



Masterarbeit

Optimierung der Regelung und Steuerung eines Membranbelebungsreaktors im Pilotmaßstab

Vorgelegt von : Esam Shiekh Alzour

Matrikelnummer : 405060

Prüfender 1 : Prof. Dr.-Ing. Matthias Barjenbruch

Prüfender 2 : Prof. Dr.-Ing. Sven-Uwe Geissen

Externer Betreuer : Dr. -Ing. Kuangxin Zhou

25.11.2021

Eidesstattliche Erklärung

Ich erkläre hiermit, dass ich diese Masterarbeit selbstständig ohne Hilfe Dritter und ohne Benutzung anderer als der angegebenen Quellen und Hilfsmittel verfasst habe. Alle den benutzten Quellen wörtlich oder sinngemäß entnommenen Stellen sind als solche einzeln kenntlich gemacht.

Diese Arbeit ist bislang keiner anderen Prüfungsbehörde vorgelegt worden und auch nicht veröffentlicht worden.

Ich bin mir bewusst, dass eine falsche Erklärung rechtliche Folgen haben wird.

Berlin, 25.11.2021



Ort, Datum, Unterschrift

Abstract

In the MBR process, membrane filtration replaces the secondary clarification and disinfection stage of the conventional activated sludge process, and enables complete retention of particulate wastewater constituents, bacteria, viruses, and pathogens, so that a high dry matter content of up to 30 g/l is possible in the membrane bioreactor. Thus, the MBR systems could theoretically be provided with an aeration basin that is up to 75% smaller than in conventional sewage treatment plants. So, the MBR process presents itself as a powerful, space-saving wastewater treatment plant in a compact design, which is very promising and suitable for decentralized municipal wastewater treatment. Since the MBR process is technically complicated and requires high maintenance and servicing, the use of this process for small sewage treatment plants encounters many difficulties in terms of operation.

An MBR system in compact design for municipal wastewater treatment with a capacity of up to 10 m³/d from the company Martin Systems, which is manufactured as a 20-foot container, was equipped with measurement, control, and regulation technology to optimize, and automate operations. The aim of this work is to test and evaluate new control and regulation concepts. For this purpose, the pilot plant was shipped to WWTP Stahnsdorf and operated with raw sewage from the primary clarification basin.

With using semi-flexible control concepts, some operating parameters such as sludge age and sludge load could be optimized, while operating parameters such as oxygen supply required more complex technology to be optimized, as the oxygen consumption depends on many parameters such as inlet fluctuations, dry matter content, and can change quickly over time. So real-time adjustment is required for optimal operation. In addition, the effect of oxygen carryover turned out to be a major challenge due to inefficient ventilation, which collapsed the denitrification process.

Zusammenfassung

Die Membranfiltration ersetzt beim MBR-Verfahren die Nachklärungs- und Entkeimungsstufe des konventionellen Belebungsverfahrens und ermöglicht einen vollständigen Rückhalt der partikulären Abwasserinhaltsstoffe, Bakterien, Viren und Krankheitserreger, sodass ein hoher Trockensubstanzgehalt von bis zu 30 g/l im Membranbelebungsreaktor möglich ist. Somit könnten MBR-Anlagen theoretisch mit einem gegenüber konventionellen Kläranlagen bis zu 75% kleineren Belebungsbecken vorgesehen werden. Demnach stellt sich das MBR-Verfahren als leistungsfähige, platzsparende Kläranlage im Kompaktdesign dar, die für eine dezentrale kommunale Abwasserreinigung vielversprechend und geeignet ist. Da das MBR-Verfahren technisch kompliziert ist und einen hohen Instandhaltungs- und Wartungsaufwand erfordert, stößt sein Einsatz beim Betreiben kleiner Kläranlagen auf viele Schwierigkeiten.

Eine MBR-Anlage im Kompaktdesign zur kommunalen Abwasserreinigung mit einer Kapazität von bis zu 10 m³/d von der Firma Martin Systems, die als 20-Foot-Container angefertigt wurde, wurde mit MSR-Technik zur Optimierung und Automatisierung des Betriebs ausgerüstet. Das Ziel dieser Arbeit ist es, neue Steuerungs- und Regelungskonzepte zu testen und auszuwerten. Dafür wurde die Pilotanlage in die KA Stahnsdorf verfrachtet und mit Rohabwasser aus dem Vorklärungsbecken betrieben.

Beim Einsetzen semi-flexibler Steuerungskonzepte konnten einige Betriebsparameter wie z.B. Schlammalter und Schlammbelastung optimiert werden, während es Betriebsparameter wie z.B. die Sauerstoffversorgung erforderte, komplexere Technik zu optimieren, da der Sauerstoffverbrauch von vielen Parametern wie z.B. den Zulaufschwankungen und dem TS-Gehalt abhängig ist und sich mit der Zeit schnell ändern kann. Demnach ist eine Echtzeit-Anpassung für den optimalen Betrieb erforderlich. Außerdem stellte sich der Effekt der Sauerstoffverschleppung wegen ineffizienter Belüftung als große Herausforderung dar, da er den Denitrifikationsprozess kollabieren ließ.

Inhaltsverzeichnis

Abstract	I
Zusammenfassung.....	II
Inhaltsverzeichnis.....	I
Abkürzungsverzeichnis.....	IV
Tabellenverzeichnis	VII
Bildverzeichnis.....	IX
1 Einleitung.....	1
2 Stand der Wissenschaft.....	3
2.1 Grundlage der Membrantrennverfahren	3
2.1.1 Kenngrößen der Membranleistung.....	3
2.1.2 Betriebsweise der Membrantrennverfahren	5
2.1.3 Membranwerkstoffe	6
2.1.4 Membranformen und -module.....	7
2.2 MBR in der kommunalen Abwasserreinigung.....	7
2.2.1 MBR-Bauweise.....	9
2.2.2 Membranfouling	11
2.2.3 Chemische Reinigung der Membran.....	13
2.2.4 Membranbelüftung zur Deckschichtkontrolle	14
2.2.5 MBR im Vergleich zu konventionellen Belebungsverfahren	15
2.3 Einfluss verschiedener Betriebsparameter auf die Leistung der Membranfiltration.....	19
2.3.1 Temperatur (T).....	19
2.3.2 Schlammalter (t_{TS}).....	21
2.3.3 Schlammbelastung (B_{TS}).....	22

2.3.4	Trockensubstanzgehalt (TS)	23
2.4	Optimierung des MBR-Verfahrens	24
2.4.1	Optimierung der Cross-Flow-Belüftung.....	24
2.4.2	Verminderung des Membranfouling	25
2.4.3	MSR-Technik zur Optimierung des MBR-Verfahrens	27
2.4.4	Sauerstoffregelung	29
2.4.5	Ammoniumbasierte Regelung	30
2.4.6	Fallbeispiel: Optimierungsmaßnahme der KA Nordkanal	33
3	Material und Methode	38
3.1	Bestandteile und Beschreibung der MBR-Pilotanlage.....	38
3.2	Labor-Messungen.....	40
3.3	Online-Messungen	41
3.4	Betriebsweise und Steuerung der Pilotanlage.....	42
3.5	Versuchsdurchführung.....	43
4	Ergebnisse und Diskussion	44
4.1	Überblick über den Ist-Zustand.....	44
4.1.1	Trockensubstanzgehalt, Schlammalter und Schlammbelastung.....	44
4.1.2	Sauerstoffversorgung	47
4.2	Betriebsoptimierung.....	49
4.2.1	Optimierung des Trockensubstanzgehalts, Schlammalters und der Schlammbelastung.....	49
4.2.2	Optimierung der Sauerstoffversorgung im Nitrifikationsbecken	53
4.3	Membranfiltration	56
4.4	Ablaufqualität und Reinigungsleistung.....	59
4.4.1	Reinigungsleistung (Phase I)	59
4.4.2	Reinigungsleistung (Phase II)	62
4.5	Betriebserfahrungen.....	66

4.5.1	Bildung von Schwimmschlamm und Schäumen.....	66
4.5.2	Online-Sonden	69
4.5.3	OPUS-Sonden und Filtrax	71
4.5.4	Zulaufstörung.....	72
5	Fazit und Ausblick.....	74
	Literaturverzeichnis	76

Abkürzungsverzeichnis

α	-	Grenzflächenfaktor
A_M	m^2	Membranfläche
AFS	mg/l	Feststoffe
BB	-	Belebungsbecken
B_{TS} / SB	$Kg\ CSB/Kg\ TS.d^{-1}$	Schlammbelastung
BSB_5	mg/l	biologischer Sauerstoffbedarf in fünf Tagen
C/N	-	Kohlenstoff zu Stickstoff
CA	-	Zelluloseacetat
CSB	mg/l	chemischer Sauerstoffbedarf
DO	mg/l	gelöster Sauerstoff
DN	-	Denitrifikation
e	-	Regelfehler
EW	-	Einwohner
EPS	-	extrazelluläre polymere Substanzen
F/M	-	Futter/Mikroorganismen
GK	-	Größenklasse
J	$l/m^2.h$	Permeatfluss/Flux
KA	-	Kläranlage
K_d	-	differenzialer Faktor
K_i	-	integraler Faktor
K_p	-	proportionaler Faktor
LF	$\mu s/cm$	Leitfähigkeit
L_p	$l/m^2.h.bar$	Permeabilität
MBR	-	Membranbelebungsreaktor
MF	-	Mikrofiltration
MSR	-	Messen, Steuern und Regeln
N	-	Nitrifikation
N_{ges}	mg/l	Gesamtstickstoff

NH ₄ -N	mg/l	Ammoniumstickstoff
NO ₃ -N	mg/l	Nitratstickstoff
NF	-	Nanofiltration
NOM		natürliche organische Materialien
PA	-	Polyamid
PAN	-	Polyacrylnitril
PES	-	Polyethersulfon
PF	-	Prozessfaktor
PID	-	proportional, integral und differenzial
P _{ges}	mg/l	Gesamtphosphor
PP	-	Polypropylen
PS	-	Polysulfon
PVDF	-	Polyvinylidenfluorid
P _T	bar	Transmembrandruck
P _{F, ein}	bar	Druck des Feedstromes am Eintritt in das Modul
P _{R, raus}	bar	Druck des Retentatstromes am Austritt aus dem Modul
P _P	bar	permeatseitiger Druck
PV	-	Photovoltaikanlage
Q _P	l/h	Permeatvolumenstrom
Q _L	Nm ³ /h	Luftvolumenstrom
RZ	-	Rezirkulation
RO	-	Umkehrosmose
RW	-	Rührwerk
SAD	Nm ³ /m ² .h	flächenspezifische Luftbeaufschlagung (engl.: Specific Aeration Demand)
SAK ₂₅₄	m ⁻¹	spektraler Absorptionskoeffizient bei 245 nm Wellenlänge
SEMBR	-	getauchter Elektro-Membranbelebungsreaktor (engl.: Submerged Membrane Electro-Bioreactor)
SMP	--	gelöste mikrobielle Produkte (engl.: Soluble Microbial Products)
SP	-	Speisepumpe

SV	ml/l	Schlammvolumen
SVI	ml/g	Schlammvolumenindex
T	°C	Temperatur
T _D	s	Nachstellzeit
T _i	s	Vorhaltzeit
t _{rs}	d	Schlammalter
TKN	mg/l	Total Kjeldahl Nitrogen
TMP	Bar bzw. kPa	Transmembrandruck
TN	mg/l	Totalstickstoff
TOC	mg/l	Total Organic Carbon
TS	g/l	Trockensubstanzgehalt
UF	-	Ultrafiltration
ÜSS	-	Überschussschlamm
V _{BB}	m ³	Belebungsbeckenvolumen
V _D	m ³	Denitrifikationsbeckenvolumen
VK	-	Vorklärung
w	-	Führungsgröße / Sollwert
x	-	Regelgröße
y	-	Stellgröße
z	-	Störgröße

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Eigenschaften der Platten- und Hohlfasermodule und deren Vor- und Nachteile.....	8
Tabelle 2: Vor- und Nachteile der separaten Anordnung der Membran im MBR	10
Tabelle 3: Leistungsdaten von Membranbelebungsanlagen im Vergleich zu konventionellen Belebungsanlagen	15
Tabelle 4: Vergleich der Leistungsfähigkeit von MBR mit konventionellen Anlagen mit und ohne Erweiterungen durch Filtration und Desinfektion	17
Tabelle 5: Stromverbrauch konventioneller Kläranlagen inklusive Sandfilter und UV-Bestrahlung	18
Tabelle 6: Zusammenfassung der Vor- und Nachteile des Membranbelebungsverfahrens	18
Tabelle 7: Allgemeine Kenndaten der Kläranlage Nordkanal im Ist-Zustand	33
Tabelle 8: durchgeführte Optimierungsmaßnahmen der Kläranlage Nordkanal	35
Tabelle 9: Energieverbrauch der KA Nordkanal vor und nach der Optimierung.....	36
Tabelle 10: Membrandaten der MBR-Pilotanlage.....	39
Tabelle 11: eingesetzte Laboruntersuchungsmethoden.....	40
Tabelle 12: Auflistung der eingesetzten Online-Sonden in der MBR-Pilotanlage.....	41
Tabelle 13: Start-Betriebsparameter der Pilotanlage	43
Tabelle 14: Einstellungen des PID-Reglers	53
Tabelle 15: Vergleich des stündlichen Luftvolumenstroms unterschiedlicher Belüftungseinstellungen	54
Tabelle 16: Bemessener Netto-Flux für Plattenmodule in verschiedenen MBR-Anlagen	57
Tabelle 17: Zeiträume der zwei Phasen zur Betrachtung der Reinigungsleistung	59
Tabelle 18: Zulauf- und Ablaufqualität anhand der Labormessungen (Phase I)	60
Tabelle 19: Zulauf- und Ablaufqualität anhand der Labormessungen (Phase II)	63

Tabelle 20: TOC/TKN aus den CSB- und TN-Labormessungen	65
Tabelle 21: Vergleich der Labormessungen im Trockenwetter zwischen Zulauf- und Ablaufvorklärung	73
Tabelle 22: Trockensubstanzgehalt, Schlammbelastung und Schlammalter vor und nach der Optimierung.....	74

Bildverzeichnis

Bild 1: schematische Darstellung der Membrantrennverfahren	3
Bild 2: Trennbereich verschiedener Membranen.....	4
Bild 3: Stofftransport in Lösungs-Diffusions-Membran und Porenmembran.....	4
Bild 4: Gegenüberdarstellung der Betriebsweisen Dead-End und Cross-Flow	6
Bild 5: Leistungsumfang des MBR-Verfahrens.....	8
Bild 6: MBR mit trocken aufgestellten externen Filtrationseinheiten	9
Bild 7: Anordnungsmöglichkeiten der getauchten Membran.....	10
Bild 8: Fouling-Mechanismen.....	12
Bild 9: Entwicklung des Permeatflusses über die Zeit (bei konstantem Druck).....	13
Bild 10: Konzentration der EPS- und SMP-Verbindungen bezogen auf MLSS als Funktion der Temperatur.....	20
Bild 11: Transmembrandruck (o) und Flux (o) in Raum- und Niedrigtemperaturen.....	20
Bild 12: Beispielhafte Angaben relativer Fluxleistungen in Abhängigkeit von der Temperatur.....	21
Bild 13: Vergleich verschiedener Viskositäten in einem MBR mit externem Modul (I-1) und getauchtem Modul (I-2).....	23
Bild 14: SMEBR-Verfahren.....	26
Bild 15: Vergleich der Leistung von SMEBR ohne und mit DC-Strom.....	26
Bild 16: Blockschaltbild einer Steuerung.....	27
Bild 17: Blockschaltbild einer Regelung.....	28
Bild 18: Regelkreis der Sauerstoffzufuhr	30
Bild 19: DO Controller + Ammonium-On-Off-Controller	31
Bild 20: DO-Controller + Ammonium-Controller.....	32
Bild 21: DO Controller + Ammonium Feed-Back- / Feed-Forward-Controller.....	32
Bild 22: Verfahrensschema der KA-Nordkanal im Ist-Zustand.....	34

Bild 23: Verteilung des Stromverbrauchs der MBR-Kläranlage Nordkanal 2007 im Ist-Zustand.....	34
Bild 24: Verfahrensschema der KA Nordkanal nach der Optimierung.....	36
Bild 25: Verteilung des Energieverbrauchs der KA Nordkanal vor und nach der Optimierung.....	37
Bild 26: Außenansicht der MBR-Pilotanlage.....	38
Bild 27: Verfahrensschema der MBR-Pilotanlage	38
Bild 28: Darstellung des Trockensubstanzgehalts im Membrantank und manuelle ÜSS-Abgabe	45
Bild 29: Schlammbelastung anhand des gemessenen TS-Gehalts im Membrantank (Ist-Zustand).....	46
Bild 30: Verlauf der gelösten Sauerstoffkonzentration während mehrerer Belüftungszyklen (An:Aus:400s:200s) im Nitrifikationsbecken	47
Bild 31: Verlauf der DO-Konzentration im Nitrifikationsbecken mit unterschiedlichen Belüftungseinstellungen während des gesamten Versuchs.....	48
Bild 32: gelöste Sauerstoffkonzentration im Membrantank und Summe des Luftvolumenstroms beider Membranverdichter	49
Bild 33: Überblick auf den Verlauf des TS-Gehalts im Membrantank während des gesamten Versuchs	50
Bild 34: Überblick auf den Verlauf des TS-Gehalts im Nitrifikationstank während des gesamten Versuchs	50
Bild 35: Steuerung der ÜSS-Abgabe	51
Bild 36: erzieltes Schlammalter anhand verschiedener Raumbelastungen.....	51
Bild 37: Raumbelastung und erzielte Schlammalter	52
Bild 38: Schlammbelastung während des gesamten Versuchs und TS-Gehalt im Membrantank	53
Bild 39: Regelung der Sauerstoffversorgung im Nitrifikationsbecken	54
Bild 40: Vergleich der Luftvolumenströme bei Steuerung und Regelung der Sauerstoffzufuhr im Nitrifikationstank	55

Bild 41: Performance des PID-Reglers	55
Bild 42: Permeatfluss und Transmembrandruck.....	58
Bild 43: Belüftungsintensität (SAD) während des gesamten Versuchs.....	58
Bild 44: Zusammenhang zwischen Ammoniumkonzentration und Sauerstoff im Nitrifikationsbecken (Phase I)	60
Bild 45: zeitlicher Verlauf des Redoxpotenzials im Denitrifikationsbecken und der Nitratkonzentration im Ablauf (Phase I).....	61
Bild 46: Zusammenhang der Verläufe von Sauerstoffkonzentration in Nitrifikations- und Membrantank und Redoxpotenzial	62
Bild 47: Zusammenhang zwischen Ammoniumkonzentration und Sauerstoff im Nitrifikationsbecken (Phase II)	63
Bild 48: Verlauf der Nitratkonzentration im Ablauf und der Sauerstoffkonzentration in Membran- und Nitrifikationstank (Phase II)	64
Bild 49: Zusammenhang zwischen Sauerstoffkonzentration im Membrantank und Nitrat im Ablauf.....	65
Bild 50: Schwimmschlamm im Nitrifikationsbecken.....	66
Bild 51: Schlammproben aus Membrantank, Denitrifikation- und Nitrifikationsbecken nach 30min Absetzzeit bei der SV-Messung (1:5 verdünnte Proben).....	67
Bild 52: Einfluss des Schwimmschlammes auf die TS-Messungen im Nitrifikationsbecken	67
Bild 53: mikroskopische Untersuchung des Schlammes; obere Schicht (links), Probenhahn (rechts)	68
Bild 54: Schlammproben aus dem Membran-, Nitrifikations- und Denitrifikationstank für die TS-Messung	69
Bild 55: Einfluss des Schwimmschlammes auf die TS-Sonde im Membrantank.....	69
Bild 56: Einfluss des Schwimmschlammes auf die TS-Sonde im Nitrifikationsbecken ..	70
Bild 57: Einfluss der Schäume auf die DO-Sonde im Membrantank.....	70
Bild 58: Flocken in der filtrierten Zulaufprobe (nach Filtrax).....	71

Bild 59: Verläufe der CSB_{filtriert}- und SAK₂₅₄-Messungen der OPUS-Sonde im Zulauf
(unkalibriert) 72

Bild 60: Verzopfungen in der Speisepumpe bzw. der Zulaufrohrleitung 73

1 Einleitung

In den letzten Jahrzehnten hat das Membranbelebungsverfahren (MBR) aufgrund der steigenden Anforderungen an die Ablaufqualität und der zunehmenden Wichtigkeit hygienischer Wasserressourcen an Bedeutung gewonnen.

Das MBR-Verfahren ist eine Kombination des herkömmlichen Belebungsverfahrens und einer rein physikalischen Phasenabtrennung. Die Membranfiltration ersetzt die Nachklärung sowie die Filtrations- und Entkeimungsstufe des herkömmlichen Belebungsverfahrens. Alle partikulären Abwasserinhaltsstoffe, die größer als der Trennbereich der eingesetzten Membranen sind, werden unabhängig von deren Sedimentationseigenschaften zurückgehalten.

Es werden innerhalb der Membranbelebungsverfahren zur kommunalen Abwasserreinigung poröse Membranen der Mikro- und Ultrafiltration eingesetzt. Diese ermöglichen einen weitgehenden Rückhalt von Bakterien, Viren und Krankheitserregern, sodass ein feststofffreier Ablauf entsteht, der möglicherweise einer Badegewässerqualität entspricht. Demnach ist durch Einsetzen eines MBR-Verfahrens die Wiederverwendung des Abwassers beispielweise als Brauchwasser oder für eine Bewässerung machbar. Bei Verwendung von Ultra- und Nanofiltrationsmembranen werden zusätzliche Vorteile durch eine Entkopplung der Verweildauer von Substrat und wässriger Phase in der biologischen Stufe erzielt. Das ermöglicht eine weitergehende Elimination schwerabbaubarer Wasserinhaltsstoffe wie z.B. Spurstoffe.

Andererseits sind der Gesamtenergiebedarf und die Betriebskosten des MBR-Verfahrens im Vergleich zum konventionellen Belebungschlammverfahren höher. Der Hauptgrund dafür ist die Cross-Flow-Belüftung zur Deckschichtkontrolle, die für durchschnittlich 50% des Gesamtenergiebedarfs verantwortlich ist, z.B. in der KA Nordkanal (Stand 2007). Außerdem lässt die Instandhaltung der Membran, darunter fallen auch die Ersatzteile und Chemikalien zur Membranreinigung, zusätzliche laufende Betriebskosten anfallen.

Allerdings konnten diese Betriebskosten durch langjährige Untersuchungen und Praxiserfahrung weiter reduziert werden. Frühere Nachteile wie die begrenzte Lebensdauer der Membran (auf fünf bis acht Jahre) und höhere Anschaffungskosten sind durch Optimierung der Membranherstellung und gesenkte Kosten heute weniger relevant. Die Verbreitung der Membrantechnik zur kommunalen Abwasserreinigung in Europa wird

dennoch durch verschiedene Faktoren gedämpft. Ihre Vorteile können viele Betreiber nicht ausreichend überzeugen.

Das MBR-Verfahren bietet im Vergleich zum herkömmlichen Belebungsverfahren viele Vorteile, darunter die hohe Reinigungsleistung bei geringem Platzbedarf. Die Filtrationsstufe ersetzt die Nachklärungs- und Entkeimungsstufe. Außerdem könnte die MBR-Anlage aufgrund des möglichen hohen Trockensubstanzgehalts mit einem bis zu 75% kleineren Belebungsbecken gegenüber dem konventionellen Belebungsverfahren ausgestattet werden (PINNEKAMP ET AL., 2006). So bietet sich das MBR-Verfahren als platzsparende Kläranlage im Kompaktdesign mit hervorragender Reinigungsleistung an, vielversprechend und geeignet sowohl für die dezentrale Abwasserreinigung als auch als schnelle Lösung für beispielweise saisonale Ereignisse. Allerdings könnte der Einsatz des MBR-Verfahrens für die dezentrale Abwasserreinigung auf viele Schwierigkeiten stoßen, da das Verfahren technisch kompliziert ist und eine aufwendige Wartung und Instandhaltung durch Fachpersonal erfordert, was für kleinere Kläranlagen in vielen Fällen entscheidend sein könnte.

Die Firma Martin Systems GmbH bietet MBR-Anlagen für Kreuzfahrtschiffe an. Um den Wartungsaufwand zu verringern und den Betrieb zu optimieren, wurde eine MBR-Pilotanlage im Kompaktdesign, die als 20-Foot-Container angefertigt wurde, mit Online-Sonden ausgerüstet, die für den Einsatz neuer Steuerungs- und Regelungskonzepte vorgesehen sind. Ziel dieser Arbeit ist es, den neuen Ansatz der Steuerungs- und Regelungskonzepte zu testen und auszuwerten. Dafür wurde die Pilotanlage in die KA Stahnsdorf verfrachtet und mit Rohabwasser aus dem Zulauf des Vorklärungsbeckens betrieben.

2 Stand der Wissenschaft

2.1 Grundlage der Membrantrennverfahren

Die Membran wird von (LIPP, 1993) folgendermaßen definiert: „Die synthetische Membran ist eine künstlich hergestellte dünne Schicht aus einem Naturstoff oder einem technischen Werkstoff, die zwei Phasen voneinander trennt und für einzelne Komponenten der Phasen unterschiedlich gut durchlässig ist.“

Die Phasentrennung erfolgt durch die Membran rein physikalisch, d.h. die zu trennenden Komponenten werden weder chemisch noch biologisch verändert (PINNEKAMP, 2008). Die zu behandelnde Lösung wird im Membrantrennverfahren als Feed bezeichnet, während die Komponenten, die die Membran passieren, als Permeat oder Filtrat bezeichnet werden und die aufkonzentrierte Phase als Konzentrat bzw. Retentat (vgl. Bild 1). Der Stofftransport wird durch verschiedene Parameter beeinflusst wie z.B. die Membranstruktur, den Druck, das Biofouling und die Deckschicht.

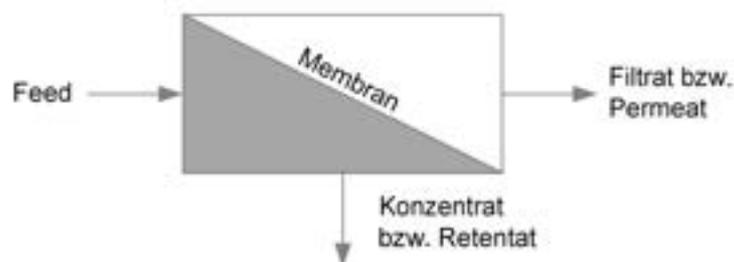


Bild 1: schematische Darstellung der Membrantrennverfahren (PINNEKAMP, 2008)

2.1.1 Kenngrößen der Membranleistung

Membrantrenngrenze:

Die Abtrennung von Wasserinhalstoffen durch Membranen lässt sich anhand der Porengröße in Mikrofiltration (MF), Ultrafiltration (UF), Nanofiltration (NF) und Umkehrosmose (RO) differenzieren. Strukturell können sich die Membranen in zwei Modelle aufteilen: Lösungs-Diffusions-Modell (RO, NF) und Porenmodell (UF, MF). Die treibende Kraft für die Filtration ist der Transmembrandruck: Je kleiner die Porengröße ist, desto höher ist der erforderliche Transmembrandruck.

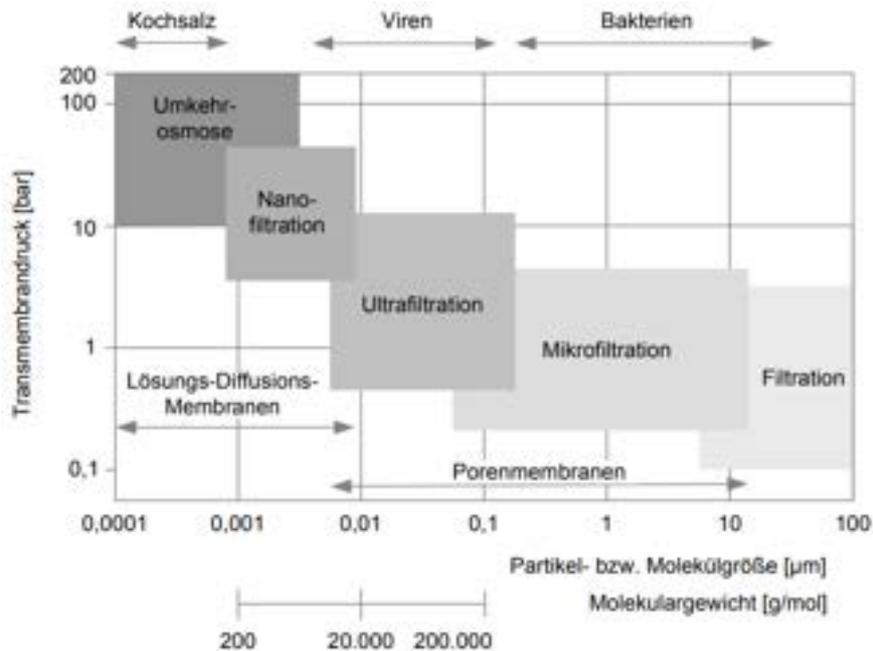


Bild 2: Trennbereich verschiedener Membranen (KREBBER, 2013) nach (MELIN ET AL., 2007)

Im Lösungs-Diffusions-Modell, auch „porenfreie Membran“ genannt, erfolgt der Stofftransport theoretisch über die Diffusion im Membran-Medium, während im Porenmodell die Partikel, die größer sind als die Porendurchmesser der Membran, an der Feed-Seite zurückgehalten werden. Real können aber beide Mechanismen des Stofftransports nebeneinander vorkommen (PINNEKAMP, 2008).

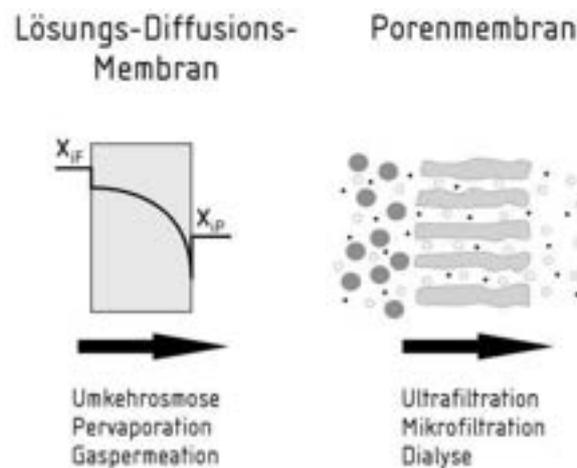


Bild 3: Stofftransport in Lösungs-Diffusions-Membran und Porenmembran (RAUTENBACH, 1997)

Transmembrandruck (TMP)

Der Transmembrandruck ist die treibende Kraft für die Filtration. Er wird als Druckdifferenz zwischen der Feed-Seite und der Permeat-Seite definiert und wie in der Gleichung 2.1 dargestellt. Dieser Druck könnte in der getauchten Membran durch eine Saugpumpe oder durch den sogenannten Gravity-Flow erzeugt werden.

$$P_T = \frac{P_{F, \text{ein}} + P_{R, \text{aus}}}{2} - P_P \quad [\text{bar}] \quad (2.1)$$

mit:

- P_T [bar]: Transmembrandruck
- $P_{F, \text{ein}}$ [bar]: Druck des Feedstromes am Eintritt in das Modul
- $P_{R, \text{aus}}$ [bar]: Druck des Retentatstromes am Austritt aus dem Modul
- P_P [bar]: permeatseitiger Druck

Permeatfluss / Flux (J)

Unter dem Begriff Flux (J) wird das Verhältnis zwischen Permeatvolumenstrom (Q_P) und der Membranfläche (A_M) verstanden, dargestellt in der Gleichung 2.2:

$$J = \frac{Q_P}{A_M} \quad [l/m^2 \cdot h] \quad (2.2)$$

Permeabilität (L_P)

Die Durchlässigkeit der Membran ist mit der Permeabilität (L_P) beschrieben. Sie beschreibt die Durchlässigkeit einer Membran und deren hydraulische Leistungsfähigkeit. Diese ergibt sich, indem der Flux (J) auf den Transmembrandruck (P_T) bezogen wird.

$$L_P = \frac{J}{P_T} \quad [l/m^2 \cdot h \cdot \text{bar}] \quad (2.3)$$

Die Permeabilität hängt von Membranzustand, Temperatur bzw. Viskosität des Fluids und den Abwasserinhaltsstoffen ab.

