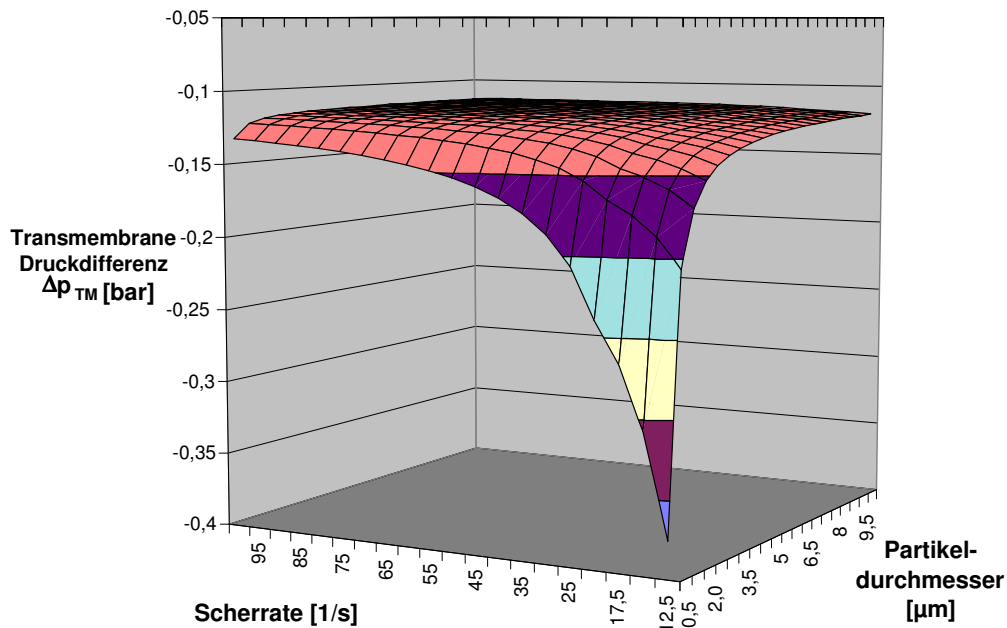


Abb. 2-6: Auswirkung des Stoffübergangskoeffizienten k_p auf die Triebkraft

Der simulierte Einfluss unterschiedlicher flächenspezifischer Permeatflüsse auf die Permeabilität bei einer angenommenen charakteristischen Partikelgröße von $1 \mu m$ und unterschiedlichen Scherraten zeigt Abbildung 2-7

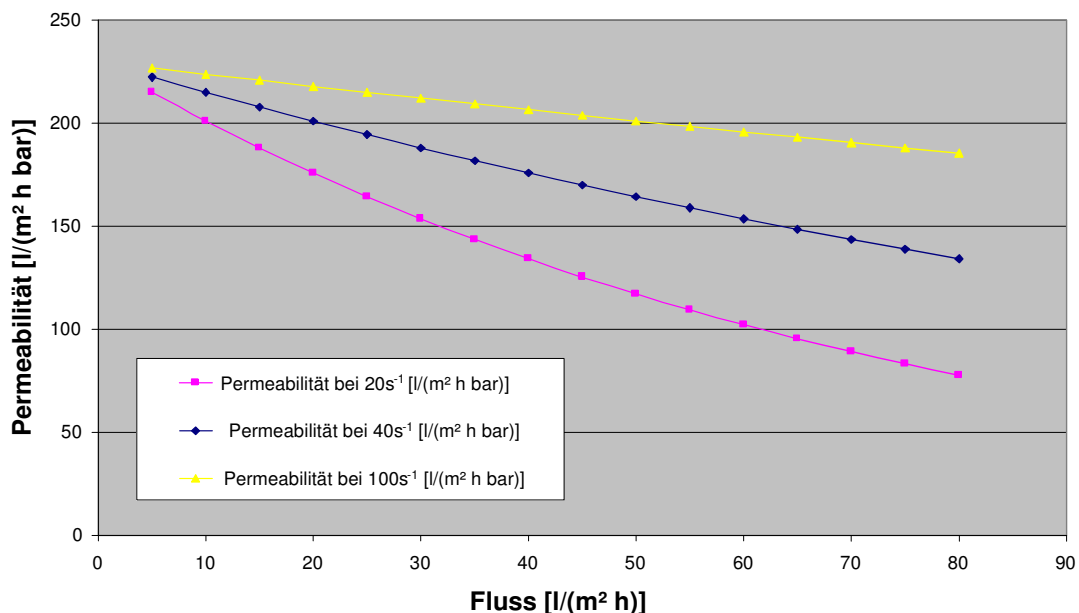


Abb. 2-7: Permeabilität als Funktion des Fluxes und der Scherrate bei $d_c=1 \mu m$

Die membran nahe Konzentration c_M der zurückgehaltenen Komponenten, die in den MBR-Anwendungen in erster Näherung durch die Trockensubstanzgehalt ausgedrückt wird, ist in Abbildung

2-8 in Abhängigkeit von k_p und dem flächenspezifischen Permeatfluss dargestellt. Es ist ersichtlich, dass für einen steigenden Koeffizienten ein exponentieller Abfall von c_M zu beobachten ist, während mit steigenden Flüssen ein nahezu linearer Zusammenhang mit c_M die Entwicklung am besten beschreibt.

Bei der Filtration von Belebtschlamm ist dabei zu berücksichtigen, dass sich nicht nur ein durch die Partikelgröße bestimmter klassischer Filterkuchen ausbildet, sondern von einer Membranbelegung durch Adsorption an der äußeren und inneren Oberfläche der Membran im Betrieb ausgegangen werden kann, deren Zusammensetzung maßgeblich durch die im Belebtschlamm enthaltenen Makromoleküle und Mikropartikel bestimmt wird. Der Gehalt an so genannten „extrazellulären polymeren Substanzen (EPS)“, die sowohl Proteine als auch Kohlenhydrate umfassen, beeinflusst maßgeblich die Permeabilität von Membransystemen. Höhere Gehalte dieser EPS führen dabei nachweislich zu schlechteren Filtrierbarkeiten des Belebtschlammgemisches. Der Filtrationswiderstand in Folge einer Membranbelegung durch EPS wird beispielsweise in Größenordnungen von 10^{11} - 10^{12} m^{-1} angegeben. Die dort beobachtete Deckschichtdicke wird nicht angegeben, daher kann kein spezifischer Widerstandswert angegeben werden.

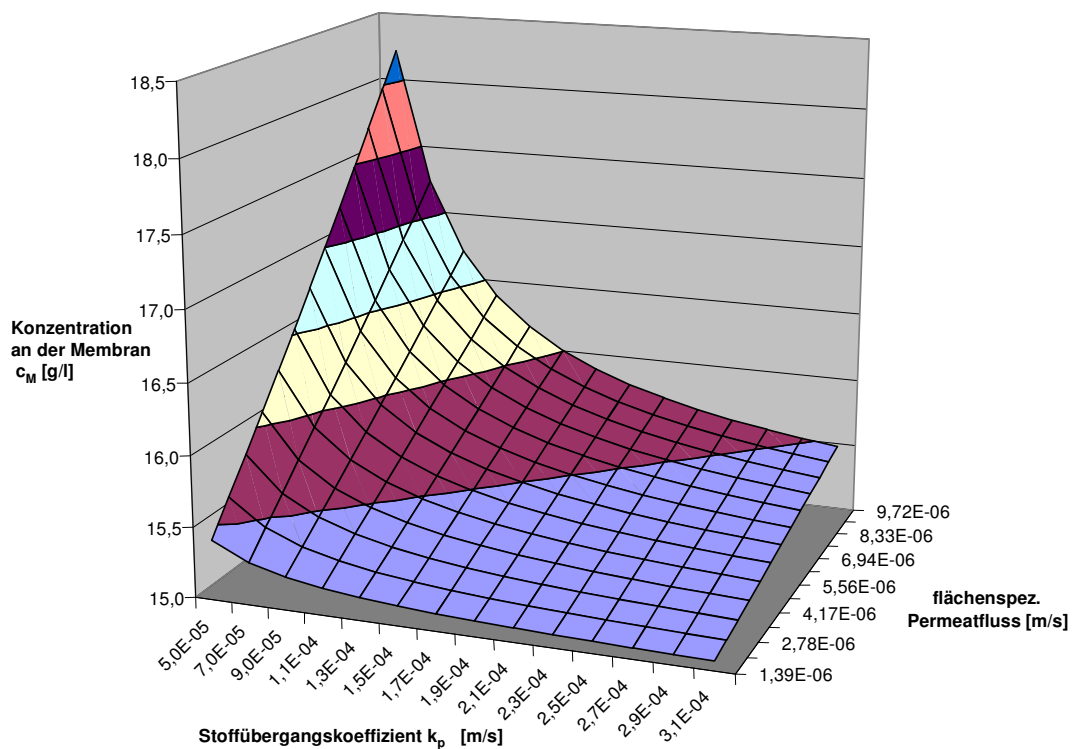


Abb. 2-8: Die Systemwandkonzentration in Abhängigkeit des Stoffübergangskoeffizienten und des flächenspezifischen Permeatflusses (mit $c_b = 15$ g/l)

Im genutzten Modell wird der irreversible Foulingwiderstand R_F ähnlich einer Adsorptionskinetik durch eine Exponentialfunktion ausgedrückt. Auch Cho et al. /2002/ gibt als leistungsbestimmenden Prozess bei der Membranfiltration die Adsorption von gelösten organischen Bestandteilen in Kläranlagenabläufen an, die er quantitativ durch eine Adsorptionskinetik mit Sättigungskonstante

beschreibt. Insbesondere der hier definierte Koeffizient k_F dürfte eine Funktion der Konzentration permeabilitätsmindernder Substanzen und deren Affinität zur Membran sein; er drückt auch die Kinetik der Foulingphänomene aus. Die Membrankonstante S_F stellt ähnlich wie bei der Adsorption ein Maß für die im Membranmaterial durch Foulingprodukte maximal zu belegende innere Oberfläche und damit die erreichbare Widerstandssteigerung dar. Hier ist ebenfalls eine Abhängigkeit von den Eigenschaften des Membranmaterials (z.B. der Porengröße und der hydrophoben bzw. hydrophilen Membraneigenschaften) und denen des Belebtschlammes zu vermuten:

$$R_F = S_F \cdot \left(1 - e^{-k_f \cdot \int_0^t F(t) dt} \right)$$

In Abbildung 2-9 ist der Widerstand R_F für eine Variation des Foulingkoeffizienten k_F und des kumulierten flächenspezifischen Permeatflusses dargestellt. Der Abbildung kann entnommen werden, dass k_F u. a. ein Maß für den Gehalt permeabilitätsmindernder Substanzen ist und die Geschwindigkeit der Verblockung angibt. So wird hier bei einem hohen k_F bereits nach einer kumulierten Permeatmenge von 3000 m^3/m^2 der Grenzwert S_F erreicht. Der Verlauf der Kurve gleicht für höhere k_F -Werte oder auch fortgeschrittene Verblockungen dem einer Sättigungsfunktion.

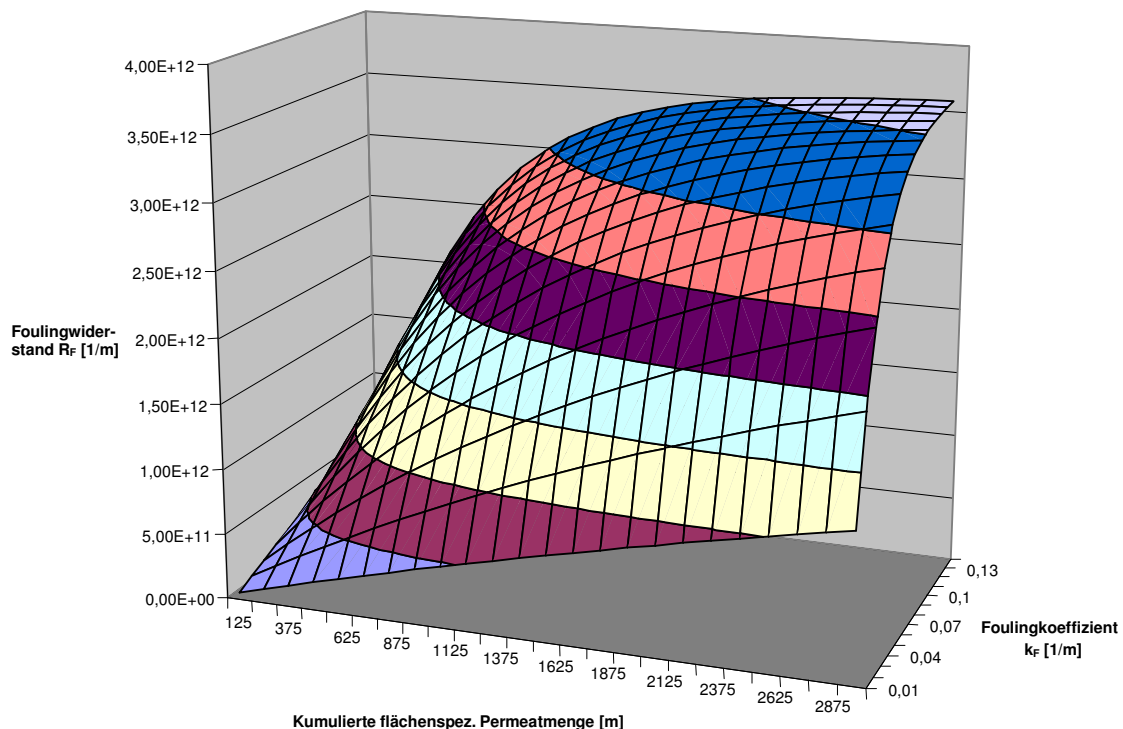


Abb. 2-9: Der Foulingwiderstand in Abhängigkeit seines Koeffizienten und des kumulierten Permeatflusses

Die Koeffizienten k_{DS} und k_F sind hierbei entsprechend der experimentell zu ermittelnden kurzzeitigen bzw. langfristigen Widerstandscharakteristik der Membran aus den Betriebsdaten anzupassen.

In seiner endgültigen Form lautet der implizite Ausdruck für den zeitabhängigen Permeatfluss $F(t)$ also folgendermaßen:

$$F(t) = \frac{\Delta p_{TM}}{\left(R_M + k_{DS} \cdot c_b \cdot e^{\frac{F(t)}{k_P}} + S_F \cdot \left(1 - e^{-k_F \cdot \int_0^t F(t) \cdot dt} \right) \right)} \cdot \eta_P$$

Wie auch schon weiter oben im Ausdruck für R_F zu erkennen, ist der Permeatfluss nicht nur implizit durch sich selbst, sondern auch durch sein zeitliches Integral bestimmt. Eine Lösung dieser Differentialgleichung ist nur näherungsweise möglich, nämlich wenn die Exponentialfunktion mit F im Exponenten zur Beschreibung von R_{DS} durch eine Taylorreihenentwicklung approximiert wird. Das im Exponenten des Ausdrucks für R_F stehende zeitliche Integral des Flusses braucht analytisch nicht gelöst zu werden, sondern kann durch eine Variable F_{cum} ersetzt werden. Diese wird in der dynamischen Simulation der Berechnungsfunktion für den aktuellen Fluss in Form eines numerisch berechneten zeitlichen Integrals mit der Anfangsbedingung $\int F(t) dt = 0$ für $t = 0$ des von eben dieser Funktion berechneten Ergebnisses als Eingangsgröße zur Verfügung gestellt. Schon bei der Näherung mit einem Taylor-Polynom 2. Grades ist die mit Maple berechnete Lösung für den zeitabhängigen Fluss recht komplex. Sie wird hier deshalb nicht explizit aufgeführt. Für den Fall eines Filtrationsbetriebes mit vorgegebenen Permeatflüssen vereinfacht sich die Lösung.

2.1.9 Implementation des Modells in Matlab/Simulink und Einbindung in SIMBA®

Das oben dargestellte Membranmodell wurde neben der Excel-Implementation, die für die meisten der nachfolgend dargestellten Berechnungen genutzt wurde, auch in der Simulationsumgebung Matlab/Simulink implementiert. Dazu wurden die wesentlichen Modellgleichungen und Parameterdefinitionen in eine Matlab-Datei „MembranstufeTMP“ eingefügt und über eine s-function „Membranstufe“ mit dem Modellblock „Membranstufe“ in der grafischen Benutzeroberfläche des dynamischen Simulationsprogramms Simulink verbunden (s. Abb. 2-10). Dort wird ebenfalls die Verknüpfung mit den weiteren Modellbausteinen, welche die Abbildung der jeweiligen Anlagenverschaltung ermöglichen, und die Integration der Permeatflüsse über die Simulationszeit realisiert. Abbildung (s. Abb. 2-11) zeigt die Einbindung des Modellbausteins „Membranstufe“ im Simulationsfließbild der Anlage Rödingen, welches in der kommerziellen Simulationsumgebung für Kläranlagen SIMBA® implementiert ist.

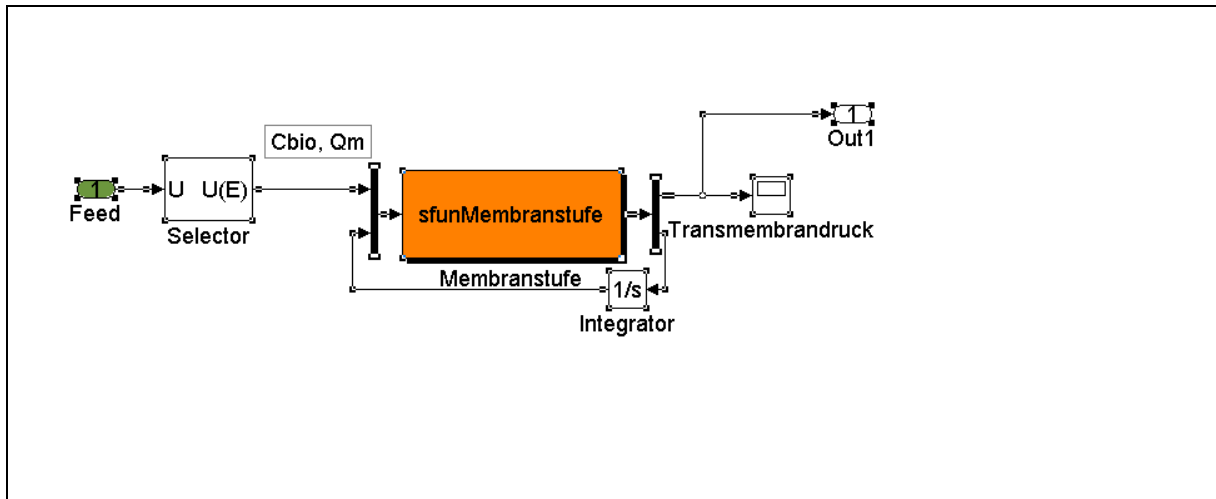


Abb. 2-10: Modellblock „Membranstufe“ mit den Inputs und Outputs

Mit der Integration dieses Modellbaustein steht nunmehr eine Verknüpfung von Belebtschlamm- und Membranfiltrationsmodell für die Simulation von Membranbelebungsanlagen zur Verfügung.

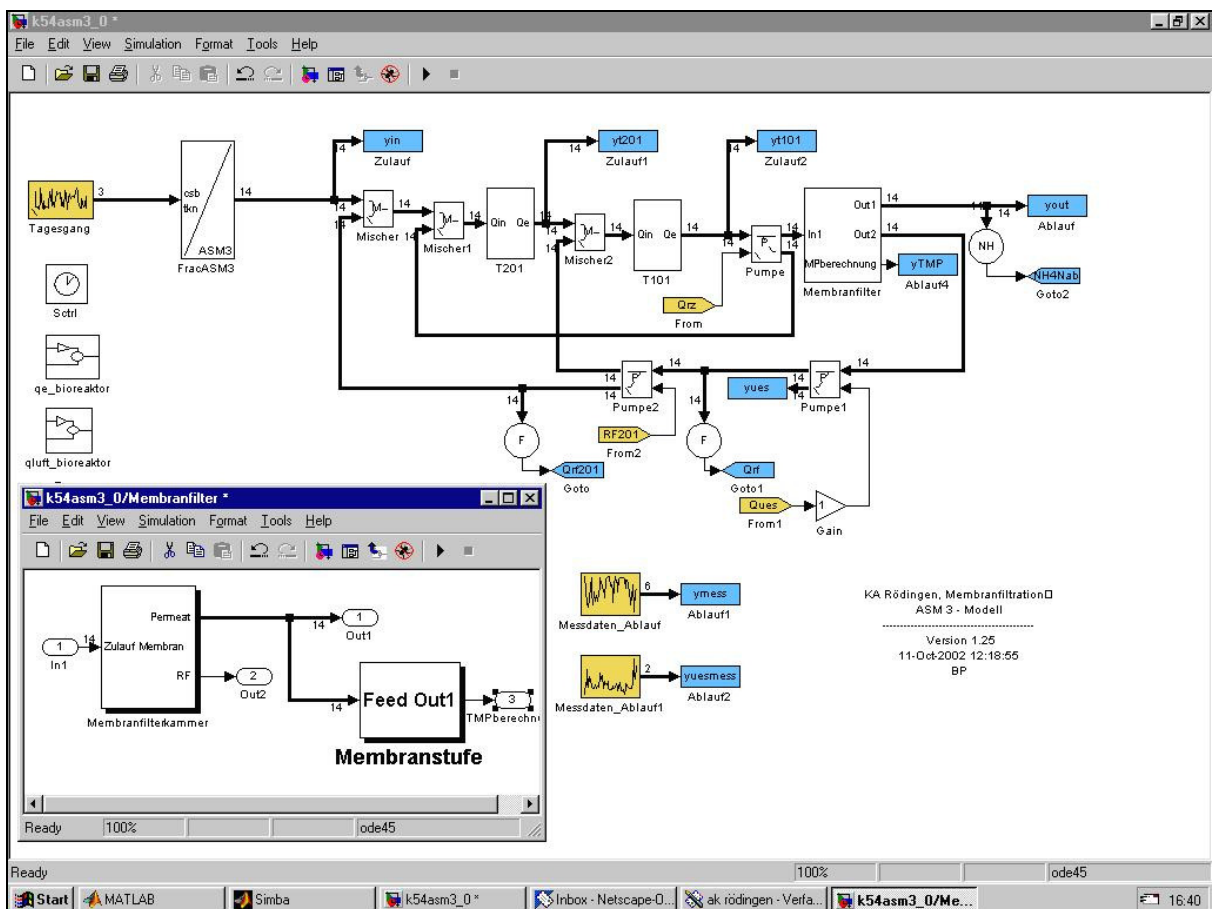


Abb. 2-11: Darstellung der Membranstufe im SIMBA@-Fließbild

2.1.10 Simulation von Filtrationsstraße II

Abbildung (s. Abb. 2-12) zeigt das Ergebnis einer Anpassung der Modellparameter an die spezifischen Eigenschaften der Straße II und die Simulation des Filtrationsbetriebs in Gegenüberstellung zu den real ermittelten Permeabilitäten. Der Betrachtungszeitraum erstreckt sich hier über ein Jahr von Ende November 2000 bis Ende November 2001 und wird beidseitig durch externe chemische Membranreinigungen begrenzt. Der Zyklus zeigt nach einem relativ steilen Absinken zum Beginn eine offensichtlich nicht mehr weiter fortschreitende Verblockung der Membran zum Frühjahr hin, so dass sich mit steigenden Temperaturen zum Sommer hin die Permeabilität wieder verbessern kann. Der Temperaturanstieg in der Belebung lässt sich hier von Ende März bis Ende August auf ca. 13 °C beziffern.