2.1.2 Betriebsweise der Membrantrennverfahren

Es wird zwischen Dead-End-Betrieb und Cross-Flow-Betrieb hinsichtlich der Betriebsarten von Membrantrennverfahren unterschieden. Beim Dead-End-Betrieb wird die Membran von der Feed-Seite her angeströmt. Die zurückgehaltenen Wasserinhaltsstoffe bilden an der

Membranoberfläche eine Deckschicht, die regelmäßig z.B. durch Rückspülung entfernt wird. Dementsprechend wird diese Betriebsart als diskontinuierlich bezeichnet.

Beim Cross-Flow-Betrieb wird die Membran parallel auf der Feed-Seite angeströmt. Somit wird die Deckschichtbildung durch die Strömung dadurch kontrolliert, dass die erzeugte Scherkraft die abgelagerten Partikel auf der Membranoberfläche wegspült. Die Filtration könnte in dieser Betriebsweise kontinuierlich betrieben werden.

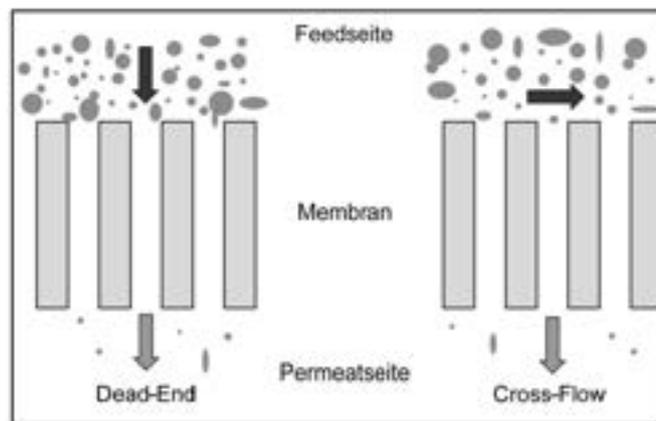


Bild 4: Gegenüberdarstellung der Betriebsweisen Dead-End und Cross-Flow (PINNEKAMP, 2008) nach (MELIN ET AL., 2007)

2.1.3 Membranwerkstoffe

Hinsichtlich der Membranwerkstoffherkunft sind biologische und synthetische Membranen zu unterscheiden. Als biologische Membranen gelten beispielweise die menschlichen und tierischen Zellmembranen. Bei der Abwasserreinigung kommen ausschließlich synthetische Membranen zum Einsatz. Je nach Zusammensetzung des zu behandelnden Wassers können als Werkstoffe organische oder anorganische Membranen zum Einsatz kommen.

Organische Membranen werden aus synthetischen Polymeren hergestellt, wegen ihrer im Vergleich zu anderen Werkstoffen kostengünstigeren Herstellung dominieren sie zurzeit. Als Beispiele für angewandte Polymermembranen sind Polysulfon- (PS), Polyacrylnitril- (PAN), Polyethersulfon- (PES), Polypropylen- (PP), Polyvinylidenfluorid- (PVDF), Zelluloseacetat- (CA) und Polyamid-(PA)-Membranen zu nennen (PINNEKAMP ET AL., 2006).

Anorganische Membranen können aus Keramik, Aluminium, Edelstahl, Glas und faserverstärktem Kohlenstoff hergestellt werden. Die Vorteile anorganischer Membranen sind ihre hohe Temperatur- und chemische Beständigkeit, gute Regenerierbarkeit und lange Lebensdauer (PINNEKAMP ET AL., 2006).

2.1.4 Membranformen und -module

Grundsätzlich lassen sich die Membranen anhand der Herstellungsverfahren in rohrförmige und flache Membranformen unterscheiden. Diese Membranen werden nach der Herstellung in einem anschlussfähigen Membranmodul gefertigt und eingepackt. Die Modulformen sind, neben den Membranformen, für das Einsatzgebiet von entscheidender Bedeutung, da das jeweilige Modul in Abhängigkeit von seinem Einsatzzweck konstruktiv angepasst wird. Zu den Flachmembranen gehören das Plattenmodul, das Kissenmodul und das Wickelmodul, zu den rohrförmigen Membranen das Rohrmodul, das Kapillarmodul sowie das Hohlfasermodule.

Die oben genannten Membranmodule verfügen über unterschiedliche Eigenschaften und Einsatzgebiete. Wichtige Kernunterschiede zwischen den Modultypen sind die Empfindlichkeit gegenüber Verstopfung, der Druckverlust, die Druckstabilität, die Rückspülbarkeit, die Packungsdichte und die Fertigungskosten.

2.2 MBR in der kommunalen Abwasserreinigung

Ende der 1960er-Jahre wurde erstmals zu Membranbelebungsverfahren geforscht. Anfang der 1990er-Jahre startete die japanische Firma Kubota dann ein Entwicklungsprojekt mit einer ersten getauchten Membran mit Begasung. In Europa wurde die erste Pilotanlage 1996 in Großbritannien gebaut (ITOKAWA ET AL., 2008). Im Jahr 2004 war die deutsche Kläranlage Kaarst (Nordkanal) (80.000 EW) die größte MBR-Anlage weltweit. Inzwischen ist die Kläranlage Henriksdal in Schweden mit einer Kapazität von $864.000 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ die größte MBR-Anlage Europas (THE MBR SITE, 2018).

Gründe für den starken Anstieg des MBR-Verfahrens im Bereich der kommunalen Abwasserreinigung sind sowohl der Einsatz der getauchten Membran direkt im Belebungsbecken als auch Weiterentwicklungen in der Mikro- und Ultrafiltration. Dies führte dazu, dass sich die MBR-Technik als konkurrenzfähiges Verfahren der Abwasserreinigung etablieren konnte (PINNEKAMP ET AL., 2006).

Das Membranbelebungsverfahren ist eine Kombination aus konventionellem Belebungsverfahren und Membrantreffverfahren, bei der die Phasenabtrennung des Schlamm-Wasser-Gemischs durch Membranfiltration erfolgt. Prinzipiell kann die Membranfiltration die Sedimentations-, Filtrations- und Desinfektionsstufen im konventionellen Belebungsverfahren ersetzen.

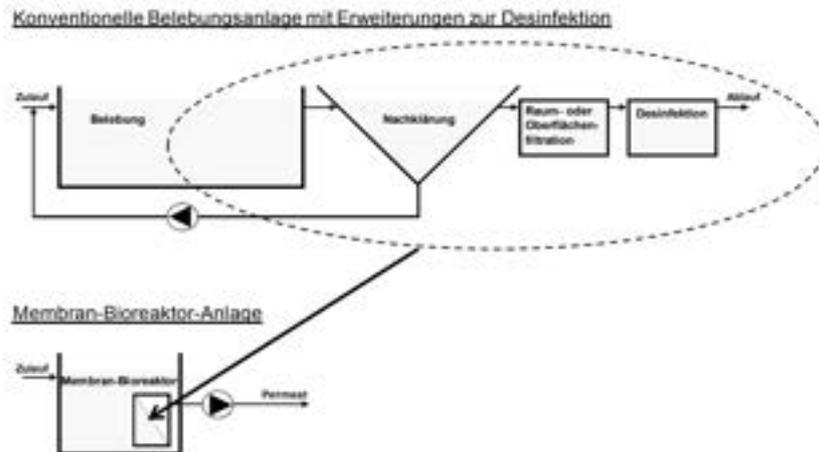


Bild 5: Leistungsumfang des MBR-Verfahrens (DWA-M 227, 2014)

Im MBR-Verfahren kommen Mikro- und Ultrafiltration zum Einsatz. Sie ermöglichen den Rückhalt von partikulären und emulgierten Wasserinhaltsstoffen. Im Bereich des MBR-Verfahrens werden, wegen ihrer geeigneten Eigenschaften, üblicherweise Plattenmodule und Hohlfasermodule als Membranmodule eingesetzt. In Tabelle 1 sind die Eigenschaften der Platten- und Hohlfasermodule sowie deren Vor- und Nachteile zusammengefasst.

Tabelle 1: Eigenschaften der Platten- und Hohlfasermodule und deren Vor- und Nachteile (PINNEKAMP ET AL., 2006)

	Plattenmodul	Hohlfasermodule
Fließrichtung	außen	außen / innen
Packungsdichte [m^2/m^3]	40 – 100	< 10.000
Vorteile	-Membranen einzeln auswechselbar -geringe Verstopfungsempfindlichkeit	-hohe Packungsdichte -günstige spezifische Membrankosten -hohe Druckstabilität
Nachteile	-viele Dichtungen -geringe Packungsdichte	-empfindlich gegen Verstopfungen -Druckverlust

2.2.1 MBR-Bauweise

Anhand der Anordnung der Membranmodule lassen sich die MBR-Verfahren in zwei Bauvarianten unterscheiden.

- trocken aufgestellte externe Filtrationseinheiten
- getauchte Filtrationseinheiten

MBR mit trocken aufgestellten externen Filtrationseinheiten:

In dieser Bauweise wird das Wasser-Schlamm-Gemisch durch geschlossen extern aufgestellte Filtrationseinheiten gepumpt und filtriert. Daher sind in diesem Verfahren Drücke über 1 bar möglich (DWA-M 227, 2014). Im Cross-Flow-Betrieb sind Rohrmodule die üblicherweise eingesetzten Membranen. Aus Kostengründen werden im Bereich der kommunalen Abwasserbehandlung allerdings ausschließlich getauchte Membransysteme eingesetzt (PINNEKAMP ET AL., 2006).

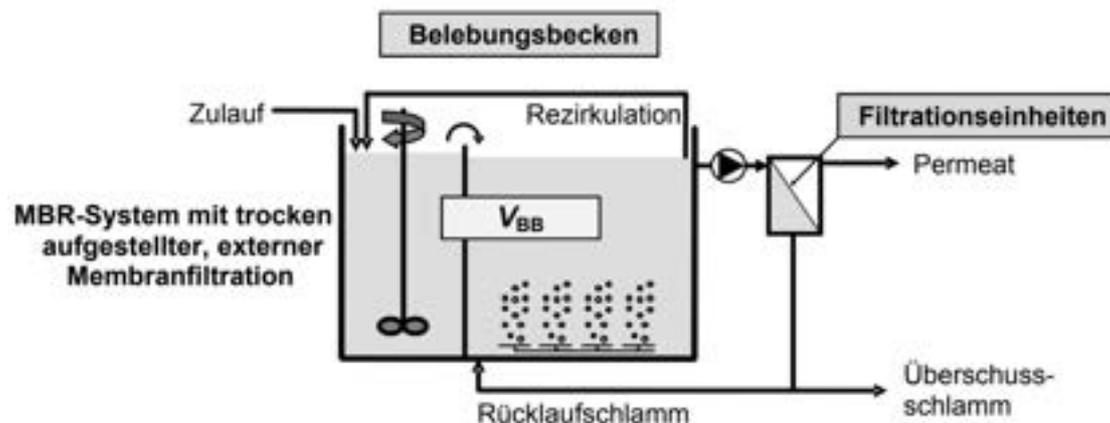


Bild 6: MBR mit trocken aufgestellten externen Filtrationseinheiten (DWA-M 227, 2014)

MBR mit getauchten Filtrationseinheiten:

Die Filtrationseinheiten befinden sich in dieser Bauweise im Schlamm-Wasser-Gemisch. Sie können entweder direkt im Belebungsbecken oder im separaten Becken angeordnet werden. Bei der Integration der Membran ins Belebungsbecken sind die Membranmodule in der belüfteten Zone anzuordnen. Somit kann die Cross-Flow-Belüftung der Membran zur Sauerstoffzufuhr beitragen. In der zweiten Variante wird die Membran in einem separaten Becken untergebracht (vgl. Bild 7), somit entstehen ein höherer Platzbedarf und gestiegene Investitionskosten. Dabei soll die Schlammrückführung vom Membranbecken in den

Nitrifikationsbereich erfolgen, um den Effekt der Sauerstoffverschleppung ins Denitrifikationsbecken zu vermeiden (PINNEKAMP ET AL., 2006). Dazu ist eine zusätzliche interne Rezirkulation zwischen Nitrifikation und Denitrifikation nötig, was als energetischer Nachteil betrachtet werden kann. Eine separate Rezirkulation bringt jedoch den biologischen Vorteil, dass Schlamm und Nitrat getrennt voneinander zurückgeführt werden können, sodass der Effekt der Sauerstoffverschleppung geringer ist. Andererseits macht das größere Volumen den Prozess stabiler gegenüber Spitzenstößen (BREPOLS, 2010).

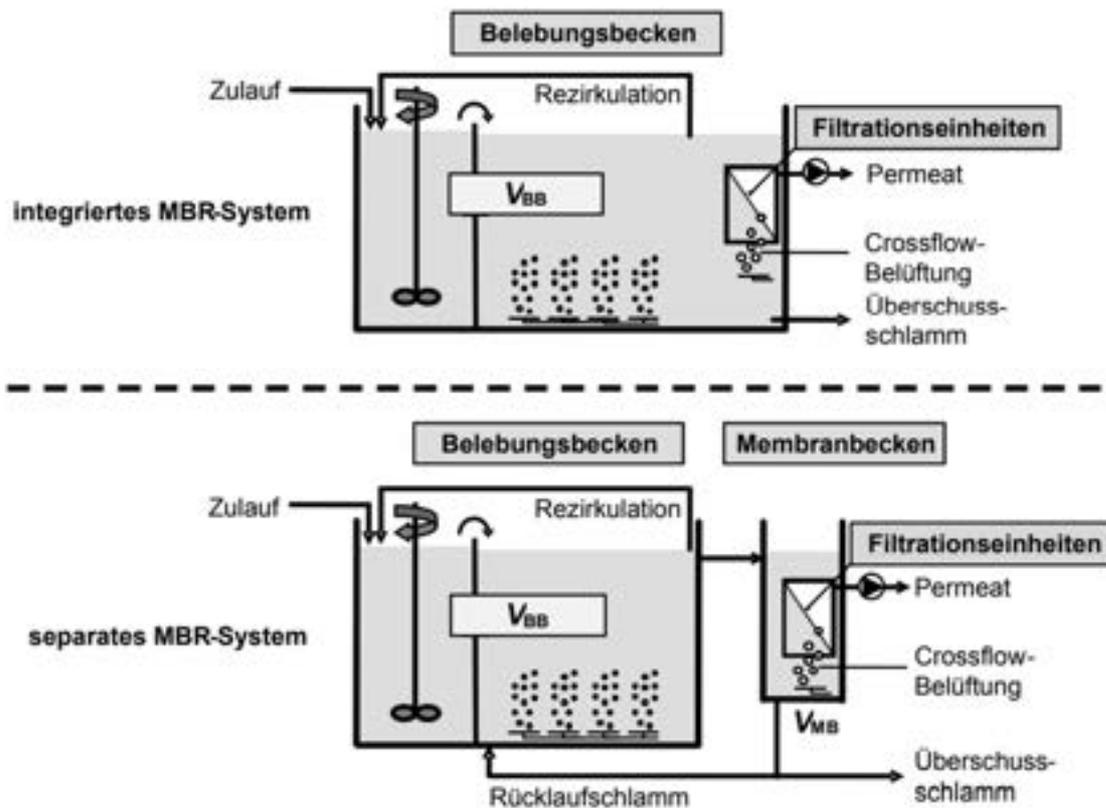


Bild 7: Anordnungsmöglichkeiten der getauchten Membran (DWA-M 227, 2014)

In Tabelle 2 sind die Vor- und Nachteile der separaten Anordnung der Membran zusammengefasst.

Tabelle 2: Vor- und Nachteile der separaten Anordnung der Membran im MBR nach (KREBBER, 2013)

Vorteile der separaten Anordnung	Nachteile der separaten Anordnung
Getrennte Rezirkulation von Schlamm und Nitrat führt zur Optimierung der Filtration und biologischen Behandlung.	Zusätzliche Rezirkulation bringt energetischen Nachteil.

Umwälzung durch zusätzliche Rezirkulation	größerer Platzbedarf
Wartung und Reinigung der Membran günstiger, Membranbecken als Reinigungszelle nutzbar	geringe Ausnutzung des Sauerstoffeintrags durch Membranbelüftung zum Abbauprozess
Vermeidung der Kurzschlussströmung	
Einstellung unterschiedlicher TS-Gehalte in Belebungsbecken und in der Membrankammer möglich	

Nach (LESJEAN ET AL., 2009) werden in Europa großtechnische MBR-Anlagen typischerweise mit separaten Membranen gebaut. Von 32 MBR-Anlagen wurden in Europa nur sechs mit integrierter Membran gebaut, die meisten davon sind schon vor 2005 in Betrieb genommen worden. Die anderen 26 MBR-Anlagen werden mit separatem Membranbecken betrieben.

2.2.2 Membranfouling

Unter Membranfouling versteht man die Verminderung der Membranleistung aufgrund von Verschmutzung auf der Membranoberfläche bzw. in der Membran selbst. (MELIN ET AL., 2007) fassen die gesamte leistungsmindernde Verschmutzung unter dem Begriff „Membranfouling“ zusammen, ausgenommen sind die Konzentrationspolarisation und die reversible Deckschicht.

Die Fouling-Mechanismen, die bei porösen Membranen auftreten können, sind nach (MELIN ET AL., 2007) in Bild 8 dargestellt:

- irreversible Deckschichten
- sterische Porenverblockung
- Porenverengung durch Absorption innerhalb der Membran
- Biofouling

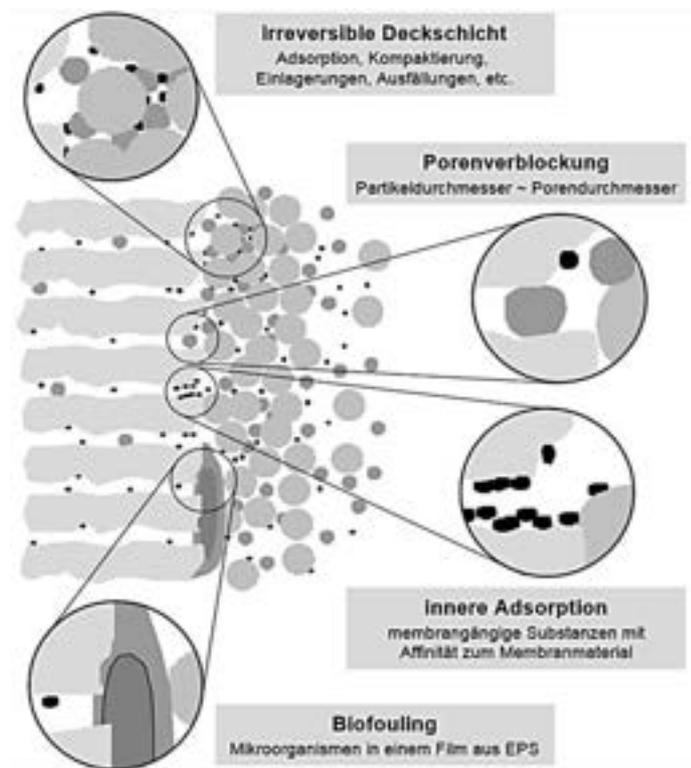


Bild 8: Fouling-Mechanismen (MELIN ET AL., 2007)

Bei den irreversiblen Deckschichten handelt es sich lediglich um den Anteil, der z.B. durch Membranbelüftung bzw. Rückspülung nicht entfernt werden kann. Die Partikel, die sich im Größenbereich der Membranporen bewegen, führen zum Membranverschluss bzw. zur Porenverblockung. Die Partikel, die innerhalb der Membranporen absorbiert werden (also kleiner sind als die Poren), führen dagegen zur Porenverengung. Biofouling wird durch Ablagerung der Mikroorganismen auf der Membranoberfläche hervorgerufen. Hier lagern sich die Mikroorganismen erst in der sogenannten „Induktionsphase“ (FLEMMING, 1997) an der Membranoberfläche ab. Die Dauer dieser Phase ist von der Konzentration der Nährstoffe und Mikroorganismen im Medium abhängig und könnte im Fall eines nährstoffreichen Mediums nach wenigen Stunden abgeschlossen sein. Andererseits könnte sie in einem nährstoffarmen Medium bis zu mehreren Wochen oder Monaten andauern. Zunächst bilden die Bakterien nach (ZOBELL, 1943) einen reversiblen Film, der nach einer gewissen Zeit in irreversible Anheftung übergeht, oder es lösen sich die Zellen wieder im Medium ab.

Nach (MELIN ET AL., 2007) wird das Fouling durch drei Stoffgruppen hervorgerufen:

- I. Organisch schleimartige Stoffwechselprodukte (Makromoleküle, z.B. extrazelluläre polymere Substanzen (EPS) und biologische Substanzen als Teile natürlicher

organischer Materialien [NOM]). Diese Substanzen bilden eine Gel-Phase zwischen der Membran und der flüssigen Phase und verstärken den Reibungswiderstand.

- II. Anorganische Substanzen (Metallhydroxide, Calciumsalze etc.).
- III. Partikuläre Substanzen (Mikroorganismen und abfiltrierbare Stoffe).

In der Fachwelt werden die organischen Substanzen, die von den auf der Membranoberfläche festsitzenden Zellen gebildet werden, EPS genannt. Diese Substanzen können als an den belebten Schlamm gebundene EPS als auch suspendiert als gelöste EPS (auch SMP [**S**oluble **M**icrobial **P**roducts] genannt) im Schlamm-Wasser-Gemisch vorliegen. Zu den EPS werden Stoffwechselprodukte von Mikroorganismen wie Polysaccharide, Proteine, Lipide, Nuklein- und Huminsäure gezählt (WETT, 2005). Diese Substanzen gelten als Hauptverursacher des Membranfouling.

2.2.3 Chemische Reinigung der Membran

Durch das Membranfouling wird die hydraulische Membranleistung erheblich beeinflusst, somit sinkt die Permeabilität bzw. der Flux der Membran bei konstantem Druck mit der Zeit stark (vgl. Bild 9). Um die Membranleistung wiederherzustellen und die Fouling-Effekte zu vermindern, wird eine regelmäßige chemische Reinigung der Membran durchgeführt. Hier kommen verschiedene Chemikalien zum Einsatz wie z.B. Natronlauge, Natriumhypochlorid, Wasserstoffperoxid, Salzsäure, Tenside etc. oder eine Kombination verschiedener Chemikalien. Die Reinigungsstrategie ist anlagespezifisch, die verschiedenen Reinigungsmethoden und Chemikalien sowie Konzentration, Dauer und Intervall werden anhand von Erfahrungswerten festgelegt.

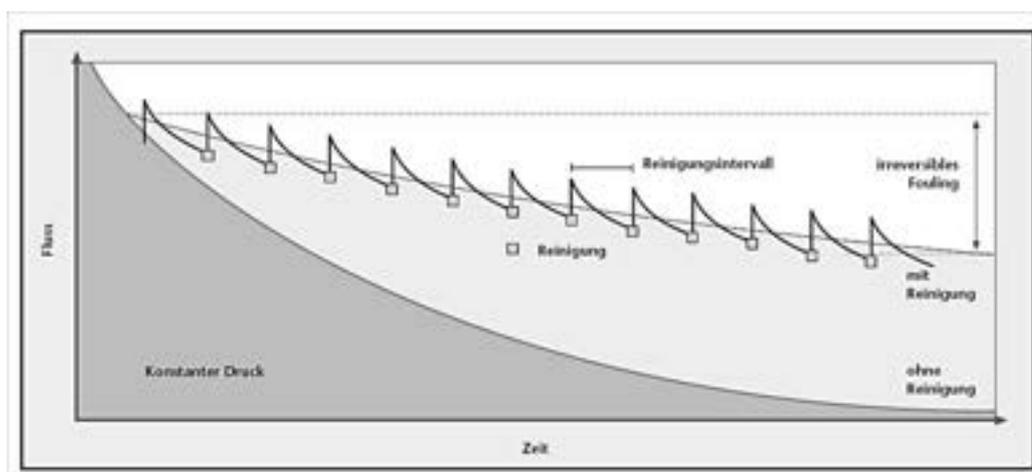


Bild 9: Entwicklung des Permeatflusses über die Zeit (bei konstantem Druck) (PINNEKAMP ET AL., 2006)

Es wird zwischen der selten notwendigen Hauptreinigung (z.B. halbjährlich oder jährlich) und gegebenenfalls der systemabhängigen Zwischenreinigung unterschieden (DWA-M 227, 2014). Die Hauptreinigung dient dazu, weitgehend den Ausgangszustand der Membran wiederherzustellen. Es wird eine höhere Chemikalienkonzentration im Vergleich zur Zwischenreinigung eingesetzt, mit längerer Kontaktzeit. Sie könnte mehrere Tage dauern. Die Zwischenreinigung dient dagegen dem Erhalt einer konstanten Permeabilität und erfolgt in der Regel mit niedrigerer Chemikalienkonzentration und kürzerer Einwirkzeit. Auf die Hauptreinigung kann nicht verzichtet werden, da die Zwischenreinigung einen fortschreitenden Rückgang der Membranleistung nicht verhindern kann.

2.2.4 Membranbelüftung zur Deckschichtkontrolle

Durch Zurückhalten der Wasserinhaltsstoffe entsteht auf der Feed-Seite der Membran eine Deckschicht, die den Strömungswiderstand erhöht und Partikel, die kleiner sind als die Membranporen, weitgehend zurückhalten kann. Dies führt zur Absenkung der Permeabilität bei konstantem Transmembrandruck bzw. zur Erhöhung des Drucks bei konstantem Permeatfluss.

Im Cross-Flow-Betrieb und bei tangentialer Belüftung der getauchten Membran wird durch die Luftblasen sowie die Zirkulationsströmung eine Scherkraft erzeugt, die die abgelagerten Partikel auf der Membranoberfläche auflöst und in die Strömung zurücktransportiert. Wenn die Einhaltung einer stationären Permeabilität möglich ist und die Deckschicht durch diese Maßnahme konstant und unverändert bleibt (MELIN ET AL., 2007), wird diese als reversible Deckschicht bezeichnet. In der Praxis sinkt die Permeabilität aber trotz Cross-Flow-Betrieb und Belüftung durch die Ablagerung feiner Partikel bzw. den Fouling-Effekt stetig ab. Hierfür wird eine Rückspülung mit Permeat bei rückspülbarer Membran (z.B. Hohlfasermodule) durchgeführt, indem die abgelagerten Partikel durch Flussumkehr in der Strömung entfernt werden. Für nicht rückspülbare Membranen (wie die meisten Plattenmodule) erfolgt die Deckschichtkontrolle durch eine sogenannte Pausenzeit zur Entspannung der Membran, indem die Filtration mit einer intervallweisen Unterbrechung bei fortlaufender Membranbelüftung betrieben wird (PINNEKAMP ET AL., 2006).

Die Erzeugung der Cross-Flow-Belüftung zur Deckschichtkontrolle erfolgt in der Regel mittels eines Belüftungselements unterhalb der Membranmodule. Die erforderliche Luftmenge Q_L [Nm^3/h], bezogen auf die Membranoberfläche A_M [m^2], wird als

flächenspezifische Beaufschlagung, SAD (**S**pecific **A**eration **D**emand), bezeichnet und ergibt sich wie in der folgenden Gleichung 2.4:

$$SAD = \frac{Q_L}{A_M} \quad [Nm^3/m^2 \cdot h] \quad (2.4)$$

Je nach Membran, Angaben der Hersteller und Modulkonfiguration liegt die flächenspezifische Beaufschlagung für die Cross-Flow-Belüftung in einem Bereich von 0,2 bis 0,7 ($Nm^3/m^2 \cdot h$) (DWA-M 227, 2014).

2.2.5 MBR im Vergleich zu konventionellen Belebungsverfahren

Das Einsetzen der Membranfiltration zur Phasenseparation ermöglicht einen vollständigen Rückhalt von Belebungschlamm und Feststoffen im Schlamm-Abwasser-Gemisch. Dies führt zur Verbesserung der Ablaufqualität hinsichtlich der Parameter CSB und BSB₅. Als Resultat entsteht ein feststofffreier, hygienisierter Ablauf, dessen Qualität einer Badegewässerqualität entspricht. Somit bietet sich ein Einsatz des MBR-Verfahrens vor allem an, wenn erhöhte Anforderungen an die Einleitwerte vorliegen wie z.B. bei der Einleitung in einen schwachen Vorfluter oder ins Badegewässer. Die Belebungsstufe kann im MBR-Verfahren mit weit höherer Biomassekonzentration betrieben werden. Im konventionellen Belebungsverfahren liegt der übliche TS-Gehalt bei bis zu 5 g/l, während in den derzeitigen MBR-Anlagen der TS-Gehalt zwischen 9 und 16 g/l angesiedelt ist (PINNEKAMP ET AL., 2006). Dies ermöglicht eine Reduzierung der Belebungsbeckenvolumina bei der gleichen Schlammbelastung um bis zu 75%. In Tabelle 3 sind die Leistungsdaten von Membranbelebungsverfahren gegenüber konventionellen Belebungsanlagen dargestellt.

Tabelle 3: Leistungsdaten von Membranbelebungsanlagen im Vergleich zu konventionellen Belebungsanlagen nach (THIEMIG, 2011)

Parameter		Konventionelle Belebungsanlagen	Membranbelebungsanlagen
Feststoffe (AFS)	mg/l	10 – 15	0
CSB	mg/l	40 – 50	< 30
N _{ges}	mg/l	<13	< 13
P _{ges} (mit Simultanfällung)	mg/l	0,8 – 1,0	< 0,3
mikrobiologische Qualität		hygienisch bedenklich	Badegewässerqualität

Trockensubstanzgehalt im Belebungsbecken	g/l	<5	<20
Flächenbedarf		100%	25% - 50%
spez. Energieverbrauch	KWh/m ³	0,3 – 0,5	0,4 – 1,5

Als Nachteile des MBR-Verfahrens ist die geringere Pufferkapazität für Stoßbelastungen wegen kleinerer Belebungsbeckenvolumina wie z.B. zu Beginn eines Regenereignisses zu sehen, wenn die Schmutzfrachten und gleichzeitig die hydraulische Belastung größer werden. Vor allem davon betroffen sind kleintechnische MBR-Anlagen, bei denen auf ein Vorklärungsbecken verzichtet wurde. Um das Problem zu vermeiden, wird vom Erftverband vorgeschlagen, eine Mindestaufenthaltszeit von vier Stunden bei Mischwasserzufluss nicht zu unterschreiten, sodass die Anlagevolumina entsprechend vergrößert werden müssen.

Zum Schutz der Membran vor Beschädigung und Verstopfung wird eine intensive Vorklärung vorausgesetzt. Ein Sand- und Fettfang ist auch bei kleinen MBR-Anlagen prinzipiell notwendig (DWA-M 227, 2014). Rechen mit üblichen Öffnungsweiten von 6 mm bis 12 mm sind in dem Fall für die Grobstoffentnahme allein nicht ausreichend. Eine Feinsiebung mit einer Öffnungsweite ≤ 1 mm ist für die weitergehende Grobstoffentnahme (insbesondere Haare und faserige Stoffe) essenziell. Durch eine intensive Vorreinigung entstehen zusätzliche Wartungs- und Betriebskosten im Vergleich zu den konventionellen Kläranlagen, was als Nachteil des MBR-Verfahrens gegenüber konventionellen Verfahren gesehen wird.

Als wesentliche Nachteile des MBR-Verfahrens gegenüber konventionellen Belebungsverfahren gelten die höheren Betriebskosten für den Membranersatz, die Chemikalien, die Wartung und Instandhaltung sowie vor allem für den Energieverbrauch. Der Hauptstromverbraucher im konventionellen Verfahren ist das Belüftungssystem der biologischen Stufe, das einen Anteil von 50% bis 80% des Gesamtstromverbrauchs der Kläranlage ausmacht (BAUMANN ET AL., 2008). Dagegen ist im MBR-Verfahren die Filtrationsstufe der größte Stromverbraucher mit einem Anteil von über 50%. Außerdem kann sich der Gebrauch von Chemikalien zur Membranreinigung als mögliche Umweltbelastung auswirken und zusätzliche Betriebskosten anfallen lassen. Das zu entsorgende Prozesswasser nach chemischer Reinigung wird in der Regel in der Kläranlage mitbehandelt und soll in der Planungsphase berücksichtigt werden (DWA-M 227, 2014).