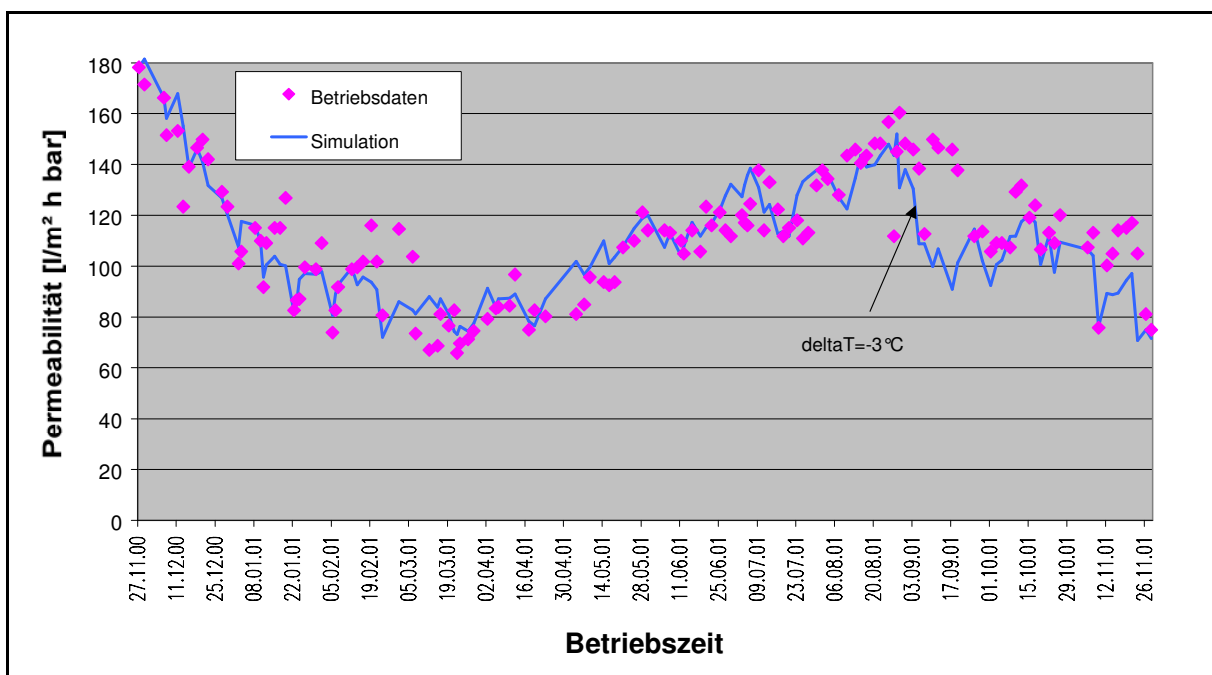


Abb. 2-12: Einjähriger Permeabilitätszyklus in Straße II

Der aus den Standardabweichungen ermittelte statistische Fehler der errechneten zu den realen Werten liegt hier bei 13,0 %. Eine partiell höhere Abweichung zeigt sich im Herbst nach einem ziemlich abrupten Abfall der Temperatur, bei dem die mithilfe des Modells errechneten Permeabilitäten recht zügig der Temperaturentwicklung folgen, während die in der Praxis gemessenen Werte dieser Entwicklung nur allmählich folgen. Dadurch wird der ermittelte Fehler in der Abweichung hier maßgeblich beeinflusst.

Die Anpassung der Modellparameter (s. Tab. 2-1) erfolgte auf unterschiedliche Weise. Der Parameter k_{DS} wurde über die Ausgangswerte der Permeabilität angepasst, da er aufgrund seiner Definition unabhängig von den Prozessen ist, die sich auf der langen Zeitskala ereignen. Die Parameter k_F und S_F wurden hingegen an die Entwicklung der Permeabilität angeglichen. Denn S_F stellt den Endwert der Verblockung dar während k_F die Steilheit, bzw. Schnelligkeit der Annäherung in Anlehnung an eine Sättigungskurve beschreibt. Der reine Membranwiderstand wurde aus Angaben des Erftverbandes hergeleitet. Ihm liegt daher eine Reinwasserpermeabilität von 600 l/(m²*h*bar)

zugrunde und kann unter Zuhilfenahme der Viskosität zu dem in Tabelle 2-1 angegebenen Wert berechnet werden.

R_M [1/m]	5,00E+11
k_{DS} [l/g m]	4,82E+10
S_F [1/m]	1,78E+12
k_F [1/m]	8,30E-02

Tab. 2-1:Werte der Modellparameter für die Anpassung von Filtrationsstraße II

2.1.11 Simulation von Filtrationsstraße I (alte Membran)

Die o. g. Modellparameter wurden mit ihren für die Filtrationsstraße II angepassten Werten dann für die Simulation der Straße I für die Zeit des Betriebes mit der alten Membran übernommen und konnten für diese validiert werden. So konnte hier durch die Bereitstellung der nötigen Anlagendaten wie der Zuflüsse und der Temperaturen in den Belebungsstufen bereits erstmalig in dem Projekt eine Vorhersage zur Entwicklung der Permeabilität gemacht werden. Die Ergebnisse der Simulation des Filtrationsbetriebs der alten Membran in Straße I sind in Abbildung (s. Abb. 2-13) zu sehen. Die errechneten Permeabilitäten auf Basis der angepassten Modellparameter sind auch hier den real ermittelten Werten aus den Permeabilitätstests direkt gegenübergestellt. Der hier abgebildete Zeitraum erstreckt sich von einer chemischen Membranreinigung im Herbst 2000 über eine weitere Reinigung hin bis zum Austausch der alten Membran und deren Ersatz durch eine neue im Frühjahr 2001.

Die zwischendurch erfolgte Reinigung wurde hier durch eine Zurücksetzung des Foulingwiderstands (R_F) berücksichtigt, wodurch eine weitreichende Übereinstimmung zwischen den realen und den errechneten Werten über den gesamten Zeitraum erreicht werden konnte. Der statistische Fehler liegt im vorliegenden Fall daher auch nur bei 15,7%, obwohl die die Membraneigenschaften optimal beschreibenden Modellparameter nach einer Reinigung sicherlich einer gewissen Veränderung unterliegen. Der Fehler wird hier noch maßgeblich durch einige Ausreißer nach unten im Jahre 2000 erhöht.

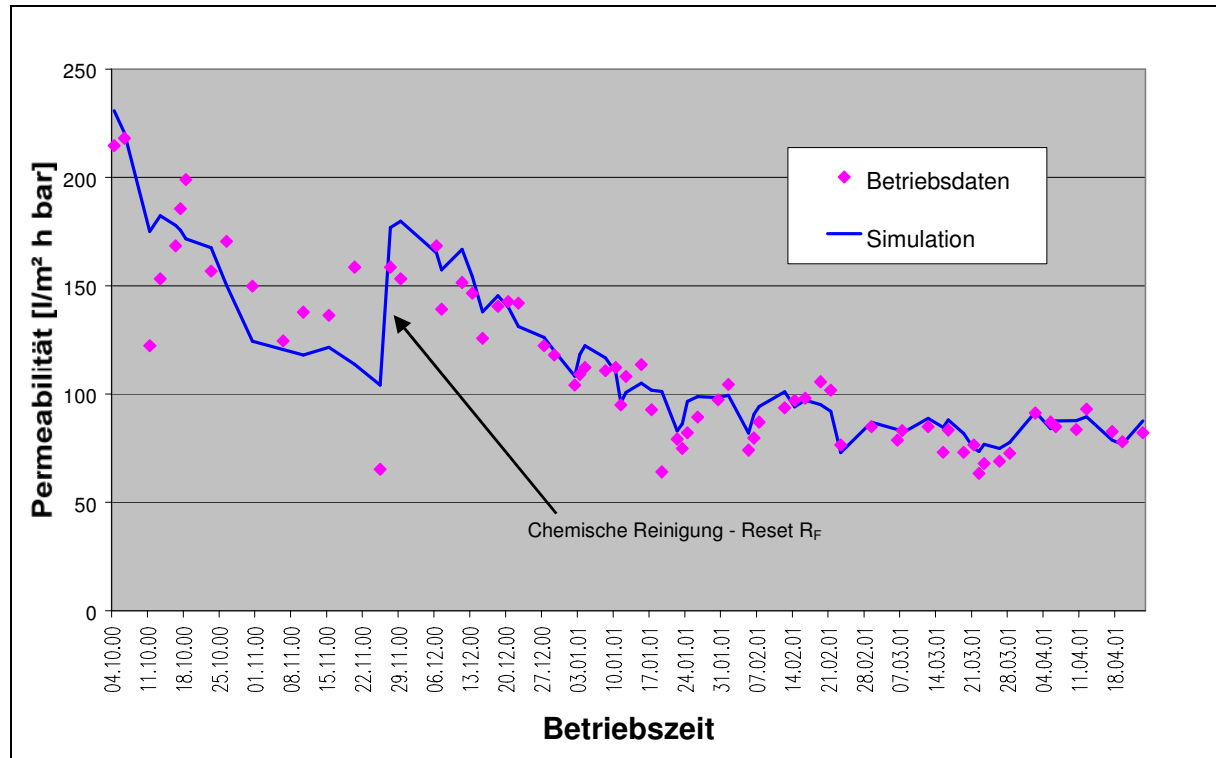


Abb. 2-13: Permeabilitätszyklus in Straße I mit erfolgter Zwischenreinigung

2.1.12 Simulation von Filtrationsstraße I (neue Membran)

Für die Simulation der neuen und voraussichtlich verbesserten Membran vom Typ Zee-Weed 500c in Filtrationsstraße I, die seit Mai 2001 in Betrieb ist, sind die Modellparameter noch einmal neu angepasst worden (s. Tab. 2-2). Jedoch kann hier von relativ geringen Modifikationen gesprochen werden, da diese neuen Werte klar in der Größenordnung der für Straße II verwendeten Werte liegen.

R_M [1/m]	5,00E+11
k_{DS} [l/g m]	5,23E+10
S_F [1/m]	1,02E+12
k_F [1/m]	1,04E-01

Tab. 2-2: Modellparameter für Filtrationsstraße II

Der leicht veränderte k_{DS} -Wert weist auf eine Veränderung im Bereich der Deckschichtbildung hin, da dieser Prozess aufgrund der hier schon durchgängig unterschiedlichen Strategie durch die nunmehr intermittierende Belüftung anders abläuft. Des weiteren kann von einem Einfluss der neuen Betriebsweise auf die Deckschichtbildung ausgegangen werden.

Die Ergebnisse der Simulation von Filtrationsstraße I mit der neuen Membran sowie die gemessenen Permeabilitäten als Abgrenzung hierzu sind in Abbildung (s. Abb. 2-14) zu sehen. Der abgebildete Zeitraum erstreckt sich von der Installation der neuen Membran Anfang Mai 2001 bis Mitte März 2001,

als mit den Versuchen zu neuen Reinigungsmitteln und neuen Mitteln für die Zwischenreinigungen begonnen wurde.

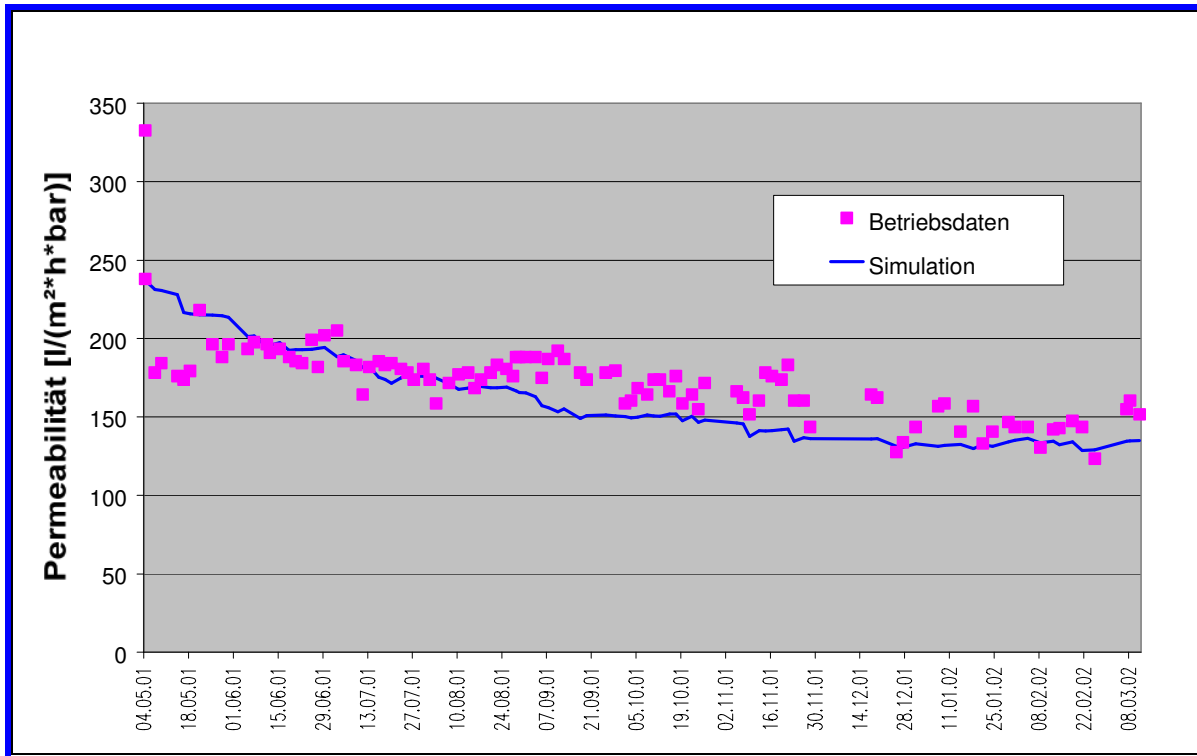


Abb. 2-14: Simulation des Permeabilitätszyklus in Straße I für die neue Membran

Auch in diesem Diagramm ist eine weitgehende Übereinstimmung zwischen den errechneten und den real gemessenen Werten zu erkennen. Der statistische Fehler beträgt für diese Simulation 11,8 %. Würde man diese Simulation mit den Werten für die alte Membran aus Tabelle 2-1 durchführen, so ergäbe sich ein Fehler von 16,6 %. Als etwas problematisch erweist sich der Bereich im August 2001. Hier fällt die Temperatur ab und zieht im Modell auch die Permeabilitätswerte mit in niedrigere Bereiche, während diese Tendenz in der Realität erst einmal in diesem kurzen Zeitintervall nicht zu beobachten ist.

Die Entwicklung der Permeabilität seit Ende März bis zum Ende des Betrachtungszeitraumes des Projekts kann mithilfe einer Rücksetzung des Membranwiderstands Mitte März mit einem Fehler von lediglich 7,2 % wiedergegeben werden (s. Abb. 2-15). Dabei ist jedoch zu bemerken, dass die Permeabilität, wie Abbildung 2-1 zeigt, nach der Reinigung mit Degaclean 100 am 12. März (Betriebswoche 116) keine nachhaltige Erholung zeigt sondern lediglich aufgrund wieder steigender Temperaturen in Richtung Sommer nur ganz allmählich wieder ansteigt.

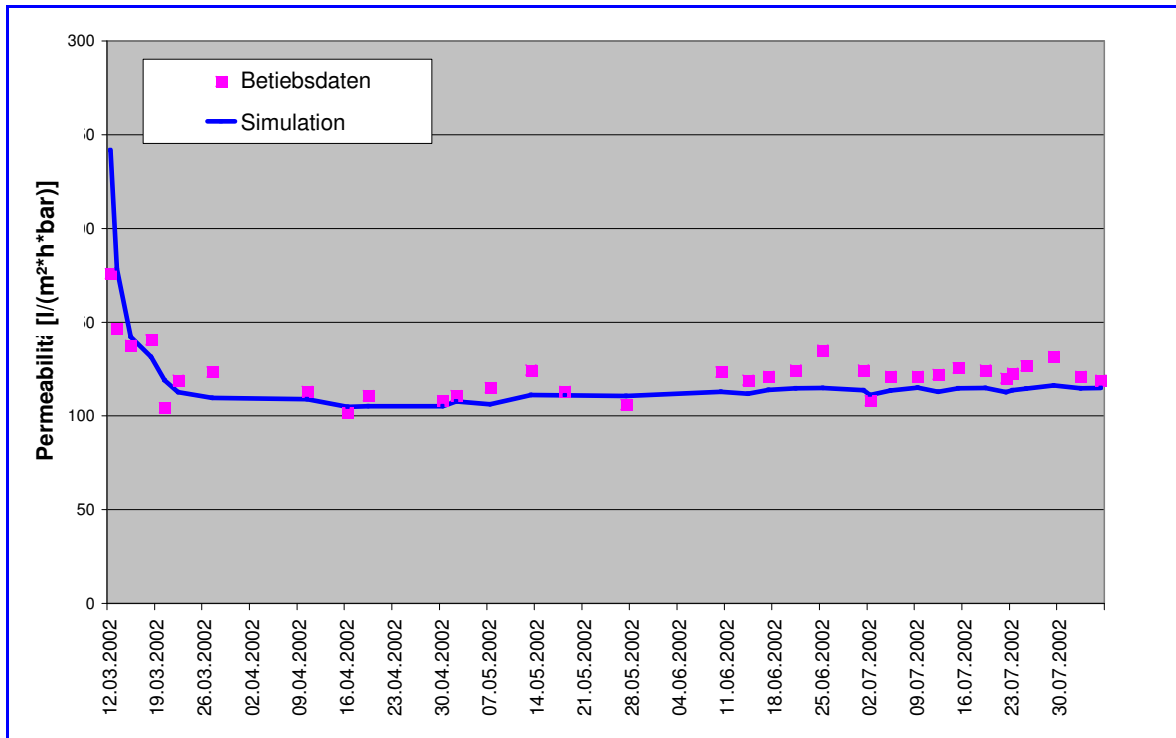


Abb. 2-15: Simulation des Permeabilitätszyklus in Straße I für die neue Membran

2.2 Modellvariation mit dynamischer Parameteranpassung

Das Ziel der verbesserten Aussagekraft des Modells hinsichtlich der näherungsweise Vorhersage einer Permeabilitätsentwicklung unter bekannten Randbedingungen führte zu einer Modellvariation mit dynamischer Parameteranpassung. In Analogie zu derzeit bereits verwendeten Belebtschlammmodellen mit Parameternachführung sollte eine Modellstruktur bereitgestellt werden, die in der Lage ist, aktuelle Betriebsdaten zur fortlaufenden Parameteranpassung zu verwenden. Diese ‚momentane‘ Modellvariante sollte dann besser in der Lage sein, das Verhalten des Systems auf einem kurzen Zeithorizont vorherzusagen als ein Modell mit statischen Parametern, die auf Grundlage von Kalibrierungen mit länger zurückliegenden Prozessdaten ermittelt worden sind. Insbesondere vor dem Hintergrund der nicht exakt beschreibbaren und sich ständig ändernden leistungsbestimmenden Parametern, die mit der jeweiligen Filtrierbarkeit des Belebtschlammes und dem komplexen Membranfouling zusammenhängen, macht die Definition von dynamischen Modellparametern Sinn. Um die mathematische Handhabbarkeit der dynamischen Parameteranpassung zu gewährleisten, muss die Anzahl der aus dem Prozess gewinnbaren Kenngrößen und die aus diesen Daten anzupassenden Modellparameter übereinstimmen. Da im Hinblick auf die Beschreibung der Filtrationsleistung nur wenige Kenngrößen aus dem System ermittelbar sind, ist die Zahl der anzupassenden Parameter ebenfalls gering. Es besteht also die Notwendigkeit eines Modells, das auch mit wenig freien Parametern in der Lage ist, das Verhalten eines komplexen Systems beschreiben zu können. Praktisch ist lediglich die Permeabilität L und deren zeitliche Änderung ΔL zwischen zwei Permeabilitätsbestimmungen im Zeitabstand Δt als Systeminformation verfügbar. Es dürfen also nur zwei dynamisch anzupassende Parameter im Modell auftreten.

Um den skizzierten Anforderungen Rechnung zu tragen wurde auf Grundlage der bekannten Modellstruktur eine Vereinfachung des Foulingterms eingeführt. Die langfristige Permeabilitätsminderung durch Membranfouling, ausgedrückt durch den Term R_F , wurde nicht mehr als exponentielle Funktion mit Sättigungswert sondern als linearer Zusammenhang in Abhängigkeit von der durchgesetzten Permeatmenge ausgedrückt. In Anbetracht der fortlaufenden Anpassung mit Betriebsdaten ist die modellimmanente Kenntnis um die Annäherung an einen Sättigungswert nicht erforderlich, da sich dies durch einen entsprechend langsameren Abfall der Permeabilität in den Anpassungen des Modellparameters ausdrücken wird. Als zweiter Modellparameter bleibt der Parameter k_{DS} zur Beschreibung des spezifischen Deckschichtwiderstandes, bzw. der Filtrierbarkeit des Belebtschlammes erhalten.

Die Verknüpfung von Parameteranpassung und Simulation wird in Abbildung (s. Abb. 2-16) dargestellt. Die aus dem Prozess gewonnenen Daten werden also zur Parameteranpassung verwandt. Das Modell mit den angepassten Parametern wird dann zur Simulation der Permeabilitätsentwicklung im nächsten Zeitintervall eingesetzt.

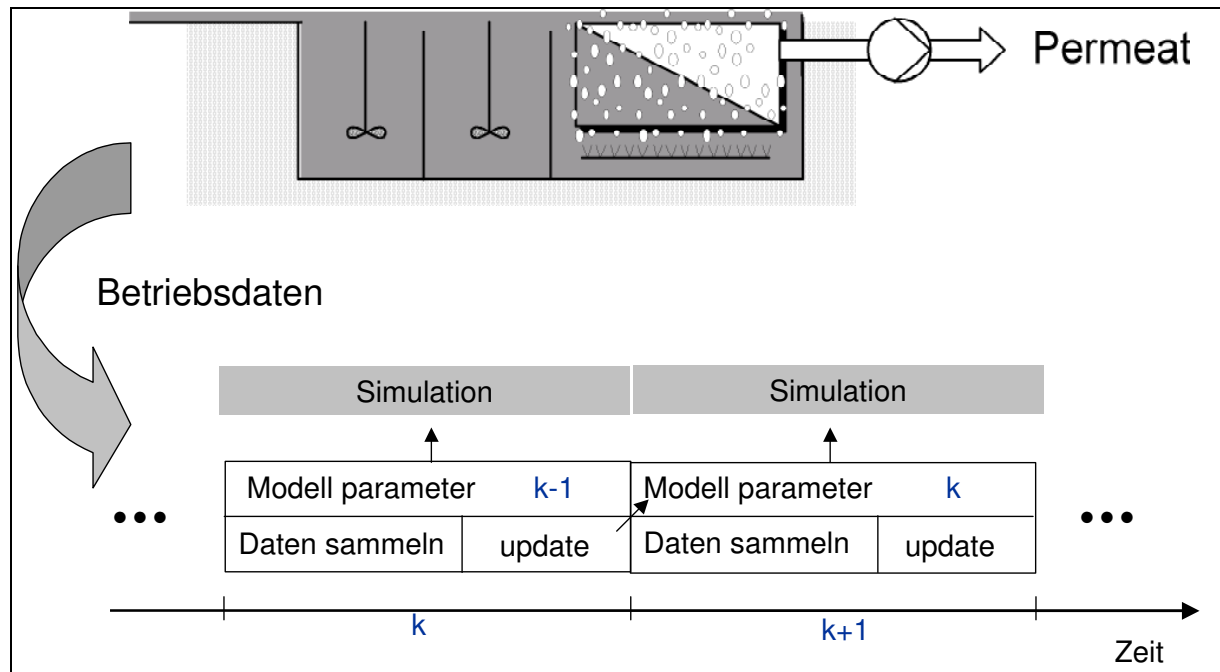


Abb. 2-16: Modellstruktur mit dynamischer Parameteranpassung

Mathematisch beruht die dynamische Parameteranpassung auf der Lösung eines Gleichungssystems, das die Permeabilität $L(\Delta t)$ am Ende eines Betrachtungsintervalls sowie die partielle Ableitung der Permeabilität in Bezug auf die Änderung der Temperatur $\partial L/\partial T$ und der akkumulierten Permeatmenge $\partial L/\partial F_{CUM}$ auf Grundlage der angepassten Modellgleichungen den realen Daten gegenüberstellt. Die relevanten mathematischen Beschreibungen sind in Abbildung (s. Abb. 2-17) zusammenfassend dargestellt.

Vereinfachter Foulingterm:
$$R_F = k_F \cdot \int_{t=0}^{t=\Delta t} F \cdot dt = k_F \cdot F_{CUM}$$

Ableitungen:
$$\frac{dF}{dt} = \frac{\partial F}{\partial T} + \frac{\partial F}{\partial F_{CUM}} \quad \text{oder} \quad \frac{dL}{dt} = \frac{\partial L}{\partial T} + \frac{\partial L}{\partial F_{CUM}}$$

Bestimmung der Modelparameter:

$$\Delta L = \frac{\partial L}{\partial t} \cdot \Delta t = \frac{\partial L}{\partial T} \cdot \Delta T + \frac{\partial L}{\partial F_{CUM}} \cdot \Delta F_{CUM}$$

$$L(\Delta t) = \frac{F(\Delta t)}{\Delta p_{TM}(\Delta t)}$$

} k_C und k_F

Abb. 2-17: Mathematische Grundlagen der dynamischen Parameteranpassung

Die erläuterte Modellvariation wurde zur Simulation des Permeabilitätsverlaufes in der Filtrationstraße II bereits im letzten Kapitel beschriebenen Betrachtungszeitraum verwendet. Nach einer anfänglich starken Abweichung aufgrund des Simulationsbeginns mit „beliebigen“ Modellparametern ergibt sich im weiteren Verlauf eine sehr gute Übereinstimmung mit den Messwerten (s. Abb. 2-18).

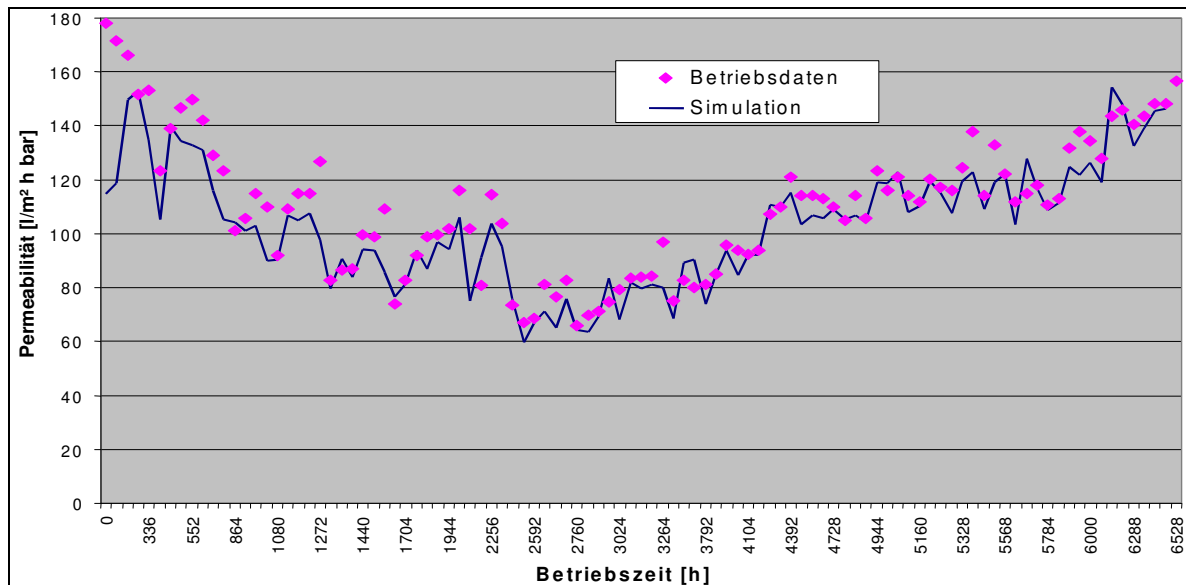


Abb. 2-18: Simulation auf Grundlage des Modells mit dynamischer Parameteranpassung

Die dargestellte Modellvariante mit der dynamischen Parameteranpassung bietet die Möglichkeit einer beschränkten Vorhersagemöglichkeit, die bei Kenntnis der zu erwartenden Temperatur und einer Abschätzung der hydraulischen Lastverhältnisse ggf. auf einem Zeithorizont von einigen wenigen Tagen eine Prognose der zu erwartenden Permeabilität ermöglicht. Von Interesse ist weiterhin die Variation der Modellparameter, die durch den Algorithmus fortlaufend angepasst wurden. Abbildung (s. Abb. 2-19) zeigt den Verlauf der Modellparameter k_{DS} und k_F über den Simulationszeitraum. Dabei wird deutlich das der Foulingparameter k_F , d.h. die proportionale Zunahme des Foulingwiderstandes mit durchgesetzter Permeatmenge, exponentiell abnimmt und einem Gleichgewichtswert zuläuft. Es ergibt sich also prinzipiell die gleiche Aussage wie im Modell mit der Beschreibung des Foulingwiderstandes durch die verwendeten Modellgleichungen. Der Parameter k_{DS} , welcher die jeweilige Filtrierbarkeit des Belebtschlammes beschreibt, ändert sich weniger stark, unterliegt aber kontinuierlichen Schwankungen. Angesichts der vielen Einflüsse auf die Filtrierbarkeit des Schlammes ist eine solche Entwicklung zu erwarten.

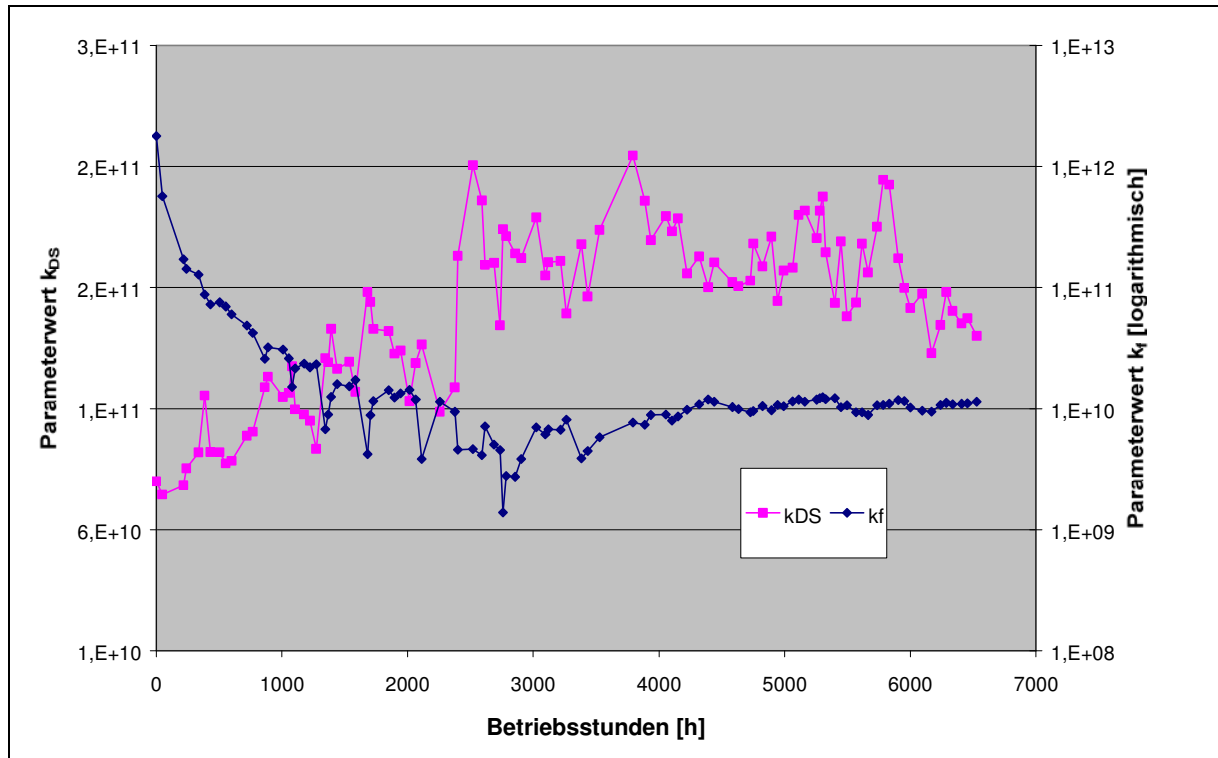


Abb. 2-19: Parameterverläufe bei der Simulation mit dynamischer Parameternachführung

2.3 Betrachtung der Vorgänge auf der kurzen Zeitskala

Unter dem Begriff „kurze Zeitskalen“ sollen hier die Entwicklungen, die bis zu einem Ein-Wochen-Intervall als Obergrenze zu verstehen sind, betrachtet werden. Dazu gehören in der Betrachtungsweise des Berichts die Phasen, in denen die Bestimmung der Analytik-Werte deutlich intensiviert wurde (Intensivmessphase), d. h. die wichtigen Betriebsparameter wurden bis zu zwölfmal pro Tag bestimmt, sowie die Betrachtung der Rückspülzyklen, die im Bereich von wenigen Minuten ablaufen.

2.3.1 Intensivmessphasen

Eine Phase von intensiver Beprobung und Messung fand vom 19. bis 28. November 2001 statt. Das Mess- und Beprobungs-Programm wurde vom ALA Aachen durchgeführt. Im folgenden sollen die beiden Tage dargestellt werden, an denen die Dichte der Datenaufzeichnungen am größten ist, nämlich der 26. und 27. November. Dazu soll einerseits auf die hydraulische Situation und andererseits auf die Belastung bzw. die tagesinternen Belastungsschwankungen durch den Anlagenzufluss eingegangen werden. Denn aufgrund einer vorhandenen Online-Überwachung der meisten Parameter im Abfluss stand vor allem die Zulaufbeprobung, die sonst ohne Online-Überwachung auskommen muss, im gesamten Messprogramm im Vordergrund. Weiterhin wurden im Rahmen des Messprogramms noch die CSB-Werte im Ablauf aufgenommen.

Abbildungen (s. Abb. 2-20 und Abb. 2-21) zeigen die graphische Darstellung für den 26. November. An diesem Tag liegt der gesamte Anlagenzufluss mit 1894 m^3 ca. einen Faktor sieben über dem Zufluss eines Trockenwettertages. Die CSB-Zulaufwerte liegen aufgrund des Verdünnungseffektes trotz der Zwei-Stunden-Spitzen bei 500 mg/l relativ niedrig. Auf diesem hohen Zuflussniveau, bei dem die Anlage fast an ihre Auslegungsgrenze von $135 \text{ m}^3/\text{h}$ gerät, ist jedoch ein umgekehrt proportionales Verhalten zwischen dem Anlagenzufluss und der CSB-Konzentration nicht deutlich erkennbar. Lediglich in der zweiten Tageshälfte ist bei fallenden Zuflüssen ein Anstieg der CSB-Konzentration zu verzeichnen. Auffällig ist hier noch der deutliche CSB-Anstieg in der Zeit zwischen 8 und 10 Uhr, der trotz steigender Zuflussmenge von statten geht.

Die Schaubilder für den 27. November finden sich in den Abbildungen (s. Abb. 2-22 und Abb. 2-23). Hier lässt sich um die Mittagszeit ein deutlicher Anstieg der Anlagenzuflüsse erkennen. Dabei ist zu beobachten, dass trotz dieses Anstiegs die Konzentrationen von CSB und AFS ebenfalls sehr hoch liegen. Diese hohen Konzentrationen folgen hier auf den Spitzenwert im Intervall von 8-10 Uhr, welches für den vorangehenden Tag bereits beobachtet werden konnte. Trotz eines wieder deutlich gesunkenen Anlagenzuflusses am Ende des Tages liegen die Konzentrationen für CSB und AFS bei relativ niedrigen Werten. Eine mögliche Erklärung hierfür liegt in sogenannten Freispüleffekten in der Kanalisation nach den vorangegangenen Trockenwetterintervallen.

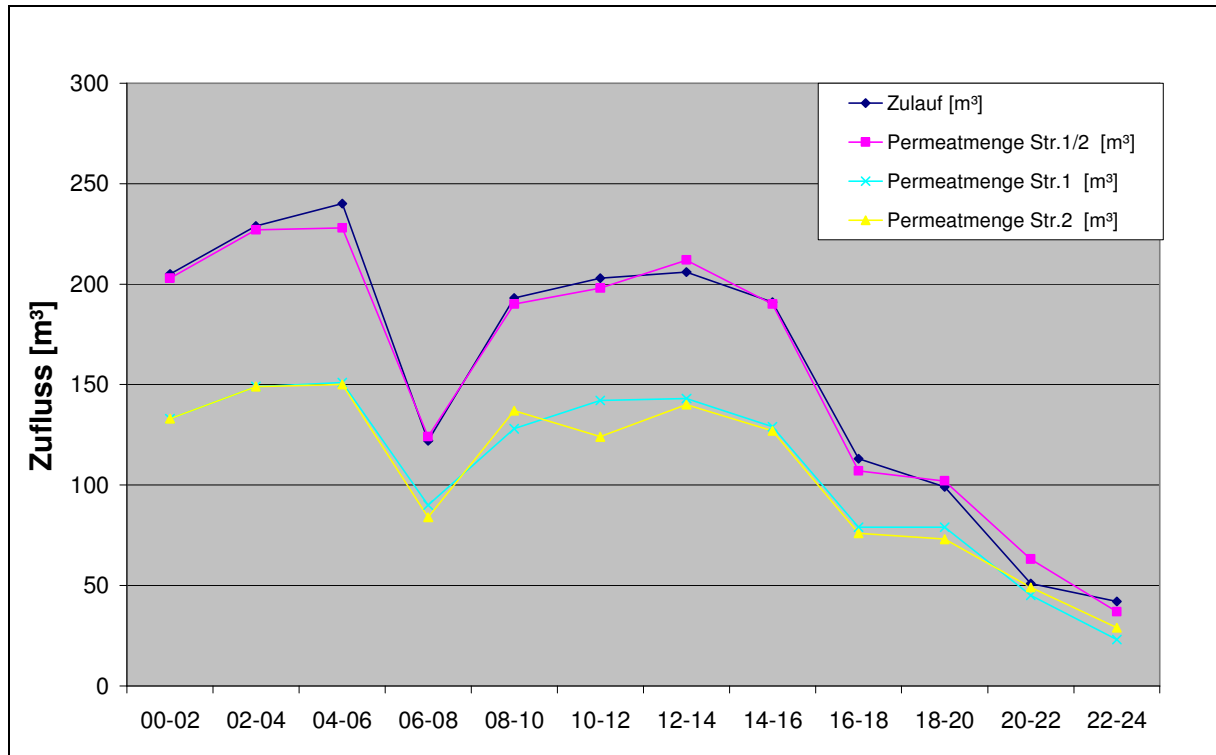


Abb. 2-20: Hydraulische Situation am 26.11.2002

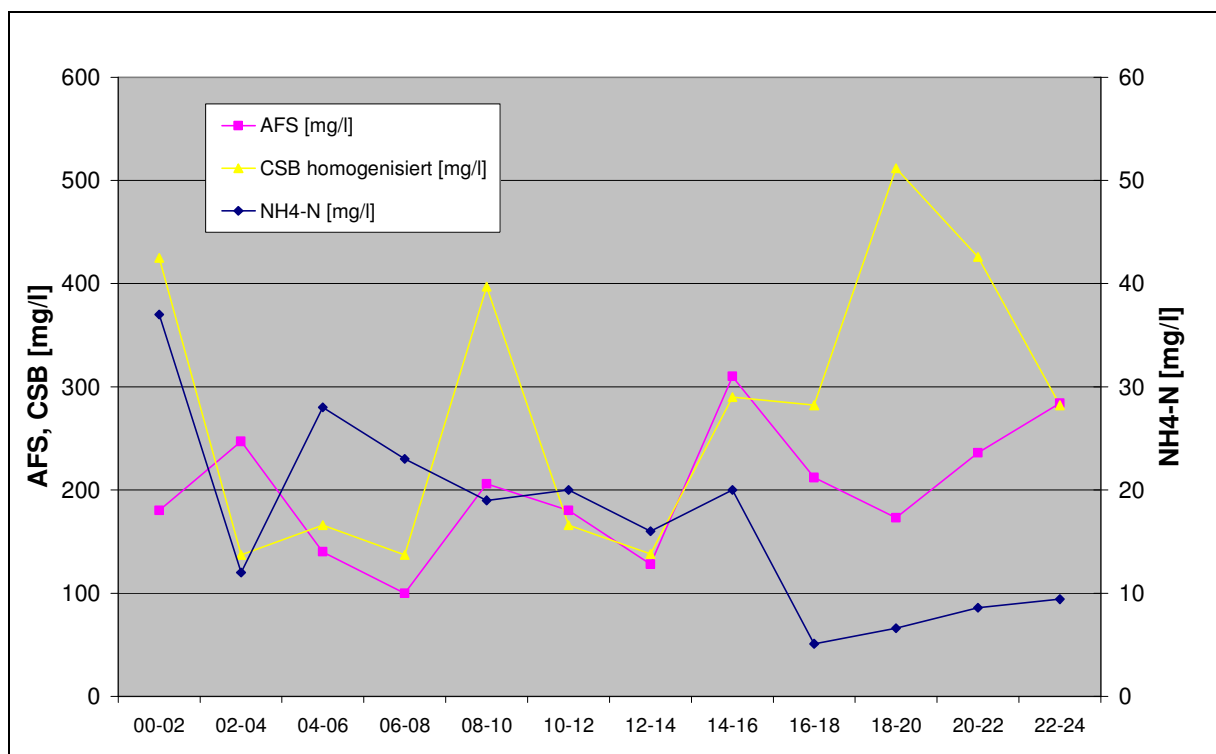


Abb. 2-21: Belastung des Zulaufs am 26.11.2002

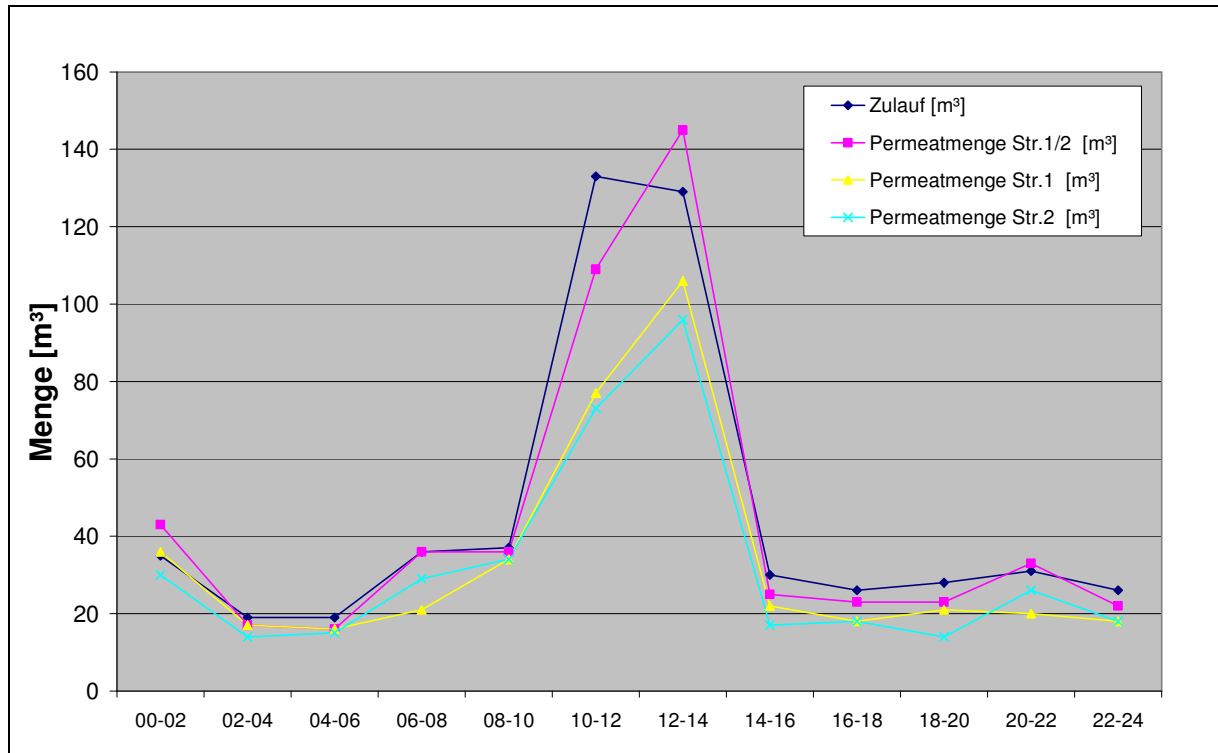


Abb. 2-22: Hydraulische Situation am 27.11.2002

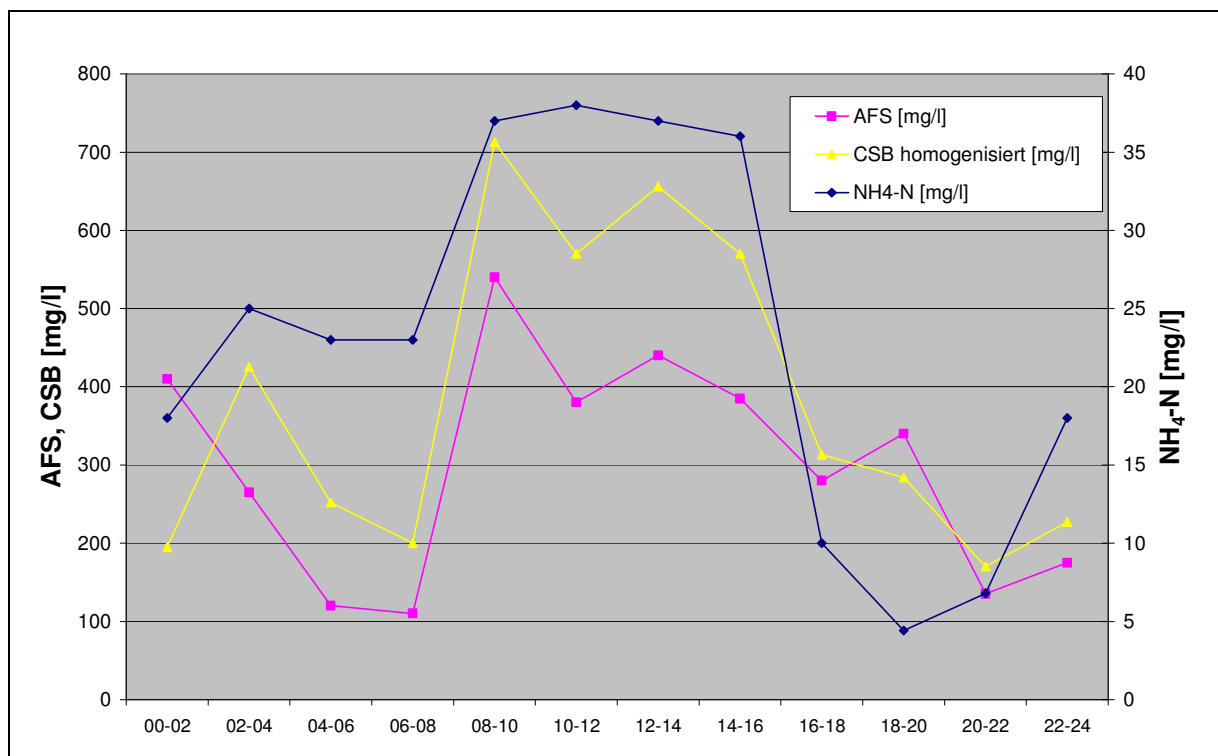


Abb. 2-23: Belastung des Zulaufs am 27.11.2002

Für eine Intensivmessphase in der Zeit vom 23. bis 29. Oktober zeigt Abbildung (s. Abb. 2-24) neben den Anlagenzuflüssen das Ergebnis der Simulation der Permeabilität. Zu diesem Zeitraum stehen leider nicht mehr als drei reale Messpunkte aus den Permeabilitätstests (s. gelbe Punkte) zur Verfügung. Jedoch zeigen die in der Simulation berechneten Werte eine recht gute Übereinstimmung zu den realen. Des Weiteren ist für das Modell die Sensitivität gegenüber Belastungsschwankungen deutlich erkennbar. Dieses manifestiert sich in der steil fallenden Permeabilität bei starken Anstiegen des Anlagendurchsatzes sowie einer Regeneration der Membran, verbunden mit einem Permeabilitätsanstieg, bei sich dann wieder einstellenden niedrigeren Flüssen.