Der Stromverbrauch ist im MBR-Verfahren im Vergleich zum konventionellen Verfahren insgesamt höher, die Qualität des Ablaufs ist dagegen besser (vgl. Tabelle 3). Um einen

Vergleich hinsichtlich des Energiebedarfs sinnvoll zu ermöglichen, wird das MBR-Verfahren gegenüber einem konventionellen Verfahren gleicher Größenklasse mit Erweiterungen verglichen. Diese Erweiterungen umfassen eine Filtrationsstufe zur Feststoffentnahme sowie eine Desinfektionsstufe.

Mit diesen Erweiterungen könnte das konventionelle Belebungsverfahren eine gute Ablaufqualität erreichen, die mit der des MBR-Verfahrens verglichen werden kann. In Tabelle 4 wird die Ablaufqualität von MBR-Kläranlagen gegenüber jenen konventionellen Kläranlagen mit und ohne Erweiterungen verglichen.

Tabelle 4: Vergleich der Leistungsfähigkeit von MBR mit konventionellen Anlagen mit und ohne Erweiterungen durch Filtration und Desinfektion nach (DWA-M 227, 2014)

		MBR	konventionelle Kläranlage	
			ohne Erweiterungen	mit Erweiterungen
Feststoffe	[mg/L]	0	10 – 15	3 – 8
CSB	[mg/L]	< 30	40 – 50	30 – 40
Mikrobiologie	-	Badegewässerqualität*	-	Badegewässerqualität*

*bezüglich EU-Richtlinie 76/160/EWG

Bei Erweiterung der konventionellen Kläranlagen mit einer Filtrationsstufe – z.B. Sandfilter – erhöht sich somit der Energieverbrauch, der von Filtrationstyp, hydraulischer Belastung, Spülung und Geometrie abhängig ist, um 0,01 bis 0,05 kWh/m³ (ALT ET AL., 2015). In anderen Literaturen wird der Stromverbrauch des Sandfilters anhand der Größenklasse der Kläranlagen angegeben (vgl. Tabelle 5). Für die Desinfektion des Ablaufs kommen verschiedene Verfahren zum Einsatz wie z.B. Ozon, Chlorung und UV-Bestrahlung. Das Ozon-Verfahren könnte für die Elimination von Spurstoffen sowie die Entkeimung verwendet werden und sollte mit einer nachgeschalteten Filtrationsstufe zur Elimination sogenannter „Zwischenprodukte“ kombiniert werden, somit dient das Verfahren nicht zum Zweck des Energieverbrauchvergleichs mit dem MBR-Verfahren. Chlorung andererseits erfolgt durch die Dosierung einer Chlor-Verbindung, auch hier sollte eine nachgeschaltete Stufe zur Entchlorung folgen. Zur Desinfektion des Ablaufs kommt das UV-Verfahren zum Einsatz. In diesem Verfahren wird eine feststoffarme Strömung (Ideal < 5 mg/l) vorausgesetzt, daher ist eine vorgeschaltete Filtrationsstufe erforderlich. Der Stromverbrauch dieses Verfahrens hängt vom Reaktor und von den Abwassereigenschaften ab. In Tabelle 5 ist der Energieverbrauch der Erweiterung von konventionellen Kläranlagen für Größenklasse 3 und 4 nach (KREBBER, 2013) angegeben.

Tabelle 5: Stromverbrauch konventioneller Kläranlagen inklusive Sandfilter und UV-Bestrahlung (KREBBER, 2013)

	konventionelle KA	Sandfilter	UV	Gesamt
Literatur	[DWA, 2012]	nach [(HABERKERN ET AL., 2008)]	nach (BARJENBRUCH ET AL., 2010)]	
	Stromverbrauch [KWh/m ³]			
GK 3	0,44	0,02 bis 0,13	0,016	0,48 bis 0,59
GK 4	0,38	0,02 bis 0,13	0,022	0,42 bis 0,53

Darüber hinaus steigt der Energieverbrauch einer konventionellen Kläranlage mit Erweiterungen um 10% bis 40%. Zum Vergleich liegt der Stromverbrauch der MBR-Kläranlage Nordkanal (GK 4) bei 0,97 KWh/m³ (Stand 2005) (BREPOLS ET AL., 2020), also deutlich höher im Vergleich mit einer konventionellen Kläranlage gleicher Größenklasse.

Die Kläranlage Nordkanal verfügte aber zu diesem Zeitpunkt (2005) über kein Vorklärungsbecken, eigene Stromproduktion aus Faulgas und anaerobe Ammonium-Elimination, die mit anderen Optimierungsmaßnahmen eine signifikante Stromeinsparung ermöglichten. Diese Optimierungsmaßnahmen werden in Kapitel 2.4.6 erläutert.

In Tabelle 6 werden die Vor- und Nachteile des MBR-Verfahrens gegenüber dem konventionellen Belebungsverfahren zusammengefasst.

Tabelle 6: Zusammenfassung der Vor- und Nachteile des Membranbelebungsverfahrens

Vorteile	Nachteile
hervorragende Ablaufqualität	höherer Energiebedarf
weitergehende Elimination von schwer abbaubaren organischen Substanzen ist möglich	höhere Betriebskosten
	Einsetzen von Chemikalien zur Membranreinigung ist erforderlich
platzsparendes Kompaktdesign, für schnelle Lösungen geeignet	intensive Vorklärung des Abwassers ist erforderlich
keimfreier Ablauf: Wiederverwendung des Abwassers ist möglich	technisch aufwendig (Wartung und Instandhaltung)

2.3 Einfluss verschiedener Betriebsparameter auf die Leistung der Membranfiltration

Die Beziehung zwischen den verschiedenen Betriebsparametern, die zusammenhängend die Leistung der MBR-Filtration beeinflussen, ist komplex. In diesem Kapitel wird der Einfluss verschiedener Betriebsparameter auf die Leistung der Membranfiltration des MBR-Verfahrens einzeln diskutiert und betrachtet. Diese Betriebsgrößen sind miteinander verbunden und beeinflussen sich gegenseitig.

- Temperatur (T)
- Schlammalter (t_{TS})
- Schlammbelastung (B_{TS})
- TS-Gehalt (TS)

2.3.1 Temperatur (T)

Die Temperatur ist eine sehr wichtige Kerngröße zur Bemessung der biologischen Stufe, der Filtrationsstufe und des Belüftungssystems. Besonders wichtig im MBR-Verfahren ist der Einfluss der Temperatur auf Bakterieneigenschaften und deren Population, die die Fouling-Neigung der Membran bestimmen. Die hydraulische Leistung der Membran ist ebenfalls temperaturabhängig. Deshalb kann der Einfluss der Temperatur auf zwei verschiedenen Ebenen betrachtet werden:

- Biologie
- Membranfiltration

Biologie:

Bei niedrigen Temperaturen sinkt die biologische Aktivität der Bakterien stark, die einen entscheidenden Einfluss auf die Geschwindigkeit der biologischen Abbauvorgänge hat. Es wurde bei der Untersuchung im Pilotmaßstab festgestellt, dass bei niedrigen Temperaturen die Konzentration der EPS- und SMP-Verbindungen und vor allem der Polysaccharide steigt (vgl. Bild 10) (MA ET AL., 2013). Als Folge wird der Fouling-Effekt verstärkt. Der Grund dafür, so die Autoren, liegt an Veränderungen in der mikrobiologischen Population und den Stressbedingungen der Mikroorganismen.

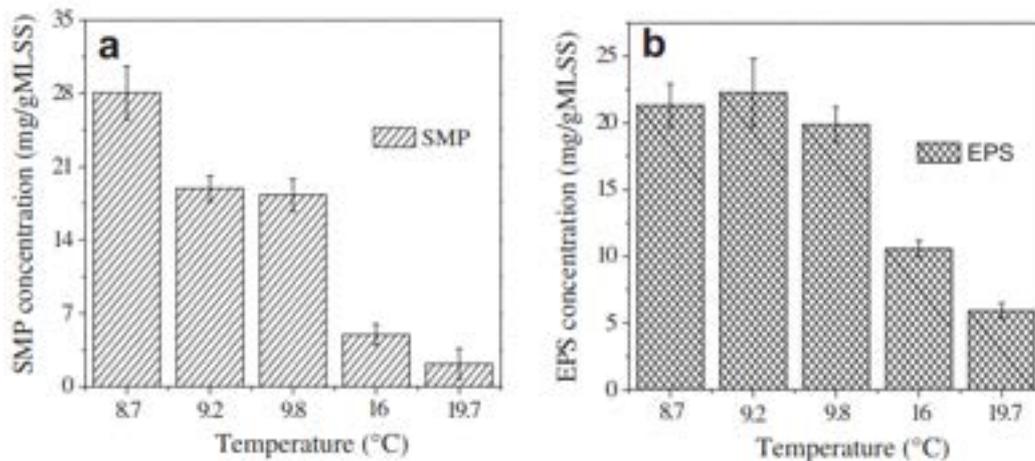


Bild 10: Konzentration der EPS- und SMP-Verbindungen bezogen auf MLSS als Funktion der Temperatur (MA ET AL., 2013)

In einem Untersuchungspapier von (ZHANG ET AL., 2014) wurde eine MBR-Anlage im Labormaßstab mit Reaktorvolumina von 7,2 L in verschiedenen Temperaturen getestet, um den Einfluss der niedrigen Temperatur auf Membranleistung und Schlammeigenschaften festzustellen. Die Studie zeigt, dass sich die notwendige Reinigungsfrequenz der Membranen beim Senken der Temperatur von 22°C auf 13°C verdoppelte (vgl. Bild 11). Dies ist auf die Änderung der Schlammeigenschaften zurückzuführen, die mit dem ansteigenden Parameter Schlammvolumenindex (SVI) charakterisiert wurden.

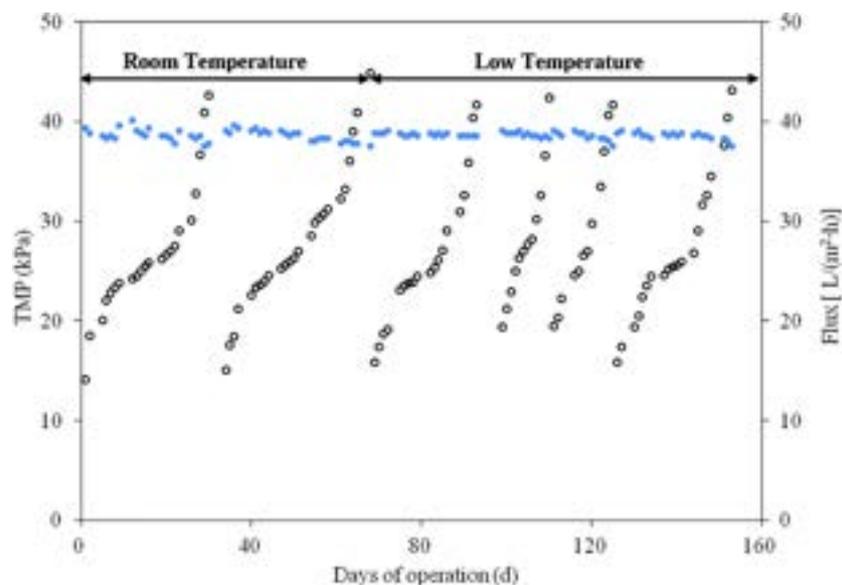


Bild 11: Transmembrandruck (o) und Flux (o) in Raum- und Niedrigtemperaturen (ZHANG ET AL., 2014)

Membranfiltration:

Allgemein wird die hydraulische Leistung der Membran im Winterbetrieb vermindert, dafür sind der verstärkte Fouling-Effekt sowie die Viskosität des Schlamm-Abwasser-Gemisches verantwortlich. Die Viskosität einer Flüssigkeit ist temperaturabhängig. Sie nimmt mit steigender Temperatur ab, sodass höhere Permeatflüsse gleicher Membran bei höheren Temperaturen erzielt werden können (vgl. Bild 12).

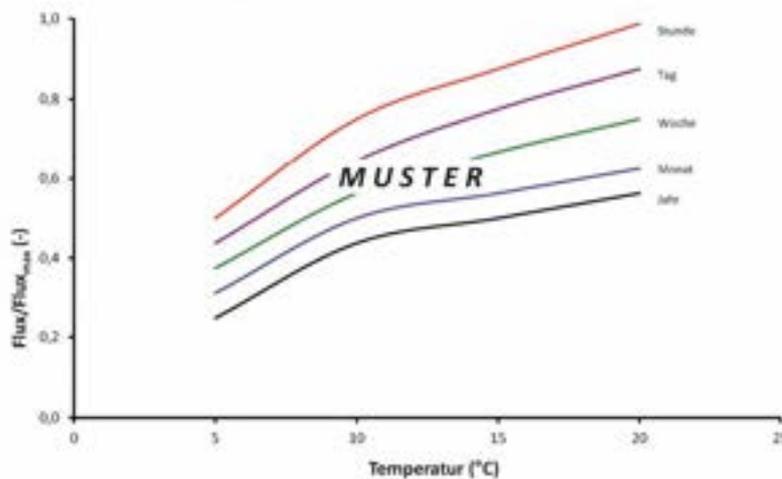


Bild 12: Beispielhafte Angaben relativer Fluxleistungen in Abhängigkeit von der Temperatur (DWA-M 227, 2014)

2.3.2 Schlammalter (t_{TS})

Unter dem Begriff Schlammalter versteht man das Verhältnis der im Belebungsbecken (BB) vorhandenen Biomasse (TS-Gehalt) zur täglich im Überschussschlamm abgezogenen Biomasse. Er gibt an, wie lange der Schlamm theoretisch im System bleibt und wird in der Gleichung 2.5 in Tagen (d) ausgedrückt:

$$t_{TS} = \frac{\text{Volumen}_{BB} \times \text{TS-Gehalt}_{BB}}{(\text{Volumen}_{\ddot{U}S} \times \text{TS-Gehalt}_{\ddot{U}S}) + (\text{Volumen}_{Ablauf} \times \text{TS-Gehalt}_{Ablauf})} \quad [d] \quad (2.5)$$

Das Schlammalter hat einen signifikanten Einfluss auf die Fouling-Neigung im MBR-Verfahren. In einer Studie von (MASSÉ ET AL., 2006) wurde festgestellt, dass sich die Absetzbarkeit des Belebungsschlammes bei hohem Schlammalter (110d) verschlechtert, während sich die Anzahl der in der Schlammflockung gebundenen EPS-Verbindungen verringert. Nach (MELIN ET AL., 2007) wirkt sich das hohe Schlammalter positiv auf die Fouling-Neigung aus, was auf die sinkende Konzentration von EPS-Verbindungen (gebundenen und gelösten) zurückzuführen ist. Eine genaue Betrachtung wurde von

(JINSONG ET AL., 2007) durchgeführt. Eine MBR-Anlage im Labormaßstab wurde einmal bei einem Schlammalter von 10d und einmal bei einem Schlammalter von 30d betrieben. Es wurde der Einfluss des Schlammalters auf die Schlammeigenschaften und das Membranfouling untersucht. Die Studie zeigt, dass die an Flocken gebundenen EPS-Verbindungen bei beiden Schlammaltern konstant geblieben sind, während die Konzentration von Polysacchariden (gelöste EPS bzw. SMP) beim Schlammalter von 10d um 100% höher ausfiel als bei 30d.

Nach (WETT, 2005) kann auch bei sehr hohem Schlammalter mehr Huminsäure gebildet werden, die eine negative Wirkung hinsichtlich des Membranfouling ausüben kann. Andererseits führt das hohe Schlammalter zu einem zunehmenden Trockensubstanzgehalt (TS), der ebenfalls eine negative Wirkung auf die Membranleistung sowie auf den Belüftungskoeffizienten hat (vgl. Kapitel 2.3.4).

2.3.3 Schlammbelastung (B_{TS})

Die Schlammbelastung ist ein Maß für die Ernährungslage des Belebtschlamms. Sie ergibt sich nach der folgenden Gleichung 2.6 und wird als Kg CSB oder BSB₅ pro Kg Belebtschlamm und Tag ausgedrückt.

$$B_{TS} = \frac{\text{CSB-Fracht im Zulauf der Biologie}}{\text{Volumen}_{BB} \times \text{TS-Gehalt}_{BB}} \quad [\text{Kg CSB/Kg TS} \cdot \text{d}^{-1}] \quad (2.6)$$

Eine Verringerung der Schlammbelastung hat eine positive Wirkung auf die Fouling-Neigung. Sie erklärt sich nach (MELIN ET AL., 2007) durch den weitergehenden Abbau der organischen Wasserinhaltsstoffe. In einer Studie von (KIMURA ET AL., 2005) wurde eine MBR-Pilotanlage mit unterschiedlichen Betriebsparametern getestet, um das Verständnis des Fouling-Mechanismus zu erweitern. Es wurde ein Zusammenhang zwischen der Substrat-Mikroorganismen-Rate (F/M) und der Fouling-Neigung festgestellt. Anhand der Analyse der Fouling-Substanzen wurde beobachtet, dass die Zusammensetzung dieser Substanzen vom F/M-Parameter abhängig ist und eine zunehmende F/M-Rate zu einem hohen Porteingehalt führt. Daher ist eine geringe Schlammbelastung günstiger für die Verminderung des Membran-Fouling und eine langsame Entwicklung des Filtrationswiderstands.

2.3.4 Trockensubstanzgehalt (TS)

Der übrigbleibende Rest nach der völligen Austrocknung des Schlammes wird Trockensubstanzgehalt genannt. Er ist ein Maß für die darin enthaltene aktive Biomasse und wird in (g/L) bzw. in Kg/m^3 ausgedrückt.

Grundsätzlich gibt es einen Zusammenhang zwischen dem TS-Gehalt, dem Schlammalter und der Schlammbelastung. Mit steigendem Schlammalter nimmt somit der TS-Gehalt zu. Demgegenüber sinkt die Schlammbelastung bei zunehmendem TS-Gehalt. Prinzipiell kann man diese drei Betriebsparameter nicht voneinander trennen und festlegen.

Nach (WETT, 2005) hat eine Erhöhung des TS-Gehalts positiven Einfluss auf das Membranfouling. Dies wurde so erklärt, dass eine dicke Deckschicht der Membran mehr Schutz vor den Fouling-Substanzen bietet. In einer Studie von (ROSENBERGER ET AL., 2005) und nach langfristiger Beobachtung wurde festgestellt, dass eine Änderung des TS-Gehalts im Bereich zwischen 8 g/L und 12 g/L keinen signifikanten Einfluss auf das Membran-Fouling hat, während sich eine Steigerung des TS-Gehalts von unterhalb 6 g/L positiv und über 15 g/L negativ auswirkt. Eine endgültige Aussage über den Einfluss des TS-Gehalts auf die Fouling-Neigung steht aber noch aus.

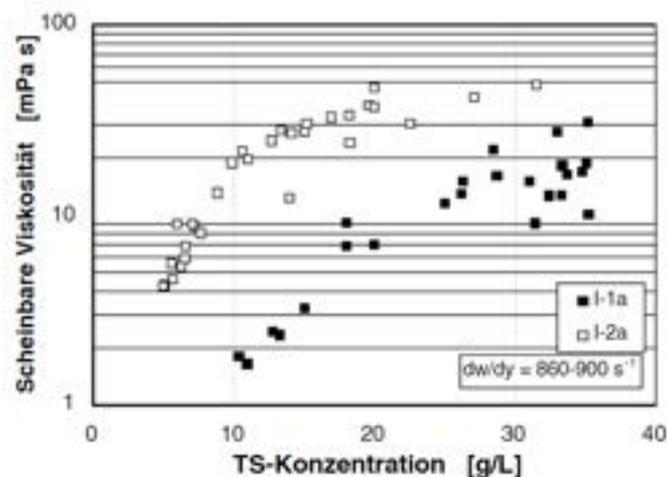


Bild 13: Vergleich verschiedener Viskositäten in einem MBR mit externem Modul (I-1) und getauchtem Modul (I-2) (ROSENBERGER ET AL., 2002)

Abgesehen vom Membranfouling hat der TS-Gehalt Einfluss auf die hydraulische Leistung der Membran. Mit steigendem TS-Gehalt nimmt die Viskosität des Schlamm-Wasser-Gemisches zu (vgl. Bild 13). Sie führt zum Rückgang der Membranpermeabilität (ROSENBERGER ET AL., 2002). Andererseits hat die hohe Viskosität bzw. der hohe TS-Gehalt

einen negativen Einfluss auf die Sauerstoffversorgung der biologischen Stufe, und zwar auf den Grenzflächenfaktor (α -Wert), der mit steigendem TS-Gehalt abnimmt (PINNEKAMP ET AL., 2006). Ein weiterer wesentlicher Nachteil des hohen TS-Gehalts ist der zunehmende Sauerstoffverbrauch durch die endogene Atmung der Bakterien. Daher werden die großtechnischen MBR-Anlagen nicht mehr mit einem hohen TS-Gehalt betrieben. Ein wirtschaftlicher Betrieb von MBR-KA könnte bei einem TS-Gehalt zwischen 8 und 12 g/L erzielt werden.

2.4 Optimierung des MBR-Verfahrens

Das Membranfouling und der hohe Energieverbrauch stellen zusammen die größte Herausforderung des MBR-Verfahrens dar, das in vielen Fällen trotz hervorragender Ablaufqualität als Hindernis für eine Substitution des konventionellen Belebungsverfahrens in der kommunalen Abwasserreinigung gesehen wird. Aktuelle Forschungen und Versuche zur Weiterentwicklung des Verfahrens sind auf zwei Richtungen konzentriert:

- Optimierung bzw. Verringerung des Energieverbrauchs
- Verminderung des Membranfouling und dadurch bedingter erhöhter Betriebskosten

In diesem Kapitel werden verschiedene Optimierungsmöglichkeiten des MBR-Verfahrens erläutert und diskutiert und durch ein Fallbeispiel ergänzt.

2.4.1 Optimierung der Cross-Flow-Belüftung

Der Energiebedarf der Membranbelüftung macht über 50% des gesamten Energieverbrauchs einer MBR-Kläranlage aus. Daher liegt ein großes Einsparpotenzial in der Optimierung der Cross-Flow-Belüftung. Neue Belüftungskonzepte wie Doppeldicker, Aircycling und ECO-Aeration Cycle wurden in den letzten Jahren zur Membranbelüftung entwickelt und in der Praxis umgesetzt.

Das Belüftungskonzept Doppeldicker wurde für Plattenmodule entwickelt. Dabei beaufschlägt der Lufteintrag zwei übereinander angeordnete Membranmodule, wodurch sich der Belüftungsbedarf der Module halbiert. Aircycling (10/10) wurde für Hohlfasermodule entwickelt: Der Luftstrom beaufschlägt abwechselnd durch eine Klappe nur die Hälfte eines Membranmoduls, dann die andere Hälfte für jeweils zehn Sekunden, wodurch die Hälfte des Energiebedarfs eingespart wird. Eine weiterentwickelte Belüftungsstrategie von Aircycling

stellt die Methode ECO-Aeration Cycle (10/30) dar. Dabei werden zwei Hohlfasermodule von einem Gebläse wechselweise belüftet. Hier wird jede Modulhälfte für zehn Sekunden belüftet und dann für 30 Sekunden nicht, was eine weitere Energieeinsparung ermöglicht. Bei diesen Belüftungsstrategien muss aber jeweils die Herstellerangabe für die erforderliche Luftmenge zur Membranbelüftung berücksichtigt werden (PÖRY, 2009).

2.4.2 Verminderung des Membranfouling

Eine Verminderung des Fouling-Effekts könnte beispielweise durch die Optimierung der Parameter Schlammalter, Schlammbelastung und Trockensubstanzgehalt mithilfe der MSR-Technik zur Regelung bzw. Steuerung des TS-Gehalts und der ÜSS-Abgabe erzielt werden. Außerdem beschäftigten sich mehrere Studien mit dem Thema Membranfouling. Es wurden verschiedene Methoden im Labormaßstab untersucht bzw. getestet, um die Konzentrationen von Fouling-Substanzen bzw. deren Entstehung zu vermindern, wie z.B. der Einsatz von Aktivkohle zur Adsorption der EBS-Verbindungen, Dosierung von Chemikalien (z.B. Metallsalze, synthetische Polymere) und unterminierendem DC-Strom.

In einer Studie von (BOONYUNGYUEN ET AL., 2014) wurde der Einfluss von der Aktivkohledosierung auf das MBR-Verfahren untersucht. Dafür wurden zwei MBR-Anlagen im Labormaßstab gebaut, eine wurde mit Dosierung von Aktivkohle (715 mg/L) betrieben, die andere zum Vergleich der Ergebnisse ohne Aktivkohledosierung mit den gleichen Betriebsparametern betrieben. Es wurde ein Textilabwasser für den Zulauf verwendet. Der Einsatz der Aktivkohle hatte der Studie gemäß zwei Einflüsse hinsichtlich des Membranfouling: die Reduktion der Deckschicht durch den Abreibungseffekt sowie die Absorption von Fouling-Substanzen, was gegenüber der Vergleichsanlage ohne Aktivkohle zu einer zweifach höheren Reduktion des Transmembrandrucks und zu irreversiblen Fouling führte. Durch den Einsatz der Aktivkohle verminderte sich die Konzentration der gelösten EBP-Verbindungen um 9,12%, die Ablaufqualität war besser.

Das SMEBR-Verfahren (**S**ubmerged **M**embrane **E**lectro-**B**ioreactor) wurde an der Concordia University im kanadischen Montreal entwickelt. Dieses Verfahren ist zur Verbesserung der Ablaufqualität und zur Verminderung des Membranfouling vorgesehen (BANI-MELHEM ET AL., 2011). Das Prinzip des Verfahrens ist der Einsatz intermittierenden DC-Stroms durch getauchte Elektroden rund um die Membranmodule (vgl. Bild 14), was einen positiven Einfluss auf das Zeta-Potential hat. Das Zeta-Potential stellt sich als wichtiger Indikator für

die Flockungsstabilität in einer Lösung und als wichtiger Parameter für die Fouling-Neigung dar.

(BANI-MELHEM ET AL., 2011) haben das neu entwickelte Verfahren untersucht, dafür wurde eine Labor-SMEBR-Anlage mit Volumina von 13,4 L gebaut und mit einer zylindrischen Eisengitteranode für die Energieversorgung mit konstanter Spannung von 1 V/cm (15 min An – 45 min Aus) betrieben. Im Experiment wurde ein synthetisches Abwasser verwendet. Zum Vergleich der Ergebnisse wurde die Anlage 26 Tage ohne Stromversorgung und 27 Tage mit Stromversorgung betrieben. Durch die Stromversorgung konnte eine Verbesserung der Membranpermeabilität um 16,3% erzielt werden (vgl. Bild 15). Eine Verbesserung der Ablaufqualität hinsichtlich CSB und Orthophosphat wurde ebenfalls beobachtet, während der Nitrifikationsprozess leicht zurückging. Dies ist auf den Einfluss des DC-Stroms auf empfindliche Nitrifikanten-Bakterien zurückzuführen.

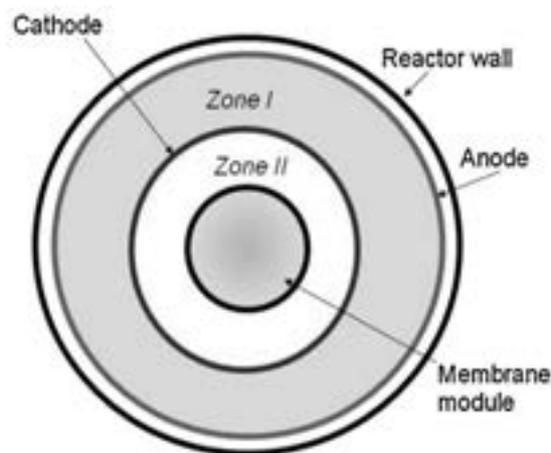


Bild 14: SMEBR-Verfahren (BANI-MELHEM ET AL., 2011)

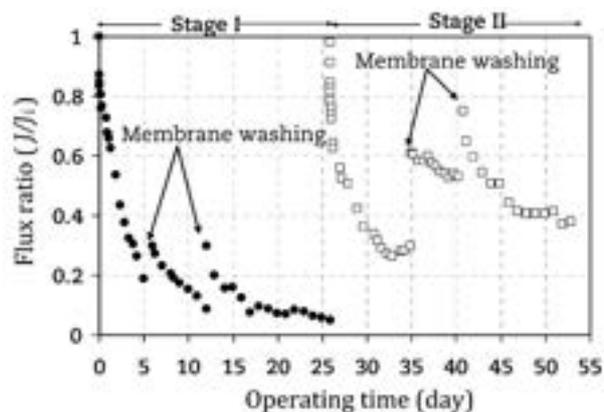


Bild 15: Vergleich der Leistung von SMEBR ohne und mit DC-Strom (BANI-MELHEM ET AL., 2011)

2.4.3 MSR-Technik zur Optimierung des MBR-Verfahrens

Da Kläranlagen komplexe Systeme sind – aber auch wegen strenger werdender Überwachungswerte und der Suche nach Einsparpotenzial bei den Betriebskosten – steigt der Einsatz von Mess-, Steuer- und Regelungstechnik (MSR-Technik) auf diesem Sektor. MSR-Technik dient der Betriebsstabilität, der Optimierung der Reinigungsleistung, der Verringerung von Betriebskosten und der sicheren Einhaltung der Überwachungswerte.

Bei der Bemessung der biologischen Stufe einer MBR-Kläranlage lässt sich prinzipiell die Anwendung allgemein anerkannter Berechnungsmethoden der Belebungsstufe wie z.B. DWA-A131 2015 einsetzen. Übliche Verfahren zur CSB-Elimination, Nitrifikation, Denitrifikation und biologischen/chemischen Phosphorelimination sind mit MBR-Verfahren ohne Einschränkung kombinierbar (DWA-M 227, 2014). So ist die Anwendung der etablierten MSR-Technik des konventionellen Belebungsverfahrens für MBR-Verfahren zur Betriebsoptimierung realisierbar.

Grundlage der MSR-Technik:

Grundsätzlich ist die Messung der erste Bestandteil zur Automatisierung der Kläranlagen. Prozessdaten wie Sauerstoff, Ammonium, Phosphatverbindung, Nitrat, PH-Wert, TS-Gehalt, Füllstand, Druck und Temperatur etc. werden durch Online-Sonden erfasst und ermittelt. Diese Parameter können je nach Art, Verfahrenstechnik, Reinigungsziel und Größe der Kläranlage variieren und dienen als Eingangsgrößen der Steuerungs- und Regelungstechnik.