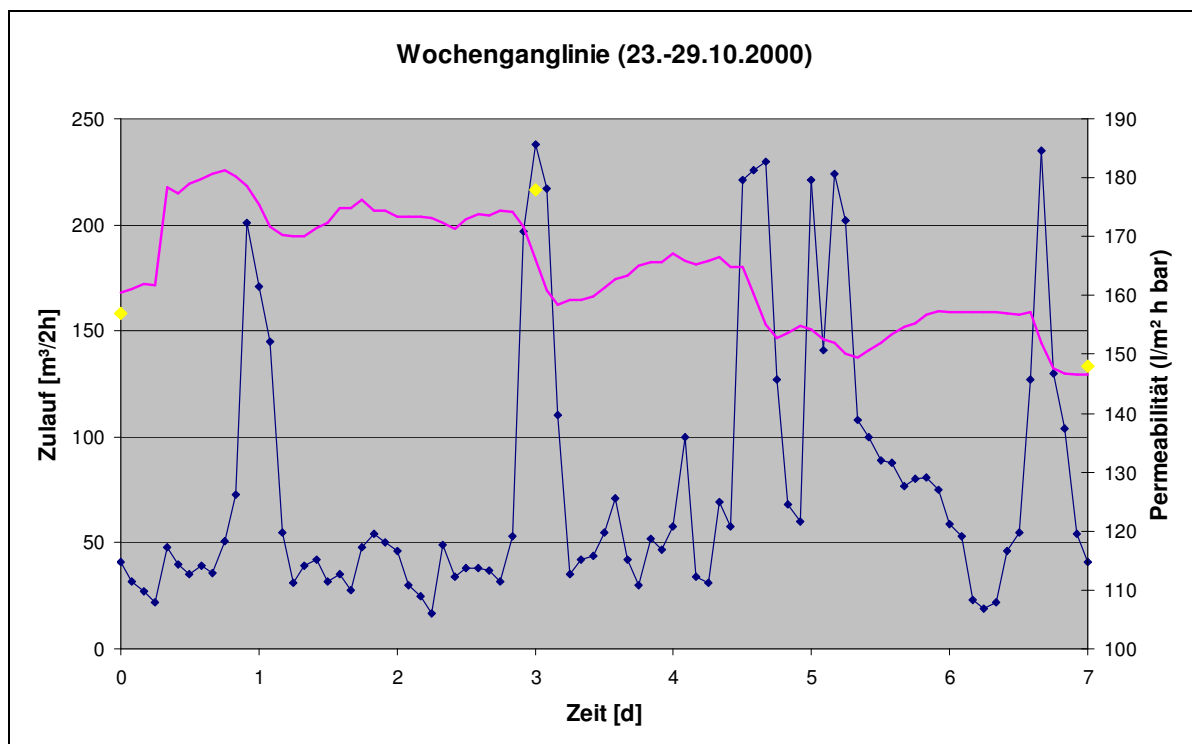


Abb. 2-24: Simulation der Permeabilität auf Grundlage einer Wochenganglinie

2.3.2 Flux-Abhängigkeiten der Permeabilität

Wie Abbildung (s. Abb. 2-25) veranschaulicht ist die Abhängigkeit der Permeabilität vom Flussniveau offensichtlich nicht ausgeprägt, da bei unterschiedlichen hydraulischen Lastbereichen kein Absinken der Permeabilität beobachtet werden kann. Die dargestellten Permeabilitätsdaten beruhen nicht auf Permeabilitätstests, die bei einem Norm-Flux durchgeführt werden, sondern stammen aus Auswertungen der online aufgezeichneten, grafischen Betriebsprotokolle über aktuelle Fluss- und Arbeitsdruckverläufe. Die dargestellten Permeabilitätswerte sind innerhalb einer einwöchigen Intensivmessphase aufgenommen und weisen dank ihrer zeitlichen Nähe keine Beeinflussung durch langfristige Foulingphänomene auf.

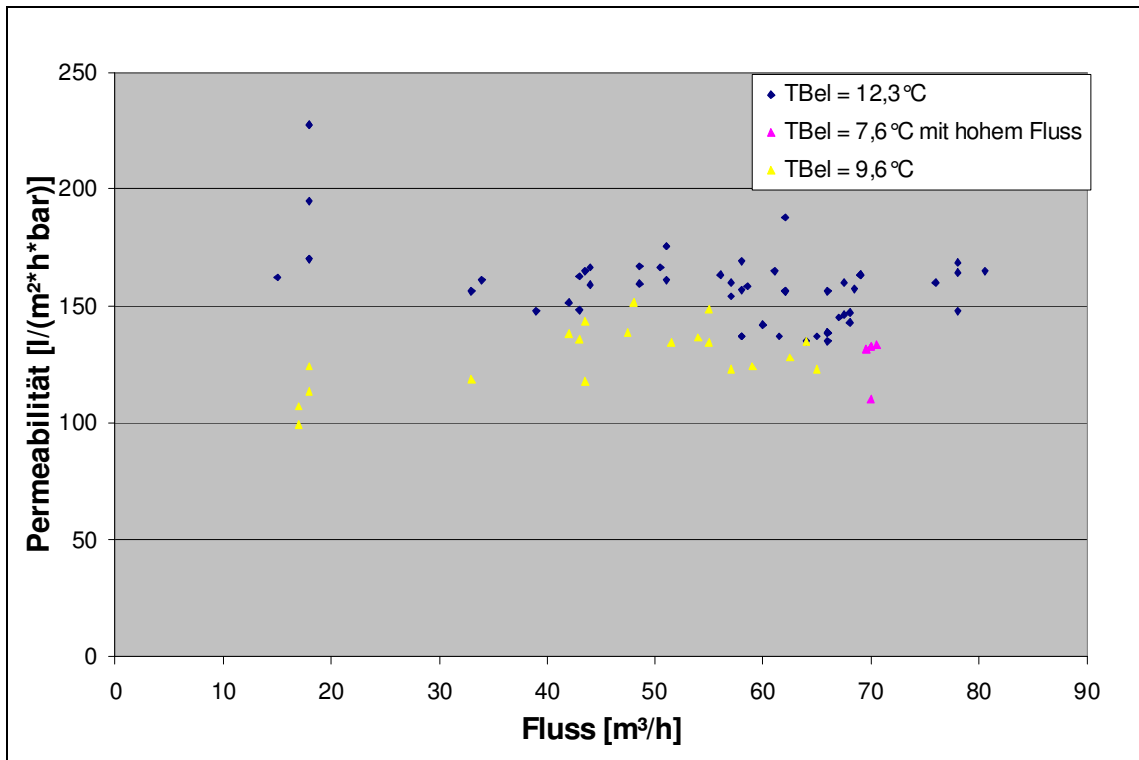


Abb. 2-25: Abhängigkeit der Permeabilität vom hydraulischen Durchsatz

2.3.3 Betrachtung des Permeabilitätsverlaufs in Rückspülzyklen

Zur Analyse des Permeabilitätsverhaltens zwischen zwei derzeit im 400-Sekunden-Takt stattfindenden Rückspülungen sind mithilfe der halbstündigen Anlagendiagramme per Handaufzeichnung die Wertepaare für Fluss und Arbeitsdruck bis hin zur dichtesten verfügbaren zeitlichen Auflösung, einem 2-3 sekundigen Abstand von einem Datenpunkt zum darauffolgenden, ermittelt worden, um daraus die Permeabilitäten errechnen zu können. Insgesamt fanden drei Termine zur Aufzeichnung der Wertepaare statt, wobei hier in der Darstellung der Daten zunächst aber nur auf den letzten eingegangen werden soll. An diesem Termin, dem 4. Dezember 2002, wurde ein spezielles Programm zur Filtration auf verschiedenen Flussniveaus gefahren, die manuell in der Prozesssteuerung der Anlage vorgegeben wurden. Ein Ausschnitt aus dem zugehörigen Messwertdiagramm ist in Abbildung (s. Abb. 2-26) zu sehen.

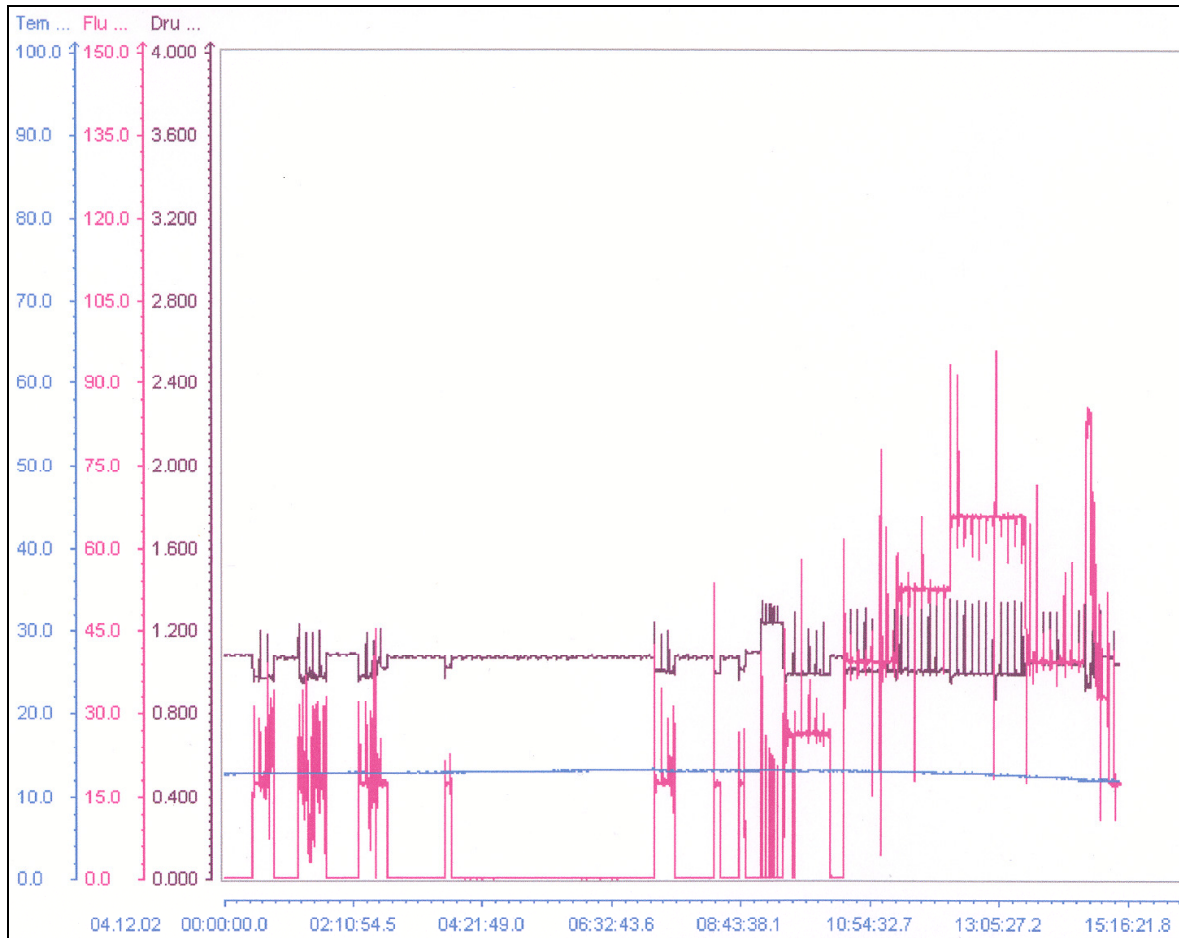


Abb. 2-26: Messwertdiagramm zur Permeabilitätsbestimmung auf verschiedenen Flussniveaus

Abbildung (s. Abb. 2-26) zeigt die Ganglinien von Fluss (rot), Arbeitsdruck (braun) und Temperatur (blau). In dem zeitlichen Bereich von ca. 9.30 Uhr bis 15.00 Uhr ist aufgrund des treppenförmigen Verlaufs der Flusslinie das Versuchsprogramm besonders gut zu erkennen. Den einzelnen Stufen entsprechen Fluxniveaus von 10, 15, 20 und 25 $l/(m^2 \cdot h)$. Aufgrund der äußerst minimalen Veränderung der Temperatur in diesem Intervall kann von einem temperaturbedingten Einfluss zur Erklärung von Unterschieden im Anlagenverhalten sicherlich abgesehen werden.

Leider ist in dieser Abbildung bereits zu erkennen, dass der Arbeitsdruck sich trotz der teilweise erheblichen Unterschiede in der Durchsatzleistung nicht wesentlich ändert. Dies muss auf eine starke Messungenauigkeit des Manometers zu diesem Zeitpunkt zurückgeführt werden, da eine bei steigenden Flüssen bis hin zur Auslegungsgrenze immer weiter steigende Permeabilität nicht den realen Abläufen entsprechen kann. Des Weiteren ist in den Aufzeichnungen der Ganglinien des Arbeitsdrucks seit einigen Wochen ein variierender Druck für den Falle des Anlagenstillstandes zu beobachten. Dieser schwankt zwischen 1,08 bar und den aufgrund der Systemanordnung und daraus resultierenden hydrostatischen Bedingungen vorgegebenen 1,16 bar. Durch diese neuerliche Ungenauigkeit am Manometer entsteht somit eine Verfälschung der Permeabilitätswerte.

Zur feineren Analyse der Entwicklung der Permeabilität innerhalb des Filtrationszyklus sollen nun die beiden an den Rändern der Versuchsreihe liegenden Fluxniveaus einander gegenübergestellt werden.

Abbildungen (s. Abb. 2-27 und Abb. 2-28) zeigen für einen vorgegebenen Flux von 10 l/(m²*h) und 25 l/(m²*h) die zugehörigen Anlagengraphen.

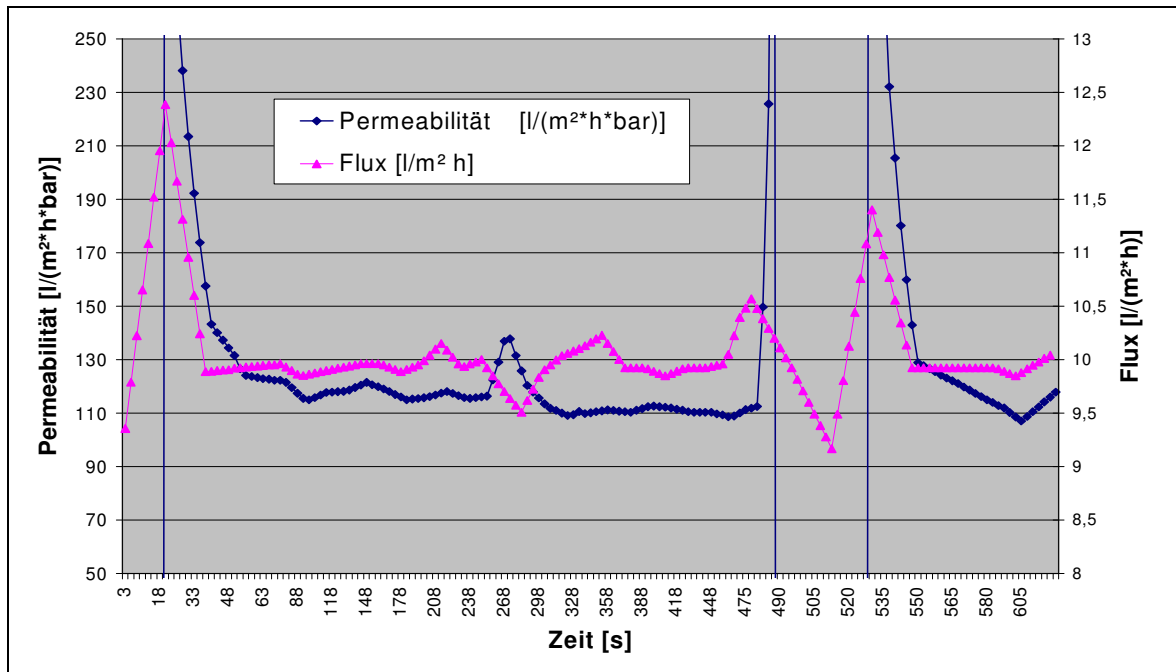


Abb. 2-27: Permeabilitätsverlauf in einem Filtrationszyklus bei einem Soll-Flux von 10 l/(m²*h)

Abbildung (s. Abb. 2-27) zeigt für das niedrigste in der Versuchsreihe gefahrene Fluxniveau eine nahezu konstante Permeabilität bei Werten um die 110 l/(m²*h*bar). Aufgrund der offensichtlichen Messungenauigkeiten am Manometer wurde zur Bestimmung der Permeabilität hier pauschal ein Ruhedruck von 1,08 bar gewählt, da beim Ansatz höherer Ruhedrucke die Permeabilitätswerte in wohl nicht mehr realistischen Bereichen unter 100 l/(m²*h*bar) gelegen hätten. In der Mitte des vorliegenden Filtrationszyklus sackt aufgrund eines kleineren Regelungsproblems der Flux einmal kurzzeitig ab, jedoch handelt es sich hierbei nur um eine Schwankung von 5%. Der dabei stattfindende Permeabilitätsanstieg kann aufgrund seiner kurzen Dauer nicht als repräsentativ angesehen werden. Des weiteren bleibt zu bemerken, dass der Filtrationszyklus in der Abbildung etwas länger als die o. g. 400s ist. Dies ist jedoch auf die Mittelung des zeitlichen Abstandes zwischen den verfügbaren Datenpunkten zurückzuführen, die in diesem Fall mit 2,5s leicht zu hoch angesetzt ist. Die eigentlichen Rückspülungen sind im Diagramm an dem polstellenähnlichen Verlauf des Permeabilitätsgraphen zu erkennen.

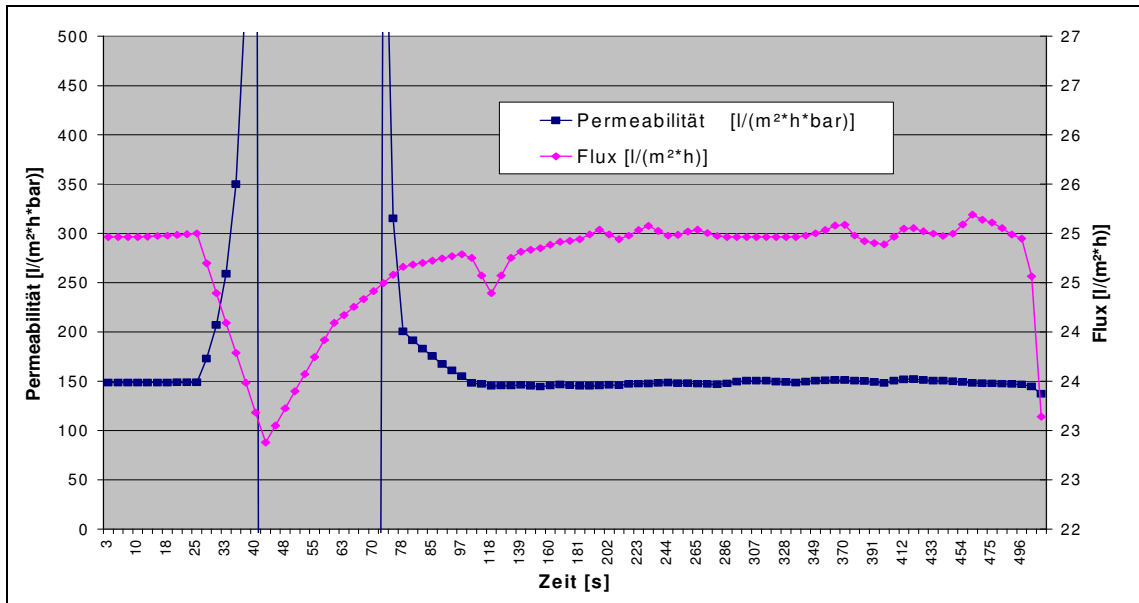


Abb. 2-28: Permeabilitätsverlauf in einem Filtrationszyklus bei einem Soll-Flux von 25 l/(m²·h)

Eine sehr ähnliche Entwicklung zeigt Abbildung (s. Abb. 2-28) für die Entwicklung der Permeabilität bei einem vorgegebenen Fluxniveau von 25 l/(m²·h). Es kann hier sogar von noch konstanteren Permeabilitätswerten innerhalb des Filtrationszyklus gesprochen werden. Auffällig ist hierbei noch das deutlich höhere Permeabilitätsniveau, obwohl hier ein Ruhedruck zugrunde gelegt wurde, der mit 1,14 bar deutlich näher an dem aus den hydrostatischen Bedingungen resultierenden Druck liegt. Damit stehen die ausgewerteten Daten prinzipiell im Gegensatz zur Theorie. Jedoch sei hier noch einmal hingewiesen auf die Unsicherheiten bei der Messung mit dem installierten Manometer.

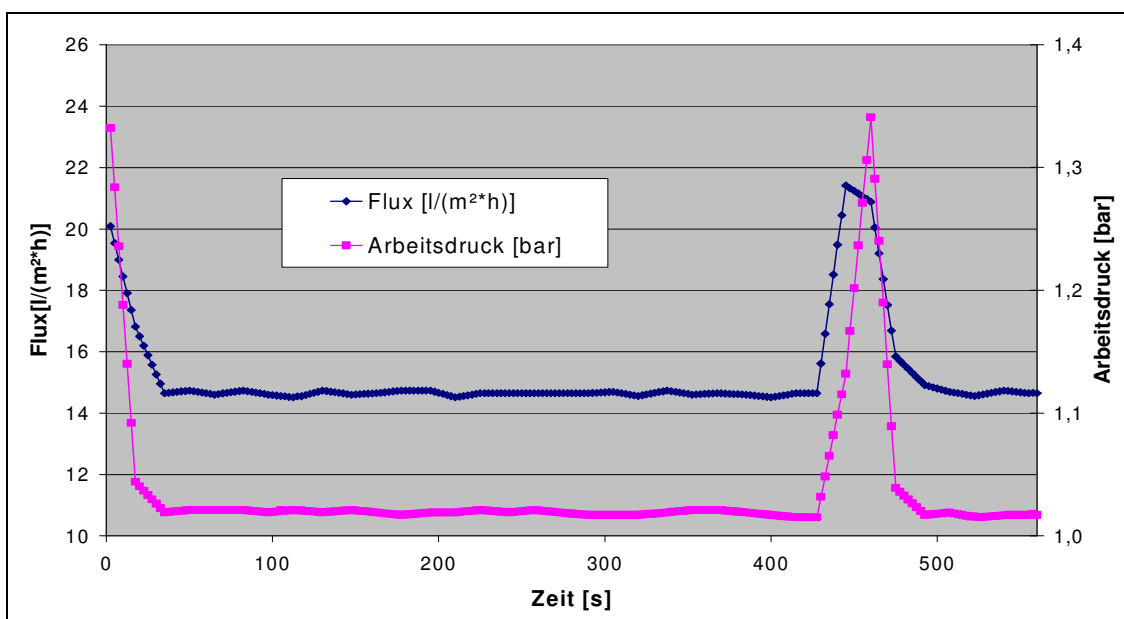


Abb. 2-29: Verlauf von Flux und Arbeitsdruck zwischen zwei Rückspülungen (Straße2)

In Abbildung (s. Abb. 2-29) ist noch einmal ein vollständiges Filtrationsintervall vom Ende einer Rückspülung bis einschließlich der nachfolgenden Rückspülung aus den Daten der zweiten Aufzeichnung am 18. November dargestellt. Es ist deutlich erkennbar, dass nach der Rückspülung sehr schnell das vorgegebene Flussniveau erreicht wird. Der Arbeitsdruck pendelt sich auf ein nahezu konstantes Niveau ein und verzeichnet während des Filtrationsintervalls von 400s Dauer keine nennenswerte Änderung. Der nur allmähliche Anstieg des Arbeitsdrucks während der Rückspülung kann prinzipiell nur durch einen Messwertpuffer des Anzeigeegerätes erklärt werden.

2.3.4 Modellierung des instationären Verhaltens nach der Permeatrückspülung

Abbildung (s. Abb. 2-30) zeigt den hydraulischen Durchsatz und den flächenspezifischen Permeatfluss nach einer Permeatrückspülung am zweiten Aufzeichnungstermin, dem 18. November 2002. Der Permeatfluss liegt nach der Rückspülung zunächst auf einem Niveau über der Sollwertvorgabe für den hydraulischen Durchsatz der Filtrationsstraße. Der Fluss wird dementsprechend auf ein Niveau heruntergeregelt, dass einem hydraulischen Soll-Durchsatz von 17,6 m³/h bzw. einem Flux von 6,7 l/(m² h) entspricht. Die Permeabilität zeigt einen rapiden Abfall von 262 l/(m² h bar) auf 94,6 l/(m² h bar) innerhalb der ersten sieben Sekunden. Die Permeabilität steigt dann bei zurückgehenden Permeatflüssen wieder leicht an und stabilisiert sich auf einem Niveau von 114 l/(m² h bar).

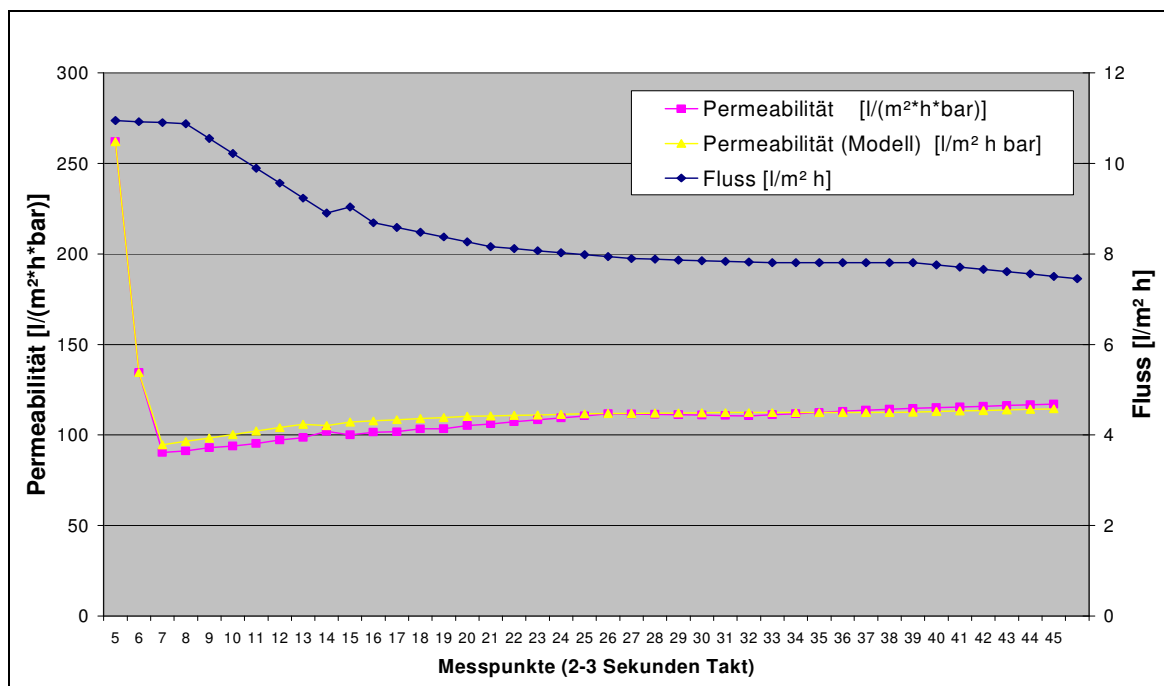


Abb. 2-30: Simulation der Permeabilitätsverlaufs nach einer Rückspülung (Straße 2)

Zur Modellierung des Permeabilitätsverlaufs wurde strukturell der gleiche Ansatz verwendet wie zur Beschreibung der Langzeitentwicklung, allerdings wurde der langfristige Foulingterm nicht berücksichtigt und bei der Bestimmung des hydraulischen Membranwiderstandes integriert. Der Term R_M drückt bei der hier durchgeführten Simulation den reinen Membranwiderstand einschließlich langfristiger Foulingeffekte aus, die bis zum betrachteten Filtrationsintervall die Permeabilität

beeinflusst haben. Der Membranwiderstand wurde aus der Anfangspermeabilität bestimmt. Der Abfall der Permeabilität in den ersten Sekunden wird durch eine initiale Belegung der gerade zurückgespülten Membran mit Belebtschlammbestandteilen modelliert, die von der lokal auftretenden Konzentrationspolarisation und damit vom Permeatflussniveau abhängt. Die im Prozess beobachtbare Abhängigkeit der Permeabilität vom Permeatfluss, insbesondere nach Durchlaufen des Minimums bei 7 Sekunden, lässt sich nur durch sehr niedrige Stoffübergangskoeffizienten in diesem Zeitraum erklären. Dies steht im Widerspruch zu vorhergehenden Beobachtungen, die allerdings auf weniger genauen Messdaten beruhen, die aus grafischen Aufzeichnungen abgelesen wurden und sich auf mittlere Permeabilitäten in einem Filtrationsintervall beziehen. Der rapide Abfall zu Beginn des Intervalls lässt sich durch eine Kinetik der Bildung einer Membranbelegung in Abhängigkeit von der durchgesetzten Permeatmenge beschreiben. Die Ausbildung dieses Konzentrationsprofils ist physikalisch vom Antransport von Feedkomponenten abhängig, die sich an der Membran anreichern und diese belegen bzw. deren Poren verblocken. Das Konzentrationsprofil bildet sich innerhalb weniger Sekunden aus und geht dann in eine reine Abhängigkeit vom Permeatflussniveau über.

Wie in der oben dargestellten Betrachtung gezeigt, erfolgt die Ausbildung des stationären Niveaus der Permeabilität nach einer Permeatrückspülung innerhalb weniger Sekunden. Es kann also darauf geschlossen werden, dass die Ausbildung eines Konzentrationsprofils und der damit verbundene Antransport von deckschichtbildenden oder porenverblockenden Komponenten aus der Bulkphase an die Membran auf einem ähnlichen Zeithorizont erfolgt. Zur quantitativen Beschreibung dieser Anlaufphase wird die Massenbilanz für die Konzentrationsgrenzschicht unter vereinfachten Bedingungen für den instationären Fall gelöst.

In Abbildung (s. Abb. 2-31) ist der zeitliche Verlauf der Konzentrationsüberhöhung an der Membran für den Fall eines Flusses von $27,27 \text{ l/m}^2 \text{ h}$ sowie eines scherkraftinduzierten Diffusionskoeffizienten von $D=10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ für zwei verschiedene Stoffübergangskoeffizienten k dargestellt.

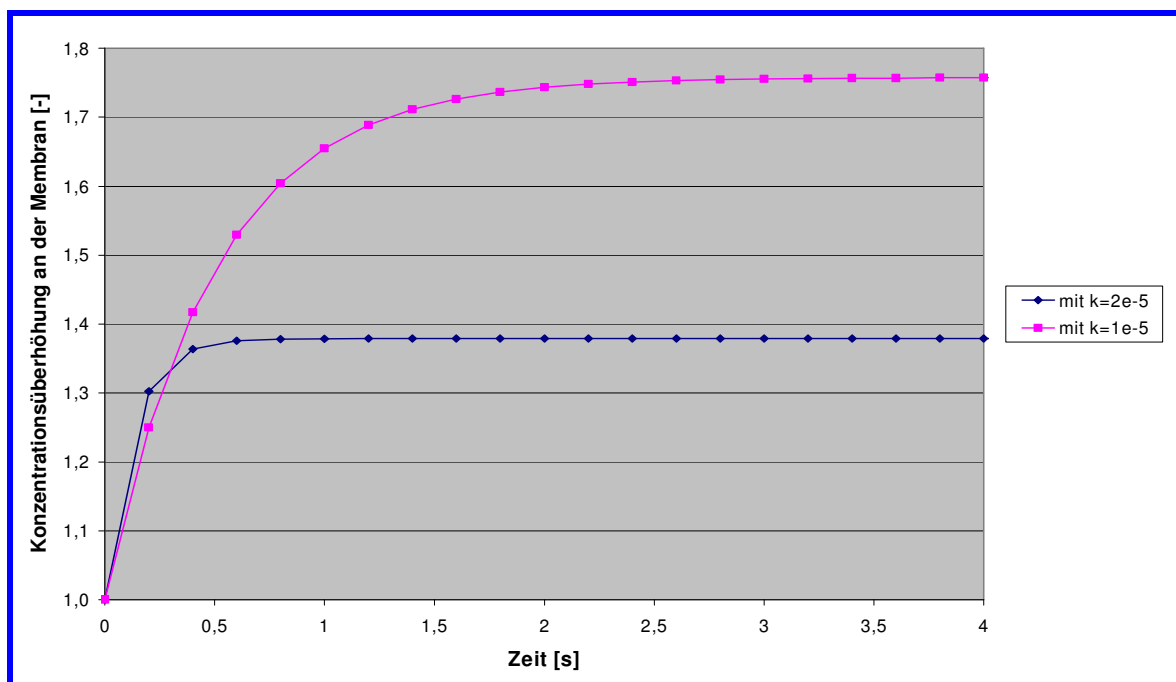


Abb. 2-31: Zeitlicher Verlauf der Konzentrationsüberhöhung

Die Darstellung zeigt deutlich, dass sich bei höheren Stoffübergangskoeffizienten schneller ein weniger ausgeprägtes Konzentrationsprofil ausbildet. Auch im Fall eines vergleichsweise niedrigen Stoffübergangskoeffizienten stellt sich bereits nach 3s ein stationäres Profil ein.

Die Ausbildung dieses Konzentrationsprofils ist physikalisch vom Antransport von Feedkomponenten abhängig, die sich an der Membran anreichern und diese belegen bzw. deren Poren verblocken. Hierbei ist insbesondere das Verhältnis von Partikelgrößenverteilung im Feed und der Porengrößenverteilung der Membran zu berücksichtigen. Auf Basis der Gegenüberstellung der Porengrößenverteilung der Membran und der Partikelgrößenverteilung des Abwassers lässt sich ein Wahrscheinlichkeitsmodell entwickeln.

2.4 Zusammenfassung

Anhand der gesammelten Betriebsdaten konnte der Anlagenbetrieb und das Betriebsverhalten näher analysiert werden. Die Modellierungsansätze zur Beschreibung der Permeabilität getauchter Mikrofiltrationseinheiten für die Belebtschlammfiltration in kommunalen Kläranlagen wurden in Zusammenhang mit der Auswertung der Betriebsdaten für die Prozesssimulation verwendet. Die einzelnen Widerstände berechnen sich nach den in der Abbildung (s. Abb. 2-32) aufgeführten Gleichungen.

$R_{DS} = k_{DS} \cdot c_M$	Deckschichtwiderstand
$R_F = S_F \cdot \left(1 - e^{-k_F \cdot \int_0^t F(t) \cdot dt} \right)$	Porenverblockung (Fouling)
$F = k_P \cdot \ln \left(\frac{c_M}{c_B} \right)$	Konzentrationspolarisation
$k_P = \frac{\tau_w \cdot d_C}{\eta_F} = \gamma \cdot d_C$	Stoffübergangskoeffizient

Abb. 2-32: Gleichungen zu den einzelnen Filtrationswiderständen /Melin, 2001/

Das Modell zur Darstellung der Filtrationsleistung wurde für bis zu einjährige Betriebsphasen an die reale Permeabilitätsentwicklung angepasst und durch die Simulation weiterer Filtrationseinheiten hinsichtlich der Aussagekraft validiert. Aufgrund der in dieser Arbeit dargelegten Ergebnisse der Simulation kann von einer erfolgreichen Anpassung des Modells an die Betriebsdaten gesprochen werden. Die Abweichungen zwischen den Mess- und den Simulationswerten liegen nach einer durchgeführten Parameternachführung nur noch in einem Fehlerbereich von ca. 7-15% Prozent.

Um durch das Modell eine verbesserte prädiktive Aussagekraft gewinnen zu können, wurden Modifikationen durchgeführt, die eine laufende Anpassung der wesentlichen Modellparameter an aktuelle Betriebsdaten ermöglichen. Aus den gemessenen Permeabilitätsänderungen lassen sich so fortlaufend Parameteränderungen berechnen. Der vorhandene Betriebsdatensatz konnte durch dieses dynamische Modell mit sehr guter Übereinstimmung reproduziert werden.

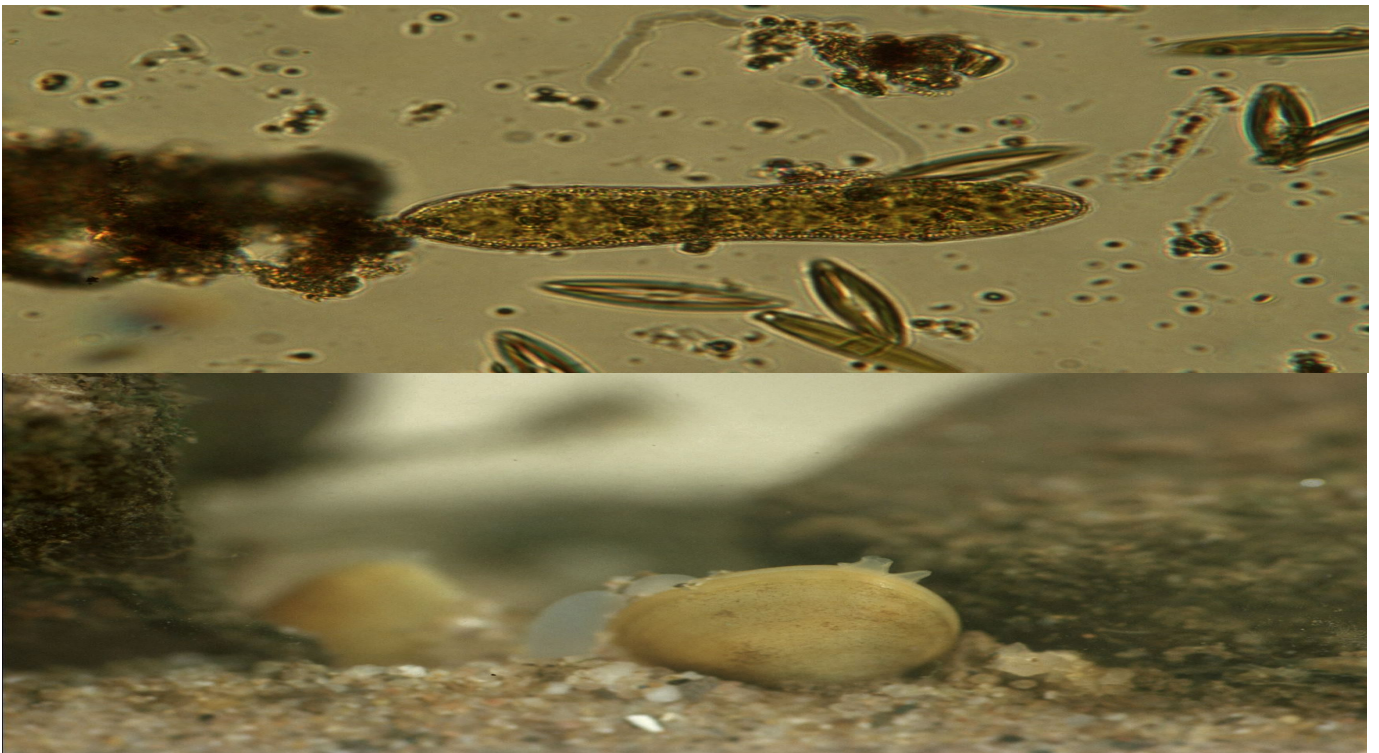
Um die entwickelten Modellstrukturen seitens des Erftverbandes langfristig besser nutzbar zu machen, wurden Modellbausteine in Matlab/Simulink implementiert und in die kommerzielle Simulationsumgebung SIMBA® eingebunden. Für einen exemplarischen Betrachtungszeitraum von einer Woche konnte die Permeabilitätsentwicklung auf Basis der hydraulischen Ganglinien gut nachvollzogen werden. Im Verlaufe der Projektes konnte insgesamt das Potenzial des Modells zur Unterstützung der Prozessführung von Membranfiltrationsanlagen aufgezeigt werden.

Neben der Betrachtung und Modellierung der Vorgänge auf den langen Zeitskalen konnte im Rahmen dieses Projektes erstmals auch eine Analyse der Permeabilitätsentwicklung auf kurzen Zeitskalen realisiert werden. Das Verhalten der Membranfiltration zwischen zwei Permeatrückspülungen wurde näher untersucht und konnte mathematisch mit ähnlichen Zusammenhängen beschrieben werden, wie die Permeabilitätsentwicklung auf den langen Skalen.

Das entwickelte Modell mit Parameternachführung bietet sich, u.U. mit einer Ergänzung durch ein empirisch fundiertes „Artificial Neural Network“, für einen Erprobungsbetrieb in der laufenden Anlage an. Das Modell könnte so fortlaufend durch in der Prozessdatenverarbeitung auflaufende Daten parametrisiert und mit den Betriebsergebnissen verglichen werden.

Für weitere Arbeiten in diesem Zusammenhang steht vor allem die Bestimmung des/der Stoffübergangskoeffizienten für das untersuchte System im Vordergrund. Dazu muss die Permeabilität der Membran auf verschiedenen Flux-Niveaus ermittelt werden. Um entsprechende Untersuchungen an der Anlage Rödingen durchzuführen, sind zusätzliche Maßnahmen im Bereich der Meßtechnik und gezielte Versuchsprogramme erforderlich Wastewater Effluent Organic Matter (EfOM): Rejection and Fouling.

IV. Hygienisch relevante Parameter



1 Hygienisch relevante Parameter – Leistungsfähigkeit des Membranbelebungsverfahrens zur Keimelimination bei zunehmendem Alterungsprozess der Membrane

1.1 Untersuchungsmethodik und Versuchsprogramm

Ziele der Untersuchung waren:

- Die Beurteilung der Leistungsfähigkeit des Membranbelebungsverfahrens zur Keimrückhaltung in Abhängigkeit von der betriebenen Straße.
- Die Beurteilung der Effektivität des Membranbelebungsverfahrens bei zunehmenden Alterungsprozess der Membranen

Der Untersuchungsumfang umfasst die folgenden Parameter:

- Gesamtcoliforme Bakterien
- Fäkalcoliforme Bakterien
- Koloniezahl bei 36 °C
- Salmonellen

Zur Beurteilung der Effektivität des Membranbelebungsverfahrens zur Keimrückhaltung bei zunehmendem Alterungsprozess der Membranen wurden im Jahr 2002 bei unterschiedlichen Witterungsbedingungen die mikrobiologische Qualität der Zu- und Abläufe stichprobenartig untersucht.

- Trockenwetter: kein Niederschlag im Probenahmezeitraum
- Dauerregen: stetiger Niederschlagsanstieg im Probenahmezeitraum, mindestens für einen Tag
- Starkregen: > 10 mm Niederschlag innerhalb weniger Stunden

Da nur bei kontinuierlichen Probenahmen repräsentative Aussagen über Bakterienkonzentrationen möglich sind, erfolgten die Probenahme über automatische Probenehmer als 6-Stunden Mischproben.

Im Untersuchungszeitraum 1999 bis März 2001 wurden beide Straßen mit den Membranen Zeeweed 500 A betrieben. Vor dem Untersuchungszeitpunkt 2002 waren bereits Beschädigungen an den Membranen der Anlage festgestellt worden; im April 2001 wurde die Straße 1 mit neuen Membranen des Typs Zeeweed 500 C ausgerüstet. Seit April 2003 werden beide Straßen mit diesem Typ betrieben.

Im Jahr 2003 wurde zweimal hintereinander die Leistungsfähigkeit in Abhängigkeit von der betriebenen Straße untersucht. Die Membranen der Straße 1 waren zu diesem Zeitpunkt ca. 2,5 Jahren installiert, während die Membranen der Straße 2 nur ca. 4 Monate alt waren. Durch Integritätsuntersuchungen (Blasendrucktest), die vom ISA RWTH Aachen und dem Erftverband durchgeführt wurden, konnte gezeigt werden, dass beide Straßen nur vernachlässigbare Druckverluste und dementsprechend keine signifikanten Beschädigungen aufwiesen. Die Untersuchungen wurden aus verfahrenstechnischen Gründen nur bei Trockenwetter durchgeführt.

1.2 Gesetzliche Anforderungen

Die gesetzlichen Grundlagen für Wassernutzung und -qualität sind im Wasserhaushaltsgesetz (WHG) festgeschrieben. Für die Abwasserreinigung ist insbesondere der § 7a des WHG sowie die hier als Verweis genannte Rahmen-Abwasserreinigungsvorschrift mit ihren Anhängen bedeutsam. Obwohl das WHG in §7a

die Entfernung gefährlicher Stoffe aus dem Abwasser mit Verfahren nach dem Stand der Technik fordert, enthält das Regelwerk keine einzige Anforderung an die hygienische Beschaffenheit gereinigten Abwassers. Im Bundesseuchengesetz „Gesetz zur Verhütung und Bekämpfung übertragbarer Krankheiten beim Menschen“ [Bundesseuchengesetz, 1992] wird in § 12 Abs. 1 Satz 1 eine umfassende Anforderung an die Hygiene der Abwasserbeseitigung formuliert: „Die Gemeinden oder Gemeindeverbände haben darauf hinzuwirken, dass Abwasser (...) so beseitigt wird, dass Gefahren für die menschliche Gesundheit durch Krankheitserreger nicht entstehen.“ Diese Anforderung spielt jedoch bislang in der Praxis der Abwasserreinigung und -einleitung keine Rolle, da selbst in modernen mechanisch-biologischen Kläranlagen der Gehalt an pathogenen Krankheitserregern nur ungenügend (zu 90 bis 98 %) reduziert wird, und somit bezüglich des § 12 des Bundes-Seuchengesetzes ein Handlungsdefizit besteht.