Steuerung wird nach (DWA-A 268, 2016) folgendermaßen definiert: „*Steuerung ist ein Vorgang, bei dem eine Stellgröße in gesetzmäßiger Weise eine Ausgangsgröße beeinflusst, ohne dass eine Rückkopplung an die Stellgröße möglich ist (offene Wirkungskette).*“ (vgl. Bild 16)

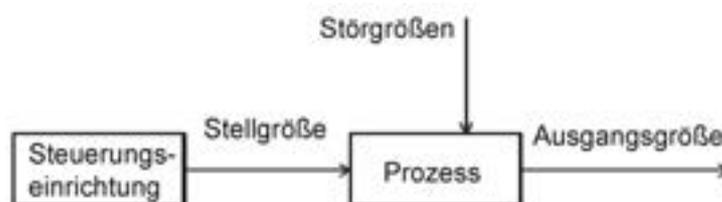


Bild 16: Blockschaltbild einer Steuerung (DWA-A 268, 2016)

Daneben ist die Regelung nach (DWA-A 268, 2016) „*ein Vorgang, bei dem eine physikalische Größe, die Regelgröße, fortlaufend erfasst und durch Vergleich mit einer*

anderen Größe, der Führungs- oder Sollgröße, im Sinne einer Angleichung an diese beeinflusst wird.“ (vgl. Bild 17)

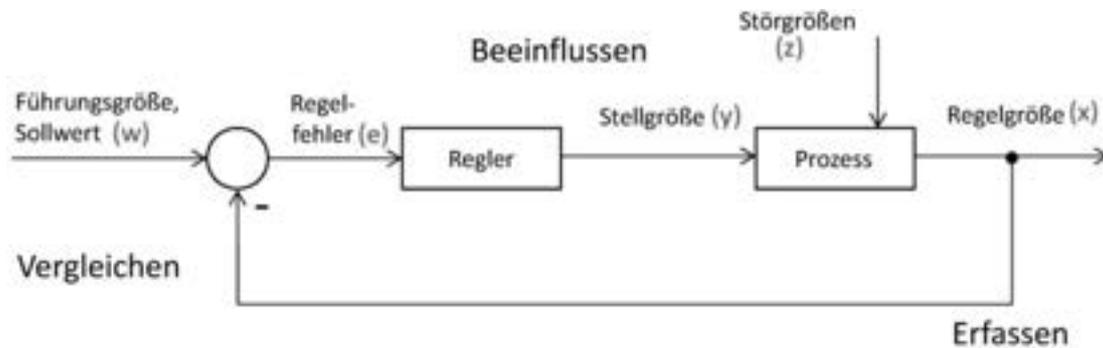


Bild 17: Blockschaltbild einer Regelung nach (DWA-A 268, 2016) mit eigener Anpassung

Der Unterschied liegt darin, dass bei der Steuerung nur die bekannte messbare Systemstörung (Störgröße) behoben werden kann, beispielsweise die zeitliche Steuerung des Räumers. Auf Änderung unbekannter Parameter oder Prozesse kann die Steuerung nicht reagieren. Der Vorteil der Steuerung ist aber die schnelle Reaktion auf bekannte Störungen. Die Regelung andererseits kann dank des Rückführprinzips auch auf unbekannte Einflüsse, Parameterschwankungen und nichtlineare Effekte (Störgrößen [z]) (vgl. Bild 17) wie zum Beispiel Zulaufschwankungen reagieren und anhand des gerechneten Regelfehlers (e) die Stellgröße (y) kontinuierlich anpassen, wie in der folgenden Gleichung 2.7 beschrieben:

$$e = w - x \quad (2.7)$$

Die Regler können anhand des Stellsignals in zwei Typen unterschieden werden: stetiger Regler und unstetiger Regler. Zu den unstetigen Reglern zählen Zweipunkt-, Dreipunkt- und Mehrpunktregler (SAMSON AG, 2012). Dabei springt die Stellgröße zwischen diskreten Werten, je nachdem, wie viele verschiedene Zustände die Stellgröße einnehmen kann. Diese Regler werden auch als schaltende Regler bezeichnet und beispielsweise zum Ein- oder Ausschalten der Belüftung bei Erreichen eines Ammonium-Sollwerts im Belebungsbecken verwendet. Zu den stetigen Reglern zählen P-, I-, PD-, PI- und PID-Regler. Bei ihnen kann die Stellgröße jeden beliebigen Wert innerhalb eines Stellbereichs annehmen. Das Übertragungsverhalten stetiger Regelglieder weist zumeist proportionales (P-), integrales (I-) oder differenziales (D-)Verhalten auf oder setzt sich aus der Summe dieser Einzelelemente zusammen (SAMSON AG, 2012).

Proportionale, integrale und differenzielle Regler (PID) sind in prozesstechnischen Anwendungen sehr verbreitet und in der Praxis bewährt. Der zeitliche Verlauf der Stellgröße ergibt sich nach der folgenden Gleichung 2.8 (SAMSON AG, 2012):

$$y = K_P \cdot e + K_I \int e \cdot dt + K_D \frac{de}{dt} \quad \text{mit: } K_I = \frac{K_P}{T_i} ; K_D = K_P \cdot T_d \quad (2.8)$$

mit:

y : Stellgröße	K_P : proportionaler Faktor (P-)
e : Fehler der Regelgröße	K_I : integraler Faktor (I-)
K_D : differenzieller Faktor (D-)	T_i : Nachstellzeit
T_D : Vorhaltzeit	

Wie in der Gleichung 2.8 zu sehen ist, besteht die Stellgröße (y) aus drei Anteilen: dem proportionalen Anteil (P-), dem integralen Anteil (I-) und dem differenziellen Anteil (D-). Der P-Anteil reagiert sofort auf jede Regeldifferenz (e), während der I-Anteil erst mit der Zeit zur Wirkung kommt. Dabei steht (T_i) für die Zeit, die vergeht, bis der I-Anteil dieselbe Stellamplitude erzeugt. Der D-Anteil sorgt dafür, dass die Regelgröße (y) früher den Sollwert (w) erreicht und schneller einschwingt. Daraus ist zu entnehmen, dass die P- und D-Anteile sofort wirken, während der I-Anteil sich erst langsam aufbaut (SAMSON AG, 2012). Die Reglerparameter Verstärkungsfaktor K_P , Nachstellzeit T_i und Vorhaltzeit T_D sind unabhängig voneinander einstellbar und werden als Einstellwerte des Reglers bezeichnet. Mit geeigneter Wahl der Einstellwerte könnte der Regler an eine Regelstrecke angepasst werden (DWA-A 268, 2016).

2.4.4 Sauerstoffregelung

Die Sauerstoffversorgung der Belebungsstufe kommt als Hauptenergieverbraucher hinter der Membranbelüftung bei den MBR-KA an zweiter Stelle und ist der Hauptenergieverbraucher bei den konventionellen Kläranlagen. Verschiedene Belüftungskonzepte wurden mithilfe der MSR-Technik zur Optimierung der Sauerstoffversorgung entwickelt. Ziel ist es dabei, die Sauerstoffversorgung so weit wie möglich zu reduzieren und eine Überbelüftung aus energetischer wie auch betrieblicher Perspektive (Hemmung der Denitrifikation) zu vermeiden.

Als ein üblicher Vorgang zur Regelung der Sauerstoffversorgung im Nitrifikationsbecken stellt sich das Konzept des festen Sauerstoff-Sollwerts dar. Hier wird die Sauerstoffkonzentration im Nitrifikationsbecken als Stellgröße vorgesehen und mit einer Sauerstoff-Sonde kontinuierlich erfasst. Durch einen Regler und einen festen Sauerstoff-Sollwert kann mithilfe eines Durchflussmessers die Menge der strömenden Luft bzw. der Sauerstoffeintrag als Regelgröße genutzt werden, indem beispielweise die Drehzahl des Verdichters (Stellglied) mittels eines Frequenzumrichters (FU) entsprechend geändert wird (vgl. Bild 18).

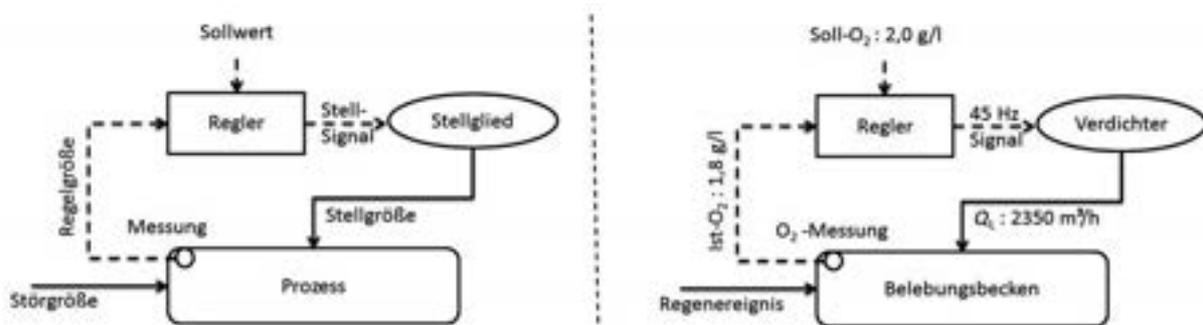


Bild 18: Regelkreis der Sauerstoffzufuhr (DWA-A 268, 2016)

In kommunalen Kläranlagen ist die Sauerstoffkonzentration im Nitrifikationsbecken üblicherweise auf einen festen Wert von 2,0 mg O₂/L geregelt. Im Sommerbetrieb und wegen steigender Umsatzgeschwindigkeit der Nitrifikanten bei zunehmenden Temperaturen kann der Sauerstoff-Sollwert auf 0,8 mg O₂/L reduziert werden, um Energie einzusparen. In diesem Fall ist eine vermehrte Blähschlamm- und Schwimmschlamm-Bildung aufgrund niedriger Sauerstoffkonzentration nicht ausgeschlossen (DWA-A 268, 2016).

Mit diesem Konzept (fester Sauerstoff-Sollwert) kann die vollständige Nitrifikation auch während Spitzenbelastungen gewährleistet werden. Die Nitrifikationsstufe wird auch bei niedriger Ammoniumkonzentration weiter belüftet. Dies führt zu einem unnötigen Energieverbrauch und zur Hemmung der im Nitrifikationsbecken möglichen Denitrifikation.

2.4.5 Ammoniumbasierte Regelung

In diesem Regelungskonzept wird die Belüftung anhand eines spezifischen Bedarfs angepasst. Ziel ist es, die Ammoniumkonzentration am Ende bzw. in der Nitrifikationszone auf einem definierten Soll-Wert zu halten, indem die Belüftung reduziert bzw. erhöht wird.

Bei niedriger Belastung kann beispielweise die Sauerstoffzufuhr für die biologische Stufe auf einen minimalen Wert reduziert oder, falls möglich, komplett ausgeschaltet werden. Vorteil dieses Regelungskonzepts ist es, dass nur das notwendige Ammonium nitrifiziert wird, sodass der Überwachungsgrenzwert nicht überschritten wird. Unterhalb des Ammonium-Set-Points wird die Sauerstoffzufuhr reduziert und, falls ein Vario-Becken vorhanden ist, die Kapazität zur Denitrifikation geschaffen. In dieser Weise ist eine weitere Reduktion der Belüftung möglich. Wenn die Ammoniumkonzentration einen bestimmten Set-Point hingegen überschreitet, wird die Sauerstoffzufuhr erhöht und die Kapazität zu einer weiteren Nitrifikation geschaffen.

Ob die Belüftung reduziert oder ganz ausgeschaltet werden kann, hängt von dem Belüftungssystem und den Ausrüstungen der Kläranlage ab. Zum Beispiel ist bei Keramik-Belüftungselementen ein minimaler Luftdurchfluss notwendig, während Membran-Belüftungselemente problemlos die Ausschaltung der Belüftung umgehen können (RIEGER, 2004). Der Schlamm muss andererseits in der Schwebelage gehalten werden. Entscheidend ist, ob ein Rührwerk dazu vorhanden ist.

Drei Varianten der ammoniumbasierten Regelung werden in den Bildern 19, 20 und 21 vorgestellt. In der ersten Variante (Bild 19) wird die Sauerstoffzufuhr anhand der gemessenen Ammoniumkonzentration entweder ein- oder ausgeschaltet, dafür ist eine Ammonium-Sonde am Ende des Nitrifikationsbeckens (Feed-Back-Konzept) notwendig.

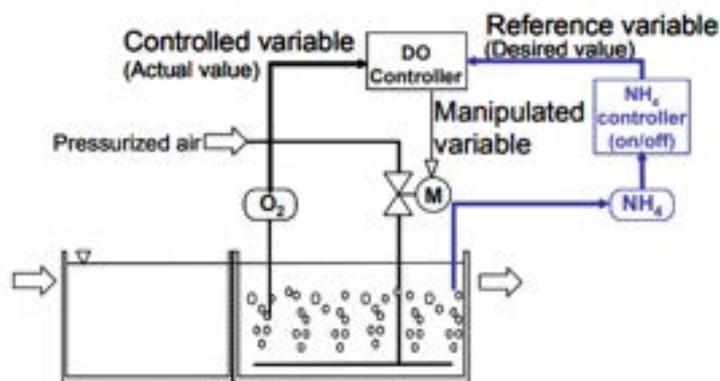


Bild 19: DO Controller + Ammonium-On-Off-Controller (RIEGER, 2004)

In der zweiten Variante (Bild 20) ist der Sauerstoff-Sollwert eine Funktion der gemessenen Ammoniumkonzentration. Eine Reduktion bzw. Erhöhung der Sauerstoffzufuhr ist dabei von der ermittelten Ammoniumkonzentration abhängig.

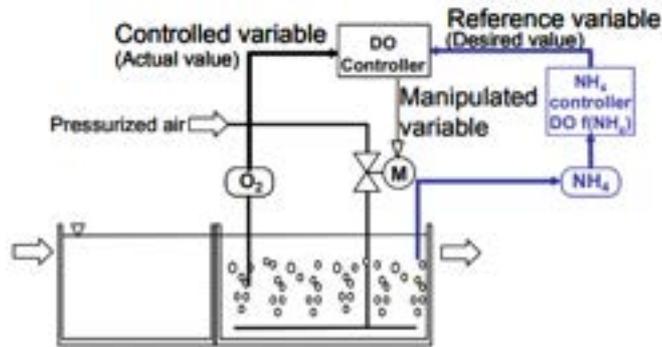


Bild 20: DO-Controller + Ammonium-Controller (RIEGER, 2004)

Da im Feed-Back-Konzept der Ammonium-Sensor am Ende des Beckens angebracht ist, könnte bei einer Spitzenbelastung das Signal der Ammonium-Sonde zu spät erfolgen und der Überwachungswert überschritten werden, besonders bei kleinen Beckenvolumina, höheren Zulaufschwankungen und einer höheren Ansprechzeit der Sonde (> 30 min). Um dieses Problem zu überwinden, kann das Feed-Back-Konzept mit einem Feed-Forward-Konzept kombiniert werden (vgl. Bild 21).

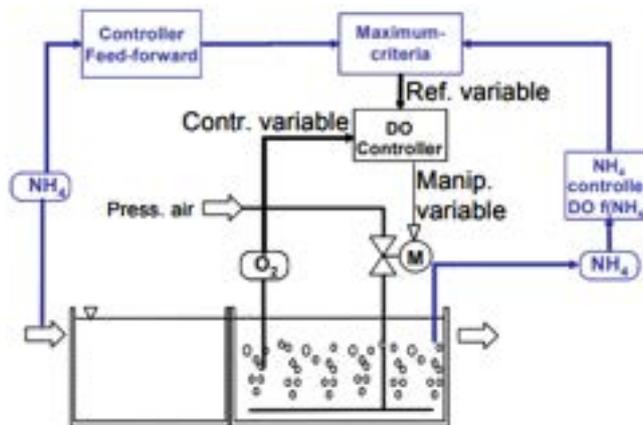


Bild 21: DO Controller + Ammonium Feed-Back- / Feed-Forward-Controller (RIEGER, 2004)

In dieser Variante ist eine zweite Ammonium-Sonde im Zulauf des Beckens notwendig. Der Sauerstoff-Sollwert wird anhand des maximalen Kriteriums bestimmt. Ein Vorteil des Feed-Forward-Konzepts ist die mögliche Anpassung des Drucks in der Luftleitung an die Belastung. Bei niedrigem Sauerstoffbedarf kann dadurch der Druck abgesenkt werden. Diese Anpassung des Drucks wird Gleitregelung genannt. Sie ermöglicht eine weitere Energieeinsparung gegenüber konstanter Druckregelung (DWA-A 268, 2016).

2.4.6 Fallbeispiel: Optimierungsmaßnahme der KA Nordkanal

Ist-Zustand

Die Kläranlage Nordkanal ist auf 80.000 EW mit einer maximalen Kapazität von bis zu 45.000 m³/d ausgelegt. In Tabelle 7 werden die Auslegungsgröße der KA Nordkanal sowie die Ablauf- und Überwachungswerte zusammengefasst.

Tabelle 7: Allgemeine Kenndaten der Kläranlage Nordkanal im Ist-Zustand nach (PÖYRY, 2009), (BREPOLS, 2010); (KREBBER, 2013)

Auslegungswerte					
Einwohnerwerte	80.000		[EW]		
Größenklasse nach AbwV.	4		[-]		
Membranfläche	84480		[m ²]		
Bemessungsfluss (netto)	24 – 32		[L/m ² .h]		
Ablauf- und Überwachungswerte					
	CSB [mg/l]	BSB ₅ [mg/l]	N _{anog.} [mg/l]	NH ₄ -N [mg/l]	P _{ges} [mg/l]
Überwachungswerte	90	20	18	10	2,0
Ablaufwerte	25	-	7	0,3	0,4

Die mechanische Vorreinigung umfasst Feinrechen mit einem Stababstand von 6 mm, zweistraßig belüfteten Sandfang und eine Feinsiebung mit 1,5 mm Maschenweite (PÖYRY, 2009), vgl. Bild 22.

Nach der mechanischen Vorreinigung wird das Abwasser auf vier Belebungsbeckenstraßen mit einem Gesamtvolumen von 9.200 m³ verteilt. Jede Belebungsstraße besteht aus einer vorgeschalteten Denitrifikationszone mit simultaner chemischer Phosphorfällung, einer Variozone und einer Nitrifikationszone, jeweils mit einem Rührwerk ausgerüstet. Die Membranfiltration ist in das Nitrifikationsbecken integriert und besteht aus zwei Membranstraßen, jede mit 24 Membranmodulen pro Nitrifikationsbecken, also insgesamt acht Membranstraßen. Die Membranen der Firma Zenon (Hohlfaser), Typ ZeeWeed 500C, weisen eine Gesamtfläche von 84.480 m² auf. Neben feinblasiger Belüftung für die Sauerstoffversorgung der Nitrifikation befinden sich grobblasige Gebläse unterhalb der Membranmodule zur Deckschichtkontrolle mit Air-Cycling-Verfahren (10/10). Der

Filtrationszyklus dauert ursprünglich 450 Sekunden, davon dienen 50 Sekunden zur Rückspülung der Hohlfasermembran mit einem 1,5-fachen Permeatfluss. Die biologische Stufe ist für einen TS-Gehalt von 12 g/L und ein Schlammalter von 25 d ausgelegt. Der Überschussschlamm wird eingedickt und anschließend gemeinsam mit dem Siebgut in einer Zentrifuge entwässert und abtransportiert.

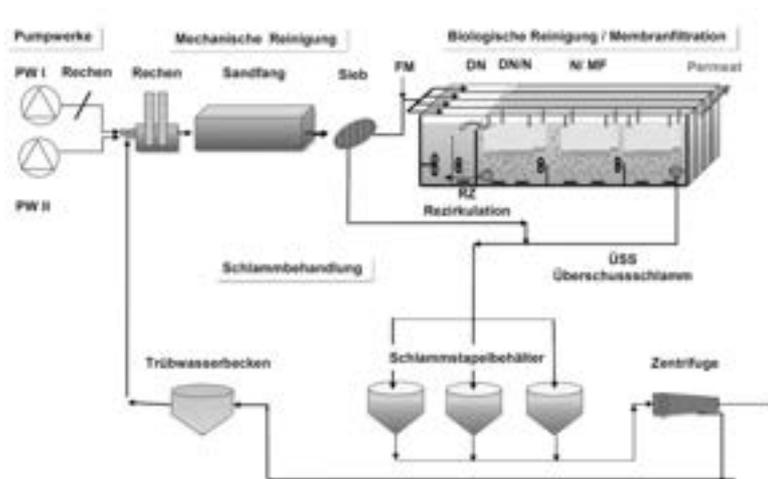


Bild 22: Verfahrensschema der KA-Nordkanal im Ist-Zustand (DRENSLA ET AL., 2015)

Trotz der guten Reinigungsleistung (vgl. Tabelle 7) stellt der Energieverbrauch, der etwa doppelt so hoch gegenüber konventionellen Kläranlagen ausfällt, eine große Herausforderung dar. Die KA wurde aufgrund des hohen Energieverbrauchs als KA mit geringer Energieeffizienz eingestuft. Der spezifische Energieverbrauch lag bei 0,97 KWh/m³ bzw. 65 KWh/E.a. Der Hauptstromverbraucher war die Membranstufe mit ca. 52,5% des Gesamtenergieverbrauchs, gefolgt von der biologischen Reinigung mit 25% (vgl. Bild 23) (BREPOLS, 2010).

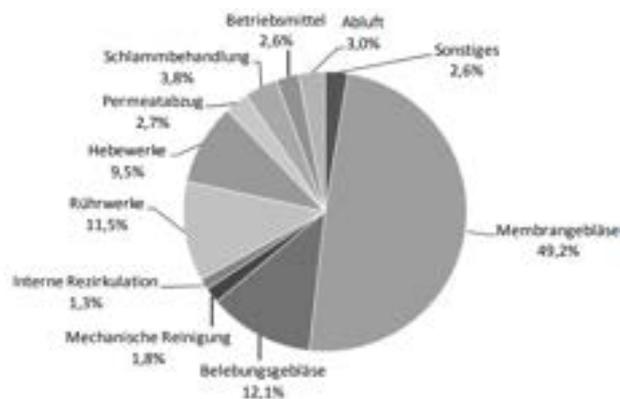


Bild 23: Verteilung des Stromverbrauchs der MBR-Kläranlage Nordkanal 2007 im Ist-Zustand (KREBBER, 2013) nach (PÖYRY, 2009)

Optimierungsmaßnahmen

Der Erftverband beabsichtigte seit der Inbetriebnahme der KA Nordkanal, das MBR-Verfahren verfahrenstechnisch zu verbessern und den erhöhten Energieverbrauch der Membrantechnologie zu reduzieren. Daher wurde ein Arbeitspaket im Rahmen des Förderprogramms des damaligen Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMUN) zur energetischen Optimierung der Kläranlage geplant. Ziel war eine Reduktion des gesamten Energieverbrauchs von ca. 5,5 GWh/a auf 4,4 GWh/a. Die durchgeführten Optimierungsmaßnahmen sind in Tabelle 8 zusammengefasst (DRENSLA ET AL., 2015).

Tabelle 8: durchgeführte Optimierungsmaßnahmen der Kläranlage Nordkanal nach (DRENSLA ET AL., 2015)

Maßnahmen im konventionellen Bereich der Kläranlage	MBR-spezifische Maßnahmen
Austausch des Gebläses für Nitrifikation gegen Gebläse mit erhöhter Energieeffizienz	Betriebsweise der Membranfiltration: Nachrüstung von FU für Cross-Flow-Belüftung
Nachrüstung von Frequenzumrichter für: Tauchmotorrührwerke in der Belebungsstufe Sandfanggebläse	Temperaturabhängiger Fluss der Membranen Erhöhung des Flusses der Membranen auf 30-40 l/m ² .h
Umstellung der N-Belüftungsregelung von Konstant- auf Gleitdruckregelung	Anpassung der Filtrationsdauer Umstellung der Cross-Flow-Belüftung auf Eco-Air-Cycling (10/30)
Optimierung und Steuerung des Schlammanagements	Senkung des TS-Gehalts im BB

Durch die Optimierungsmaßnahmen an den Filtrationsprozessen (Filtrationszeit 900/50, Flux 30-40 l/m².h und Eco-Air-Cycling) wurde mehr Netto-Flux bei gleichen Belüftungszeiten ausgebeutet. Anschließend an die Anpassung des Abwasserverteilers an aktive Filtrationsstraßen konnten die Betriebszeiten der Membranbelüftung insgesamt um ca. 40% reduziert werden. Als Folge des reduzierten Sauerstoffeintrags durch das Membrangebläse stiegen die Betriebszeiten der N-Gebläse, die sich zum Energiehauptverbraucher entwickelten, aber für den Sauerstoffeintrag effektiver (feinblasige Belüftung) sind. Außerdem wurde nach der Umstellung von Konstantdruckregelung auf Gleitdruckregelung

der Druckverlust in der Luftleitung weiter reduziert. Die Belebungsstufe wird nach der Optimierung mit einem TS-Gehalt von 8 g/L statt 12 g/L betrieben, dies erfolgte ohne wesentlichen Einfluss auf die Ablaufqualität bzw. Reinigungsleistung (DRENSLA ET AL., 2015). Neben den in Tabelle 8 aufgelisteten Optimierungsmaßnahmen wurde die Anlage mit einem Vorklärungsbecken, einer anaeroben Schlammbehandlung (Faulungsbehälter) mit Strom- und Wärmeerzeugung aus Biogas sowie einer anaeroben Stickstoffelimination für Schlammwasser und einer Photovoltaikanlage (PV) ausgerüstet (vgl. Bild 24).

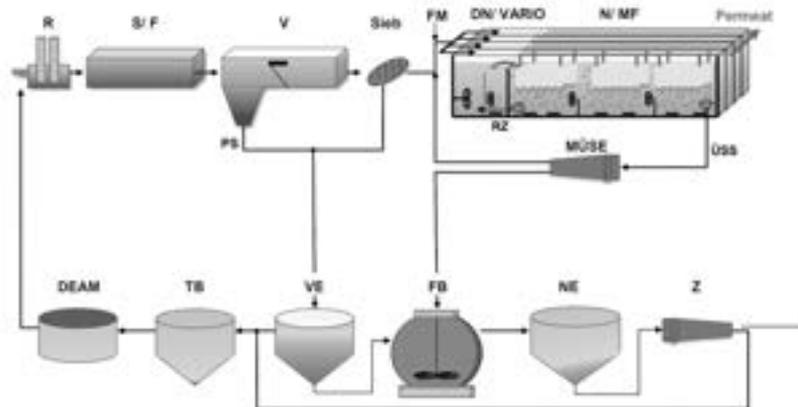


Bild 24: Verfahrensschema der KA Nordkanal nach der Optimierung (DRENSLA ET AL., 2015)

Durch oben genannte Optimierungsmaßnahmen konnte im Bereich Energieverbrauch das ursprünglich gesetzte Ziel weit übertroffen werden: Der Verbrauch wurde um 2,3 GWh/a reduziert (vgl. Tabelle 9 und Bild 25).

Tabelle 9: Energieverbrauch der KA Nordkanal vor und nach der Optimierung nach (DRENSLA ET AL., 2015) und (BREPOLS ET AL., 2020)

Energieverbrauch	vor Optimierung	Zielwerte	nach Optimierung*
[KWh/a]	5.506.00	4.359.930	3.213.998
[KWh/m ³]	1	0,79	0,65
[KWh/E.a]	69	55	40

* ohne Berücksichtigung der PV-Anlage

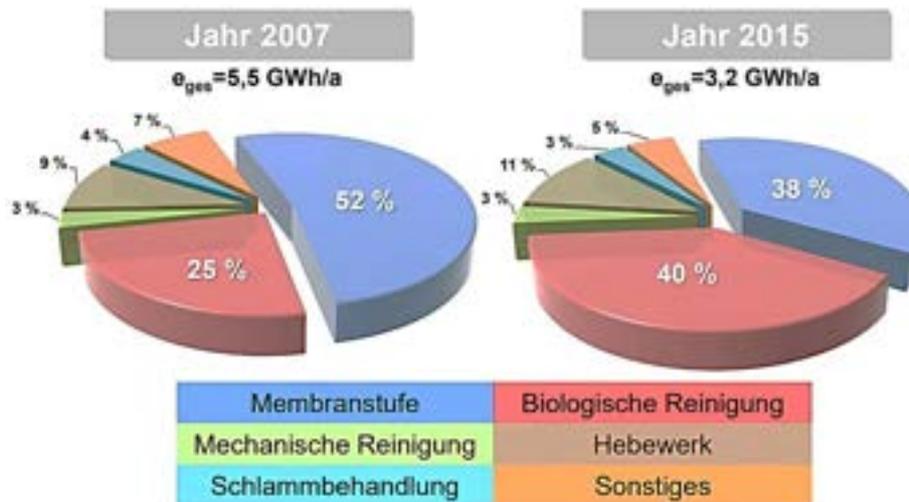


Bild 25: Verteilung des Energieverbrauchs der KA Nordkanal vor und nach der Optimierung (DRENSLA ET AL., 2015)

Es kann also aus energetischer Perspektive nach den Optimierungsmaßnahmen und der Reduktion des spezifischen Energieverbrauchs der KA Nordkanal gesagt werden, dass das MBR-Verfahren gegenüber dem konventionellen Belebungsverfahren konkurrenzfähig ist.

3 Material und Methode

3.1 Bestandteile und Beschreibung der MBR-Pilotanlage

Die Pilotanlage ist eine Membranbelebungsanlage im Kompaktdesign von der Firma Martin Systems GmbH. Sie wurde als 20-Foot-ISO-Container mit Außenmaß von 6×2,4×2,6 m L×B×H in die KA Stahnsdorf geliefert (vgl. Bild 26). Der Zulauf wird mittels einer Tauchpumpe gefördert und fließt erst durch einen Zulaufbehälter und dann in einen Grobstofftank mit Feinsiebung (1 mm) zur Feststoffentnahme als mechanische Vorreinigung. Der Grobstofftank kann nach der Füllung mit Siebgut mittels einer Grobstoffpumpe manuell entleert werden.



Bild 26: Außenansicht der MBR-Pilotanlage

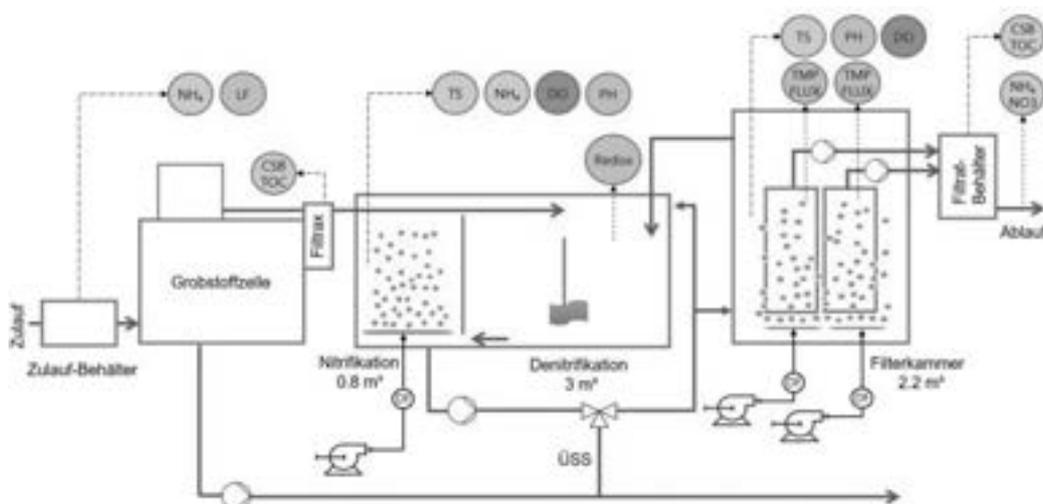


Bild 27: Verfahrensschema der MBR-Pilotanlage

Nach der mechanischen Vorreinigung fließt das Abwasser durch den Filtrax-Behälter ins Belebungsbecken. Das Belebungsbecken mit einem Gesamtvolumen von 3,8 m³ ist durch eine Trennwand in ein vorgeschaltetes Denitrifikationsbecken (3 m³) und ein Nitrifikationsbecken (0,8 m³) aufgeteilt (vgl. Bild 27). Die Belüftung der Nitrifikation erfolgt durch einen Verdichter und drei Membranrohrbelüfter. Nach der biologischen Stufe wird das Abwasser mittels der Rezirkulationspumpe in die Filterkammer abgepumpt. Der Rezirkulationsstrom kann in zwei Richtungen gefördert werden, in Richtung Denitrifikationstank (interne Rezirkulation) und Filterkammer. Die Aufteilung des Stroms kann durch ein Ventil manuell eingestellt werden. Die RZ-Pumpe erfüllt auch einen anderen Zweck: die Überschussschlammabgabe. Durch ein Kugelhahnventil kann die geförderte Strömung aus dem Nitrifikationstank in Richtung Rezirkulation oder in Richtung Schlammabgabe geleitet werden.

Die Filterkammer hat ein Volumen von 2,2 m³ und enthält zwei Membraneinheiten unterschiedlicher Membrantypen, jeweils mit zwei übereinander angeordneten Membranmodulen vom Typ Ultrafiltration. Jedes Modul verfügt über 12,5m² Membranfläche. Insgesamt verfügt die Pilotanlage demnach über 50m² Membranfläche. In Tabelle 10 sind die Membrandaten aufgelistet.

Tabelle 10: Membrandaten der MBR-Pilotanlage

	Membraneinheit 1	Membraneinheit 2
Hersteller	Martin Systems	Martin Systems
Typ	CUBE®PES1	CUBE®PVDF
Bauform	Plattenmodul	Plattenmodul
Membranwerkstoff	Polyethersulfone (PES)	Polyvinylidene Fluoride (PVDF)
Porengröße	35 – 100 nm	30 – 50 nm
Gesamtoberfläche	25 m ²	25 m ²
Permeabilität (klares Wasser)	≥ 285 L/m ² .h.bar	1600 L/m ² .h.bar

Die Cross-Flow-Belüftung erfolgt mittels zweier Gebläse und Membranrohrbelüfter. Das Filtrat wird durch zwei Saugpumpen gefördert und wieder in die KA Stahnsdorf abgeleitet. Die Schlammrückführung vom Membrantank ins Denitrifikationsbecken erfolgt so, dass der Überlauf in der Filterkammer über eine Öffnung ins Denitrifikationsbecken fließt.