Die nach EG-Richtlinie „Qualität der Badegewässer“ (76/160/EWG) hygienisch relevanten Mikroorganismen, wie Gesamt- bzw. Fäkalcoliforme, Fäkalstreptokokken und Salmonellen stellen Indikatorkeime für das Vorliegen von Verunreinigungen des betreffenden Wassers mit Warmblüterfäkalien dar. Die hygienisch-mikrobiologische Qualität von Trink- und auch Badewasser wird nach dem Prinzip der Untersuchung auf Fäkalindikatoren bestimmt. Eine Untersuchung auf Salmonellen und Darmviren ist nach Badegewässerrichtlinie keine Routineanalyse, sondern wird nur in epidemiologischen Verdachtsfällen durchgeführt. Ein Nachweis von Darmparasiten wie z.B. *Giardia lamblia* und *Cryptosporidium parvum* wird nach der Badegewässerrichtlinie nicht gefordert, obwohl das Vorkommen von Salmonellen, Parasiten und Darmviren generell ein Infektionsrisiko darstellt. Für die Nutzung abwasserbelasteter Oberflächengewässer für den Badebetrieb gibt die Badegewässer-Richtlinie Leit- bzw. Grenzwerte für bakteriologische (s.Tab. 1-1) und chemisch-physikalische Parameter an.

	Parameter	Leitwert	Grenzwert
1	Gesamtcoliforme Bakterien /100ml	500	10.000
2	Fäkalcoliforme Bakterien /100 ml	100	2.000
3	<i>Streptococcus faecalis</i> /100 ml	100	-
4	Salmonellen /1 l	-	0
5	Darmviren PFU*/10 l	-	0

* PFU, Plaque forming unit

Tab. 1-1: Qualitätsanforderungen an Badegewässer: Mikrobiologische Parameter der EG-Badegewässer-Richtlinie (76/160/EWG)

Die Qualitätsanforderungen der Badegewässer-Richtlinie gelten als erfüllt, wenn die Grenzwerte in 95 % der Proben, die Leitwerte in 90 % der Proben bzw. in 80 % der Proben bei Gesamt- und Fäkalcoliformen Bakterien unterschritten werden.

1.3 Mikrobiologische Parameter – Untersuchungsergebnisse

1.3.1 Koloniezahl

■ Zulauf

Die Zellkonzentration der aeroben heterotrophen Bakterien (Parameter Koloniezahl) im Zulauf bei Trockenwetter unterlag, wie schon in den vorherigen Untersuchungen (1999, 2000, 2002) gezeigt, nur geringfügigen Schwankungen, die keine eindeutige Tageszeitabhängigkeit aufwiesen. Die Koloniezahl lag dabei im Bereich von 10^6 KBE/mL, die Höchstkonzentration wurde mit $2,4 \times 10^7$ KBE/mL erreicht. Damit bestätigt sich nochmals die sehr konstante Zulaufqualität des Abwassers über mehrere Jahre in Bezug auf den Parameter Koloniezahl, so dass ein Vergleich der Funktionalität der Straßen 1 und 2, deren Beprobungen zeitlich versetzt erfolgt, möglich ist.

■ Ablauf

Die Rückhaltung der aeroben heterotrophen Bakterien (Parameter Koloniezahl) betrug 2 – 3,5 log Stufen und fiel damit 1-2 log-Stufen niedriger aus, als bei den Ergebnisse der Beprobung im Jahre 2002. Straße 1 wies dabei im Vergleich zur Straße 2 0,5 bis 0,8 log-Stufen höhere Werten auf, so dass an zwei Probenahmetagen Straße 1 eine bessere Reduktion der Mikroorganismenkonzentrationen aufwies.

1.3.2 Gesamtcoliforme

■ Zulauf

Die im Zulauf ermittelten Gesamtcoliformenkonzentrationen wiesen mit durchschnittlich 10^8 MPN/100 mL ähnlich hohe Werte wie in den vorangegangenen Untersuchungen auf. Dabei schwankten die Werte zwischen $2,0 \times 10^7$ und $9,3 \times 10^8$ MPN/100 mL .

■ Ablauf

Für den Parameter Gesamtcoliforme wurden ebenfalls wieder gute Rückhalteraten von 4 bis 6 log-Stufen ermittelt. Damit lagen auch diese Werte in dem Bereich der bereits 2002 gefunden wurde. Die sehr hohen Rückhalteraten des Jahres 1999 von annähernd 7 log-Stufen wurden nicht mehr erreicht. Wie bereits bei dem Parameter Koloniezahl festgestellt werden konnte, sind auch hier die Rückhalteraten der Straße 1 im Vergleich zur Straße 2 mit bis zu 0,3 log-Stufen höheren Werten als geringfügig besser anzusehen. Alle Ablaufproben hielten die Grenzwerte der EU-Badegewässerrichtlinie 76/160/EWG von $1,0 \times 10^4$ MPN/100 mL ein. Der Leitwert (5×10^2 MPN/100 mL) wurde in 9 von 16 Proben eingehalten .

1.3.3 Fäkalcoliforme

■ Zulauf

Die Zulaufkonzentrationen der Fäkalcoliformen deckten sich mit den Werten der Probenahmen von 1999/2000 und 2002. Sie lagen im Mittel bei 10^6 MPN/100 mL, wobei die Minimalkonzentrationen bei $4,0 \times 10^5$ und die Maximalwerte bei $9,3 \times 10^7$ MPN/100 mL lagen. Eine Tageszeit-abhängige Schwankung konnte nicht festgestellt werden.

■ Ablauf

Die Rückhalteraten für den Parameter Fäkalcoliforme lagen mit 4 – 6 log-Stufen ähnlich hoch, wie die Werte der Jahre 1999/2000 und 2002. Ein signifikant großer Unterschied in den Rückhalteraten zwischen den Straßen 1 und 2 ließ sich nicht nachweisen.

94 % der untersuchten Ablaufproben (15 von 16) wiesen Konzentrationen auf, die unter dem Grenzwert der EU-Badegwässerrichtlinie lagen oder diesen erreichten. Immerhin waren davon in wiederum 5 Proben so wenige Fäkalcoliforme vorhanden, dass die Nachweisgrenze von 30 MPN/100 mL unterschritten wurde. Zusätzlich unterschritten weitere 4 Ablaufproben neben dem Grenzwert auch den Leitwert der EU-Badegwässerrichtlinie.

1.3.4 Salmonellen

Salmonellen wurden 1999 in den Zuläufen bis maximal 4.300 MPN/100 mL nachgewiesen, wobei die Ablaufkonzentrationen unterhalb der Nachweisgrenze von 3 MPN/100 mL lagen. In dieser Untersuchung wurde ebenfalls in 24 von 32 Zulauf- und Ablaufproben die Nachweisgrenze von 3 MPN/100 mL unterschritten. Jedoch wurden in den Zu- und Ablaufproben vom 26.08.03 Probenahmestelle Straße 2 sowohl im Zu- als auch im Ablauf detektierbare Mengen an Salmonellen nachgewiesen. Die Zulaufkonzentrationen lagen dabei mit maximal 1.100 MPN/100 mL ähnlich hoch wie bei den Beprobungen im Jahr 1999/2000. Allerdings lag die Rückhalterate mit nur 0,4 log-Stufen deutlich unter den mittleren Rückhalteraten von 1,7 log-Stufen der Jahre 1999/2000. Die geringfügigste Rückhalteraten der Jahre 1999/2000 lag bei 0,7 log-Stufen.

1.4 Ergebnisse der Untersuchung

Der Zulauf der Membrananlage wies über einen Zeitraum von fünf Jahren (1999 – 2003) ähnliche konstante Bakterienkonzentrationen auf, so dass von einer gleichmäßig Belastung ausgegangen werden kann. In Abbildung (s. Abb. 1-1) sind beispielhaft die Daten der Zulaufkonzentrationen der Jahre 1999 und 2002 unter Trockenwetterbedingungen zusammengefasst. Die Ergebnisse sind in Form von „Box-Whisker-Plots“ dargestellt, die folgende Informationen enthalten: Medianwert (Mittellinie der Box), 25- bzw. 75-Perzentil (untere bzw. obere Begrenzung der Box), Minimal- und Maximalwert (unteres bzw. oberes Ende des „Whiskers“), Extremwerte (o bzw. * = mehr als 1,5 mal bzw. dreimal außerhalb der Boxlänge), Anzahl der Messwerte N.

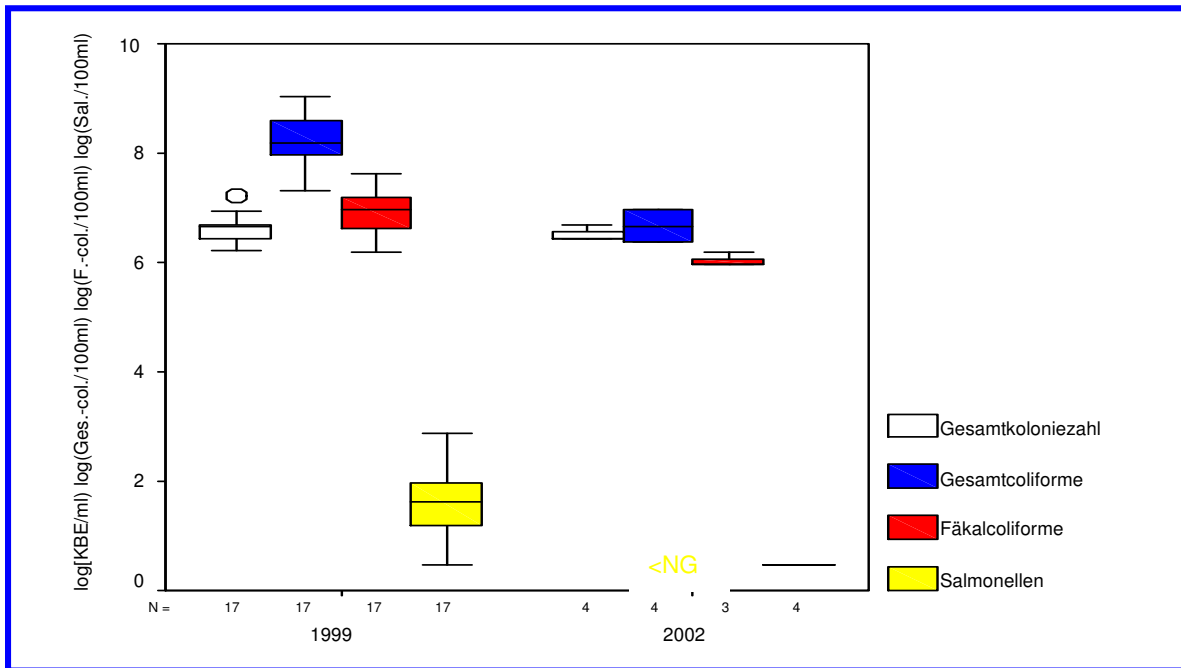


Abb. 1-1: Ergebnisse der Konzentrationsmessungen im Zulauf der Kläranlage Rödingen während Trockenwetter-Bedingungen in den Jahren 1999 und 2002 (Die Nachweisgrenze (NG) lag für Salmonellen bei 3 MPN/100ml)

In den Tabellen (s. Tab. 1-2 und Tab. 1-3)sind die Verminderungen der Mikroorganismenkonzentration in der Kläranlage Rödingen zwischen dem Zulauf und Ablauf der Membranfiltration in den Jahren 1999/2000 und 2002 zusammengefasst.

Witterungs- bedingungen	Beginn Probenahme	Logarithmische Reduktion der Konzentration				
		Gesamt- koloniezahl ZuKA-AbFIL	Gesamt- coliforme ZuKA-AbFIL	Fäkalcoliform e ZuKA-AbFIL	Fäkal- streptokokken ZuKA-AbFIL	Salmonellen ZuKA-AbFIL
Trockenwetter	09.08.99	4,59	7,18	5,28	5,10	1,87
Trockenwetter	06.09.99	2,88	6,55	5,62	5,42	1,48
Starkregen	20.09.99	3,14	6,49	5,54	4,10	2,08
Starkregen	17.11.99	4,14	5,93	5,51	4,50	0,69
Dauerregen	07.12.99	2,65	6,06	5,34	4,47	2,88
Dauerregen	16.02.00	3,02	5,75	4,62	3,88	1,57
Minimum		2,65	5,75	4,62	3,88	0,69
Median		3,08	6,28	5,43	4,49	1,72
90-Perzentil		4,37	6,87	5,58	5,26	2,48

Tab. 1-2: Verminderung der Mikroorganismenkonzentration in der Kläranlage Rödingen zwischen Zulauf zum Membranfiltrationsbecken (ZuKA) und Ablauf der Membranfiltration (AbFIL) im Jahr 1999 und 2000

Witterungs- bedingungen	Beginn Probenahme	Logarithmische Reduktion der Konzentration (Maximalwert)				
		Gesamt- koloniezahl ZuKA-AbFIL	Gesamt- coliforme ZuKA-AbFIL	Fäkalcoliforme ZuKA-AbFIL	Fäkal- streptokokken ZuKA-AbFIL	Salmonellen ZuKA-AbFIL
Trockenwetter	11.03.02	4,24	4,47	4,38	n.d.	k.N.
Starkregen	31.07.02	3,03	4,15	3,22	n.d.	k.N.
Starkregen	17.11.02	4,21	4,44	5,36	n.d.	k.N.
Dauerregen	18.02.02	4,77	5,39	5,09	n.d.	k.N.
Minimum		3,03	4,15	4,74	-	-
Median		4,23	4,46	4,74	-	-
90-Perzentil		4,29	4,85	4,82	-	-

Tab. 1-3: Verringerung der Mikroorganismenkonzentration in der Kläranlage Rödingen zwischen Zulauf zum Membranfiltrationsbecken (ZuKA) und Ablauf der Membranfiltration (AbFIL) im Jahr 2002

Am Beispiel der pathogen relevanten Gesamt- und Fäkalcoliformen konnte gezeigt werden, dass die sehr hohe Rückhaltungsleistung im Median von 5 bis 6 log-Stufen der Jahre 1999/2000 im Jahr 2002 nicht mehr gewährleistet war. Es wurde ein Rückgang der Rückhalteleistung Parameter- und Witterungs-abhängig von bis zu 2 log-Stufen festgestellt. Die im Anfangsjahr teilweise extrem hohen Eliminationsspitzen von bis zu 7 log-Stufen konnten in keiner Untersuchung in den nachfolgenden Jahren nachgewiesen werden.

Dies könnte mit der Erkenntnis korrelieren, dass eine der beiden Straßen (Straße 2, Membrantyp Zeeweed 500 A) Defekte aufwies. Trotzdem lagen die Ablaufkonzentrationen der bestimmten pathogenen Mikroorganismen immer noch unter denen in der Badegewässer-Richtlinie genannten Grenzwerte.

Die Untersuchungen im Jahr 2002 zeigten, dass die entnommenen Proben zwar die Grenzwerte, aber nicht in allen Fällen noch die Leitwerte erreichten und/oder unterschritten.

Die im Jahr 2003 durchgeführten Untersuchungen zeigten für die Fäkal- und Gesamtcoliformen mit 4 – 6 log-Stufen Eliminationsleistungen Werte, die zwischen denen der Jahre 1999/2000 und 2002 lagen (s. Tab. 1-4)

Die in der Anfangsphase des Betriebes nachgewiesenen extrem hohen Eliminationsleistungen wurden, trotz weitgehend nachgewiesener Integrität der Membranen nicht mehr erreicht. Zwar lagen die Werte um 0,5 bis 1 log-Stufe über denen, die im Jahr 2002 mit teilweise defekten Membranen ermittelt wurden, erwartet wurden jedoch deutlich bessere Leistungen, die sich den Werten der Jahre 1999/2000 ähneln sollten (s. Abb. 1-2). Da jedoch die Betriebsweise der Membrananlage innerhalb der letzten 5 Jahre Änderungen unterlag, ist die Vergleichbarkeit der Rückhaltewerte eingeschränkt vorzunehmen. So hat sich z. B. die Wassermenge, jedoch nicht die Frachtmenge, um fast 40 % verringert.

Einhergehend damit ist die Aufenthaltszeit im Membranfilterbecken deutlich verkürzt, so dass mikrobiologische Prozesse, wie z. B. die Adsorption der Bakterien an Flocken negativ beeinflusst werden können. Gleichzeitig ist die stoffliche Belastung der Membran durch die Konzentrierung des Abwassers größer.

Probenahmestelle	Beginn Probenahme	Logarithmische Verringerung der Konzentration			
		Gesamtkoloniezahl	Gesamt- coliforme	Fäkal- coliforme	Salmonelle
		ZuKA-AbFIL	ZuKA-AbFIL	ZuKA-AbFIL	n ZuKA-AbFIL
Straße 2	12.08.03	2,3	5,9	5,5	k.N.
Straße 1	13.08.03	2,8	6,2	5,7	k.N.
Straße 2	26.08.03	2,7	4,3	3,7	0,4
Straße 1	27.08.03	3,5	4,5	4,3	k.N.
Mittelwert					
Straße 2		2,5	5,1	4,6	-
Straße 1		3,2	5,4	5,0	-
Minimum					
Straße 2		2,3	4,3	3,7	-
Maximum					
Straße 1		3,5	6,2	5,7	-

k. N., kein Nachweis (die Werte des Zu- und Ablaufes lagen unter der Nachweisgrenze)

Tab. 1-4: Verringerung der Mikroorganismenkonzentration in der Kläranlage Rödingen bei Trockenwetter zwischen Zulauf zum Membranfiltrationsbecken (ZuKA) und Ablauf der Membranfiltration (AbFIL) im Jahr 2003 in Abhängigkeit von der verwendeten Straße

Erfreulicherweise wurden trotzdem in 31 von 32 untersuchten Proben des Jahres 2003 die Grenzwerte der EU-Badegewässerrichtlinie für Fäkal- und Gesamcoliforme eingehalten.

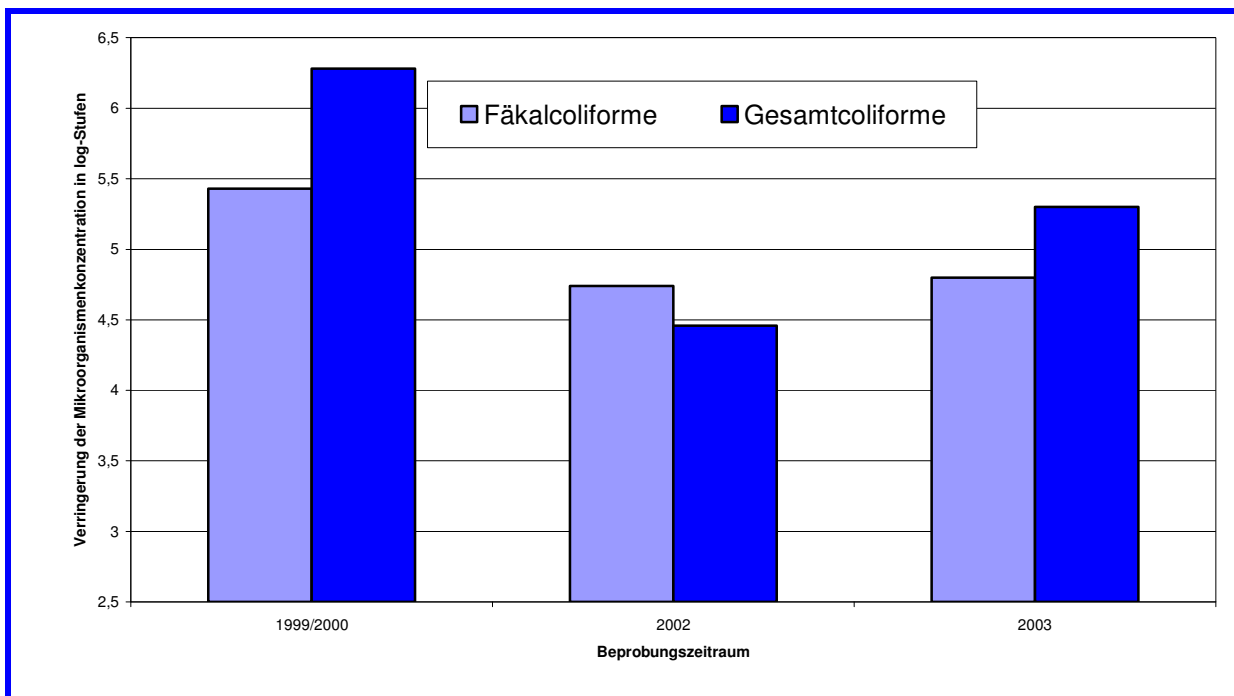


Abb. 1-2: Verminderung der Fäkal- und Gesamcoliformenkonzentration zwischen Zulauf zum Membranfiltrationsbecken und Ablauf der Membranfiltration in den Jahren 1999 –2003

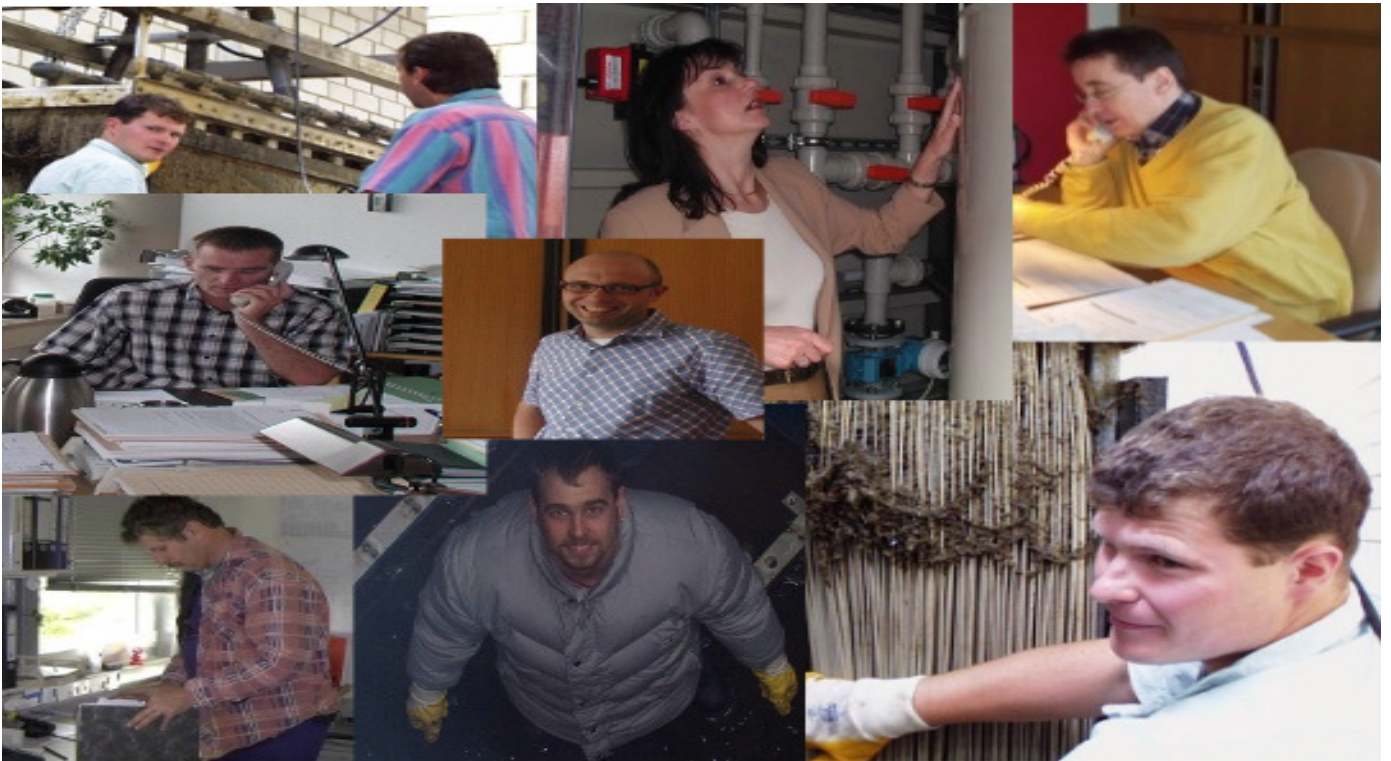
Die ältere Straße 1 wies bei Trockenwetterbedingungen im Vergleich zur jüngeren Straße 2 Parameter-unabhängig geringfügig höhere Rückhaltungen von 0,2 bis 0,8 log-Stufen auf. Der Altersunterschied der Membranen scheint, solange die Integrität der Membranen ähnlich hoch ist, keinen großen Einfluss auf die Rückhaltung von Mikroorganismen zu haben.