Der Füllstand im Belebungsbecken ist zwischen 55% und 65% eingestellt, oberhalb dieses Grenzwerts wird kein Zulauf mehr gefördert, unterhalb des Grenzwerts wird die Filtration gestoppt. Zum Schutz der Membranen vor Austrocknung darf der Füllstand im Membrantank nicht unter 70% fallen, ansonsten wird ein Trockenlauf-Alarm ausgelöst. Somit befinden sich im System dauerhaft ca. 4,4m³ (2,5m³ im BB und 1,9m³ im Filtertank) eines Schlamm-Wasser-Gemischs.

3.2 Labor-Messungen

Die Labor-Messungen wurden im Labor der KA Stahnsdorf durchgeführt. Es wurden Proben aus der MBR-Pilotanlage zum Zweck der Kontrolle von Wasserqualität, Belebungschlamm und Sonden-Kalibrierung für die Laboranalyse gewonnen. Alle physikalischen, chemischen und biologischen Abwasser- und Schlammparameter wurden analog der in Tabelle 11 gelisteten Bestimmungsmethoden ermittelt.

Tabelle 11: eingesetzte Laboruntersuchungsmethoden

Parameter	Abkürzung	Methode
Ammonium-Stickstoff	NH ₄ -N	DIN 38406 E5-1 ^(*)
Nitrat-Stickstoff	NO ₃ -N	DIN 38405 D9-2 ^(*)
Nitrit-Stickstoff	NO ₂ -N	DIN 38405 D10 ^(*)
Gesamt-Stickstoff	N _{ges}	EN ISO 11905-1 ^(*)
chemischer Sauerstoffbedarf	CSB	DIN 38409-H41-H44 ^(*)
Trockensubstanz	TS	DIN 38414-10
Schlammvolumen	SV	DIN 38414-10
Schlammvolumenindex	SVI	DIN 38414-10

* Küvettentest

Die Pilotanlage verfügt über Probenhähne in den jeweiligen Becken (Membran-, Nitrifikations- und Denitrifikationsbecken). Diese wurden zur Messung von TS, SV und NH₄-N genutzt. Am Zulaufbehälter ist ein Probenhahn zur Probenahme angebracht. Dieser wurde jedoch sehr tief eingebaut (nur einige Zentimeter über dem Boden). Da das Abwasser im Zulaufbehälter nicht ideal durchmischt ist und sich partikuläre Wasserinhaltsstoffe am Boden absetzen, wurde dieser Probenhahn ausschließlich für filtrierte Proben genutzt, und zwar für die Ammonium-Messung im Zulauf. Ablaufproben (Filtrat) konnten direkt über zwei Probenhähne für die jeweilige Membraneinheit zur Messung der Ablaufqualität wie CSB,

NO₃-N, NO₂, NH₄-N und N_{ges} entnommen werden. Zur Messung der Parameter CSB, NH₄-N und N_{ges} im Zulauf wurden Proben sowohl direkt aus dem VK-Becken der KA Stahnsdorf, in das die Speisepumpe versetzt wurde, als auch über den Probenhahn an der Zulaufleitung entnommen. Filtrierte CSB-Proben wurden direkt aus den Schläuchen der OPUS-Sonden im Zulauf gewonnen.

3.3 Online-Messungen

Um den Betrieb der Pilotanlage zu optimieren und die neuen Steuerungs- und Regelungskonzepte zu realisieren, wurde die Pilotanlage mit Online-Sonden ausgerüstet. In Tabelle 12 sind diese Sonden mit den Messstellen aufgelistet.

Tabelle 12: Auflistung der eingesetzten Online-Sonden in der MBR-Pilotanlage

Sonde	Hersteller	Messgröße	Messstelle
AISE	Hach Lange	NH ₄ -N	Zulaufbehälter
3798-S sc	Hach Lange	Leitfähigkeit	Zulaufbehälter
OPUS	TriOS	CSB, TOC	Zulauf (filtriert)
1200-S sc	Hach Lange	Redox	Denitrifikationstank
AISE	Hach Lange	NH ₄ -N	Nitrifikationstank
LDO	Hach Lange	DO	Nitrifikationstank
1200-S sc	Hach Lange	PH	Nitrifikationstank
SOLITAX sc	Hach Lange	TS	Nitrifikationstank
LDO	Hach Lange	DO	Membrantank
1200-S sc	Hach Lange	PH	Membrantank
SOLITAX sc	Hach Lange	TS	Membrantank
AN-ISE	Hach Lange	NH ₄ -N, NO ₃ -N	Ablauf
OPUS	TriOS	CSB, TOC	Ablauf

Neben den in Tabelle 12 aufgelisteten Online-Sonden verfügt die Pilotanlage über Druck-, Füllstand-, und Volumenstromsensoren. Die Online-Daten sowie wichtige Betriebsparameter können mittels eines Controllers und eines Touch-Panels in der Pilotanlage angezeigt werden. Sie werden zudem in einem Takt von zwei Minuten ermittelt, in einem Cloud-Speicher aufgezeichnet und sind online als Excel-Datei aufrufbar.

3.4 Betriebsweise und Steuerung der Pilotanlage

Neben dem Anzeigen aller Betriebsparameter bietet das Touch-Panel die Möglichkeit, die Anlage flexibel zu steuern und Betriebsparameter zu ändern.

Der Zulauf wird mittels einer Tauchpumpe gefördert. Die Zulaufmenge bzw. der Volumenstrom lässt sich nicht direkt verstellen. Die Speisepumpe wird anhand des Füllstands des Belebungsbeckens automatisch betätigt, der Zulauf wird nach Bedarf gefördert.

Die Rührwerke im Nitrifikationstank und im Denitrifikationstank können durch Schalter im Schaltschrank ein- und ausgeschaltet oder auf „automatisch“ gesetzt werden. Bei der Wahl von „automatisch“ wird der Rührer im Nitrifikationstank nur dann eingeschaltet, wenn nicht belüftet wird. Die Nitrifikationsbelüftung lässt sich durch das Touch-Panel zeitlich (z.B. 300s an, 300s aus) steuern, der Luftvolumenstrom ist in dieser Weise nicht verstellbar. Allerdings wurden bei der Umrüstung der Pilotanlage ein Frequenzumrichter und ein PID-Regler eingebaut, um neue Regelungskonzepte zu ermöglichen.

Im Membrantank sind die beiden Gebläse immer eingeschaltet. Der Luftvolumenstrom lässt sich bei Änderung der Drehzahl des Verdichters prozentual am Touch-Panel verstellen. Der Filtratvolumenstrom der jeweiligen Membraneinheit kann ebenfalls am Touch-Panel eingestellt werden. Dies erfolgt durch Erhöhung bzw. Reduzierung der Drehzahl der Saugpumpen. Der TMP wird für die jeweilige Membran mit einem Drucksensor in der Filtrat-Seite kontrolliert. Eine Warnung wird beim Erreichen eines Transmembrandrucks von 150 mbar ausgelöst. Nach Angaben des Herstellers ist die chemische Reinigung der Membran beim Erreichen eines Drucks von 300 mbar durchzuführen. Der Filtrationszyklus (720s An, 180s Aus) ist im Programm voreingestellt.

Die Überschussschlammabgabe erfolgt automatisch und kann durch zwei Parameter im Programm gesteuert werden. Der erste Parameter ist der Schlammabgabe-Sollwert und in Kubikmetern einzugeben. Dieser Parameter bestimmt den Takt der Schlammabgabe, also die Größe der Filtratmenge, nach der der Überschussschlamm abgegeben wird. Beim zweiten Parameter ist der Schlammanteil in Prozent einzugeben. Dies bestimmt die Schlammmenge prozentual an der Filtratmenge. Wenn das Programm zum Beispiel auf einen Schlammabgabe-Sollwert von 4m³ und einen Schlammanteil von 1% eingestellt wäre, würden 40 L Überschussschlamm aus dem Nitrifikationstank nach jeweils 4 m³ Filtratmenge abgegeben.

3.5 Versuchsdurchführung

Die Pilotanlage wurde ursprünglich als MBR-Schiffanlage entwickelt. Sie präsentiert sich als leistungsfähige und anschlussfertige Kompaktanlage. Aufgrund des Wartungsmanagements und der Weiterentwicklung hinsichtlich der Ablaufqualität und Betriebsoptimierung wurde die MBR-Anlage umgebaut und mit MSR-Technik ausgerüstet. Anfang Februar 2021 wurde sie in die KA Stahnsdorf verfrachtet und mit ca. 3m³ Belebungschlamm aus dem Belebungsbecken der KA angeimpft und anschließend mit Betriebswasser gefüllt. Die Inbetriebnahme dauerte aufgrund der Bauarbeiten einen Monat.

Die Speisepumpe wurde direkt in den Zulaufbereich der Vorklärung der KA Stahnsdorf versetzt, wo das Abwasser durch den Wirbelstrom des Zulaufs gut durchgemischt ist, d.h. der zu geförderte Zulauf der Pilotanlage ist ein sandfreies Rohabwasser. Aus betrieblichen Gründen, die in den nächsten Kapiteln erläutert werden, wurde die Speisepumpe am 03.06.2021 in die Ablaufrinne der Vorklärung versetzt, sodass die Pilotanlage seitdem mit vorgeklärtem Abwasser betrieben wurde.

Erst Anfang März 2021 wurde die Pilotanlage dann in Betrieb genommen. Während des Versuchs wurden die Betriebsparameter mehrmals geändert bzw. angepasst. In der ersten Phase des Versuchs wurde die Pilotanlage mit folgenden Betriebsparametern betrieben (vgl. Tabelle 13):

Tabelle 13: Start-Betriebsparameter der Pilotanlage

Parameter		Wert
tägliche Zulaufmenge	[m ³ .d ⁻¹]	8,3
Gesamtmembranfläche	[m ²]	50
Netto-Flux	[L/m ² .h]	6,4
Belüftungsintensität SAD	[Nm ³ /m ² .h]	1
Filtrationszyklus (An/Aus)	[s]	720/180
Nitrifikationsbelüftung (An:400s, Aus:200s)	[Nm ³ /m ² .h]	2,33
Rezirkulationsrate (gesamt)	[%]	750
Hydraulische Verweilzeit (HRT)	[h]	12,7

4 Ergebnisse und Diskussion

Das Einsetzen der neuen Steuerungs- und Regelungskonzepte war während des Versuchs schrittweise geplant, sie umfassten die Sauerstoffregelung (fester Soll-Wert), die ammoniumbasierte Sauerstoffregelung, die Regelung der internen Rezirkulationsrate, die Regelung/Steuerung der ÜSS-Abgabe, die automatische Kohlenstoff-Dosierung und die Optimierung der Cross-Flow-Belüftung.

Aufgrund verschiedener Betriebsstörungen und Schwierigkeiten, die in Kapitel 4.5 erläutert werden, verschoben sich die festgelegten Versuchsziele auf einen Zeitpunkt jenseits des für diese Arbeit geltenden Zeitrahmens.

4.1 Überblick über den Ist-Zustand

Die Pilotanlage wurde in der ersten Betriebsphase mit festen Betriebsparametern und semi-flexiblen Steuerungskonzepten wie z.B. einer zeitlich gesteuerten Sauerstoffzufuhr, einer festen Rezirkulationsrate etc. betrieben und ausgewertet. Der Versuch dient dazu, die Pilotanlage vor und nach den Optimierungsmaßnahmen bzw. den neuen Steuerungs- und Regelungskonzepten zu testen und ihre Funktionalität und Performance zu beurteilen.

4.1.1 Trockensubstanzgehalt, Schlammalter und Schlammbelastung

Angestrebt wurde, den TS-Gehalt im Membrantank unterhalb 15 g TS/L und im Nitrifikationstank unterhalb 12 g TS/L zu begrenzen. Eine 24-Stunden-Mischprobe aus dem Zulauf ergab eine durchschnittliche CSB-Konzentration von 1422 mg CSB/L. Der tägliche Zulaufvolumenstrom lag bei 8,3 m³/d. Das ergab eine tägliche CSB-Fracht von 11,8 Kg CSB/d.

Wegen einer Programmstörung wurde erst nach Inbetriebnahme die ÜSS-Abgabe manuell durchgeführt, indem der Überschussschlamm aus dem Belebungsbecken bzw. Membrantank abgepumpt und das Becken wieder mit Rohabwasser gefüllt wurde. Das führte aufgrund der Stressbedingungen für den belebten Schlamm sowohl zu einer vermehrten Schwimmschlamm- und Schaumbildung als auch zur Beeinträchtigung einiger Online-Sonden und Betriebsschwierigkeiten. Das Problem wird in Kapitel 4.5.1 näher erläutert.

Die hohe CSB-Konzentration im Zulauf und der schnell steigende TS-Gehalt im System führten dazu, dass die manuelle ÜSS-Abgabe häufig durchgeführt werden musste. Dabei wurden rund 33% des Belebungsbeckens bzw. des Membrantanks ca. dreimal wöchentlich geleert. Dies entsprach rund 3m³ Überschussschlamm pro Woche (vgl. Bild 28) und ergab, über einen Zweiwochenzeitraum betrachtet, rechnerisch ein Schlammalter t_{TS} von ca. 10d.

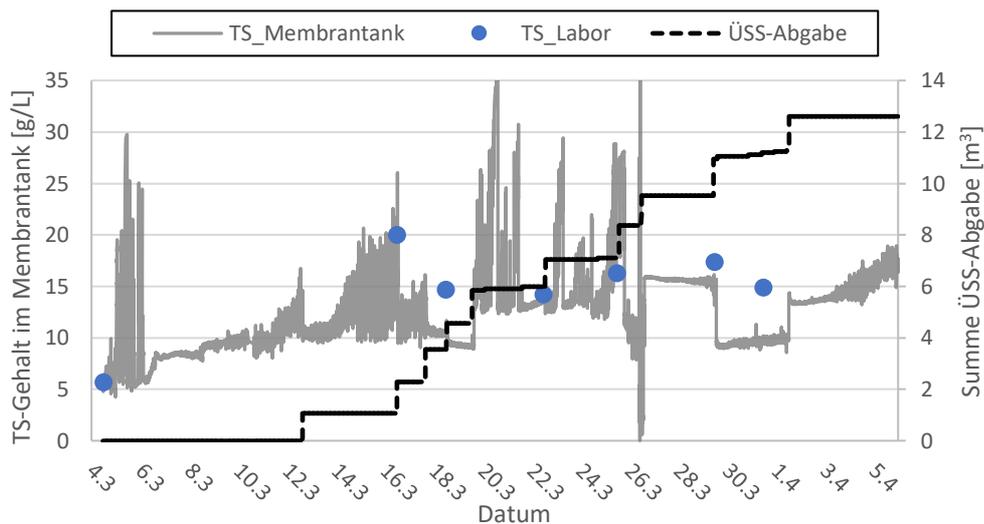


Bild 28: Darstellung des Trockensubstanzgehalts im Membrantank und manuelle ÜSS-Abgabe

Das einzuhaltende Bemessungsschlammalter $t_{TS,Bem}$ für Anlagen mit Nitrifikation und Denitrifikation ergibt sich nach (DWA-A 131, 2015) wie folgt:

$$t_{TS,Bem} = PF \cdot 3,4 \cdot 1,103^{(15-T)} \cdot \frac{1}{1-(V_D/V_{BB})} \quad [d] \quad (4.1)$$

mit:

PF: Prozessfaktor

T : Temperatur in °C

V_D : Denitrifikationsvolumen in m³

V_{BB} : Belebungsbeckenvolumen in m³

Die Temperatur des Schlamm-Wasser-Gemisches im System lag im Monat März durchschnittlich bei 18°C. Es wird ein Prozessfaktor von 1,45 angenommen, da der Zulauf der KA Stahnsdorf (> 100,000 EW) minimale Schwankungen aufweist. Das nutzbare Belebungsbeckenvolumen ist 4,4 m³ groß, davon sind 1,95m³ für die Denitrifikation vorgesehen. Somit ergab sich bei Verwendung der Gleichung (4.1) ein Bemessungsschlammalter $t_{TS,Bem}$ von 6,6. Nitrifikation und Denitrifikation waren demnach

gesichert. Allerdings muss das Schlammalter für einen optimalen Betrieb der MBR-Anlage erhöht werden.

Die Schlammbelastung ist ein wichtiger Parameter sowohl für den Betrieb einer Kläranlage mit erzielter Nitrifikation und Denitrifikation als auch, wegen der Fouling-Neigung, für die Membranfiltration. Die Berechnung der Schlammbelastung auf Basis der langsamen BSB₅-Analyse ist veraltet und aufwendig, während sie auf Basis von CSB-Messungen schnell und sehr genau ist (SÖLTER ET AL., 2020). Bei Anlagen mit einem Faulbehälter sollte die Schlammbelastung zwischen 0,10 und 0,25 Kg CSB/Kg TS.d⁻¹ liegen, unterhalb 0,1 Kg CSB/Kg TS.d⁻¹ beginnt die aerobe Schlammstabilisierung und damit ein unnötig erhöhter Energieverbrauch. Oberhalb von 0,25 Kg CSB/Kg TS.d⁻¹ ist der Schlamm dagegen überbelastet, wodurch die Nitrifikanten gefährdet sind (SÖLTER ET AL., 2020).

Der Belebtschlamm in der Pilotanlage war wegen des niedrigen TS-Gehalts zu Beginn des Versuchs und wegen der hohen CSB-Fracht überbelastet. Direkt nach der Inbetriebnahme lag der TS-Gehalt im Membrantank bei 5,9 g TS/L, im Nitrifikationstank bei 4,5 g TS/L. Dies ergab eine Schlammbelastung von 0,52 Kg CSB/Kg TS.d⁻¹ (vgl. Bild 29). Mit der Steigerung des TS-Gehalts und einer manuellen Überschussschlammabgabe lag die Schlammbelastung zwischen den Grenzwerten 0,1 bis 0,25 Kg CSB/Kg TS.d⁻¹, womit der Nitrifikationsprozess gesichert war. Dies kann allerdings nur bei einem höheren TS-Gehalt erreicht werden. Rechnerisch muss die Pilotanlage mit einem TS-Gehalt über 12 g TS/L im Membrantank betrieben werden, um die Schlammbelastung unterhalb des Grenzwertes 0,25 Kg CSB/Kg TS.d⁻¹ einzuhalten.

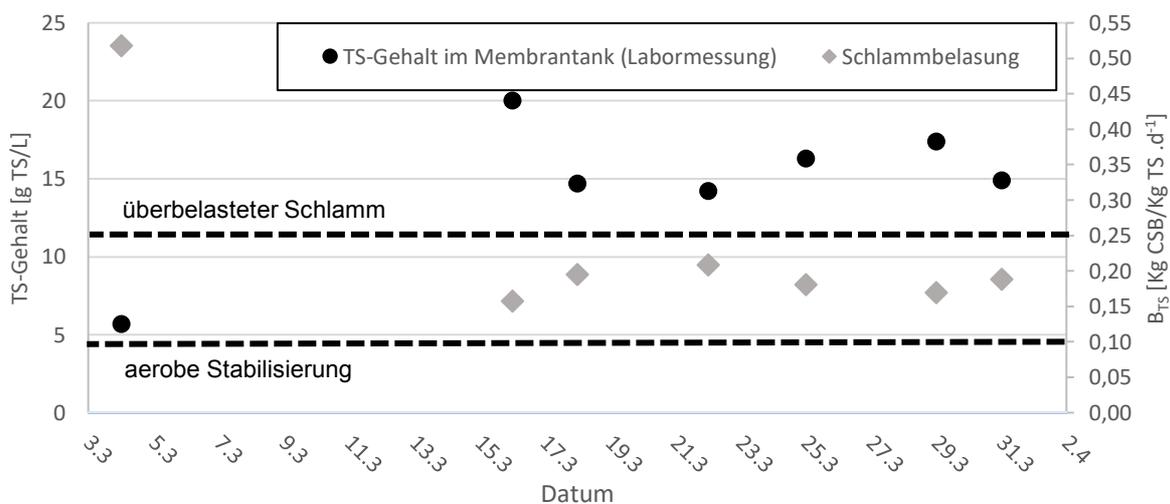


Bild 29: Schlammbelastung anhand des gemessenen TS-Gehalts im Membrantank (Ist-Zustand)

4.1.2 Sauerstoffversorgung

Die Sauerstoffversorgung der Nitrifikationsstufe erfolgt durch einen Verdichter und drei Belüftungselemente (Membranrohrbelüfter). Der Luftvolumenstrom ist konstant und liegt bei $3,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Eine Erhöhung bzw. Reduzierung der Sauerstoffzufuhr erfolgt durch die zeitliche Steuerung des Gebläses. In der belüfteten Phase steigt die Konzentration des gelösten Sauerstoffs schnell und manchmal auf hohe Werte (bis zu $6 \text{ mg O}_2/\text{L}$) an (vgl. Bild 30), während in der unbelüfteten Phase sehr niedrige Konzentrationen (anaerobes Milieu) erreicht werden können.

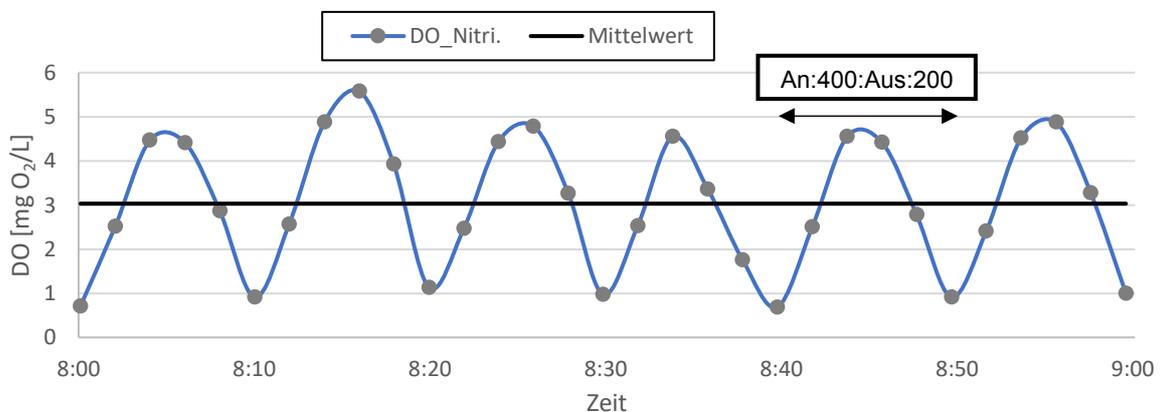


Bild 30: Verlauf der gelösten Sauerstoffkonzentration während mehrerer Belüftungszyklen (An:Aus:400s:200s) im Nitrifikationsbecken

Um die Sauerstoffkonzentration in Nitrifikationstank beurteilen zu können, wird ein Mittelwert von 60min verwendet. Er liefert eine Aussage über den durchschnittlichen Verlauf der Sauerstoffkonzentration im Becken. Es ist aber zu berücksichtigen, dass die Online-Messwerte im Takt von zwei Minuten übermittelt werden, sodass die DO-Konzentration innerhalb von zwei Messungen höhere bzw. niedrige Werte erreichen kann.

Während des Versuchs wurde der Belüftungszyklus von 600s eingehalten, während der Takt des Nitrifikationsgebläses (An:Aus) zwischen 300s:300s, 400s:200s und 500s:100s gewechselt wurde. Die zeitliche Steuerung der Sauerstoffversorgung reagiert nicht auf unbekannte Störgrößen, bei einer Änderung jeglicher Betriebsparameter sollte daher auch die Belüftung angepasst werden, da der Sauerstoffverbrauch durch Zulaufschwankungen und -fracht ebenso wie der TS-Gehalt stark variieren können.

Wie in Bild 31 zu sehen ist, war das Nitrifikationsbecken überwiegend überbelüftet. Zudem – und wegen verschiedener Betriebsstörungen – wurde die Pilotanlage eine längere Zeit über

instabil betrieben. Dies erschwerte die Steuerung der Sauerstoffversorgung. Nach der Stabilisierung des Betriebs gelang dies wieder.

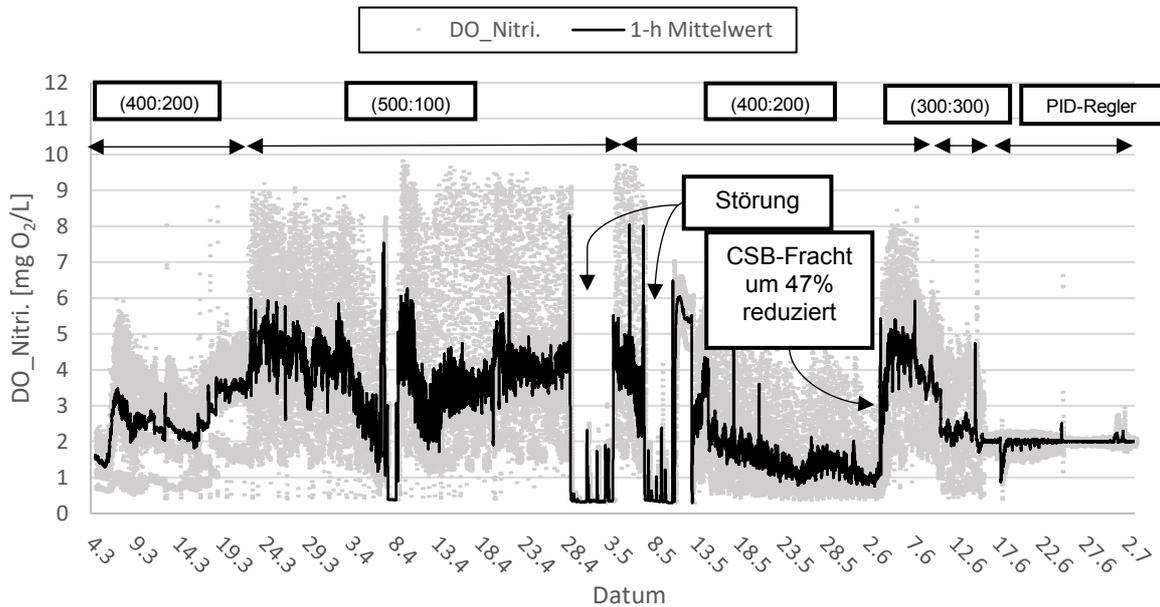


Bild 31: Verlauf der DO-Konzentration im Nitrifikationsbecken mit unterschiedlichen Belüftungseinstellungen während des gesamten Versuchs

Bei einem einfachem Steuerungskonzept der Sauerstoffzufuhr im Nitrifikationstank kann eine optimale Sauerstoffversorgung hinsichtlich der Energieoptimierung also nicht realisiert werden. Für einen optimalen Betrieb ist ein Regelungskonzept der Sauerstoffzufuhr einzusetzen. Während des Versuchs wurden eine Sauerstoffsollwert-Regelung und eine anschließende ammoniumbasierte Regelung geplant.

Das Nitrifikationsbecken ist mit einem Volumen von 0,8m³ im Vergleich zum Denitrifikationsbecken (3m³) klein. Es ist vorgesehen, dass nur ein Teil der aerob abbaubaren Abwasserinhaltsstoffe im Nitrifikationsbecken abgebaut wird, die Reste werden dagegen in dem größeren und stärker belüfteten Membrantank abgebaut, wo der Nitrifikationsprozess fortgesetzt werden soll.

Mittels der Cross-Flow-Belüftung wird das System weiter mit Sauerstoff versorgt. Der Luftvolumenstrom des jeweiligen Verdichters lag bei maximal 25 Nm³/h. Die Steuerung erfolgte durch eine Erhöhung bzw. Reduzierung der Drehzahl des Membranebläses mittels eines Frequenzumrichters.

Die Sauerstoffkonzentration war – abgesehen von fehlenden Messungen aufgrund einer Störung an der DO-Sonde, die in Kapitel 4.5.2 ausführlich erläutert wird – im Membrantank

überwiegend hoch. Der Luftvolumenstrom beider Verdichter wurde während des Versuchs schrittweise reduziert (vgl. Bild 32), trotzdem blieb die gelöste Sauerstoffkonzentration auch weiterhin hoch.

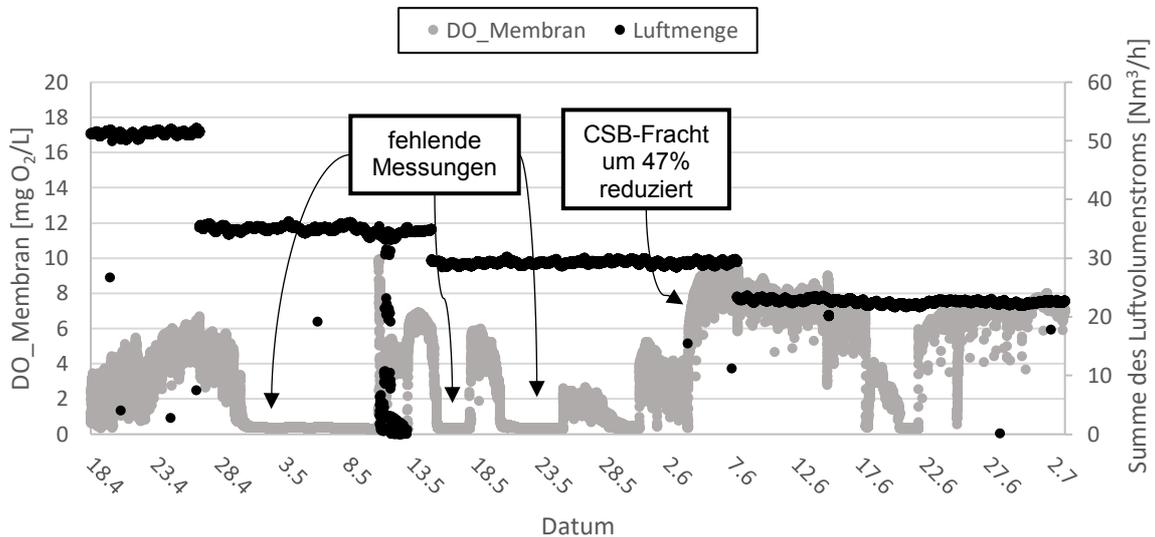


Bild 32: gelöste Sauerstoffkonzentration im Membrantank und Summe des Luftvolumenstroms beider Membranverdichter

Als sich die CSB-Zulauffracht nach dem Versetzen der Speisepumpe in die Ablaufrinne der Vorklärung um ca. 47% reduzierte, wurde ein sprunghafter Anstieg der Sauerstoffkonzentration im Membrantank beobachtet. Eine weitere Reduzierung der Cross-Flow-Belüftung in diesem Zeitraum war ausgeschlossen, da die Membranleistung aufgrund des schnell steigenden Transmembrandrucks gefährdet war. Dies wird in Kapitel 4.3 erläutert.

4.2 Betriebsoptimierung

4.2.1 Optimierung des Trockensubstanzgehalts, Schlammalters und der Schlammbelastung

Bei der Steuerung bzw. Anpassung der automatischen ÜSS-Abgabe konnte der Trockensubstanzgehalt im System im gewünschten Bereich gehalten werden (vgl. Bilder 33 und 34).