Nach Abschluss der Untersuchungen konnte folgendes festgestellt werden:

- Durch den Einsatz der Membranfiltrationsanlage konnten in den Abläufen fast durchgehend mindestens die Grenz- und häufig auch die Leitwerte der Badegewässer-Richtlinie für ausgewählte mikrobiologische Parameter eingehalten werden.
- Defekte und Integritätsstörungen der Membranen, die sich im Laufe der Lebensdauer von 3 – 4 Jahren zeigten, vermindern die Rückhaltung pathogener Organismen. Eine signifikante Korrelation zwischen Anzahl und Ausmaß der Defekte und Verminderung der Rückhalteleistung konnte auch aufgrund der geringen Anzahl an Untersuchungen nicht eindeutig festgestellt werden.
- Das Alter der Membranen scheint, solange die Integrität der Membranen gewährleistet ist, keinen negativen Einfluss auf die Rückhaltung von Mikroorganismen zu haben.
- Bisher ließ sich nicht klären, welchen Einfluss, die sich an den Membranen ausbildende Deckschicht auf die Rückhaltung von pathogenen Mikroorganismen ausübt. Eine verminderte Rückhaltung durch kleinere Defekte an den Membranen könnte durch die Siebwirkung der Deckschicht minimiert werden.

Die Technologie des Membranbelebungsverfahrens mittels Ultrafiltration bietet aus mikrobiologischer Sicht eine sehr interessante und effektive Möglichkeit, pathogene Mikroorganismen aus dem Ablauf der Kläranlage zu entfernen. Eine stichprobenartige Überwachung der Abläufe sowie eine Überprüfung der Integrität der Membranen ist jedoch eine Voraussetzung, um frühzeitig Verschlechterungen der Ablaufqualität entgegenwirken zu können. Sinnvoll wäre eine langfristige Begleitung einer Membranbelebungsanlage unter zur Hilfenahme ausgewählter mikrobiologischer Parameter und Bestimmung der Membranintegrität, damit eine eindeutige Korrelation zwischen Anzahl und Ausmaß der Defekte und deren Einfluss auf die Ablaufqualität abgeleitet werden kann.

VI. Betrieb der Membranbelebungsanlage



1 Betrieb der Membranbelebungsanlage

Der Betrieb einer Membranbelebungsanlage erfordert gut ausgebildetes und motiviertes Personal, welches in der Lage ist, auf Grund der vorhandenen Daten den Prozessablauf zu interpretieren und bei festgestellten Unregelmäßigkeiten entsprechende Gegenmaßnahmen zu unternehmen. Die aufwändige Maschinenteknik, die gänzlich mit automatischen Steuerungssystemen verbunden ist, erfordert eine Reihe von Instandhaltungs- und Reparaturmaßnahmen. Ein Beispiel hierfür ist die Siebtrommel mit einer Lochweite von 0,5 mm, die auf Grund der Anforderung im Bypass zur Filterkammer sehr wartungsintensiv ist. Die Messtechnik der Membranbelebungsanlage Rödingen wurde nicht nur für Betriebs-, sondern auch für Forschungszwecke geplant und eingebaut.

Im Laufe der Betriebsjahre wurde eine Routine erkennbar. Die Störungsursachen werden immer schneller lokalisiert und behoben. Auch weitere Einsparpotentiale der Betriebskosten wurden erkannt.

1.1 Betriebskosten

Die Betriebskosten wurden in folgende Teilkostenbereiche aufgeteilt:

- **Energie**
- **Reparaturen, Instandhaltung**
Chemikalienbedarf
- **Schlammentsorgung**
- **Personal**

1.1.1 Energie

Der Energieverbrauch auf der Kläranlage Rödingen wird über vier Hauptzähler erfasst. Ein Zähler zeichnet den Stromverbrauch der gesamten Kläranlage auf, des Weiteren gibt es jeweils einen Hauptzähler für die Abwasserreinigungsprozesse „mechanische Reinigung“, „Belebungsanlage“ und „Membranfiltration“. Der Energieverbrauch von Januar 2000 bis Oktober 2000 (bezogen auf die Zulaufwassermenge plus interne Kreisläufe von ca. 20 %) lag durchschnittlich bei 1,99 kWh/m³.

Durch die Fertigstellung der Sanierungsarbeiten im Kanalnetz ging der enorme Anteil des Fremdwassers im Zulauf zurück. Deshalb sank der durchschnittliche Abwasserzufluss von ca. 1.000 m³/d auf ca. 490 m³/d. Dadurch ist der spezifische Energieverbrauch in den Monaten November 2000, Dezember 2000 und Januar 2001 auf durchschnittlich 2,78 kWh/m³ angestiegen. Im Januar 2001 wurde der Betrieb der Anlage von vorgeschalteter Denitrifikation auf intermittierende Nitrifikation/Denitrifikation umgestellt. Die Umstellung, in Verbindung mit der zeitnahen vorgenommenen wesentlichen Verminderung der Biomassenrückführung, machte sich erst im Februar 2001 bemerkbar. Der Energieverbrauch fiel wieder auf 2,19 kWh/m³.

Anfang März 2001 wurde die kontinuierliche grobblasige Belüftung der Membranmodule in eine diskontinuierliche Belüftung geändert. Hierdurch stellte sich die erhoffte Energieeinsparung von bis zu 40 % ein. Der Gesamt-Energieverbrauch im März und April 2001 pendelte sich bei $1,7 \text{ kWh/m}^3$ ein.

Durch den Einbau eines Trommelsiebes Ende März 2001, dem Wechseln der Filterstraße I Ende April und der extremen Trockenheit im Mai und Juni 2001, stieg der Energieverbrauch jedoch wieder auf bis zu $2,73 \text{ kWh/m}^3$ an. Nach Abschluss aller Umbauarbeiten und bei normalen Witterungsverhältnissen konnte sich das System eine Zeitlang beruhigen und stabilisieren. Dies führte zu einem Absinken des Energieverbrauches. Im Juli 2001 betrug der Energieverbrauch $2,03 \text{ kWh/m}^3$.

Im Jahre 2002 und 2003 zeigten sich andere Trends. Die reduzierte Rückführung der Biomasse auf 400 % der Zulaufwassermenge und die optimierte großblasige Belüftung der Membrane hat den gesamten Verbrauch der Filterstufe auf $0,6$ bis $0,7 \text{ kWh/m}^3$ gesenkt (s. Abb. 1-1).

In den vier Betriebsjahren hat sich der Energieverbrauch der Membranbelüftung im Bereich von $0,5$ bis $0,8 \text{ kWh/m}^3$ bewegt. In den letzten zwei Jahren betrug dieser Wert $0,5$ bis $0,6 \text{ kWh/m}^3$.

Die insgesamt immer noch relativ hohen Energiekosten in den Jahren 2002 und 2003 wurden zu 40 % bis 50 % durch die biologische Stufe und durch die kontinuierliche Siebung des belebten Schlammes verursacht.

Die Ursache für den erhöhten Stromverbrauch der Belebungsbeckenbelüftung lag in den veränderten Eigenschaften des belebten Schlammes, die den Sauerstoffeintrag (s. Kapitel Sauerstoffmessung) negativ beeinflussen haben. Auch die strengen Ammoniumablaufwerte und die damit verbundene Dauerbelüftung in kalten Jahreszeiten führten zu dem erhöhten Stromverbrauch.

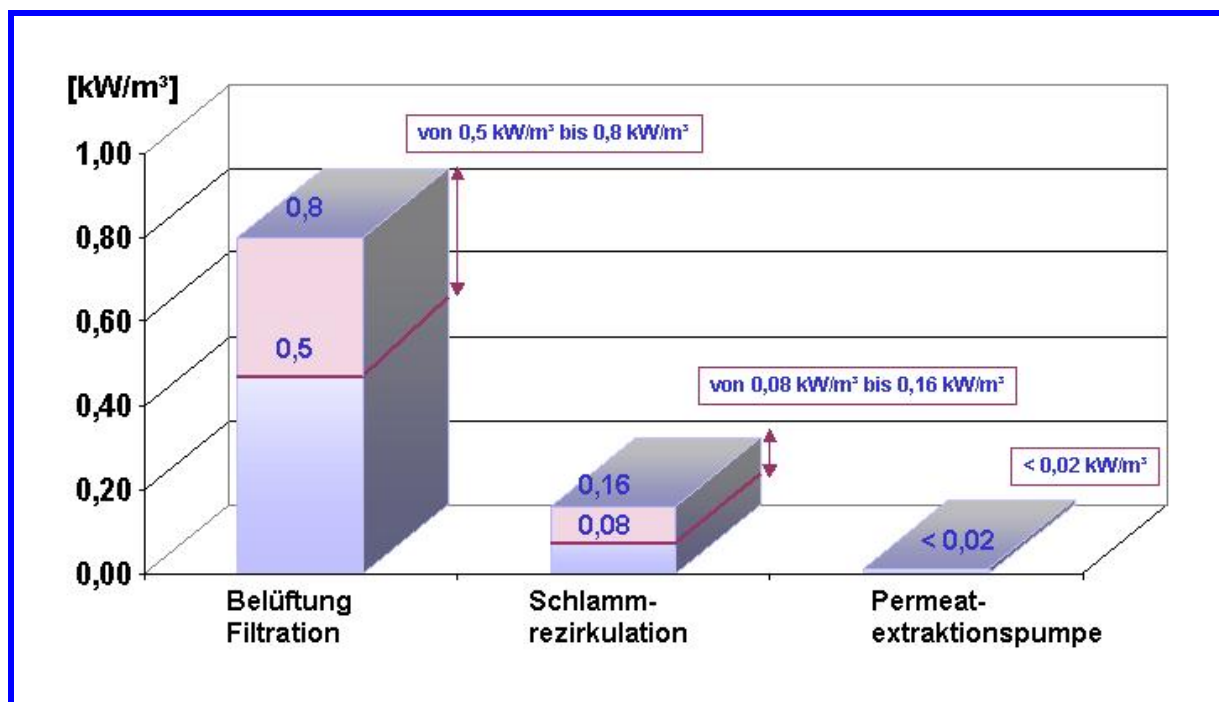


Abb. 1-1: Energieverbrauch der Membranfiltration pro m^3 behandeltes Abwasser.

1.1.2 Reparaturen, Instandhaltung

Unter dieser Teilkostenrubrik sind alle Kosten für maschinentechnische und elektrotechnische Instandhaltungs- und Reparaturmaßnahmen, Laborbedarf, Wasserverbrauch sowie die Instandhaltung von Bauwerken und Außenanlagen zusammengefasst. Durch die sehr aufwändige Vorreinigung und den hochtechnischen Prozessablauf einschließlich der notwendigen Steuerungen wurden hier in 2003 ca. 40.000 € benötigt.

1.1.2.1 Chemikalienbedarf

Die Chemikalienkosten gliedern sich in Rödingen in die Kosten für Fällungschemikalien sowie für Chemikalien die im Zusammenhang mit der Reinigung der Membranmodule benötigt werden.

Für Fällungschemikalien entstanden in Rödingen bei einem Fällmittelverbrauch von 23.527 mol Eisenchloridlösung 1.092 € an Kosten.

Für die chemische Reinigung in Situ (On air) wurden ca. 4.000 € verbraucht. Der größte Teil wurde dabei mit ca. 3.500 € für Zitronensäure ausgegeben, Natriumhypochlorit wurde für etwa 500 € verbraucht.

Dies entspricht Gesamtchemikalienkosten von ca. 5.100 €. Bei der Modulreinigung ist ein gestaffelter Reinigungsintervall zugrunde gelegt, demzufolge von Oktober bis März wöchentlich mit 500 ppm Natriumhypochlorit gereinigt wird, von Juli bis September wird mit 250 ppm im zweiwöchentlichen Rhythmus gereinigt und im verbleibenden Restjahr erfolgt die Reinigung zweiwöchentlich mit 500 ppm Natriumhypochlorit.

1.1.3 Schlamm Entsorgung

Der Überschussschlamm wird in Rödingen der Biomassenrückführung entnommen. Bei einem mittleren Feststoffgehalt im Bioreaktor von 12 g/l ergibt sich in der Biomassenrückführung eine Feststoffkonzentration von 14 g/l. Im Zeitraum 2003 wurden ca. 4.040 m³ Überschussschlamm abgezogen, dies entspricht einer Feststofffracht von ca. 56 t.

Der Überschussschlamm wird im Nacheindicker behandelt und anschließend mit Saugfahrzeugen zum GWK Kaster transportiert. Dort wird er mittels Zentrifuge entwässert und dann zur Verbrennung verbracht. Bei einer transportierten Menge von 1.400 m³ und einem Transportpreis von 3,90 € ergibt sich für den Transport nach Kaster ein Betrag von 5.460 €. Hierzu sind noch die Kosten für die stationäre Schlamm entwässerung in Kaster sowie für die externe Verbrennung zu addieren. Dafür sind bei einer Menge von 1.400 m³ und einem Gesamtpreis von 12,97 €/m³ 18.158 € Kosten entstanden. Die Schlamm Entsorgungskosten liegen demnach für 2003 bei 23.615 €.

1.1.4 Personal

Die Kläranlage Rödingen wird im Verbund mit der Kläranlage Niederembt und verschiedenen Außenstellen im Bereich der Gemeinde Titz betreut. Auf der Basis eines durchschnittlichen Klärwärtergehalts gemäß

Lohngruppe 5 ergibt sich für Rödingen ein Personalkostenanteil von ca. 37.500 €. Hierbei wird vorausgesetzt, dass ein Klärwärter zu ca. 75 % in Rödingen tätig. Hierzu kommt noch ein Anteil von je 5 % für elektrotechnische und maschinentechnische Arbeiten und der Anteil für den Abwassermeister in Höhe von 10 %. Damit ergibt sich ein Gesamtpersonalkostenbetrag von 48.000 €. In den Personalkosten ist der zusätzliche Aufwand infolge Einbindung der Kläranlage Rödingen in diverse Forschungsvorhaben enthalten. Hierdurch erklärt sich u.a. auch der im Vergleich zu einer konventionellen Kläranlage relativ hohe Personalbedarf. Ein weiterer Grund hierfür ist die insgesamt deutlich aufwändigere technische Ausrüstung.

1.1.5 Gesamtbetriebskosten

Auf der Kläranlage Rödingen sind im Betriebsjahr 2003 für die Positionen 1 bis 5 insgesamt ca. 156.600 € benötigt worden. Den größten Anteil stellen mit ca. 31 % die Personalkosten, der Energiekostenanteil beträgt beachtenswerte 26 %. Der gleiche Anteil wird für Instandhaltung und Reparaturen benötigt, während die Schlammensorgung einen Kostenanteil von 15 % verursacht. Dagegen ist der Anteil an Chemikalienkosten mit ca. 3 % nicht signifikant hoch.

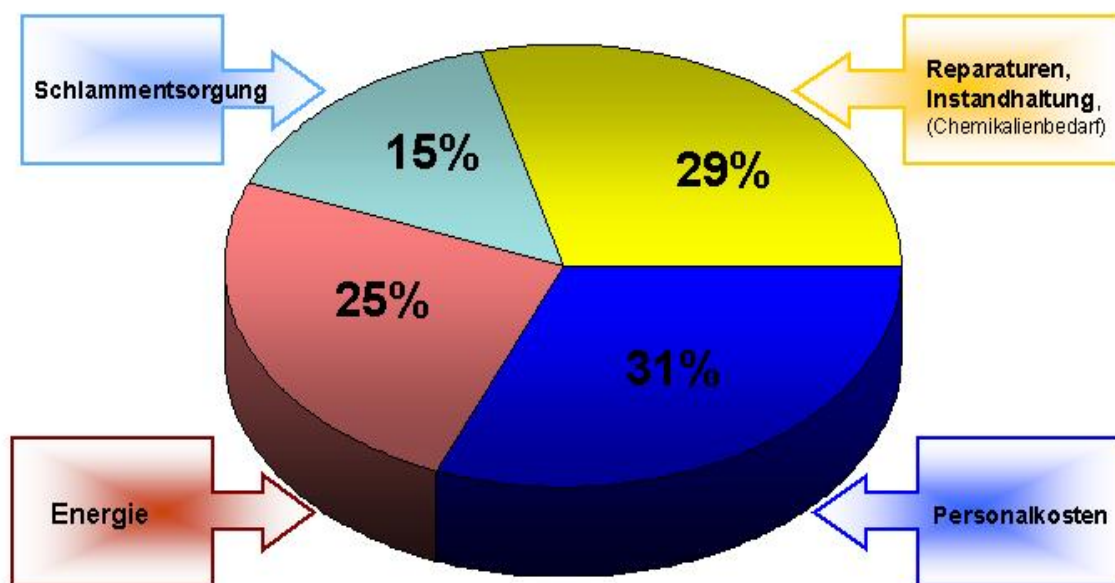


Abb. 1-2. Gesamtbetriebskosten (2003)

Es ist zu prüfen, ob der Energiekostenanteil, z.B. durch Veränderungen der Belüftungsintensität in den Filterkammern gesenkt werden kann. Da jedoch hierdurch ggf. negativer Einfluss auf die Standzeit der Membranmodule genommen wird, sind derartige Maßnahmen zur Vermeidung von Folgeschäden unbedingt mit dem Hersteller der Membranmodule abzustimmen.

1.2 Störfälle im Betrieb der Membranbelebungsanlage

Die Beständigkeit der Membranen gegen verschiedene Stoffe, die in das Abwasser gelangen können, ist unterschiedlich. Zu den schädlichen Substanzen gehören Säuren, Laugen, freies Chlor, freier Sauerstoff, organische Lösungsmittel und Bakterien (Rautenbach 96). Nach den Betriebserkenntnissen der letzten Jahre wirken sich schädigend bzw. verblockend auf die Membrane auch Substanzen wie Fette, Öle, silikathaltige Antischaummittel aber auch Rechengut (scharfkantige Gegenstände, langfädige Faserstoffe und Haare) aus. Die schädigende Wirkung dieser Substanzen ist nur im Zusammenhang mit den Konzentrationen, Wirkzeiten und Mengen zu betrachten.

Das Entwicklungstempo des Membranverfahrens hat in Bezug auf die Wirkstoffe, Strukturen und Modulkonstruktion in den letzten Jahren zugenommen. Allgemein ist die Weiterentwicklung der neuen Membranen im Gegensatz zu der letzten Membrangeneration robuster und beständiger geworden.

Die Betriebserfahrungen, Optimierungsmaßnahmen und der Informationsaustausch zwischen den Membrankläranlagenbetreibern ermöglichen zusätzlich zu den Betriebsanweisungen die Erstellung einer „Störfallliste“. Damit kann der Betreiber von möglichen Störfällen präventiv gewarnt werden oder nach Auftreten des Störfalles bei der Schadensbekämpfung hilfreiche Instruktionen und Empfehlungen erhalten.

1.2.1 Störfälle im Kanalnetz

Problembeschreibung

Bei Stoffen wie z.B. Öl/Benzin und nicht wasserlöslichen Lösungsmitteln stellt sich die Frage, welche Menge die Membrane beschädigen kann (es sind keine verbindlichen Angaben der Membranhersteller vorhanden). Hypothetisch wird angenommen, dass jede Menge Öl/Benzin und nicht wasserlösliche Lösungsmittel, die an die Membrane gelangen, den Membranwerkstoff beeinträchtigen oder die hydraulische Leistung negativ beeinflussen wird.

Die schädigenden Stoffe gehören überwiegend zu häufig verwendeten technischen Lösungsmitteln. Sie werden oft als Komponenten zur Produktion von Kunststoffen verwandt.

Die nachstehend genannten Produktgruppen können membranschädigende Substanzen enthalten:

- Lösungs-, Extraktions-, Kristallisationsmittel
- Verdünnungsmittel
- Farben
- Lacke
- Klebstoffe
- Abbeize

- Komponente für die Kunststoffproduktion
- Mineralöle (Benzin, Öle, Heizöl)
- siliconhaltige Produkte (z.B. Kosmetikkomponenten)
- Entfettungs-, Reinigungsmittel
- Desinfektionsmittel

◆ **Auswirkung**

In Abhängigkeit der Gefahrstoffe mit neutralem pH-Wert sind Auswirkungen auf die Membrane und Klärprozesse der Kläranlage unterschiedlich. Die wasserlöslichen Gefahrstoffe wirken in erster Linie negativ auf die Biozönose und beeinträchtigen die biologischen Klärprozesse.

Wasserunlösliche Stoffe, die durch die Belüftung des Abwassers an die Wasseroberfläche flotieren, können je nach Stoffgruppe in erster Linie folgende Schäden an der Membrane verursachen:

- Dauerhafte Benetzung der Oberfläche/Verblockung der Poren der Membranen
- Dauerhafte Veränderung des Membranwerkstoffes
- Totale Beschädigung der Membrane bei direktem Kontakt der Gefahrstoffe mit der gesamten Oberfläche der Membrane.

◆ **Gegenmaßnahmen**

Bei einem Störfall im Netz soll das Abwasser im Störfallbecken oder nach Möglichkeit schon vorher in vorhandenen Stauräumen im Kanalnetz gespeichert werden und dann entsprechend der Betriebsanweisung verfahren werden.

Gegenmaßnahme bei Störfällen mit auf der Wasseroberfläche kumulierten wasserunlöslichen Gefahrstoffen:

- tägliche Funktionskontrolle des Fettfanges
- Erhöhung des Wasserspiegels im Belebungsbecken, um max. Abstand zwischen der Membrane und Schwimmstoffen zu erreichen
- Beschickung der Membranfilterbecken von der Belebungsbecken unterhalb des Wasserspiegels
- Optional ist je nach Gefährdungsrisiko der Einbau einer Sonde in den Zulaufbauwerken (wie bei Tankstellen) zur Erkennung der Ölschichtdicke vorzusehen.

1.2.2 Störfälle auf der Kläranlage

1.2.2.1 Störfälle während oder nach der chemischen Reinigung der Membrane

◆ Problembeschreibung

Belebtschlamm reagiert empfindlich auf Laugen und Säuren. Diese können nicht nur im ankommenden Abwasser enthalten sein. Auch durch die externe intensive chemische Reinigung der Membrane, Rückspülung mit Zusatz von Chemikalien oder Mitbehandlung von Reinigungswasser können problematische Konzentrationen im Abwasser durch Vermischung entstehen.

Bei allen Reinigungsverfahren ist bisher der Einsatz von oxidierend wirkenden Chemikalien wie Natriumhypochlorit oder Wasserstoffperoxid erforderlich. Die Chemikalien entfernen die Ablagerung von Substanzen auf der Oberfläche und in den Poren der Membrane.

Die Reinigungsprogramme sind in Bezug auf die Konzentration, Wirkzeiten, Zwischen- und Nachspülintensität so aufeinander abzustimmen bzw. abgestimmt, dass das Wirkungsspektrum der Chemikalien nicht zur Schädigung des gesamten Belebtschlammes führen kann. Die Betriebserfahrungen haben gezeigt, dass die Reinigungsprogramme dem Grad der Verblockung und dem Zustand der Membrane anzupassen sind.

◆ Auswirkung

Der Einsatz der sauren, alkalischen oder oxidativen Reinigungsmittel bei der Reinigung der Membrane kann folgende negative Auswirkungen auf den Klärprozess und für die Membrane haben:

- Schädigung der gesamten Biomasse
- Rückgang der Reinigungsleistung der Kläranlage
- Schaumbildung
- unzulässige pH-Werte des Permeats
- Schädigung des Membranwerkstoffes

◆ Gegenmaßnahmen

Die externe chemische Reinigung außerhalb des Membranbelebungsbeckens der Membranen findet straßenweise in Chargen von jeweils fünf Membrankassetten nacheinander statt.

Da der Reinigungsvorgang jederzeit zwischen den einzelnen Membranchargen unterbunden werden kann, ist schon mit den ersten Anzeichen von Unregelmäßigkeiten in der biologischen Reinigung folgende Kombination von Gegenmaßnahmen und präventiven Maßnahmen bei Fortsetzung der Reinigung anzuwenden:

- Zwischen der Reinigung der einzelnen Membranstraßen ist eine Pause von zwei bis drei Tagen einzuhalten.

- Das Ausspülen der Reinigungsrückstände aus der gereinigten Membrane mit Permeat ist vor dem Wiedereinsetzen im Belebungsbecken zu intensivieren. (Bei Verzopfung der Membrane ist ein zusätzliches Abspritzen der Membranzwischenräume notwendig).
- Während und nach der Reinigung der Membranen ist der pH-Wert ständig zu kontrollieren.
- Bei den ersten Anzeichen von erhöhter Schaumbildung ist Antischaummittel ohne Zusatz von Silikaten zuzugeben.
- Die Zugabe von Spülabwasser in den Klärprozess ist zu unterbinden.

Bei der im Steuerungssystem vorgesehenen Rückspülung der Membranstraßen unter Zusatz von Chemikalien sind folgende präventive Maßnahmen zu beachten:

- Kontrolle der Reinigungsschritte in der zeitlichen Abfolge im Steuerungssystem.
- Bei der Überschreitung der für den Reinigungsvorgang vorgegebenen Zeit ist das Programm zu unterbrechen und die einzelnen Reinigungsphasen sind zu kontrollieren. Bei längerer Prozessdauer muss die Ursache festgestellt werden.
- Kontrolle des Chemikalienverbrauchs
- Optische Kontrolle des Behälterfüllstandes und Plausibilitätsprüfung der verbrauchten Menge
- Kontrolle des Permeates (pH-Wert) nach Ablauf des Reinigungsprogrammes
- zur Sicherstellung, dass keine Chemikalienrückstände in den Ablauf gelangen.

1.2.2.2 Verschlämmung der Membrane

Problembeschreibung

Hohe TS-Gehalte, sinkende Abwassertemperaturen, häufig auftretende hydraulische Spitzen, nicht ausreichende Rezirkulation der Biomasse, verstopfte Belüftungselemente und uneffektive bzw. unzureichende Luftströmungen können zur Verschlämmung der Membranmodule führen.

Auswirkung

Zu den negativen Auswirkungen einer Verschlämmung der Membrane gehören:

- Verringerung der aktiven Membranoberfläche durch eine „gallert“-artige Schlammmasse, überwiegend am Fuß der Membrane
- Starke Senkung der Permeabilität
- Anaerobe Milieubedingungen zwischen den Membranfasern, die z.B. durch die schwarze Färbung des Schlammes erkennbar sind.

- Erhöhung des gesamten Membrankassettengewichtes durch die Schlammmasse, die zu Schäden der tragenden Konstruktion der Membrane führen kann.

◆ **Gegenmaßnahmen**

Die folgenden Gegenmaßnahmen führen nach den vorhandenen Betriebserfahrungen zu zufriedenstellendem Erfolg:

- Kurzfristige Senkung des TS-Gehaltes im Belebungsbecken von 12 g/l auf ca. 10 g/l.
- Diese Maßnahme vermindert die Viskosität des belebten Schlammes.
- Optimierung der Durchmischung im Nitrifikation/Membranbecken, um die Aufkonzentration der Biomasse in den Membranzwischenräumen zu verhindern
- Durchführen der Rückspülung mit Zugabe von entsprechenden Chemikalien im Zweitagehythmus
Spezielle chemische Reinigung der Membranen in einer externen Reinigungszellen, um die anhaftende Schlammmasse zwischen den Membranfasern weitgehend zu entfernen
- Verbesserung der Modulbelüftung durch Austausch oder Reinigung der Belüftungsverteilungsleitungen
Überprüfung und Verbesserung der Luftdurchströmungsverhältnisse im Bereich der Membranen
- Präventive optische Kontrolle (monatlich) des Membranmoduls stichprobenartig (wechselweise) in einzelnen Straßen

1.2.2.3 **Verzopfung der Membrane**

◆ **Problembeschreibung**

Die Membrane arbeitet im Unterdruck. Die selektive Wirkung der Membrane erlaubt, den Belebtschlamm, kleine Partikel und Faserstoffe vom Wasser zu trennen. Bei nicht ausreichend funktionierender Vorreinigungsstufe lagert sich das nicht abgetrennte Rechengut mit konstruktionsbedingt an der Membrane ab.

◆ **Auswirkung**

Zu den negativen Auswirkungen von Verzopfungen der Membrane gehören:

- Mechanische Beschädigung der Membranoberfläche
- Beeinträchtigung der Luftdurchströmung der Membrane u.a. durch beschränkte Beweglichkeit der einzelnen Membranfasern
- Verringerung der aktiven Membranoberfläche durch die Bildung der Faserstoffoberfläche, die sich mit Fetten und organischen Partikeln anreichern kann.

◆ Gegenmaßnahmen

Bei den Verzopfungen sind die Vorbeugungsmaßnahmen von elementarer Bedeutung. Durch den geplanten Einsatz einer Feinsiebung mit 0,5 mm Lochweite im Zulauf der Belebung werden zopfbildende Faserstoffe effektiv zurückgehalten. Eine gut funktionierende Vorreinigung ist Voraussetzung für zopffreie Membranen.

Bei Unfällen und damit verbundene Ablagerungen von Rechengut in den Membranmodulen müssen folgende Gegenmaßnahmen durchgeführt werden:

- Externe chemische Reinigung der Membranen, um die Zöpfe von Fett und organischen Partikel zu befreien
- Entfernen der angeweichten Zöpfe nach der Reinigung mit einem leichten Wasserstrom aus der Membrane
- Zurückführen eines Teilstromes des Belebtschlammes über die vorhandene Siebanlage in das System

1.2.2.4 Luftblasen, Schlammartikel im Permeat

◆ Problembeschreibung

Der Filtrationsvorgang erfolgt durch das Anlegen eines permeatseitigen Unterdruckes von bis zu 0,4 bar an die Membranen. Undichtigkeiten im Bereich der Rohrleitungen, Armaturen, Schläuche oder am Membranfilter-Rack selbst stören den ordnungsgemäßen Betrieb. Die Früherkennung der Schäden kann einen erheblichen Störfall verhindern.

◆ Auswirkung

Undichtigkeiten des Membranequipments oder der Membrankassette können folgende Störfälle bzw. weitere Schäden verursachen:

Undichtigkeit unterhalb des Wasserspiegels

- Trübes oder feststoffbehaftetes Permeat, führt bei Rückspülung zu Verschmutzung des Innenteils der Membranen mit feststoffbehaftetem Permeat.

Undichtigkeiten oberhalb des Wasserspiegels

- Die Förderleistung der Pemetextraktionspumpe wird durch das Ansaugen von Luft ineffektiv und kann zum Ausfall der Pumpen (Trockenlauf) führen.
- Die hydraulische Leistung der Membranfiltration sinkt durch den Ausfall der beschädigten Membrankassetten.
- Der max. Füllstandes im Belebungsbecken wird durch die nicht korrekt im Steuerungssystem erfasste Ablaufwassermenge, die von Luftblasen im Permeat verfälscht wird, überschritten.

◆ Gegenmaßnahmen

Folgende Gegenmaßnahmen sind vorgesehen:

- Die undichte Membranstraße ist außer Betrieb zu nehmen.
- Undichtigkeiten sind zu lokalisieren und zu beheben.
 - Das System ist auf den max. zulässigen Innendruck bringen.
 - Die einzelnen Leitungen sind mit Lecksuchspray (oder einer Spülmittellösung) einsprühen.
 - Lokalisierte Undichtigkeiten sind nach der Ursache untersuchen und beheben.
- ständige Permeatqualitätskontrolle
- Feststoffbehaftetes Permeat aus den Rückspüleleitungen und Speicherbecken in den Zulauf der Kläranlage entfernen und die Rückspülung - in Notsituationen - mit Trinkwasser durchführen.

1.2.2.5 Niedrigere Abwassertemperatur, hohe Zulaufwassermenge

◆ Problembeschreibung

Absinkende Abwassertemperaturen führen u.a. zu einer Viskositätserhöhung des Schlammwassergemisches. Damit wird die Luftdurchströmung der Membrane erschwert. Niedrigere Abwassertemperaturen wirken sich auch direkt negativ auf den Membranwerkstoff aus. Bestehende Umrechnungsformeln machen es möglich, die Permeabilitätssenkung abzuschätzen.

Niedrige Abwassertemperaturen sind nur bei Schneeschmelze in Verbindung mit dem Mischwasserzufluss problematisch.

◆ Auswirkung

Die niedrigen Abwassertemperaturen in Verbindung mit hohem Mischwasserzufluss kann folgende negative Auswirkung auf die Membranfiltration haben:

- Sinkende hydraulische Leistung der Membranfiltration
- Verschlammungsgefahr wegen der Viskositätserhöhung des Schlammwassergemisches

◆ Gegenmaßnahmen

In diesem Fall sind folgende Gegenmaßnahmen vorzusehen:

- Vorbeugende Reinigung der Membrane, um die max. hydraulische Leistung der Membrane vor der kalten Jahreszeit zu erreichen,

- Intensivierte Rückspülung der Membranen mit dem Zusatz von Chemikalien
- Außerordentliche Reinigung der Membrane bei grenzwertigem Absinken der hydraulischen Leistung der Membrane (erforderliche Lufttemperatur in der Halle von $T > 3^{\circ}\text{C}$)
- Präventive Maßnahme wie optische Kontrolle der Membrane (Verschlammungsgefahr) und Überprüfung der ordnungsgemäßen Luftdurchströmung

1.2.2.6 Anhaltende max. hydraulische Belastungen

Problembeschreibung

Langanhaltende und hohe hydraulische Belastungen der Membrane, z.B. bei langen und intensiven Regenperioden führen zu einem Absinken der Permeabilität und damit steigendem Unterdruck an den Membranen. Nach dem Ende der Regenperiode regeneriert sich die Membrane bei Trockenwetterzufluss wieder. Man kann somit von einer „Erholung“ der Membrane ausgehen. Trotz der Erholungsphase erreichen die Membrane in der Regel nicht mehr die ursprüngliche Ausgangszustand.

Kurze hydraulische Belastungen bis zu 2 Stunden führen nicht zu bemerkbaren Verlusten der Permeabilität. Mit den vorhandenen Reservekapazitäten der Membranfläche kann die max. andauernde hydraulische Belastung durch die optimierte Betriebsweise zeitlich verkürzt bzw. gemindert werden.

Auswirkung

Andauernde max. hydraulische Belastung der Membranen kann folgende negative Auswirkungen verursachen:

- Effektiver Rückgang der hydraulischen Leistung der Membrane
- Schädliche Steigerung des Unterdrucks an der Membrane (z.B. KA Rödingen $p > 0,2\text{ bar}$)

Gegenmaßnahmen

Optimale Gegenmaßnahmen können in Abhängigkeit des Membranzustandes ausgearbeitet werden.

- Intensivierte Rückspülung der Membranen (In-Situ im belebtem Schlamm)
- Außerordentliche Reinigung der Membrane (z.B. An Luft) direkt nach der hydraulischen Belastungsphase

VII. Bemessungsempfehlungen



7 Bemessungsempfehlungen

1. Bemessungsempfehlungen für Membranbelebungsanlagen

1.1 Vorbemerkungen

Wesentliche Bemessungsparameter für die Dimensionierung von Membranbelebungsanlagen sind die hydraulische Belastung der Membranen und der Feststoffgehalt im Bioreaktor.

Im Hinblick auf die Wirtschaftlichkeit einer Membranbelebungsanlage - sowohl was die Investitionskosten als auch die Betriebskosten betrifft - ist ein hoher Fremdwasseranteil im Trockenwetterzufluss und ein überproportional hoher Mischwasserzufluss von Nachteil. Hohe hydraulische Dauerbelastungen einer Membranfiltration verursachen zwar hohe Flussraten, führen jedoch ohne ausreichende Regenerationsphasen zum sinkenden Membranstandszeiten und erhöhten Betriebskosten. Dem kann investiv durch die Installation größerer Membranfilterflächen entgegengewirkt werden. Zusätzlich zur Abwassermenge wird die Auslegung einer Membranbelebungsanlage von der Abwassertemperatur bestimmt. Dies betrifft nicht nur das Belebungsbecken sondern auch die Membranfilterfläche. Darüber hinaus ist zu beachten, dass selbst bei großzügig geplanten Membranbelebungsanlagen eine ungünstige Zusammensetzung des Abwassers zu einer Beeinträchtigung der Filtrationsprozesse auf den Membranen führen.

1.2 Mechanische Vorbehandlung

Der mechanischen Vorbehandlung des Rohabwassers bei einer Membranbelebungsanlage muss besondere Beachtung geschenkt werden.

Eine leistungsfähige Vorbehandlung soll die Membranmodule, d.h. sowohl die Membranen selber und auch die Crossflow-Belüftungselemente vor groben Materialien, Haaren und feinen Faserstoffen schützen, die zu Verzapfungen und Ablagerungen in den Belüftungselementen und auf der Membranoberfläche führen. Darüber hinaus müssen die Membranelemente vor gefährlichen Stoffen aus dem Kanalnetz, z.B. Lösungsmitteln, Verdünnungsmitteln, Mineralölen, silikonhaltigen Produkten, geschützt werden.

Die auf der KA Rödingen nachträglich im Bypass installierte Teilstromsiebung des Belebtschlammes zwischen Membranbioreaktor und Membranfilterkammer wurde nachträglich ergänzt, um den Belebtschlamm vor Kontakt mit den Membranen zu sieben.

Für die Verhinderung der Membranbelegungen mit Haaren und Faserstoffen wird eine Kombination aus Rechenanlage (vor Sand- und Fettfang) und Siebanlage (hinter Sand- und Fettfang) empfohlen.

Die erforderliche Trenngrenze, die Rechen- und Siebanordnung als auch die Loch/Maschengometrie wird z. Zt. noch kritisch diskutiert. Fehlende langfristige Betriebserfahrungen erschweren z. Zt. noch die eindeutigen Aussagen zu den notwendigen Redundanzen der Rechen- und der Siebanlage. Aus den Erfahrungen mit den Membranbelebungsanlagen Rödingen und Nordkanal wird eine Rechenanlage mit Stababstand von 3 - 5 mm und eine Feinsiebung als Maschen- oder Lochsieb mit einer Trennweite von bis zu 1 mm empfo-

len. Eine automatisch arbeitende Hochdruckspüleiste sollte für die regelmäßige Reinigung der Feinsiebanlage vorgesehen werden. Bei der Planung dieser mechanischen Trennstufen sind Redundanzen vorzusehen und in Abhängigkeit von Abwasserbeschaffenheit (Art und Menge der Grobstoffe), der Kläranlagengröße und der weiteren mechanischen Vorbehandlungsstufen (z.B. Vorklärung), zu planen.

Eine gute Sand- und Fettabscheidung ist sowohl für große als auch kleine Membranbelebungsanlagen erforderlich. Bei der Dimensionierung sind konventionelle Bemessungsansätze anzuwenden.

Die Randbedingungen für eine absolut zuverlässige Vorbehandlung sind noch nicht ausgereift, d.h., das empfohlene Vorreinigungskonzept ist heute als erster Lösungsansatz zu betrachten.

Im Rahmen der Membranreinigung „An Luft“ findet auf der Kläranlage Rödingen 2 bis 4 mal pro Monat eine Entleerung und Wiederbefüllung des Membranfilterbeckens statt. Bei diesem Vorgang wird der Belebtschlamm in den Zulauf der Kläranlage gepumpt und - vermischt mit Rohabwasser - erneut mechanisch vorbehandelt. Diese z. Zt. noch unkonventionelle Kreislaufführung ist jedoch als Alternativlösung zur erweiterten, mechanischen Vorbehandlung des Rohabwasser im Zulauf weiter zu untersuchen.

1.1 Biologische Reinigung

Nach bisherigen Betriebserfahrungen mit unterschiedlichen Versuchsphasen wird als Bemessungswert für den Feststoffgehalt im Membranbioreaktor und im Bereich der Membranfiltration bei Abwassertemperaturen zwischen 5° C und 23° C ein Wert von 12 g TS/l empfohlen. Der Feststoffgehalt kann sich im tatsächlichen Betrieb in Abhängigkeit der Abwassertemperatur, der Rezirkulationsrate, der Anlagenkonfiguration und der geforderten Ablaufqualitäten zwischen 8 g TS/l und 18 g TS/l bewegen.

Positive Auswirkungen auf die Betriebsführung und die allgemeine Sicherheit hat der mehrstraßige Ausbau der Membranfilterbecken. Bei der Umrüstung einer Kläranlage mit Membranfiltration bringt die Einbindung und Umrüstung bestehender Becken, z.B. des Nachklärbeckens, zu Störfall- und Pufferbecken zusätzliche Vorteile und Sicherheiten.

Die zu planende Rücklaufschlammrate aus den Membranfilterbecken ist abhängig vom geplantem Feststoffgehalt und der Flussrate. Im Rahmen der langandauernden Optimierungsphasen wurden für die KA Rödingen eine Rücklaufschlammrate von 400 %, bezogen auf die Zulaufwassermenge, als Optimum ermittelt.

Die auf dem Markt erhältlichen Niederdruckmembrane sind in der Lage, bei Mischwasserzufluss mit dem Netto-Permeatfluss von 25 l/(m² x h) bis max. 35 l/(m² x h) zu arbeiten. Höheren Flussraten sind bei Abwassertemperaturen von mehr als 20° C und kurzer Dauer von ca. 2 h unproblematisch. Sie sind insbesondere bei Ausfall oder Revision einer Straße im Zuge von Störfällen oder Spülungen/Reinigungen einzuplanen. Die Betriebserfahrungen auf der Kläranlage Rödingen haben gezeigt, das für die dauerhafte hydraulische Leistungsfähigkeit der Membrane (Permeabilität) Relaxationszeiten (Zeiten mit geringerer hydraulischer Belastung) vorteilhaft und wichtig sind. Bei einer Bemessung der Filterfläche mit einem Netto-Permeatfluss von 25

$l/m^2/h$ für den Mischwasserzufluss sollte der Jahresdurchschnittswert des Permeatflusses nicht mehr als $10 l/m^2/h$ betragen.

Bei dem Filtrationsprozess entwässert die getauchte Niederdruckmembrane den Belebtschlamm durch die Entnahme des feststofffreien Abwassers (Permeat) aus dem Belebtschlammgemisch. Aus diesem Grund muss bei Planung, Bau und Betrieb der Membranbelebungsanlage darauf geachtet werden, dass in Abhängigkeit der Membrananordnung im Belebungs- oder separaten Filterbecken die Strömungsverhältnisse die nachfolgenden Aufgaben erfüllen. Dies betrifft sowohl die Zulaufströmung, die Crossflow-Belüftung, die Rezirkulationsrate als auch die Ablaufströmung:

- Die Zulaufströmung soll die gleichmäßige Beschickung der Membranen gewährleisten.
- Die Crossflow-Belüftung muss die Deckschichtbildung auf der Membranoberfläche „kontrollieren“.
- Die Rezirkulationsrate (Ablaufströmung) und die Crossflow-Belüftung sollen den notwendigen Abtransport des eingedickten Belebtschlammes im Nahbereich der Membranen garantieren.

Zusätzlich zu diesen prozessunterstützenden Vorkehrungen wird die Erhaltung der Leistungsfähigkeit der Membranfiltration durch chemische Reinigungen ergänzt. Die Notwendigkeit, Art („in Situ“, „on Air“, extern) und die Häufigkeit der chemischen Reinigung ist ablesbar bzw. wird bestimmt durch den Verlauf des transmembranen Druckes bzw. der Permeabilität der Filteranlage.

Niederdruckmembrane arbeiten herstellerseitig mit einem transmembranen Druck im Bereich von 0,05 - 0,6 bar. Auf Grund der langjährigen Betriebserfahrungen auf der Kläranlage Rödingen wird ein transmembraner Druck von 100 - 200 mbar empfohlen, um die Häufigkeit der chemischen Reinigung zu minimieren und die Standzeiten der Membranen zu verlängern.

Die hydraulische Aufenthaltszeit des Abwassers bei Mischwasserzufluss sollte innerhalb des Membranbioreaktor 4 Stunden nicht unterschreiten, um hydraulische Stoßbelastungen sicher zu kompensieren und das Durchschlagen von Schadstoffspitzen im Ablauf zu verhindern. Dies ist in der Regel bei einer Bemessung der Membranbelebungsanlage als simultane aerobe Schlammstabilisierungsanlage mit einer Schlammbelastung von $\leq 0,05 \text{ kg BSB}_5/\text{kg TS}$ und einem Feststoffgehalt in der Belebung von 12 g/l sichergestellt.

1.4 Schlammbehandlung

Der Überschussschlammanfall weicht gegenüber einer konventionellen aeroben Stabilisierungsanlage mit ca. $1,0 \text{ kg TS/kg BSB}_5$ nicht signifikant ab. Ein regelmäßiger Überschussschlammbabzug ist notwendig, um den Anteil des inerten Feststoffanteils im Belebungsbecken, der durch Fällungsprodukte bei der chemischen Phosphorelimination hervorgerufen wird, zu begrenzen.

Bei der Entwässerung mit Hochleistungszentrifugen wurde für den Überschussschlamm der Membranbelebungsanlage Rödingen ein TS-Gehalt von 25 % - 30 % im Austrag erreicht. Der Flockungsmittelbedarf betrug ca. 6 kg/t TR.

Negative Auswirkungen der Hilfsstoffe bei der Mitbehandlung des Schlammwassers aus der maschinellen Entwässerung wurden bis jetzt nicht festgestellt.

1.5 Zusammenfassung

In der nachstehenden Tabelle sind die Kenngrößen der beim Erftverband betriebenen Membranbelebungsanlagen zusammengestellt und Bemessungsempfehlungen des Erftverbandes gegenübergestellt.

	Dim.	Versuchs- anlage	KA Rödingen	GKW Nordkanal	Empfehlung Erftverband
TS-Gehalt	g/l	10 – 30	12 – 18	12	12
Max. Permeatfluss	l/(m ² ·h)	35	31,0 (1999) 26,0 (2003)	23,4 31,2 bei (n-2)	< 25
Jahres- durchschnitt Permeatfluss	l/(m ² ·h)	-	7,8 (1999) 4,4 (2003)	~ 7,7	< 10
Transmembrane Druckdifferenz	bar	0,1 – 0,8	0,1 – 0,5	0,1 - 0,5	0,05 – 0,2
Hydraulische Aufenthaltszeit	h	-	~ 3,6	~ 5,0	≥ 4,0

Tab. 1-1: Bemessungsempfehlungen