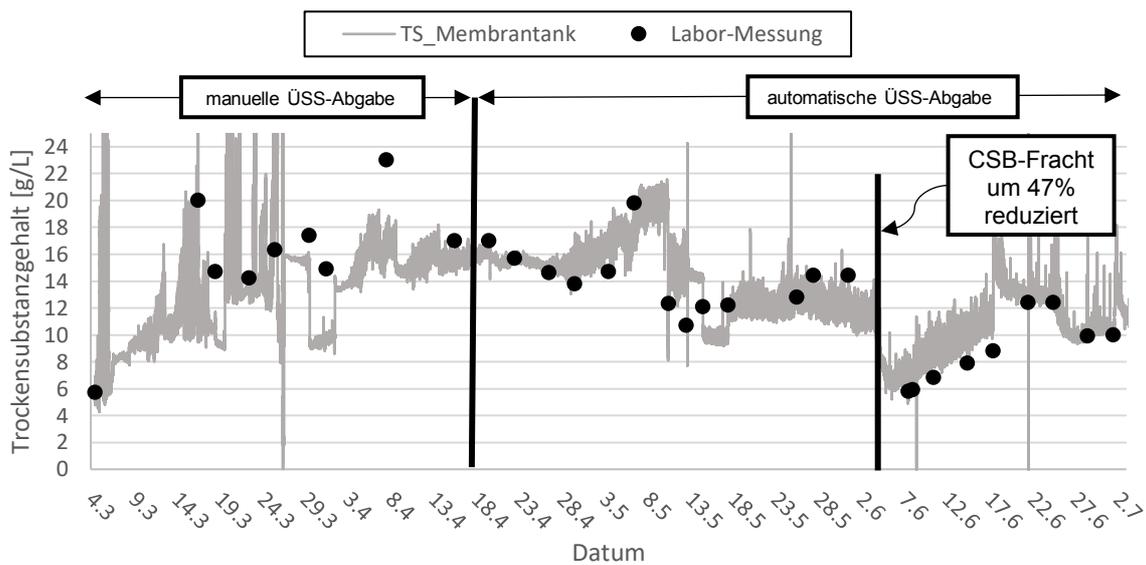


Bild 33: Überblick auf den Verlauf des TS-Gehalts im Membrantank während des gesamten Versuchs

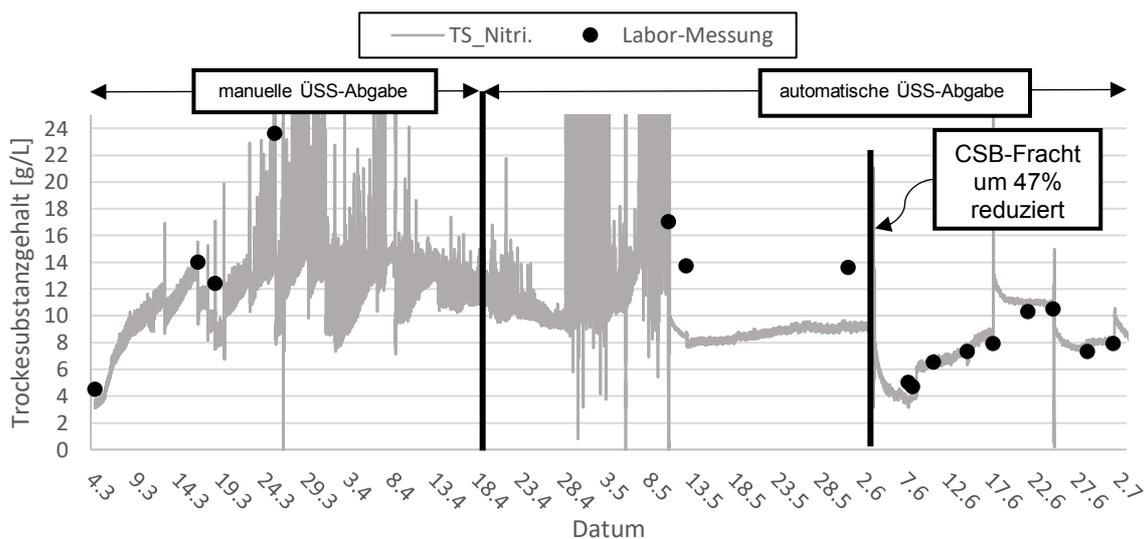


Bild 34: Überblick auf den Verlauf des TS-Gehalts im Nitrifikationstank während des gesamten Versuchs

Ohne das Rückführprinzip der Regelung ist die ÜSS-Abgabe allerdings ständig an jede Änderung an der Zulauffracht anzupassen. Als zum Beispiel die tägliche CSB-Fracht anhand der Labormessungen ungefähr um 47% reduziert wurde, sank der TS-Gehalt im System schnell. Dafür wurde die Anlage für wenige Tage ohne ÜSS-Abgabe betrieben, dann wurde die Abgabe langsam bis zum Erreichen des gewünschten TS-Gehalts erhöht (vgl. Bild 35).

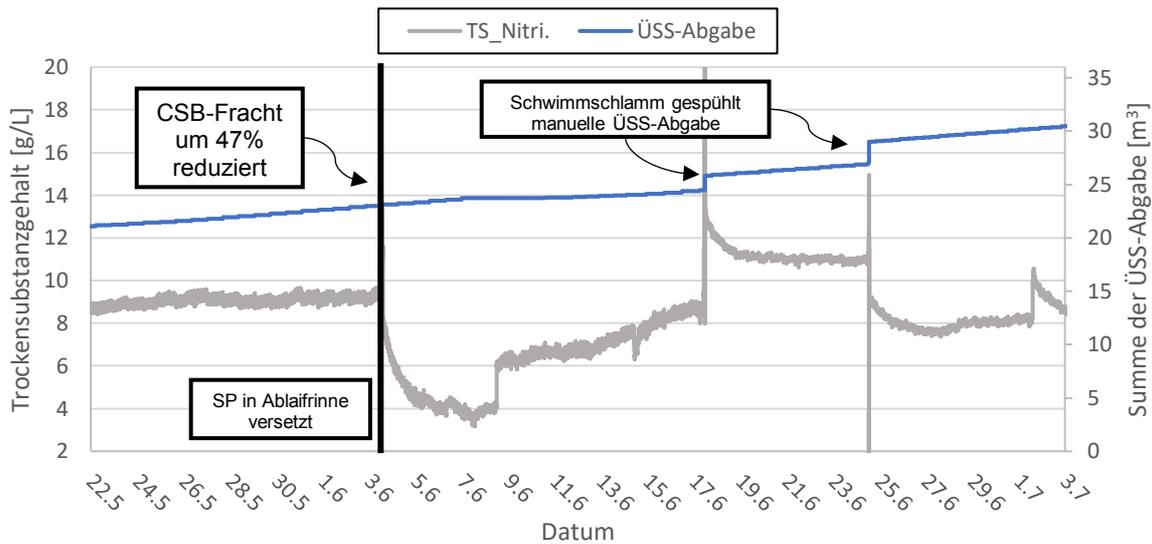


Bild 35: Steuerung der ÜSS-Abgabe

Ein ausreichendes Schlammalter für die Nitrifikation/Denitrifikation – und aufgrund der Fouling-Neigung – ist für den Betrieb einer MBR-Anlage wichtig. Wegen der hohen CSB-Konzentration im Zulauf und des schnell steigenden TS-Gehalts im System musste die manuelle ÜSS-Abgabe häufig durchgeführt werden, woraus sich ein niedriges Schlammalter von 10d ergab. Allerdings muss das Schlammalter für einen optimalen Betrieb der MBR-Anlage erhöht werden. Wegen hoher CSB-Konzentrationen im Zulauf konnte dies, ohne Reduzierung des täglichen Zulaufvolumenstroms bzw. der Raumbelastung, nicht erzielt werden (vgl. Bild 36).

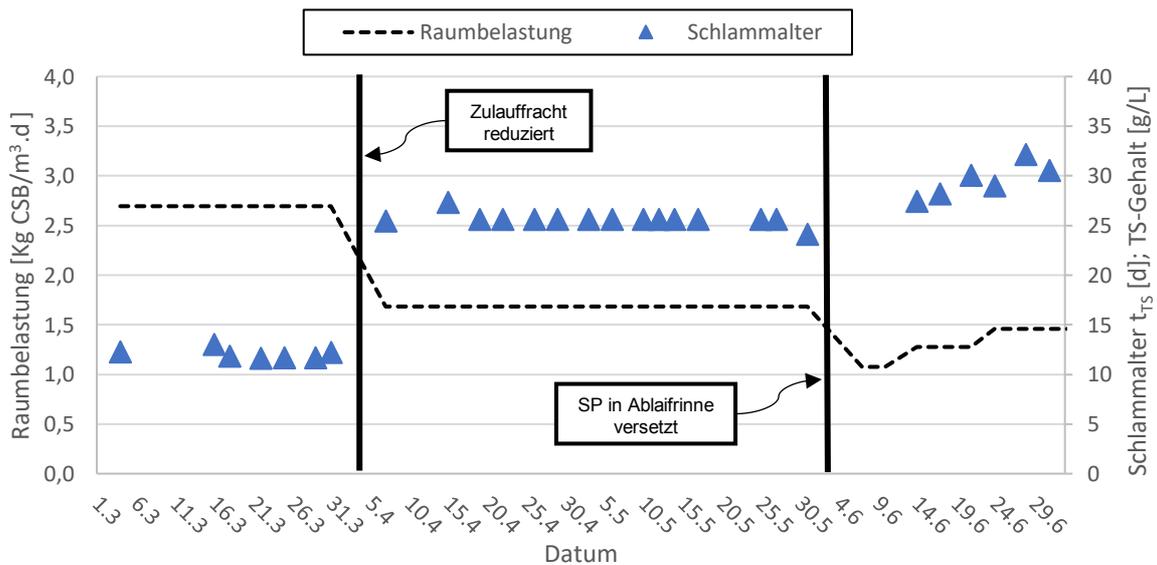


Bild 36: erzieltes Schlammalter anhand verschiedener Raumbelastungen

Der tägliche Zulaufvolumenstrom wurde von 8,3 m³/d auf 5,2 m³/d reduziert. Die CSB-Zulaufkraft reduzierte sich damit von 11,8 Kg CSB/d auf 7,2 Kg CSB/d (um ca. 40%). Bei einer Verminderung der Raumbelastung konnte demnach ein Schlammalter über 25d erzielt werden. Der Zusammenhang zwischen unterschiedlichen Raumbelastungen während des gesamten Versuchs und den erzielten Schlammaltern ist in Bild 37 dargestellt.

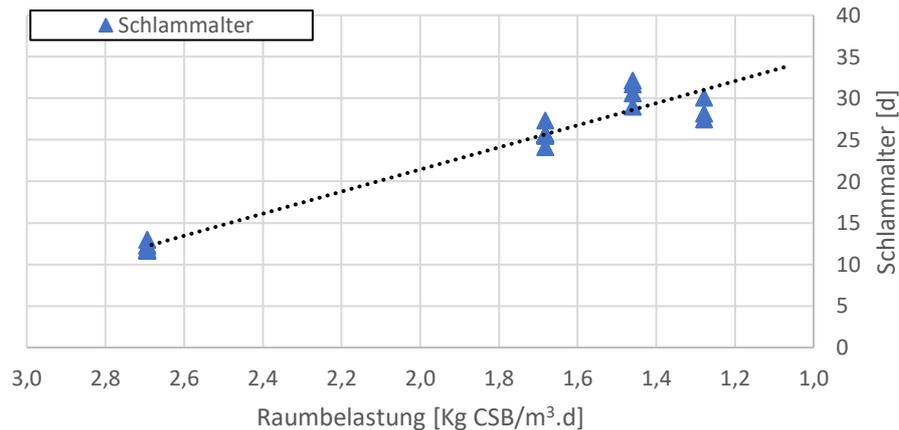


Bild 37: Raumbelastung und erzielte Schlammalter

Die Verminderung der Raumbelastung hat noch weitere Vorteile gebracht. Wie in Kapitel 4.1.1 erläutert wurde, war eine Reduzierung des TS-Gehalts im System nicht möglich, ohne den Grenzwert der Schlammbelastung von 0,25 Kg CSB/Kg TS.d⁻¹ zu überschreiten. Die Pilotanlage könnte aber mit einem niedrigen TS-Gehalt < 8 g TS/L betrieben werden, was weitere Vorteile hinsichtlich des Belüftungskoeffizienten und der Filtrationsleistung ermöglicht (vgl. Bild 38).

Zusammengefasst war die Reduzierung der täglichen CSB-Fracht aus zwei Gründen erforderlich:

- I. um das Schlammalter zu erhöhen
- II. um die Schlammbelastung bzw. den TS-Gehalt reduzieren zu können

Mit einer Steuerung der ÜSS-Abgabe und Anpassung der Zulaufkraft konnten also die Betriebsparameter Trockensubstanzgehalt, Schlammalter und Schlammbelastung in der MBR-Pilotanlage optimiert werden.

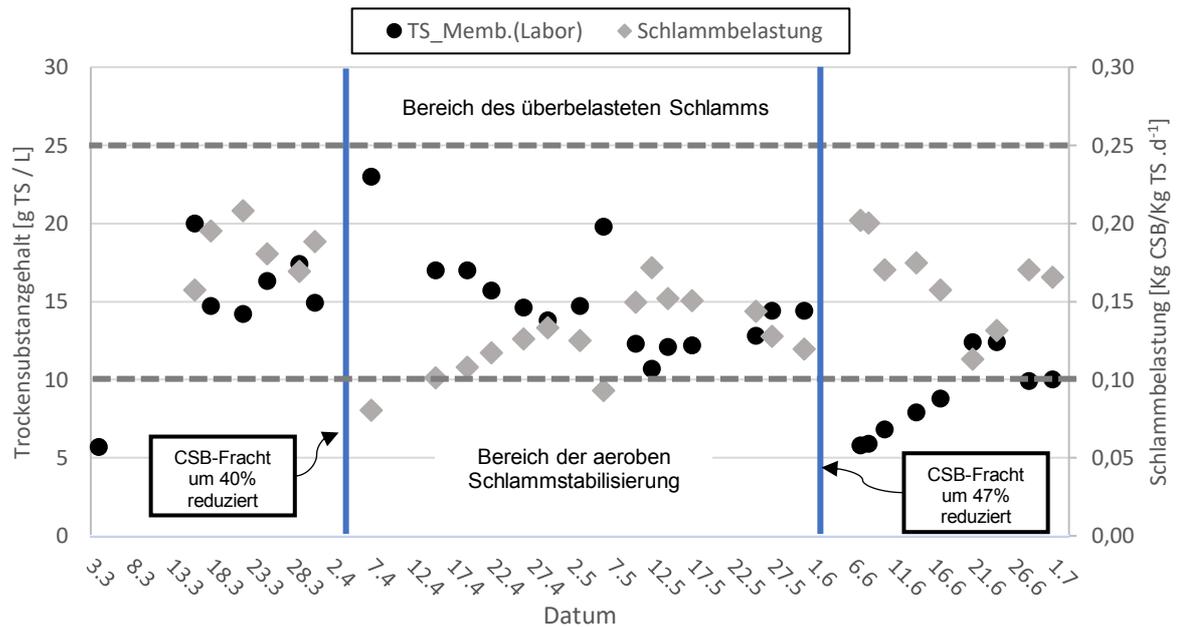


Bild 38: Schlammbelastung während des gesamten Versuchs und TS-Gehalt im Membrantank

4.2.2 Optimierung der Sauerstoffversorgung im Nitrifikationsbecken

Die Sauerstoffregelung (fester Soll-Wert) im Nitrifikationsbecken wurde ab dem 15.06.2021 durchgeführt. Der Luftvolumenstrom des Verdichters wird als Stellglied mit einem PID-Regler anhand der gemessenen Sauerstoffkonzentration angepasst, indem die Drehzahl des Nitrifikationsgebläses mittels eines Frequenzumrichters erhöht bzw. reduziert wird. Die Regler-Einstellungen sind voreingestellt und in Tabelle 14 angezeigt. Der maximale Luftvolumenstrom ist auf $7,0 \text{ Nm}^3/\text{h}$ und der minimale auf $0 \text{ Nm}^3/\text{h}$ eingesetzt. Als Sauerstoff-Sollwert sind $2 \text{ mg O}_2/\text{L}$ eingegeben.

Tabelle 14: Einstellungen des PID-Reglers

Parameter	Wert
Proportional	60,0000
Integrationszeit T_i	300000 ms
Differenzierzeit T_D	20000 ms

In der allgemeinen Betrachtung der Performance des PID-Reglers wird die gelöste Sauerstoffkonzentration im Nitrifikationsbecken auch während Zulaufschwankungen auf dem Soll-Wert von $2 \text{ mg O}_2/\text{L}$ gehalten (vgl. Bild 39). Der PID-Regler erfüllte somit seinen Zweck.

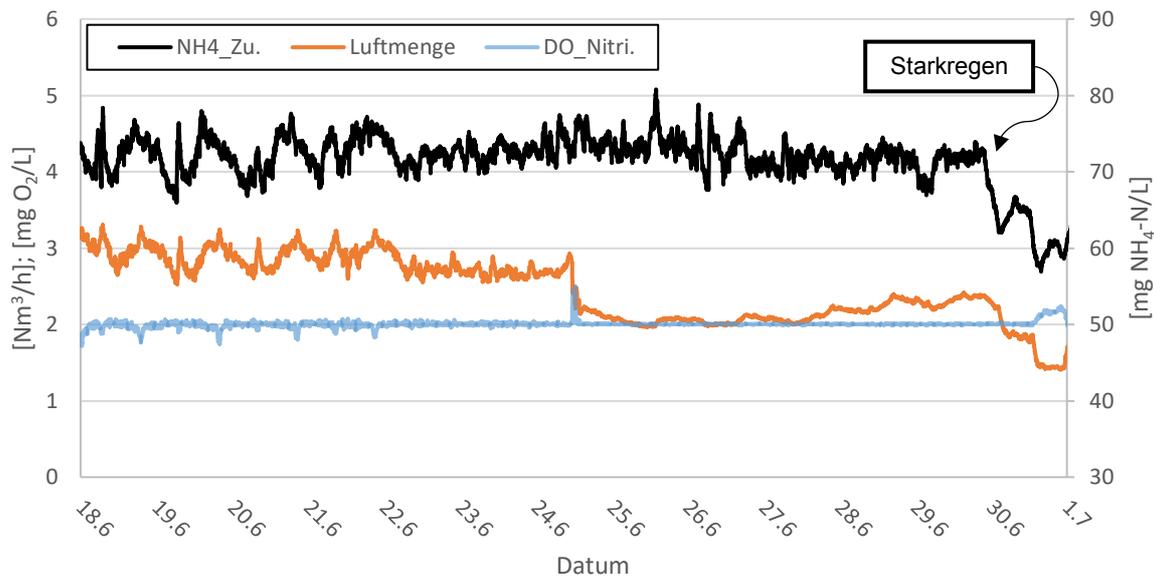


Bild 39: Regelung der Sauerstoffversorgung im Nitrifikationsbecken

Zur Auswertung der Regler-Performance wird der Luftvolumenstrom des Nitrifikationsgebläses vor und nach dem Einsatz der Regelung verglichen. In Tabelle 15 werden die stündlichen Luftmengen unterschiedlicher zeitlicher Steuerungseinstellungen angezeigt.

Tabelle 15: Vergleich des stündlichen Luftvolumenstroms unterschiedlicher Belüftungseinstellungen

Belüftung An:Aus [s]	500:100	400:200	300:300
Luftmenge [Nm^3/h]	2,92	2,33	1,75

Direkt nach dem Einsatz der Regelung lag der durchschnittliche stündliche Luftvolumenstrom bei $2,15 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (12-stündige Betrachtung), und zwar um 18.6% höher als bei der vorherigen Belüftungseinstellung (300s:300s). Die Sauerstoffkonzentration lag vor dem Einsatz der Regelung (ebenfalls in 12-stündiger Betrachtung) bei ungefähr $2 \text{ mg}/\text{L}$ (vgl. Bild 40). Die Betriebsparameter waren in diesem Betrachtungszeitraum identisch (NH_4 -Zulaufkonzentration und TS-Gehalt). CSB-Messungen liegen für diesen Zeitraum allerdings nicht vor, daher lässt sich keine genaue Aussage über die energetische Performance treffen.

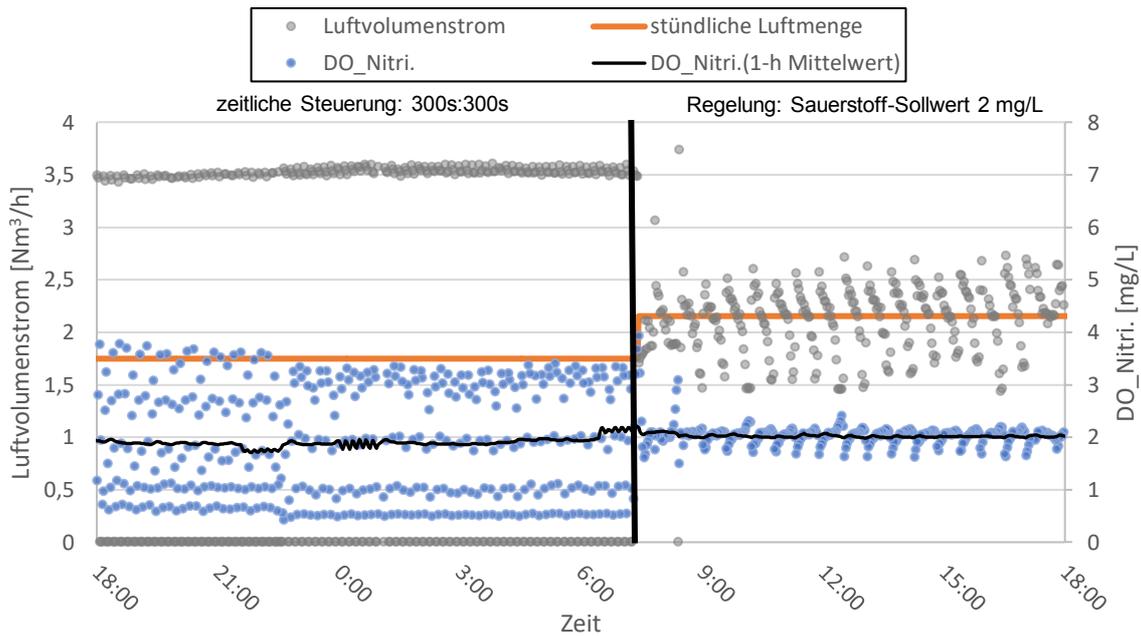


Bild 40: Vergleich der Luftvolumenströme bei Steuerung und Regelung der Sauerstoffzufuhr im Nitrifikationstank

Die Sauerstoffkonzentration im Nitrifikationsbecken schwankt zwischen 2,2 und 1,6 mg O₂/L. Der Regler bzw. der Luftvolumenstrom reagiert langsam und schwach auf den Regelfehler (e) (vgl. Bild 41), was auf kleine P- und D-Anteile zurückzuführen sein könnte.

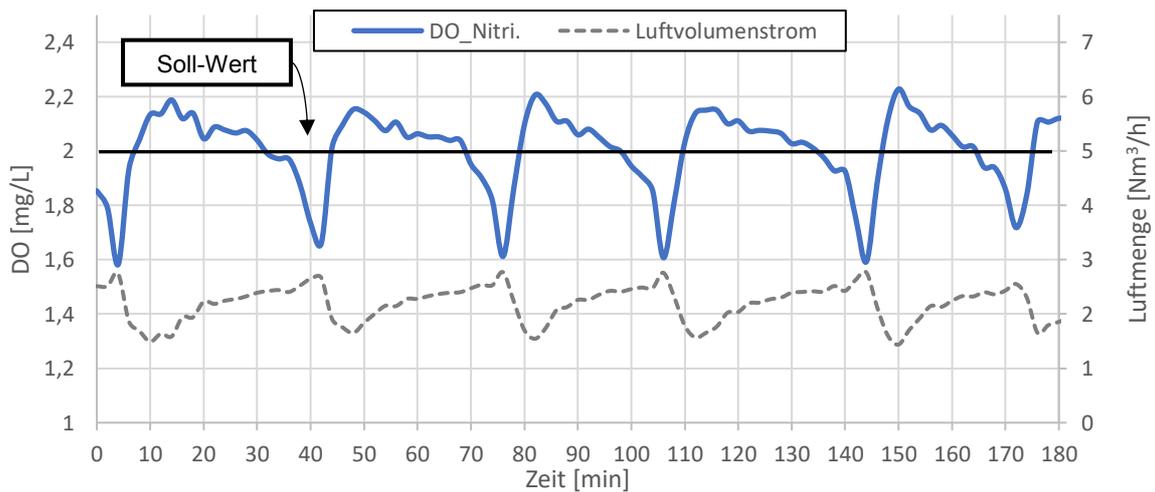


Bild 41: Performance des PID-Reglers

Aus Bild 41 ist abzulesen, dass es bis zum Eintreffen des Soll-Werts bis zu 30min dauert, danach steigt bzw. sinkt die Sauerstoffkonzentration weiter, während der Luftvolumenstrom

langsam angepasst wird. Ein derartiges Verhältnis könnte die größere Integrationszeit T_i darstellen. Eine sorgfältige Beurteilung wäre aber nur durch eine Simulation oder das Testen vor Ort möglich.

Eine geeignete und ideale Einstellung wird von (GRÄBER, aus der Praxiserfahrung so beschrieben, dass der Regler erst mit einem reinen Proportionalanteil eingestellt wird, bevor der Integralanteil hinzugenommen werden kann. Auf den Differenzialanteil kann mit gut eingestellten P- und I-Anteilen verzichtet werden, für viele Anwendungen reichen sie vollkommen aus.

Bei der Sauerstoffregelung (fester Soll-Wert) konnten der Luftvolumenstrom also an jegliche Störgröße (z.B. Zulaufschwankungen bei einem Regenereignis) angepasst und die gelöste Sauerstoffkonzentration im Becken konstant auf dem Soll-Wert gehalten werden. Eine energetische Beurteilung konnte aus betrieblichen Gründen (unstabiler Betrieb) allerdings nicht erfolgen. Signifikanten Einfluss auf die Reinigungsleistung hat der Einsatz der Regelung jedoch nicht. Dies wird ausführlich in Kapitel 4.4 diskutiert.

4.3 Membranfiltration

In der Pilotanlage steht zur Filtration eine Gesamtmembranfläche von 50m^2 zur Verfügung. Diese verteilt sich in zwei Membraneinheiten (25m^2) mit unterschiedlichen Membrantypen, damit die Leistung der Membrantypen jeweils getestet und mit den anderen verglichen werden kann. Die Membraneinheiten bestehen aus zwei übereinander angeordneten Membranmodulen. Jedes Modul verfügt über $12,5\text{m}^2$ Membranfläche. Beide Membraneinheiten sind neu und wurden vor dem Versuch mit Natriumhypochlorid aktiviert.

Als Start-Betriebsparameter (zu Versuchsbeginn) war der Permeatfluss für die jeweilige Membraneinheit auf 200 L/h eingestellt. Mit Berücksichtigung des Filtrationszyklus ($720\text{s}/180\text{s}$; An/Aus) und einer Membranfläche von 25m^2 pro Einheit ergab sich ein Netto-Flux von $6,4\text{ L/m}^2\cdot\text{h}$ ($8\text{ L/m}^2\cdot\text{h}$ brutto). Wegen der hohen Schlamm- bzw. Raumbelastung und des niedrigen Schlammalters wurde am 06.04.2021 der tägliche Zulaufvolumenstrom reduziert, indem der Permeatfluss für die jeweilige Membraneinheit auf 150 L/h eingestellt wurde. Dies ergab einen Netto-Flux von $4,8\text{ L/m}^2\cdot\text{h}$ ($6\text{ L/m}^2\cdot\text{h}$ brutto).

Im Vergleich zu den in Tabelle 16 aufgelisteten MBR-Kläranlagen, die mit Membranen des Typs Plattenmodul betrieben werden, sank der Netto-Flux in der Pilotanlage wegen der Zulaufreduzierung auf ein niedriges Niveau, für das Testen bzw. den Vergleich mit anderen

MBR-Anlagen und die Beurteilung der hydraulischen Leistung der Membranfiltration dient er deswegen nicht. Aus diesem Grund wurde entschieden, die Membranfläche zu halbieren. Dies erfolgte am 10.05.2021 beim Umbau der Pilotanlage, indem die zwei oberen Membranmodule außer Betrieb genommen und demontiert wurden. Demnach stand nach dem Umbau eine Gesamtmembranfläche von 25m² zur Verfügung.

Tabelle 16: Bemessener Netto-Flux für Plattenmodule in verschiedenen MBR-Anlagen nach (KREBBER, 2013)

Kläranlage	Membran (Plattenmodule)	Bemessungsfluss (netto)* [L/m².h]
KA Eitorf	Kubota EK 400	28
KA Xanten-Vynen	A 3 Maxflow M70-001	18 – 25
KA Konzen	Kubota EK 400	25,5
KA Woffelsbach	Kubota EK 400	26
KA Seelscheid	Kubota EK 400	29

*tatsächliche Permeatflüsse können aber anhand anfallender Zulaufvolumenströme variieren

Beide Membraneinheiten wurden während des gesamten Versuchszeitraums mit den gleichen Parametern (Filtrationszeit/Pausenzeit, Permeatfluss und Belüftungsintensität) betrieben. Nach Herstellerangaben liegt die Permeabilität der PES-Membran (I) bei ≥ 285 L/m².h.bar, während die PVDF-Membran II über eine Permeabilität von 1600 L/m².h.bar verfügt. Beide Membrantypen haben praktischerweise eine ähnliche Porengrößenverteilung (35-100 nm für Membran I und 30-50 nm für Membran II).

Wegen des niedrigen Permeatflusses zu Versuchsbeginn ist der Transmembrandruck beider Membraneinheiten fast konstant geblieben, im niedrigen Bereich zwischen 5 und 10 mbar (vgl. Bild 42). Nach schrittweiser Erhöhung des Permeatflusses wies die PES-Membran (I), deren Permeabilität kleiner ist, mehr Empfindlichkeit gegen Verstopfung im Vergleich zur PVDF-Membran (II) auf, deren TMP am Versuchsende sehr schnell und exponentiell stieg – ein deutlicher Hinweis auf eine Membranverstopfung. Eine chemische Reinigung ist somit schon bald erforderlich. Für einen späteren Zeitpunkt in der Versuchsdurchführung ist die Entwicklung eines Vorhersagemodells für die Membranreinigung geplant.

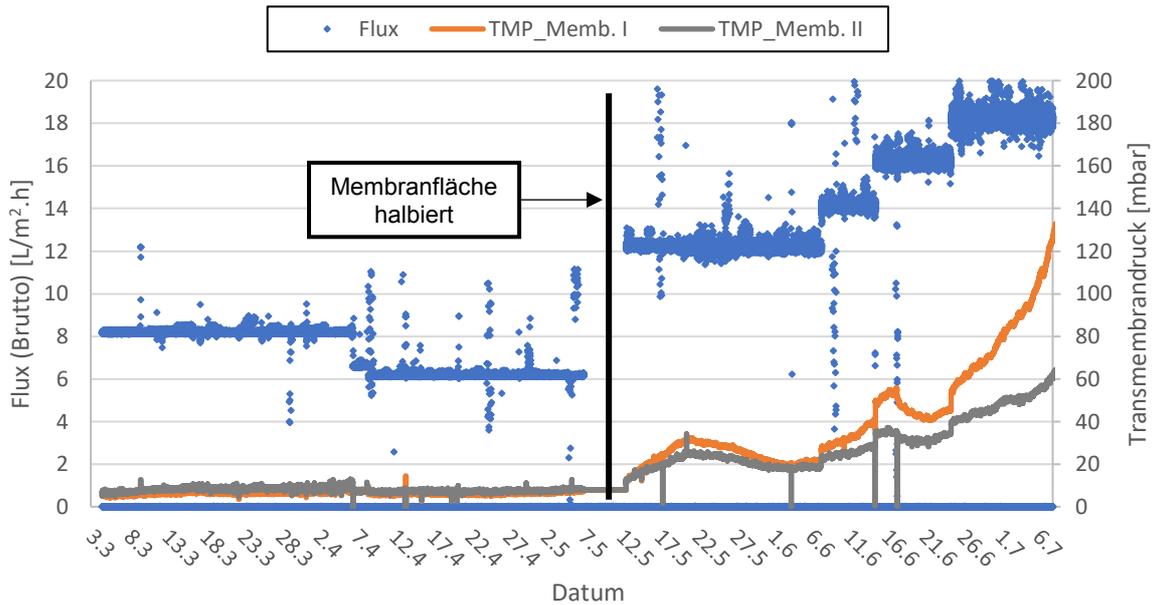


Bild 42: Permeatfluss und Transmembrandruck

Wie in Kapitel 4.1.2 erläutert wurde, war die gemessene Sauerstoffkonzentration im Membrantank sehr hoch (bis zu $9 \text{ mg O}_2/L$). Dafür wurde die Cross-Flow-Belüftung während des Versuchs schrittweise reduziert (vgl. Bild 43.)

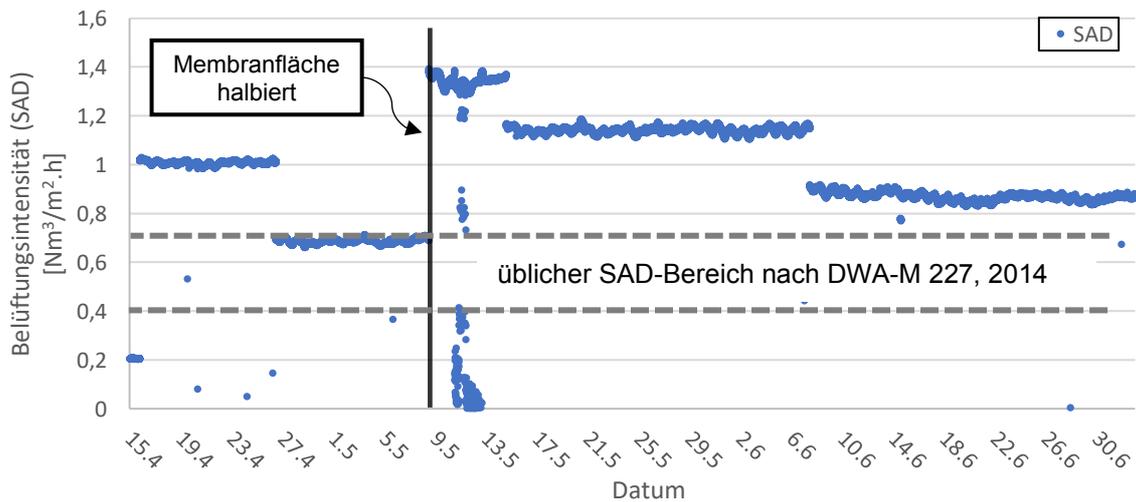


Bild 43: Belüftungsintensität (SAD) während des gesamten Versuchs

Die flächenspezifische Beaufschlagung bzw. Belüftungsintensität in den MBR-Anlagen liegt üblicherweise im Bereich von $0,2$ bis $0,7 \text{ Nm}^3/m^2$ (DWA-M 227, 2014). Eine weitere

Reduzierung der Membranbelüftung ist also möglich, außerdem wurde kein Einfluss der schrittweisen Reduzierung der Cross-Flow-Belüftung auf die Filtrationsleistung der Membran beobachtet. Allerdings wurde dieses Risiko, wie in Bild 42 zu sehen, wegen des schnell steigenden Transmembrandrucks beider Membranen nicht eingegangen.

Zusammengefasst ist eine potenziell große Energieeinsparung durch die Membranbelüftung möglich. Gezielte Versuche zur Optimierung der Cross-Flow-Belüftung durch das Umsetzen neuer Belüftungskonzepte wie z.B. Air Cycling oder intermittierende Belüftung sind geplant, konnten aber während der Bearbeitungszeit dieser Arbeit nicht durchgeführt werden.

4.4 Ablaufqualität und Reinigungsleistung

Um die Reinigungsleistung der Pilotanlage genauer zu betrachten, wird die Ablaufqualität anhand der Zulaufkraft in zwei Phasen ausgewertet. Da das Versetzen der Speisepumpe in die Ablaufrinne der Vorklärung der KA Stahnsdorf (statt in den Zulaufbereich) am 03.06.2021 einen Wendepunkt hinsichtlich der Ablaufqualität darstellte, wird die Reinigungsleistung der MBR-Pilotanlage, wie in Tabelle 17 dargestellt, in zwei Phasen betrachtet.

Tabelle 17: Zeiträume der zwei Phasen zur Betrachtung der Reinigungsleistung

	Phase I	Phase II
Datum (von – bis)	04.03.2021 – 03.06.2021	03.06.2021 – 30.06.2021

4.4.1 Reinigungsleistung (Phase I)

Während der ersten Phase wies die Pilotanlage eine sehr gute Ablaufqualität auf. Ammonium wurde fast vollständig oxidiert und lag überwiegend unter dem Messbereich der Ablaufsonde sowie der Labormessungen (Küvettest mit Messbereich ab 0,015 mg NH₄-N/L). Die gemessenen CSB-Konzentrationen im Ablauf lagen im Bereich von 24 mg/L bis 43,9 mg/L (vgl. Tabelle 18). Üblicherweise liegt die CSB-Konzentration im Ablauf von MBR-Anlagen unterhalb von 30 mg/L (DWA-M 227, 2014). Die Überschreitung dieses Werts in der Pilotanlage könnte auf einen hohen inerten CSB-Anteil im Zulauf zurückgeführt werden. Das konnte aber durch gezielte Labormessungen nicht nachgeprüft werden.

Die Sauerstoffkonzentration im System war während Phase I relativ hoch (vgl. Kapitel 4.1.2), sodass die aeroben Abbauprozesse gesichert und vollständig waren, dies aber auf Kosten einer unnötigen Überbelüftung und eines erhöhten Energieverbrauchs.

Tabelle 18: Zulauf- und Ablaufqualität anhand der Labormessungen (Phase I)

Parameter	CSB [mg/L]	TN [mg/L]	NH ₄ -N [mg/L]	NO ₃ -N [mg/L]
Zulauf (min – max)	1053 – 1931 (12 Proben)	102 – 127 (3 Proben)	59 – 77 (18 Proben)	-
Zulauf (durchschnittlich)*	1422	115	67	-
Ablauf (min – max)	24 – 44 (10 Proben)	6,5 – 12,8 (2 Proben)	< 0,015 – 0,055 (10 Proben)	1,1 – 14,3 (17 Proben)
Ablauf (durchschnittlich)*	37	9,6	< 0,015	7,1
Grenzwerte (GK 5)	75	13	10	-
Elimination	97%	92%	> 99%	-

* anhand einzelner Labormessungen außer CSB im Zulauf (bestimmt durch eine 24-Stunden-Mischprobe)

Das Ammonium wurde während Phase I im Nitrifikationstank und möglicherweise auch im Denitrifikationstank aufgrund der Sauerstoffverschleppung fast vollständig oxidiert. Bei einem Anstieg der Sauerstoffkonzentration im Nitrifikationstank über 2-3 mg O₂/L wird das Ammonium im Becken fast vollständig abgebaut (vgl. Bild 44).

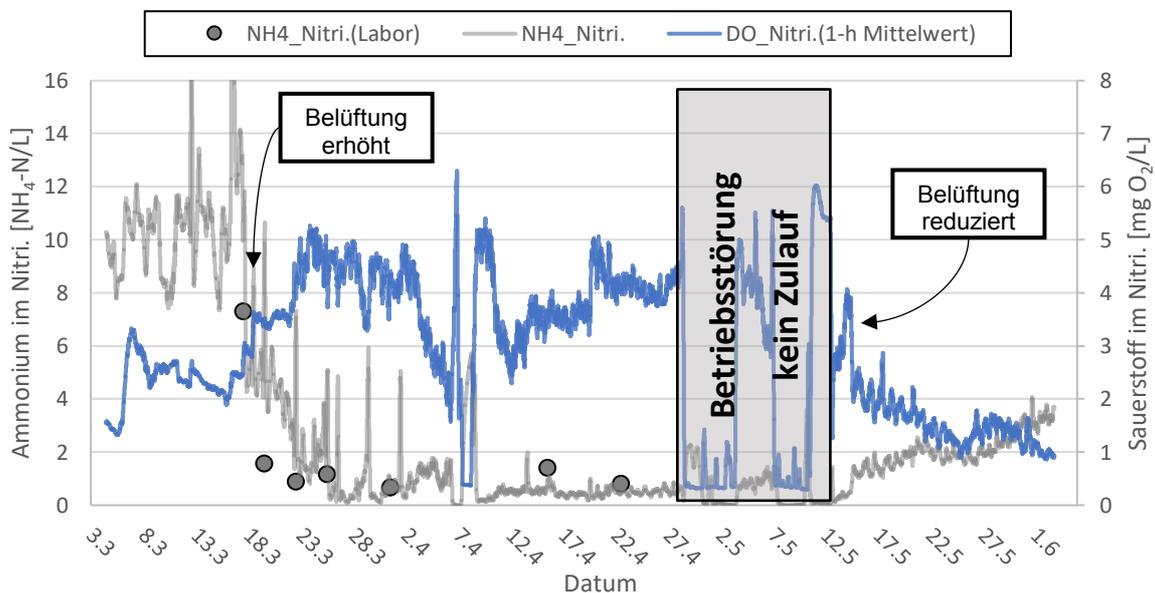


Bild 44: Zusammenhang zwischen Ammoniumkonzentration und Sauerstoff im Nitrifikationsbecken (Phase I)

Der größere und stärker belüftete Membrantank trägt also zur Ammoniumoxidation nicht so stark bei wie erhofft. Daraus lassen sich die überwiegend hohen Sauerstoffkonzentrationen

im Membrantank erklären. Als die Belüftung im Nitrifikationsbecken hingegen reduziert wurde, begann die Ammoniumkonzentration im Becken anzusteigen.

Zur Kontrolle der Stickstoffelimination wurde eine Redox-Sonde in das Denitrifikationsbecken installiert. „Das Redoxpotenzial ist ein Maß für die Reduktions- oder Oxidationskraft einer Lösung.“ (DWA-A 268, 2016) Es ist von vielen Parametern wie der Sauerstoff-, Nitrat- und Ammoniumkonzentration sowie dem PH-Wert abhängig. Es ist also eine Summengröße und wird als Ersatzgröße zur Steuerung und Regelung der Stickstoffelimination besonders in kleinen Kläranlagen und für intermittierend betriebene Anlagen verwendet. Das Redoxpotenzial liefert keine Aussage über den Nitratgehalt im Becken, allerdings lässt sich sein zeitlicher Verlauf auswerten (DWA-A 268, 2016).

Ein deutlicher Zusammenhang zwischen dem Redoxpotenzial im Denitrifikationsbecken und der Nitratkonzentration im Ablauf ist in Bild 45 zu sehen. Anhand der Betrachtung des zeitlichen Redox-Verlaufs könnte beispielweise eine Betriebsstörung im Denitrifikationsprozess festgestellt und möglicherweise die Ursache wie z.B. eine Sauerstoffverschleppung definiert werden.

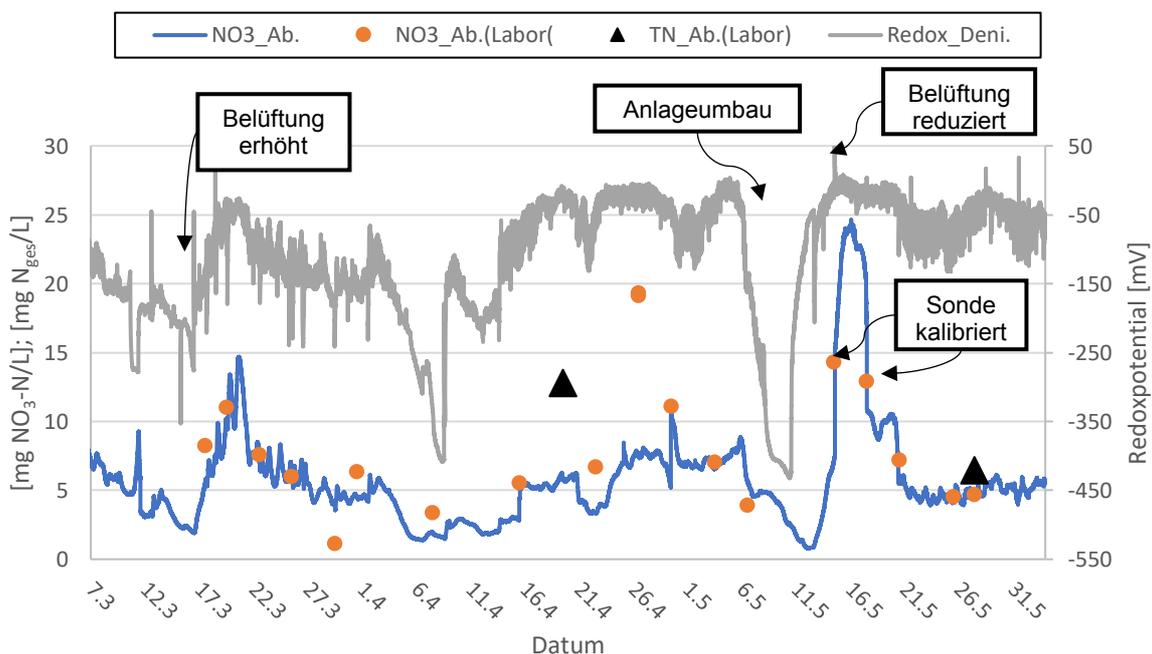


Bild 45: zeitlicher Verlauf des Redoxpotenzials im Denitrifikationsbecken und der Nitratkonzentration im Ablauf (Phase I)

Die sauerstoffreiche interne Rezirkulation und der ebenso sauerstoffreiche Rücklaufschlamm im Denitrifikationstank führten sowohl zu Schwankungen als auch zum Anspitzen des Redoxpotenzials im Denitrifikationsbecken (vgl. Bild 46). Der Effekt der

Sauerstoffverschleppung beeinträchtigte jedoch nicht den Denitrifikationsprozess in Phase I. Das Nitrat bzw. der Gesamtstickstoff lag in diesem Zeitraum im Ablauf überwiegend in niedrigen Konzentrationen vor. Dies ist auf den hochbelasteten Zulauf (hohe CSB-Konzentration) in diesem Zeitraum zurückzuführen.

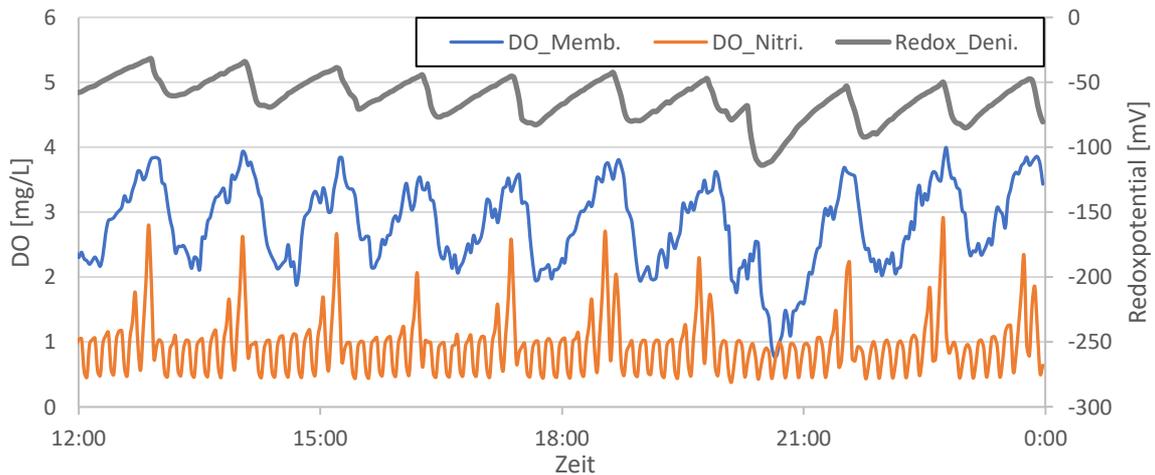


Bild 46: Zusammenhang der Verläufe von Sauerstoffkonzentration in Nitrifikations- und Membrantank und Redoxpotenzial

Insgesamt also lieferte die Pilotanlage in Phase I eine gute Ablaufqualität (vgl. Tabelle 18). Allerdings liegen in dieser Versuchsphase hinsichtlich des Energieverbrauchs keine Energieauswertung bzw. Messungen vor. Es ist aber erkennbar, dass in dem Belüftungssystem ein großes Potenzial vorhanden ist, Energie einzusparen, da die Pilotanlage überwiegend unnötig überbelüftet war und die Cross-Flow-Belüftung nicht ordentlich für aerobe Abbauprozesse genutzt wurde.

4.4.2 Reinigungsleistung (Phase II)

Als der Zulauf dann der Ablaufrinne statt dem Zulaufbereich der Vorklärung entnommen wurde, sank die tägliche CSB-Fracht von 7,4 auf 4,7 Kg CSB/d. Eine Steuerung bzw. Anpassung der Betriebsparameter wurde erst nach vier Tagen durchgeführt.

Die Ammoniumoxidation war wie zuvor fast vollständig und lag unter dem Messbereich der Sonde und der Labormessung ($< 0,015$ mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$). Die CSB-Konzentration im Ablauf lag im Bereich zwischen 19 und 36,2 mg CSB/L (vgl. Tabelle 19).

Tabelle 19: Zulauf- und Ablaufqualität anhand der Labormessungen (Phase II)

Parameter	CSB [mg/L]	TN [mg/L]	NH ₄ -N [mg/L]	NO ₃ -N [mg/L]
Zulauf (min – max)	575 – 958 (7 Proben)	93 – 102 (2 Proben)	52 – 79 (11 Proben)	-
Zulauf (durchschnittlich)*	743	98	67	-
Ablauf (min – max)	19 – 36 (5 Proben)	36 – 40 (2 Proben)	< 0,015 (5 Proben)	21 – 44 (8 Proben)
Ablauf (durchschnittlich)*	36	39	< 0,015	35
Grenzwerte (GK 5)	75	13	10	-
Elimination	95%	60%	>99%	-

Sowohl im Nitrifikationstank als auch im Denitrifikationstank wurde das Ammonium aufgrund der Sauerstoffverschleppung fast vollständig abgebaut. Es lag im Nitrifikationsbecken in sehr niedrigen Konzentrationen vor (vgl. Bild 47). Der Einsatz der Sauerstoffregelung am 15.06.2021 hatte keinen signifikanten Einfluss auf die Ammoniumkonzentration im Becken. Also trug der Membrantank auch in diesem Zeitraum nicht zum Ammoniumabbau bei.

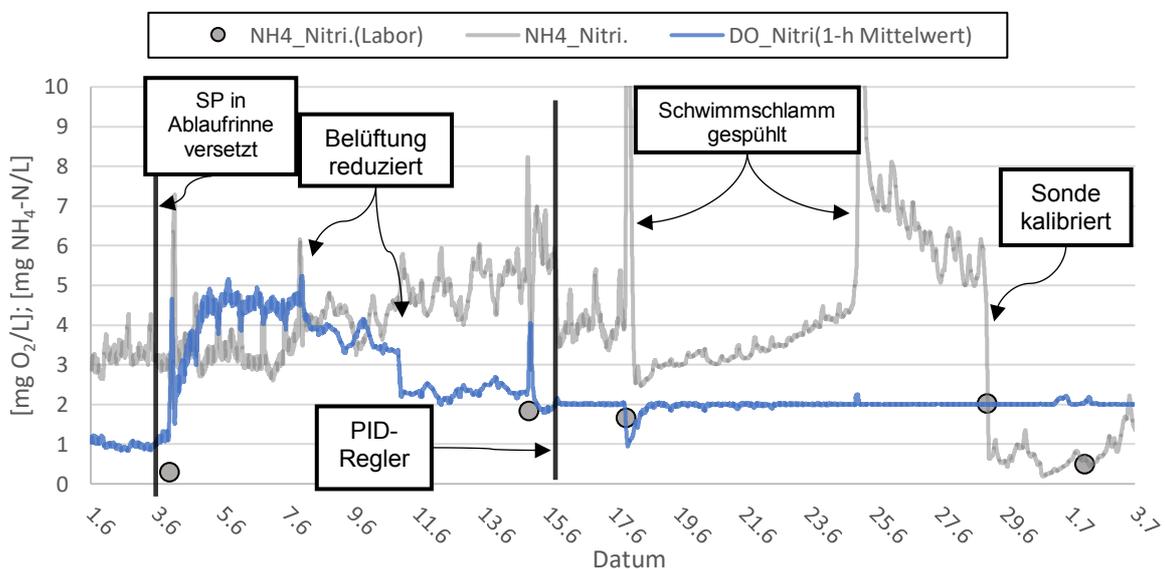


Bild 47: Zusammenhang zwischen Ammoniumkonzentration und Sauerstoff im Nitrifikationsbecken (Phase II)

Andererseits stieg die Nitratkonzentration im Ablauf sehr schnell an (vgl. Bild 48). Eine Messung des gelösten Sauerstoffs im Denitrifikationstank ergab am 24.06.2021 1,15 mg

O_2/L . Die Denitrifikation war demnach wegen des Effekts der Sauerstoffverschleppung gehemmt. Die schnell steigende Sauerstoffkonzentration im System ($> 8 \text{ mg } O_2/L$ im Membrantank) sowie eine hohe Rezirkulationsrate (interne und Schlammrückführung $>1000\%$) sorgten für einen kontinuierlich hohen Sauerstoffeintrag ins Denitrifikationsbecken. Dagegen wurde versucht, die Membranbelüftung zu reduzieren und die Zulauffracht zu erhöhen, indem der Permeatfluss (brutto) schrittweise von 12 auf 14, dann 16, schließlich $18 \text{ L/m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$ eingestellt wurde (vgl. Kapitel 4.3). Diese Maßnahmen erwiesen sich allerdings als nicht ausreichend; das Nitrat lag im Ablauf nach wie vor in hohen Konzentrationen vor (vgl. Bild 48).

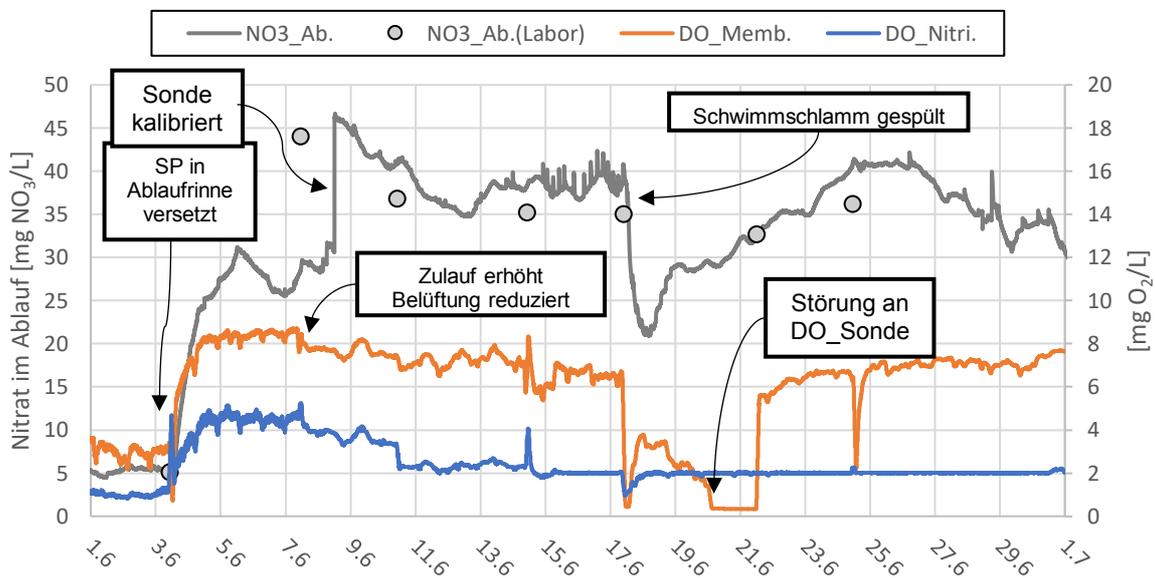
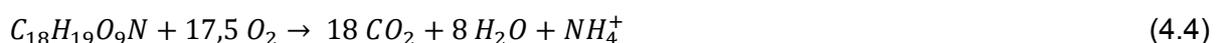


Bild 48: Verlauf der Nitratkonzentration im Ablauf und der Sauerstoffkonzentration in Membran- und Nitrifikationstank (Phase II)

Als Grund für die gescheiterte Denitrifikation könnte auch ein ungünstiges C/N-Verhältnis genannt werden. Allerdings liegt keine relevante Messung von TOC bzw. BSB_5 vor. Daher wurde TOC aus den CSB-Messungen rechnerisch angenommen.

Die durchschnittliche chemische Zusammensetzung des Abwassersubstrats: $C_{18}H_{19}O_9N$

Die Oxidation zu CO_2 erfolgt wie folgt:



Darüber hinaus ergibt ein Gramm TOC durchschnittlich 1,42 Gramm CSB. Die relevanten Labormessungen der Zulaufproben und die daraus errechneten TOC/TKN sowie CSB/TKN sind in Tabelle 20 dargestellt.

Tabelle 20: TOC/TKN aus den CSB- und TN-Labormessungen

Probe	CSB [mg/L]	TOC (rechnerisch) [mg/L]	TN [mg/L]	CSB/TKN	TOC/TKN
Zulauf-VK (I)	1319	929	102	12,9	9,1
Zulauf-VK (II)	1238	872	127	9,7	6,9
Zulauf-VK (III)	1053	742	117	9	6,3
Ablauf-VK (I)	996	701	87	11,5	8,1
Ablauf-VK (II)	732	516	93	7,8	5,6
Ablauf-VK (III)	818	576	102	8	5,7

Das günstige C/N-Verhältnis hängt von der Abwasserzusammensetzung ab. Allgemein könnte ein C/N-Verhältnis ab 1,5-2 als günstig für die Denitrifikation bezeichnet werden. In einigen Literaturen wird das Verhältnis auf CSB/TKN bezogen und ab 5,5 als günstig für die Denitrifikation eingestuft. Das C/N-Verhältnis ist demnach in allen Zulaufproben (vgl. Tabelle 20) günstig für die Denitrifikation. Somit kann man ein ungünstiges C/N-Verhältnis als Grund für die gescheiterte Denitrifikation ausschließen.

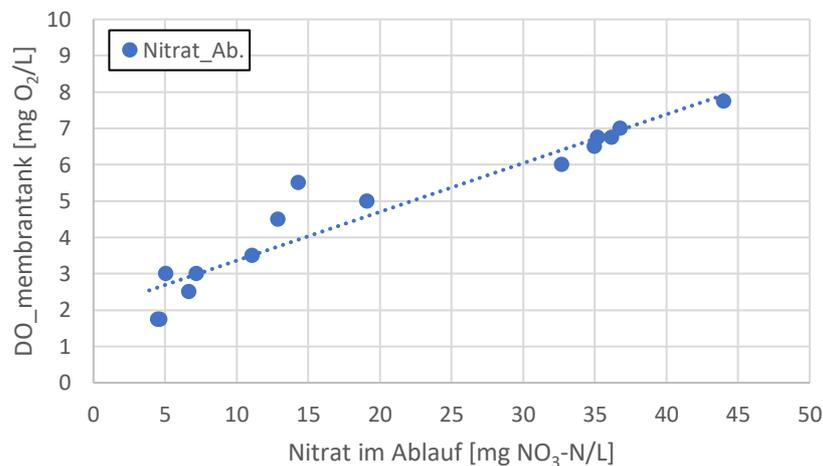


Bild 49: Zusammenhang zwischen Sauerstoffkonzentration im Membrantank und Nitrat im Ablauf

Insgesamt ist die Elimination von CSB und Ammonium in beiden Phasen fast unverändert auf hohem Niveau geblieben, während die Stickstoffelimination von 92% in Phase I auf 60% in Phase II absank. Grund dafür ist ein ineffizientes Belüftungssystem, das bei

Frachtreduzierung zu einem unkontrollierten Anstieg der Sauerstoffkonzentration im Membrantank und zur Hemmung der Denitrifikation führte. In Bild 49 ist ein deutlicher Zusammenhang während des gesamten Versuchs zwischen dem Nitrat im Ablauf bzw. dem Denitrifikationsprozess und der Sauerstoffkonzentration im Membrantank zu erkennen.

4.5 Betriebserfahrungen

Während des Betriebs der Pilotanlage wurden Betriebserfahrungen gesammelt und einige Betriebsstörungen festgestellt bzw. behoben, die die festgelegten Versuchsziele beeinträchtigten und zur Verschiebung des Zeitplans der Versuchsdurchführung führten. Im Folgenden werden einige Betriebsstörungen erläutert.

4.5.1 Bildung von Schwimmschlamm und Schäumen

Zu den Vorteilen der MBR-Anlagen zählt die Unempfindlichkeit gegen Bläh- und Schwimmschlamm, da der Rückhalt unabhängig von den Absetzeigenschaften der Bakterien und den Abwasserinhaltsstoffen ist, sodass die Reinigungsleistung nicht beeinflusst wird. Dies kann aber zu betrieblichen Störungen führen.

Während des Betriebs der Pilotanlage vermehrten sich Schwimmschlämme und Schäume. Sie bildeten eine dicke, schwimmende Schicht in Nitrifikations- und Denitrifikationsbecken (vgl. Bild 50).



Bild 50: Schwimmschlamm im Nitrifikationsbecken

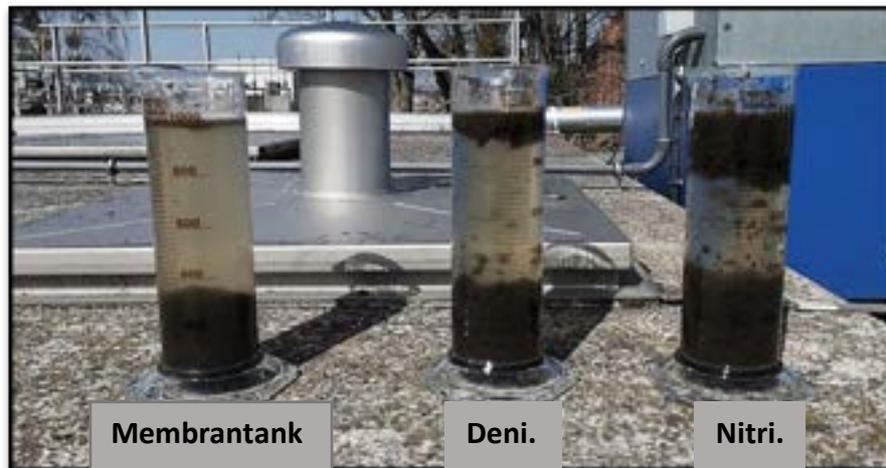


Bild 51: Schlämmpfropfen aus Membrantank, Denitrifikations- und Nitrifikationsbecken nach 30min Absetzzeit bei der SV-Messung (1:5 verdünnte Proben)

Ein Einfluss auf die Reinigungsleistung wurde aber nicht beobachtet. Da die Probenhöhe in Nitrifikations- und Denitrifikationsbecken recht hoch angebracht sind (bei ca. 58% des Füllstandes, der auf 65% begrenzt ist), wurde bei der Probenahme eine Probe aus der oberen Schicht gezogen (vgl. Bild 51), was zu falschen TS-Messungen führte (vgl. Bild 52) und die Kalibrierung der Ammonium-Sonde im Nitrifikationsbecken erschwerte. Zudem führte die Akkumulation der dicken und klebenden Schlämme der oberen Schicht mehrmals zur Verstopfung der Probenhähne in Nitrifikations- und Denitrifikationsbecken. Nur mit manueller Reinigung (manchmal mit Druckluft) konnten die Hähne wieder geöffnet werden.

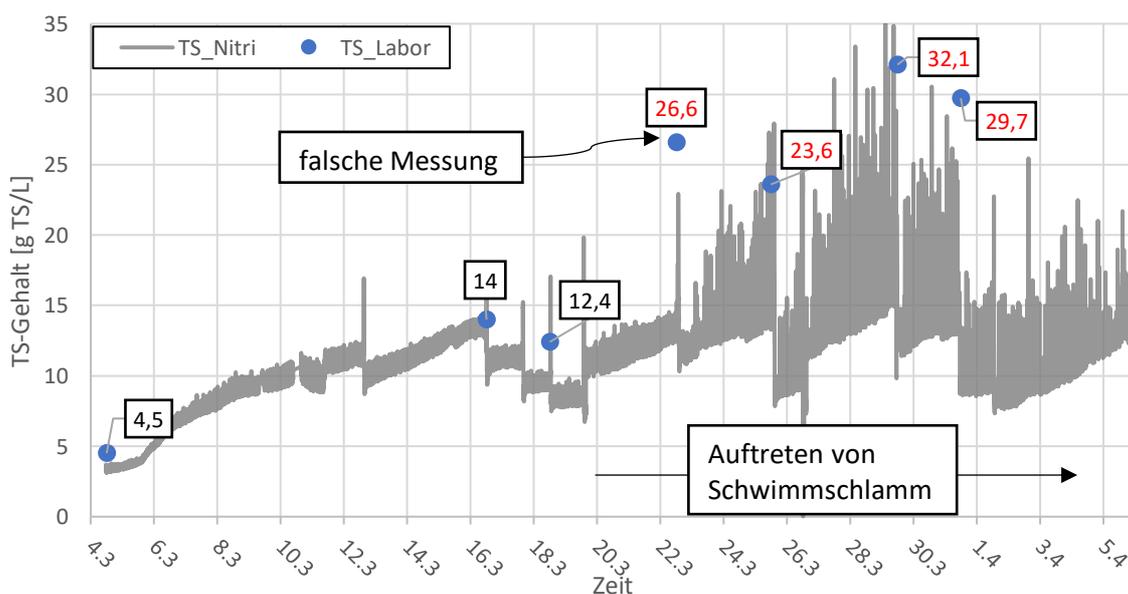


Bild 52: Einfluss des Schwimmschlammes auf die TS-Messungen im Nitrifikationsbecken

Eine mikroskopische Untersuchung der Schlammproben aus der oberen Schicht des Belebungsbeckens und aus dem Probenhahn zeigte, dass die Fadenbakterien in der oberen Schicht des Beckens dominant waren, während sich im Belebungsbecken in der Zeit der Probenahme (17.06.2021) ein gesunder Belebtschlamm befand, in dem die Fadenbakterien in niedriger Zahl vorlagen (vgl. Bild 53).



Bild 53: mikroskopische Untersuchung des Schlammes; obere Schicht (links), Probenhahn (rechts)

Der instabile Betrieb der Pilotanlage sowie die Stressbedingungen des Belebtschlammes sind sehr wahrscheinlich die Gründe für die vermehrte Schaum- und Schwimmschlammbildung. Zu den Stressbedingungen können die Spitzenbelastung aufgrund der Wiederbefüllung des Belebungsbeckens mit Rohabwasser nach der manuellen Schlammabgabe sowie die Temperaturschwankungen gezählt werden (im März lag die durchschnittliche Temperatur des Rohabwassers bei 12°C, im System bei 18°C). Beiden Stressbedingungen musste sich der Belebtschlamm während der Störung bei der automatischen ÜSS-Abgabe häufig unterziehen.

Nachdem die automatische ÜSS-Abgabe wieder in Betrieb gegangen war und nach mehrmaliger Spülung des Beckens mit Druckwasser zum Auflösen des Schwimmschlammes und der Schäume wurde ein Rückgang der gemessenen Deckschicht im Belebungsbecken beobachtet. Diese tauchte allerdings nach wenigen Tagen erneut auf, diesmal ohne begleitende Betriebsstörungen. Die Schlammproben aus den Probenhähnen wiesen nach der Beckenspülung weniger bzw. keine Schwimmschlämme mehr auf.



Bild 54: Schlammproben aus dem Membran-, Nitrifikations- und Denitrifikationstank für die TS-Messung

4.5.2 Online-Sonden

Es wurde beobachtet, dass die TS-Sonden im Nitrifikationstank und im Membrantank bei Auftreten des Schwimmschlammes große Schwankungen aufwiesen (vgl. Bilder 55 und 56). Da die Schwimmschlämme etwas klebrig waren, was in den Schlammproben beobachtet werden konnte (vgl. Bild 54, Probe aus dem Nitrifikationsbecken), bedeckten sie das Messfenster der TS-Sonde. Diese Störung konnte aber durch eine Reinigung der Sonde und durch Erhöhung des Wischintervalls am Sondemessfenster im Membrantank behoben werden. Im Nitrifikationstank konnte das Problem dagegen erst nach dem Rückgang der Schwimmschlammbildung, dem Einstellen den Rührer auf An (auch während der Belüftung) und Erhöhung des Wischintervalls auf 5min beseitigt werden.

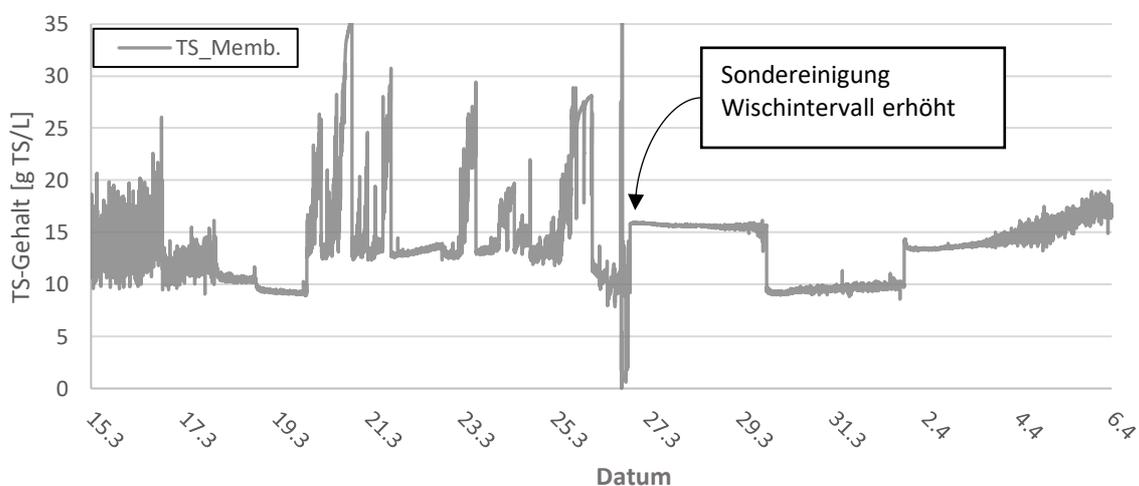


Bild 55: Einfluss des Schwimmschlammes auf die TS-Sonde im Membrantank

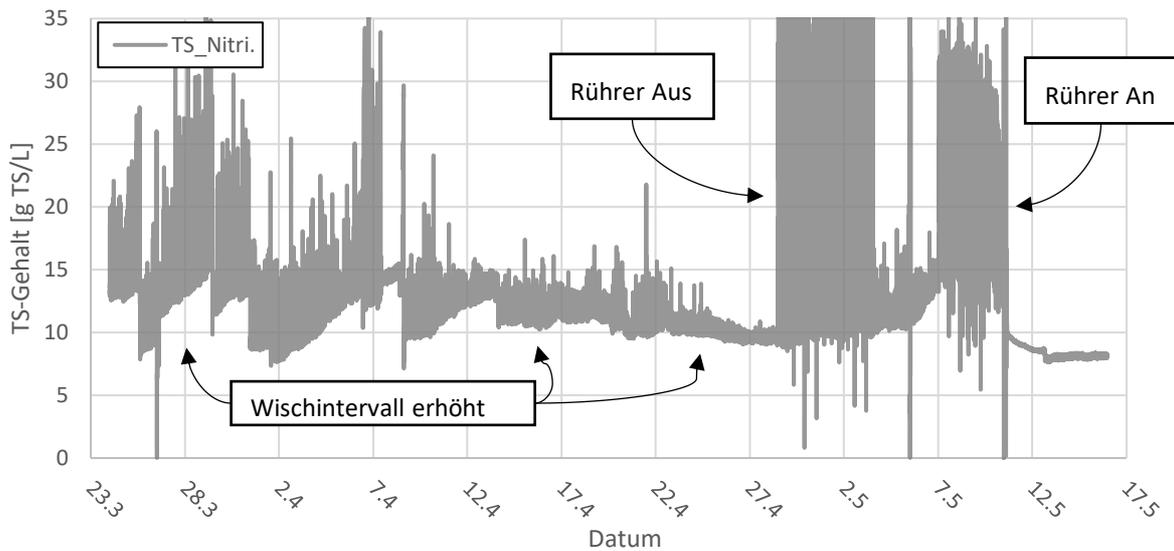


Bild 56: Einfluss des Schwimmschlammes auf die TS-Sonde im Nitrifikationsbecken

Der Einfluss des Rührers auf die Funktion der Solitax-Sonde im Nitrifikationstank ist auffällig (vgl. Bild 56). Es ist zu erkennen, dass die Messstelle der Sonde nicht ideal und die Durchmischung des Beckens nur mittels Belüftung nicht ausreichend für eine richtige und präzise Messung war. Nach Angaben des Herstellers sollte die Sonde so installiert werden, dass das Messfenster in Fließrichtung ausgerichtet ist. Da dies in der Pilotanlage aus geometrischen Gründen und aufgrund von Platzmangel nicht realisierbar war, konnte nur durch heftige Durchmischung mit dem Rührer eine stabilere Sondenmessung erreicht werden.

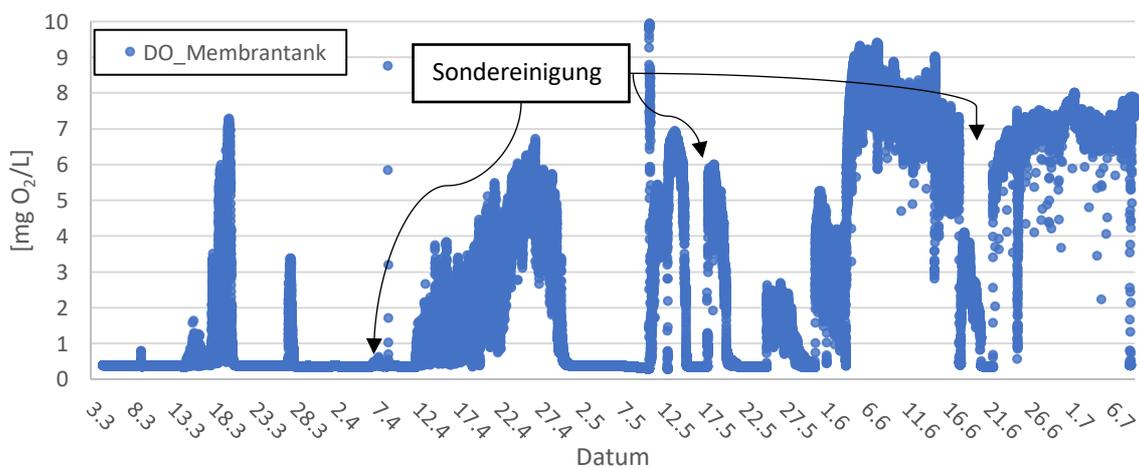


Bild 57: Einfluss der Schäume auf die DO-Sonde im Membrantank

Die DO-Sonde im Membrantank war ebenfalls vom Problem mit dem Schwimmschlamm und den Schäumen betroffen. Wie in Bild 57 zu sehen ist, lieferte die Sonde für gewisse Zeiträume keine richtigen Messungen ($\leq 0,3 \text{ mg O}_2/\text{L}$). Da die Sonde nicht ideal, nämlich in einem Rohr voller Schäume angebracht war, zeigte ihre Reinigung mitunter keine Wirkung. Dieses Problem wurde aber nach dem Rückgang der Schwimmschlamm- und Schäumung teilweise behoben.

4.5.3 OPUS-Sonden und Filtrax

Nach der mechanischen Vorreinigung (Grobstofftank) fließt das Abwasser durch den Filtrax-Behälter in das Denitrifikationsbecken, aus dem kontinuierlich filtrierte Zulaufproben entnommen werden, um filtrierte CSB und TOC mit einer Opus-Sonde zu messen. Dies ist für die Optimierung und Regelung der Denitrifikation für das fortgeschrittene Stadium der Versuchsdurchführung vorgesehen.

Da das Abwasser indes nicht ausreichend vorgeklärt ist (also zahlreiche partikuläre Wasserinhaltsstoffe aufweist) – und aufgrund der nicht idealen Durchmischung im Filtrax-Behälter –, setzten sich die Partikel im Behälter stetig ab. Dies wurde beobachtet und durch CSB-Messung einer Probe aus dem Filtrax-Behälter bestätigt, die bei 3184 mg CSB/l lag. Das Problem führte zur schnellen Verstopfung des Filtermoduls und zur schnellen Verschmutzung der filtrierte Probe. Somit erfasste die OPUS-Sonde falsche Messwerte (vgl. Bild 58). Außerdem wurden Beschädigungen bzw. Risse in den Membranen des Filtermoduls bemerkt, die entweder auf erhöhte Reinigungsvorgänge oder die Reibung der Partikel zurückzuführen sind.



Bild 58: Flocken in der filtrierte Zulaufprobe (nach Filtrax)

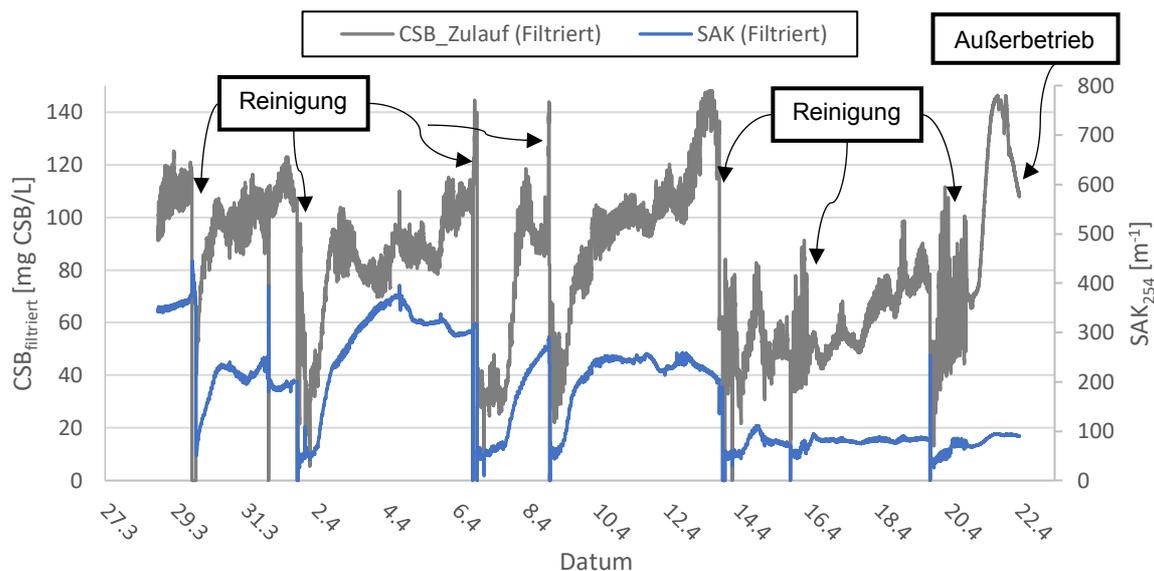


Bild 59: Verläufe der CSB_{filtriert}- und SAK₂₅₄-Messungen der OPUS-Sonde im Zulauf (unkalibriert)

Obwohl das Reinigungsintervall von Filtermodul und Sonde auf zweimal pro Woche erhöht wurde, waren die Messwerte ungenau und unbrauchbar. Die Sonde war demnach nicht kalibrierbar, weswegen der Filtrax und die OPUS-Sonde im Zulauf anschließend außer Betrieb genommen wurden (vgl. Bild 59). Um das Problem zu lösen, wurde geplant, das Filtermodul zu wechseln und die Durchmischung im Filtrax-Behälter mittels eines Rührers zu optimieren.

Nach der Filtrationsstufe fließt das Filtrat durch einen Filtratbehälter, aus dem kontinuierlich Proben entnommen werden. Mittels der OPUS-Sonde wird im Ablauf die CSB-Konzentration erfasst. Nach einigen CSB- und SAK₂₅₄-Messungen wurde die Sonde kalibriert (mit Skalierungsfaktor), woraufhin sie sehr genaue Werte (Abweichung von Labormessung < 1 mg CSB/L) lieferte, allerdings nur, wenn die CSB-Konzentrationen im Ablauf hoch waren. Es wurde also festgestellt, dass die Sonde für niedrige CSB-Konzentrationen, die in der MBR-Anlage im Ablauf < 30 mg/L erreichen können, nicht geeignet ist. Somit zeigte sie überwiegend falsche bzw. keine CSB-Werte an.

4.5.4 Zulaufstörung

Zum Schutz der Membranen und Anlagenteile wurde die Anlage mit einem Grobstofftank mit einer Feinsiebung zur Feststoffentnahme ausgerüstet. Allerdings enthält das Rohabwasser viele partikuläre Wasserinhaltsstoffe sowie Haare und Fasern. Dies führte mehrmals zur

Verstopfung und zu Verzopfungen in der Speisepumpe bzw. der Zulaufrohrleitung. Daher wurde ein Korb zum Schutz der Pumpe angebracht (vgl. Bild 60), der jedoch selbst mit der Zeit verstopfte bzw. verstopft wurde. Eine regelmäßige Reinigung war daher erforderlich.

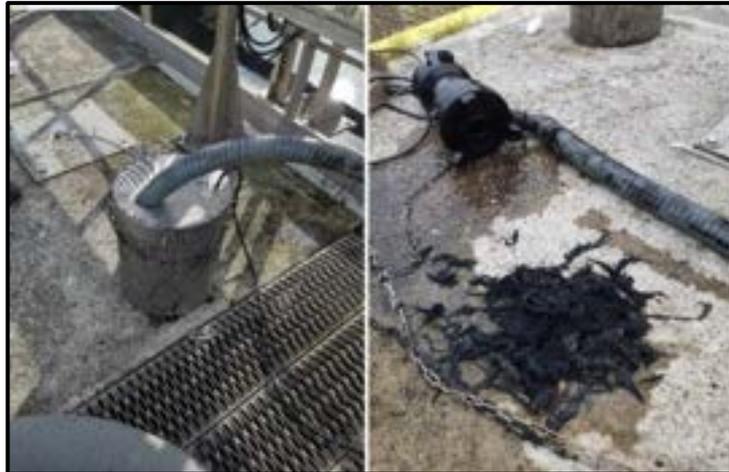


Bild 60: Verstopfungen in der Speisepumpe bzw. der Zulaufrohrleitung

Wegen der oben genannten Betriebsstörungen und hohen CSB-Konzentrationen im Zulauf (vgl. Tabelle 21) wurde entschieden, die Zulaufpumpe in die Ablaufrinne statt in den Zulaufbereich der Vorklärung zu versetzen. Es wurde zudem entschieden, die Membranfläche zu halbieren, um den Permeatflux zu erhöhen. Diese Maßnahmen wurden während des Versuchs umgesetzt und brachten mehrere Vorteile, z.B. die Reduzierung des TS-Gehalts bzw. der Schlammbelastung und damit das Erhöhen des Schlammalters, eine Verminderung von Verstopfungen und Verzopfungen sowie die Erhöhung des Permeatflusses.

Tabelle 21: Vergleich der Labormessungen im Trockenwetter zwischen Zulauf- und Ablaufvorklärung

	N_{ges} [mg/L]		CSB [mg/L]		CSB (24-h Mischprobe) [mg/L]
	min.	max.	min.	max.	
Zulauf der VK	102	127	1053	1932	1422
Ablauf der VK	87	102	583	918	743

5 Fazit und Ausblick

Die Pilotanlage wurde zunächst mit Rohabwasser aus dem Zulaufbereich der Vorklärung (sandfreier Zulauf) betrieben. Da es sich bei der Kläranlage Stahnsdorf um eine Kläranlage GK 5 mit minimalen Zulaufschwankungen handelt – und wegen der hohen CSB-Fracht im Zulauf –, wies die Pilotanlage mit semi-flexiblen Steuerungskonzepten in der ersten Betrachtungsphase eine gute Ablaufqualität auf. Die Steuerung ist eine einfache Technik und bietet eine stabile Ausgangsgröße. Bei Änderung der Betriebsparameter bzw. Zulauffrachten konnte allerdings festgestellt werden, dass die Steuerung keine ausreichende Flexibilität gegen Parameteränderungen bzw. Zulaufschwankungen anbieten kann. Daher ist der Einsatz von geeigneten Regelungskonzepten zur sicheren Einhaltung der Ablaufgrenzwerte, zur Automatisierung der MBR-Anlage und zur Betriebsoptimierung notwendig.

Bei semi-flexiblem Steuerungskonzept der ÜSS-Abgabe und Anpassung der Zulauffracht konnten die Betriebsparameter Schlammalter, Schlammbelastung und Trockensubstanzgehalt, die zur Optimierung der Sauerstoffversorgung, Nitrifikation/Denitrifikation und Membranfiltration wichtig sind, in der Pilotanlage optimiert werden (vgl. Tabelle 22). Es besteht daher also kein Bedarf für ein Regelungskonzept, da sich diese Betriebsparameter mit der Zeit sukzessive ändern lassen und von den stündlichen Zulaufschwankungen nicht abhängig sind – es sei denn, es ist das Ziel, den Anlagebetrieb zu automatisieren.

Tabelle 22: Trockensubstanzgehalt, Schlammbelastung und Schlammalter vor und nach der Optimierung

Parameter	vor Optimierung		nach Optimierung	
	(min - max)	(durchschnittlich)	(min - max)	(durchschnittlich)
Trockensubstanzgehalt im Membrantank [g TS/L]	14,2 – 23	(17,2)	5,8 – 19,8	(12,7)
Schlammbelastung [Kg CSB/Kg TS.d ⁻¹]	0,16 – 0,21	(0,18)	0,08 – 0,2	(0,14)
Schlammalter [d]	10 – 13	(12)	24 – 32	(27)

Der hohe Sauerstoffeintrag vom überbelüfteten Membrantank ins Denitrifikationsbecken konnte innerhalb der Versuchsdurchführung nicht vermieden werden, da die

Herstellerangabe zur minimalen flächenspezifischen Luftbeaufschlagung, die als Erfahrungswert für die Pilotanlage bei 40% liegt, einzuhalten ist. Ein minimaler Luftvolumenstrom zur Cross-Flow-Belüftung muss also immer vorhanden sein. Dieser Effekt wurde auch durch eine unkontrolliert hohe Rezirkulationsrate während des Versuchs verstärkt.

Die Sauerstoffverschleppung beim MBR-Verfahren wurde von (PINNEKAMP ET AL., 2006) beschrieben. Die Schlammrückführung vom Membrantank soll in die belüftete Zone (Nitrifikationsbecken) erfolgen, um die Sauerstoffverschleppung ins Denitrifikationsbecken zu minimieren. Hier ist eine zusätzliche interne Rezirkulation zwischen Nitrifikationsbecken und Denitrifikationsbecken notwendig. Ob das in der kompakten MBR-Anlage überhaupt realisierbar ist, bleibt eine offene Frage. Wenn die Schlammrückführung in der Pilotanlage vom Membrantank nicht ins Denitrifikationsbecken, sondern ins Nitrifikationsbecken erfolgt, könnte wahrscheinlich bei niedriger Belastung auf eine Nitrifikationsbelüftung verzichtet werden.

Überbelüftung kann nicht nur als Energieverschwendung, sondern auch als Hemmung des Denitrifikationsprozesses gesehen werden. Um das zu vermeiden, ist eine geeignete Sauerstoffzufuhrregelung einzusetzen. Das Regelungskonzept eines festen Sauerstoff-Sollwertes für die Nitrifikation hat sich in diesem Fall als ineffiziente Methode für die Pilotanlage erwiesen, da bei diesem Konzept der Sauerstoffeintrag durch die Cross-Flow-Belüftung, die zu aeroben Abbauprozessen beitragen soll bzw. kann, nicht berücksichtigt ist. Das führte bei niedriger Belastung zu unkontrollierter Steigerung der Sauerstoffkonzentration im Membrantank. Demnach könnte die ammoniumbasierte Regelung die passende Lösung sein, bei der der Sauerstoff-Sollwert im Nitrifikationstank an unterschiedliche Belastungen angepasst oder die Nitrifikationsbelüftung ganz ausgeschaltet wird.

Zusammengefasst könnte ein optimaler Betrieb der Pilotanlage hinsichtlich der Ablaufqualität mit folgenden Maßnahmen erreicht werden:

- Optimierung bzw. Reduzierung der Cross-Flow-Belüftung mittels neuer Belüftungseinsätze, z.B. intermittierender Belüftung und Air-Cycling
- Regelung bzw. Reduzierung der gesamten Rezirkulationsrate, um die Sauerstoffverschleppung ins Denitrifikationsbecken zu minimieren; wenn möglich Schlammrückführung vom Membrantank ins Nitrifikationsbecken (Anlageumbau)
- flexible Einstellung des Sauerstoff-Sollwerts im Nitrifikationsbecken anhand der Ammoniumkonzentration (ammoniumbasierte Regelung)

Literaturverzeichnis

- ALT ET AL., 2015: Anleitung zur Planung und Dimensionierung von Anlagen zur Mikroschadstoffelimination, Köln, https://nrw-mikro.amit-services.de/fileadmin/user_upload/News/News_Startseite/DIN_A4_MIKRO_Planung.pdf, 36 pp., latest access: 21/06/2021.
- BANI-MELHEM ET AL., 2011: Performance of the submerged membrane electro-bioreactor (SMEBR) with iron electrodes for wastewater treatment and fouling reduction, *Journal of Membrane Science*, volume: 379 , issue number: (1-2), 434–439, doi:10.1016/j.memsci.2011.06.017.
- BARJENBRUCH ET AL., 2010: Anthropogene Spurenstoffe: Auswirkungen der 4. Reinigungsstufe auf die Energie- und Klima-Bilanz, in: DWA Bundestagung, Bonn, 2010.
- BAUMANN ET AL., 2008: Möglichkeiten zur Energieeinsparung in der Abwassertechnik. <https://www.lopp.de/files/content/downloads/Energieeinsparung%20durch%20Abwassertechnik%20Vortrag.pdf>, 11 pp., latest access: 25/04/2021.
- BOONYUNGYUEN ET AL., 2014: Effect of Activated Carbon Addition with Enhance Performance on a Membrane Bioreactor (MBR), *JOCET*, 122–125, doi:10.7763/JOCET.2014.V2.105, https://www.researchgate.net/publication/274123142_Effect_of_Activated_Carbon_Addition_with_Enhance_Performance_on_a_Membrane_Bioreactor_MBR, latest access: 05/06/2021.
- BREPOLS, 2010: Operating Large Scale Membrane Bioreactors for Municipal Wastewater Treatment, IWA-Publishing, 9781843393054, <https://www.iwapublishing.com/books/9781843393054/operating-large-scale-membrane-bioreactors-municipal-wastewater-treatment>, 156 pp., latest access: 25/04/2021.
- BREPOLS ET AL., 2020: Energy reduction at a large-scale MBR: the Nordkanal experience, Bergheim, Deutschland, <https://www.thembrsite.com/features/energy-reduction-at-a-large-scale-mbr-the-nordkanal-experience/>, latest access: 30/05/2021.
- DRENSLA ET AL., 2015: Energetische Optimierung der Membrankläranlage Nordkanal, Eftverband, 1–142, <https://docplayer.org/39910683-Abschlussbericht-mbr-nordkanal.html>, 142 pp., latest access: 26/06/2021.
- DWA-A 131, 2015: Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen, Entwurf März 2015 ed., Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft Abwasser und Abfall, Hennef (Sieg), 50 pp.

- DWA-A 268, 2016: Automatisierung von einstufigen Belebungsanlagen, August 2016 ed., Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft Abwasser und Abfall, Hennef, 85 pp.
- DWA-M 227, 2014: Membran-Bioreaktor-Verfahren (MBR-Verfahren). DWA-Regelwerk, Oktober 2014 ed., DWA, Hennef, 49 pp.
- FLEMMING, 1997: Biofouling bei Membranprozessen, Springer-Verlag Berlin Heidelberg 1995, 181 pp.
- GRÄBER: PID Regler einstellen in der Praxis, Aachen, Deutschland, volume: 2021, <https://tlk-energy.de/blog/pid-regler-einstellen>, latest access: 01/09/2021.
- HABERKERN ET AL., 2008: Steigerung der Energieeffizienz auf kommunalen Kläranlagen. Forschungsbericht 205 26 307 UBA-FB 001075, Dessau-Roßlau, 1862-4804, <https://www.umweltbundesamt.de/>, 226 pp., latest access: 25/04/2021.
- ITOKAWA ET AL., 2008: Design and operating experiences of municipal MBRs in Europe, *Water science and technology : a journal of the International Association on Water Pollution Research*, volume: 58 , issue number: (12), 2319–2327, doi:10.2166/wst.2008.581.
- JINSONG ET AL., 2007: Effect of Sludge Retention Time on Membrane Bio-Fouling Intensity in a Submerged Membrane Bioreactor, volume: 41, 1313–1329, doi:10.1080/01496390600683647, <https://doi.org/10.1080/01496390600683647>, 18 pp., latest access: 29/06/2021.
- KIMURA ET AL., 2005: Membrane fouling in pilot-scale membrane bioreactors (MBRs) treating municipal wastewater, *Environmental science & technology*, volume: 39 , issue number: (16), 6293–6299, doi:10.1021/es0502425.
- KREBBER, 2013: Optimierung der Energiebilanz von Membranbioreaktoren, Dissertation / PhD Thesis, Technischen Hochschule Aachen, Aachen, Deutschland, 216 pp.
- LESJEAN ET AL., 2009: Market and design considerations of the 37 larger MBR plants in Europe, *Desalination and Water Treatment*, volume: 6 , issue number: (1-3), 227–233, doi:10.5004/dwt.2009.648.
- LIPP, 1993: Membranen und Membranprozesse Von E. Staude VCH, Weinheim, 1992, ISBN 3-527-28041-3, 325 Seiten, geb., DM 186,—, *Acta hydrochim. hydrobiol.*, volume: 21 , issue number: (2), 123, doi:10.1002/aheh.19930210215.
- MA ET AL., 2013: Effect of temperature variation on membrane fouling and microbial community structure in membrane bioreactor, *Bioresource technology*, volume: 133, 462–468, doi:10.1016/j.biortech.2013.01.023.
- MASSÉ ET AL., 2006: Comparison of sludge characteristics and performance of a submerged membrane bioreactor and an activated sludge process at high solids retention time, Elsevier Ltd,

- <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135406002375>, latest access: 29/05/2021.
- MELIN ET AL., 2007: Membranverfahren. Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 541 pp.
- PINNEKAMP ET AL., 2006: Membrantechnik für die Abwasserreinigung. Siedlungswasser- und Siedlungsabfallwirtschaft Nordrhein-Westfalen Band 1, FiW Verlag, 1–335, <https://docplayer.org/20739558-Membrantechnik-fuer-die-abwasserreinigung.html>, latest access: 25/04/2021.
- PINNEKAMP, 2008: Weitergehende Reinigung in kommunalen Kläranlagen mittels MBR-Technologie, Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben , issue number: (AZ IV – 9 – 042 IA5), 1–220, https://www.lanuv.nrw.de/fileadmin/forschung/wasser/klaeranlage_abwasser/Abschlussbericht_Membran.pdf, latest access: 25/04/2021.
- PÖRRY, 2009: Ermittlung energetischer Beurteilungskriterien für Membrankläranlagen mit Hohlfasermodulen und deren Verifizierung am Beispiel einer Großanlage, Essen, 208 pp.
- RAUTENBACH, 1997: Membranverfahren. Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 363 pp.
- RIEGER, 2004: Aeration control in activated sludge systems, ETH Zurich, 161 pp.
- ROSENBERGER ET AL., 2002: Rheologie von Belebtschlamm in Membranbelebungsreaktoren, Chemie Ingenieur Technik, volume: 74 , issue number: (4), 487–494, doi:10.1002/1522-2640(200204)74:4<487:AID-CITE487>3.0.CO;2-K.
- ROSENBERGER ET AL., 2005: Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment, Elsevier Ltd, <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135405006731>, latest access: 29/05/2021.
- SAMSON AG: Regler und Regelstrecken, in: Technischer Verkauf – Schulung. <https://www.samsongroup.com/document/l102de.pdf>, 60 pp., latest access: 15/06/2021.
- SÖLTER ET AL.: Die Bedeutung der Schlammbelastung und des Schlammalters für die Biologie von Belebtschlammanlagen – ein Erfahrungsbericht, Mainz. <https://klaerwerk.info/fachwissen/abwasserreinigung/die-bedeutung-der-schlammbelastung-und-des-schlammalters-fuer-die-biologie-von-belebtschlammanlagen-ein-erfahrungsbericht/>, 19 pp., latest access: 19/07/2021.
- THE MBR SITE: Largest MBR plants – Europe. <https://www.thembrsite.com/largest-mbr-plants/largest-membrane-bioreactor-plants-europe/>, latest access: 01/09/2021.

- THIEMIG, 2011: Die Bedeutung der Filtrationseigenschaften von belebten Schlämmen beim Betrieb von Membranbioreaktoren, Technische Hochschule Aachen, Aachen, 249 pp.
- WETT, 2005: Foulingverhalten des Membranbelebungsverfahrens und Auswirkungen auf die Leistungsfähigkeit (Wasser, Abwasser, Umwelt), Kassel University Press, 273 pp.
- ZHANG ET AL., 2014: Changes in wastewater treatment performance and activated sludge properties of a membrane bioreactor at low temperature operation, *Environmental Science Processes & Impacts*, 1–9,
<https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2014/EM/c4em00174e#divAbstract>, latest access: 26/05/2019.
- ZOBELL, 1943: THE EFFECT OF SOLID SURFACES UPON BACTERIAL ACTIVITY, Scripps Institution of Oceanography, University of California, La Jolla, 40–55, latest access: 25/04/2021.